

TUGAS AKHIR

**PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA
DARI HIDROGEN KLORIDA DAN ETIL ALKOHOL
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**



Oleh :

Agus Nugroho

I 1506008

Doni Kurniawan

I 1506013

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
SURAKARTA**

2012

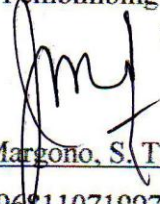
commit to user

LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR
PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA
DARI ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORIDA
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN


Oleh:

Agus Nugroho	I 1506008
Doni Kurniawan	I 1506013

Pembimbing II


Dr. Margono, S. T., M. T.
NIP. 19681107199702 1 001

Pembimbing I


YC. Danarto, S. T., M. T.
NIP. 19730827 200012 1 001

Dipertahankan di depan tim penguji:

1. Ir. Paryanto, M. S.

NIP 19580425 198601 1 001


1.....

2. Enny Kriswiyanti Artati, S. T., M. T.

NIP 19721126 200003 2 001


2.....

Disahkan

Keseluruhan Program Studi

Non Reguler Teknik Kimia



Enny Kriswiyanti Artati, S. T., M. T.

NIP 19721126 200003 2 001

LEMBAR KONSULTASI



commit to user

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur kepada Allah SWT, hanya karena rahmat dan ridho-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul "Prarancangan Pabrik Etil klorida dari Hidrogen klorida dan Etil alkohol Kapasitas 5.000 Ton/Tahun" ini.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan baik berupa dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua dan keluarga atas dukungan doa, materi dan semangat yang senantiasa diberikan tanpa kenal lelah
2. YC. Danarto., S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan Dr. Margono, S.T., M. T. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan bantuannya dalam penulisan tugas akhir
3. Ir. Muljadi, M. Si. dan Ir. Samun Triyoko. selaku Pembimbing Akademik
4. Dr. Sunu H. Pranolo selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FT UNS.
5. Segenap Civitas Akademika atas semua bantuannya
6. Teman-teman mahasiswa Teknik Kimia FT UNS khususnya angkatan 06

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini belum sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Surakarta, Januari 2012

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	ii
Lembar Konsultasi	iii
Kata Pengantar	xi
Daftar Isi	xii
Daftar Tabel	xviii
Daftar Gambar	xx
Intisari	xxi
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Kapasitas Pabrik	2
1.2.1 Kebutuhan Produk Etil Klorida	3
1.2.2 Penentuan Kapasitas	4
1.3 Lokasi Pabrik	5
1.4 Tinjauan Pustaka	8
1.4.1 Macam-macam Proses	10
1.4.2 Kegunaan Produk	9
1.4.3 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk	12
1.4.4 Tinjauan Proses Secara Umum	13
BAB II DESKRIPSI PROSES	
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	15
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku	15

2.1.2	Spesifikasi Bahan Pembantu	16
2.1.3	Spesifikasi Produk Utama	16
2.2	Konsep Proses	17
2.2.1	Dasar Reaksi	17
2.2.2	Mekanisme Reaksi	17
2.2.3	Kondisi Operasi	19
2.2.4	Tinjauan Termodinamika	19
2.2.5	Tinjauan Kinetika	21
2.3	Diagram Alir Proses	22
2.3.1	Diagram Alir kualitatif	23
2.3.2	Diagram Alir kuantitatif	24
2.3.3	Diagram Alir proses.....	25
2.3.4	Langkah Proses	26
2.4	Neraca Massa dan Neraca Panas	28
2.4.1	Neraca Massa	28
2.4.2	Neraca Panas	31
2.5	Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses	34
2.5.1	Lay Out Pabrik.....	34
2.5.2	Lay Out Peralatan Proses.....	37

BAB III SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

3.1	Reaktor	40
3.2	Dekanter	42
3.3	Menara Distilasi 1	43

commit to user

3.4 Menara Distilasi 2	44
3.5 Scrubber	45
3.6 Mixer	46
3.7 Tangki Etil Alkohol	48
3.8 Tangki Hidrogen Klorida	49
3.9 Tangki Etil Klorida	50
3.10 Silo	50
3.11 Accumulator 1	51
3.12 Accumulator 2	52
3.13 Condensor 1	52
3.14 Condensor 2	54
3.15 Condensor 3	55
3.16 Condensor Parsial	57
3.17 Reboiler 1	58
3.18 Reboiler 2	60
3.19 Kompresor	61
3.20 Heat Exchanger	62
3.21 Pompa 1	63
3.22 Pompa 2	64
3.23 Pompa 3	64
3.24 Pompa 4	65
3.25 Pompa 5	66
3.26 Pompa 6	67

commit to user

3.27 Pompa 7.....	68
3.28 Pompa 8.....	68
3.29 Pompa 9.....	69
3.30 Pompa 10.....	69

BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1 Unit Pendukung Proses	70
4.1.1 Unit Pengadaan Air	71
4.1.2 Unit Pengadaan Udara Tekan	80
4.1.3 Unit Pengadaan Listrik	81
4.1.4 Unit Pengadaan <i>Steam</i>	87
4.1.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar	89
4.2 Laboratorium	90
4.2.1 Laboratorium Fisik	92
4.2.2 Laboratorium Analitik	92
4.2.3 Laboratorium Penelitian dan Pengembangan	92
4.2.4 Prosedur Analisa Bahan Baku	93
4.2.5 Prosedur Analisa Proses	93
4.2.6 Prosedur Analisa Air.....	93
4.3 Unit Pengolahan Limbah.....	94

BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1 Bentuk Perusahaan	97
5.2 Struktur Organisasi	98
5.3 Tugas dan Wewenang	101

commit to user

5.3.1	Pemegang Saham	101
5.3.2	Dewan Komisaris	101
5.3.3	Dewan Direksi	102
5.3.4	Staf Ahli	102
5.3.5	Penelitian dan Pengembangan	103
5.3.6	Kepala Bagian.....	104
5.3.7	Kepala Seksi.....	107
5.4	Pembagian Jam Kerja Karyawan	107
5.4.1	Karyawan <i>Non Shift</i>	108
5.4.2	Karyawan <i>Shift</i>	108
5.5	Status Karyawan dan Sistem Upah	110
5.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	110
5.6.1	Penggolongan Jabatan	110
5.6.2	Jumlah Karyawan dan Gaji	111
5.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan	113

BAB VI ANALISIS EKONOMI

6.1	Penaksiran Harga Peralatan	116
6.2	Penentuan <i>Total Capital Investment</i> (TCI)	118
6.2.1	Modal Tetap (<i>Fixed Capital Investment</i>)	120
6.2.2	Modal Kerja (<i>Working Capital Investment</i>)	121
6.3	Biaya Produksi Total (<i>Total Poduction Cost</i>)	121
6.3.1	<i>Manufacturing Cost</i>	121
6.3.2	<i>General Expense</i> (GE)	122

commit to user

6.4	Keuntungan Produksi	123
6.5	Analisis Kelayakan	123
Daftar Pustaka		xiii
Lampiran		



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data impor etil klorida	3
Tabel 1.2	Kapasitas Pabrik yang Telah Berproduksi	5
Tabel 2.1	Neraca massa reaktor	28
Tabel 2.2	Neraca massa kondensor parsial	28
Tabel 2.3	Neraca massa dekanter	29
Tabel 2.4	Neraca massa menara distilasi-01	29
Tabel 2.5	Neraca massa menara distilasi-02	29
Tabel 2.6	Neraca massa scrubber	30
Tabel 2.7	Neraca massa total	30
Tabel 2.8	Neraca Panas Reaktor	31
Tabel 2.9	Neraca Panas Kondensor Parsial	31
Tabel 2.10	Neraca Panas Dekanter	31
Tabel 2.11	Neraca Panas Menara Distilasi 1	32
Tabel 2.12	Neraca Panas Menara Distilasi 2	32
Tabel 2.13	Neraca Panas Scruber	32
Tabel 2.14	Neraca Panas Total	33
Tabel 4.1	Kebutuhan Air Pendingin	79
Tabel 4.2	Kebutuhan Air Umpan Boiler	79
Tabel 4.3	Kebutuhan Air Konsumsi Umum dan Sanitasi	79
Tabel 4.4	Kebutuhan Air Sungai	80
Tabel 4.5	Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses	82

Tabel 4.6	Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Utilitas	83
Tabel 4.7	Jumlah <i>Lumen</i> Berdasarkan Luas Bangunan	85
Tabel 4.8	Total Kebutuhan Listrik Pabrik.....	86
Tabel 5.1	Jadwal Pembagian Kelompok <i>Shift</i>	109
Tabel 5.2	Jumlah Karyawan Menurut Jabatan	111
Tabel 5.3	Perincian Golongan dan Gaji Karyawan	113
Tabel 6.1	Indeks Harga Alat	116
Tabel 6.2	Modal Tetap	120
Tabel 6.3	Modal Kerja	121
Tabel 6.4	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	121
Tabel 6.5	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	122
Tabel 6.6	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	122
Tabel 6.7	<i>General Expense</i>	122
Tabel 6.8	Analisis Kelayakan	125

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Impor etil klorida di Indonesia tahun 2004 - 2010	3
Gambar 1.2	Peta lokasi pendirian pabrik	7
Gambar 2.1	Skema mekanisme reaksi	18
Gambar 2.2	Diagram Alir Kualitatif	23
Gambar 2.3	Diagram Alir Kuantitatif	24
Gambar 2.4	Diagram Alir Proses	25
Gambar 2.5	<i>Layout</i> Pabrik.....	36
Gambar 2.6	<i>Layout</i> Peralatan Proses	39
Gambar 4.1	Skema Pengolahan Air Sungai	76
Gambar 5.1	Struktur Organisasi Pabrik eti klorida	100
Gambar 6.1	<i>Chemical Engineering Cost Index</i>	117
Gambar 6.2	Grafik Analisis Kelayakan	126

INTISARI

Agus Nugroho dan Doni Kurniawan, 2012, Prarancangan Pabrik Etil klorida Kapasitas 5.000 Ton/Tahun, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret, Surakarta

Etil klorida merupakan salah satu senyawa kimia yang pada suhu kamar dan tekanan atmosferis berupa gas tak berwarna sering dimanfaatkan sebagai bahan utama dalam pembuatan Tetra Etil Lead (TEL). TEL merupakan bahan tambahan yang digunakan untuk meningkatkan kualitas bahan bakar yang berfungsi sebagai anti knocking. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor ke luar negeri, maka dirancang pabrik Etil klorida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun. Kebutuhan bahan baku etil alkohol sebesar 497,519 kg/jam pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Dengan memperhatikan beberapa faktor, seperti aspek penyediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran, serta utilitas, maka lokasi pabrik yang strategis dipilih di Semarang.

Peralatan proses yang ada antara lain reaktor, *mixer*, ekspander, dekanter, menara distilasi, *heat exchanger*, *valve*, *scruber* dan pompa. Etil klorida dihasilkan dari reaksi etil alkohol dan hidrogen klorida (C_2H_5OH dan HCl) dalam reaktor *bubble* pada kondisi isothermal non adiabatik pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Katalis yang digunakan adalah kalsium klorida. Konversi etil alkohol yang diperoleh sebesar 31%. Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga diperlukan air pendingin. Pemurnian etil klorida digunakan *scruber* sehingga diperoleh Etil klorida dengan kemurnian 99,7%.

Utilitas terdiri dari unit penyediaan air sebagai pendingin maupun keperluan umum, penyediaan *steam*, tenaga listrik, penyediaan udara tekan, penyediaan bahan bakar, dan unit pengolahan limbah. Pabrik etil klorida memiliki tiga laboratorium, yaitu laboratorium fisik, laboratorium analitik, dan laboratorium penelitian dan pengembangan, untuk menjaga kualitas bahan baku dan produk.

Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan non *shift*.

Hasil analisis ekonomi terhadap prarancangan pabrik etil klorida diperoleh modal tetap sebesar Rp 202.550.216.303 dan modal kerja sebesar Rp 86.374.321.919. Biaya produksi total per tahun sebesar Rp. 420.145.789.833. Hasil analisis kelayakan menunjukkan ROI sebelum pajak 31,12% dan setelah pajak 23,34%, POT sebelum pajak 2,5 tahun dan setelah pajak 3,1 tahun, BEP 57,77%, SDP 39,40% dan DCF sebesar 23,21%. Berdasar analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik etil klorida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun layak direalisasikan pembangunannya.

commit to user

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Etil klorida merupakan salah satu senyawa kimia yang pada suhu kamar dan tekanan atmosferis berupa gas tak berwarna. Titik didih normalnya adalah $12,3^{\circ}\text{C}$. Gas ini mudah ditekan membentuk cairan yang bening dan jernih. Etil klorida mudah terbakar dan bila terbakar ujung apinya berwarna hijau serta menghasilkan uap Hidrogen klorida. (Mc. Ketta serie C, 1979).

Pada abad ke-15, etil klorida pertama kali diproduksi dari etil alkohol dan hidrogen oleh Valentine. Tetapi pembuatan etil klorida secara industri baru dimulai pada tahun 1922 di USA, sebagai bahan dasar pembuatan Tetra Etil Lead (TEL). TEL merupakan bahan tambahan yang digunakan untuk meningkatkan kualitas bahan bakar yang berfungsi sebagai anti knocking. (Kirk and Othmer, 1979)

Dewasa ini penggunaan etil klorida semakin berkembang antara lain dalam bidang industri obat-obatan, refrigerant dan pembuatan senyawa organik. Dalam bidang industri, senyawa ini selain sebagai bahan baku pembuatan TEL juga digunakan sebagai bahan baku pembuatan etil selulosa. Etil selulosa yaitu senyawa kimia yang digunakan pada industri tekstil, plastik dan vernis. (Mc. Ketta serie C, 1979).

Saat ini industri kendaraan bermotor sedang berkembang dengan pesat sehingga tingkat konsumsi bahan bakar semakin tinggi. Namun demikian,

penggunaan TEL sebagai zat anti knocking sudah dibatasi/dikurangi sehingga hal ini memukul industri etil klorida pada umumnya. Hal yang cukup menggembirakan adalah berkembangnya industri polimer, karena mengakibatkan kebutuhan akan etil klorida masih cukup besar dan terus meningkat. Sampai saat ini, kebutuhan etil klorida di Indonesia masih dipenuhi dengan jalan impor dari luar negeri. Kapasitas impor etil klorida diperkirakan akan selalu meningkat. Oleh karena itu, pabrik etil klorida perlu didirikan di Indonesia.

Ada 3 keuntungan yang diperoleh jika pabrik etil klorida didirikan di Indonesia, yaitu :

- a. Dapat menghemat devisa negara, karena impor dapat dikurangi bahkan jika berlebih bisa diekspor.
- b. Proses alih teknologi, Adanya industri berteknologi tinggi diharapkan dapat meningkatkan pengetahuan, kemampuan dan ketrampilan tenaga kerja di Indonesia sehingga dapat mengurangi ketergantungan kepada tenaga kerja asing.
- c. Membuka lapangan kerja kepada penduduk disekitar wilayah industri yang akan didirikan.

1.2. Kapasitas Pabrik

Ada 3 faktor yang harus dipertimbangkan untuk menentukan kapasitas pabrik, yaitu kebutuhan produk etil klorida, ketersediaan bahan baku dan kapasitas pabrik yang telah berproduksi.

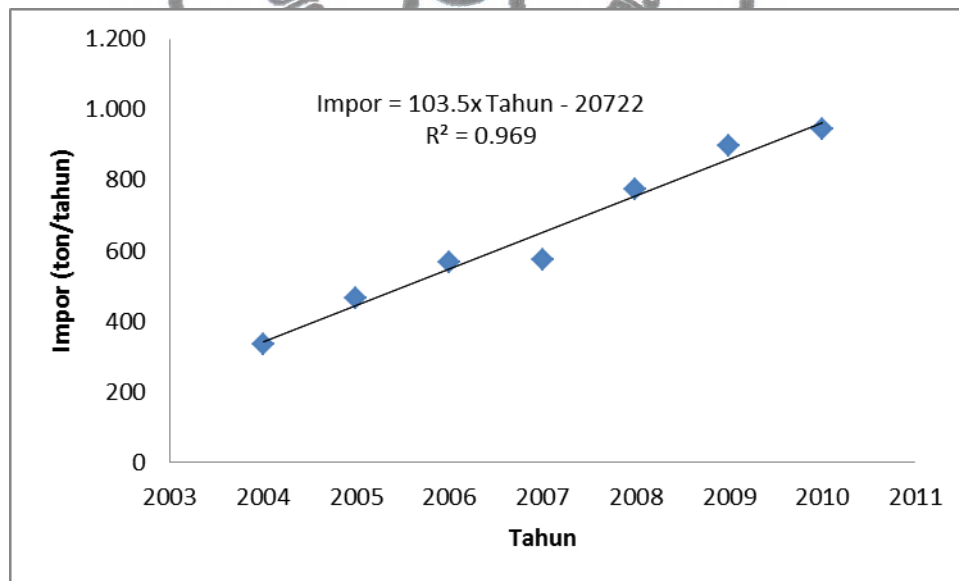
1.2.1. Kebutuhan produk etil klorida

Kebutuhan etil klorida di Indonesia diperkirakan berdasarkan besarnya impor etil klorida di Indonesia seperti ditunjukkan pada Tabel 1.1 dan gambar 1.1.

Tabel 1.1 Data impor etil klorida

Tahun	Ton/tahun
2004	333,739
2005	466,960
2006	568,316
2007	573,262
2008	772,629
2009	898,687
2010	944,537

Sumber : Biro Pusat Statistik, www.bps.go.id (2004-2010)



Gambar 1.1 Impor etil klorida di Indonesia tahun 2004 - 2010

Dari hasil regresi linear dapat diperkirakan kebutuhan Etil klorida pada tahun 2016:

$$\text{Kebutuhan} = 103,5x - 20722$$

$$\text{Kebutuhan} = (103,5 \times 2016) - 20722$$

$$= 1529,28 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2. Penentuan kapasitas perancangan

Dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik etil klorida perlu dipertimbangkan sebagai berikut :

1. Ketersediaan bahan baku.

Kebutuhan bahan baku yang digunakan untuk membuat etil klorida yaitu etil alkohol sebesar 3940,35 ton/tahun dan hidrogen klorida sebesar 2943,65 ton/tahun. Bahan baku etil alkohol diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk dengan kapasitas produksi etanol 63.339 ton/tahun. Bahan baku hidrogen klorida diimpor dari Jining Xieli Special Gas Co., Ltd. Sandong, China (mainland) dengan kapasitas 240.000 ton/tahun.

2. Kapasitas minimal.

Kapasitas produksi etil klorida berbagai pabrik di dunia ditunjukkan pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Kapasitas pabrik yang telah berproduksi

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Chloritech Industries, India	2.000
First Chemical Pascagoula Missisipi, USA	5.000
Coastal Chemical, St. Helens, Oregon, USA	12.000
Farmland Industries, Enid, Oklahoma, USA	40.000

Sumber : www.the-innovation-group.com (di download tanggal 4 Maret 2011)

3. Kebutuhan etil klorida di Amerika Serikat.

Target pasar pabrik etil klorida ini adalah ekspor ke Amerika Serikat.

Kebutuhan etil klorida di Amerika Serikat sebesar 247.000 ton/tahun, sedangkan produksi etil klorida pertahunnya hanya sebesar 69.000 ton/tahun.

Berdasarkan kapasitas pabrik yang telah ada, pabrik dirancang dengan kapasitas 5.000 ton/tahun. Kapasitas tersebut diperkirakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sebesar 1529,28 ton/tahun dan sisanya diekspor.

1.3. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh pada keberadaan suatu pabrik, baik dari segi komersial maupun kemungkinan pengembangan dimasa mendatang. Pabrik etil klorida direncanakan akan didirikan di daerah kawasan industri Mororejo, Kaliwungu, Semarang dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Dekat dengan bahan baku

Etil alkohol diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical, Karanganyar, Jawa Tengah. Hidrogen klorida diimpor melalui pelabuhan Tanjung Mas Semarang, Jawa tengah.

2. Kemudahan transportasi dan Pemasaran

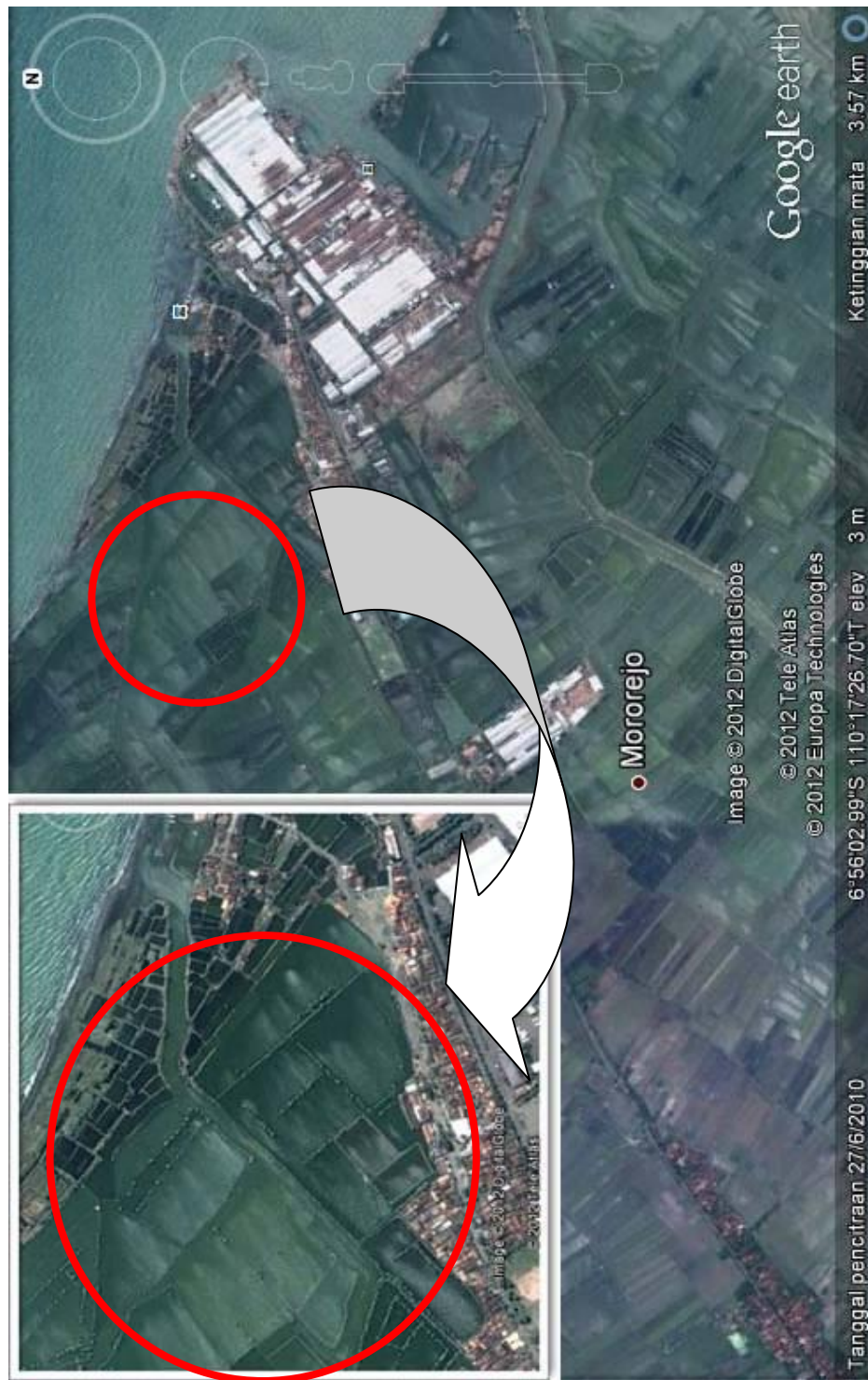
Daerah tersebut dekat dengan pelabuhan dan jalan raya yang memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

3. Tersedianya sarana pendukung

Fasilitas pendukung berupa air, listrik dan bahan bakar tersedia cukup memadai karena merupakan kawasan industri.

4. Tersedianya tenaga kerja

Tenaga kerja baik tenaga kasar maupun tenaga ahli cukup tersedia dengan jumlah yang cukup.



Gambar 1.2 Peta lokasi pendirian pabrik

commit to user

1.4. Tinjauan Pustaka

1.4.1. Macam – macam proses

Ada 3 macam proses pembuatan etil klorida secara industri yaitu: reaksi antara etil alkohol dan hidrogen klorida, hidroklorinasi etilen dan klorinasi etana.

1. Reaksi antara etil alkohol dan hidrogen klorida

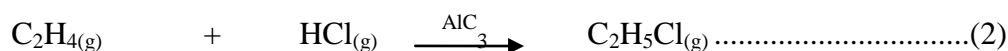
Reaksi antara Etil alkohol dan HCl dijalankan pada suhu 70°C dengan bantuan katalisator CaCl_2 . Reaksi yang terjadi adalah :



Keuntungan dari proses ini adalah hasil yang tinggi dengan kemurnian produk 99,7%. Namun yang perlu diperhatikan adalah pada suhu yang terlalu tinggi akan terjadi penggabungan antara 2 molekul etil alkohol menjadi dietil eter. Hal ini dapat dihindari dengan penggunaan HCl yang berlebih 20%. Dalam proses ini digunakan reaktor jenis gelembung (bubble), produk dari reaktor ini dilewatkan dari atas reaktor yang kemudian dilewatkan *scrubber* dengan penambahan NaOH untuk tujuan pemisahan produk. (US. Patent 2.516.638)

2. Hidroklorinasi etilen

Reaksi yang terjadi antara Etilen dan HCl adalah sebagai berikut :



Proses ini sebenarnya dapat dijalankan dalam fase uap dan fase cair. Tetapi biasanya dijalankan dalam fase uap. Konversi yang dihasilkan 90% basis etilen, operasi dijalankan pada suhu 130 °C – 250 °C dengan bantuan AlCl_3 cair. Reaksi pada suhu tinggi dapat mengakibatkan terjadinya polimerisasi dan dapat merusak katalisator. Kesulitan yang dihadapi adalah penggantian katalisator yang sudah tidak aktif dan kebutuhan pendinginan yang cukup untuk mempertahankan suhu. (Mc Ketta dan Cunningham, 1979).

3. Klorinasi Etana

Proses pembuatan etil klorida dengan cara ini dapat dijalankan secara thermal, photo chemical dan katalitik. Dalam industri, biasanya dijalankan secara thermal. Reaksi yang terjadi :



Reaksi yang terjadi sangat eksotermik sehingga pengontrolan suhu sangat penting. Suhu reaksi berkisar antara 230 °C – 450 °C. Suhu yang tinggi dapat menyebabkan etil klorida terurai menjadi C_2H_4 dan HCl . Dengan cara ini konversi yang didapat hingga 78% terhadap etana. Perbandingan etana dan Cl_2 yang dipakai $\pm 0,2$ pada suhu reaksi 420 °C.

Dari ketiga proses diatas, proses pembuatan etil klorida dari etil alkohol dan HCl yang dipilih, dengan pertimbangan kemurnian produk yang didapat mencapai

99,6% reaksi fase cair sehingga lebih mudah penanganannya, serta bahan baku etil alkohol dan HCl mudah didapat.

1.4.2 Kegunaan produk

Etil klorida merupakan produk setengah jadi yang sering digunakan dalam industri kimia lainnya. Etil klorida digunakan sebagai bahan baku pembuatan etil selulosa, cat, obat – obatan, serta merupakan bahan baku pembuatan *tetraethyllead* (TEL). (Mc.Ketta dan Cunningham, 1979)

1.4.3. Sifat fisis dan sifat kimia bahan baku dan produk

A Sifat fisis dan kimia bahan baku

a) Sifat fisik dan kimia etil alkohol

1) Sifat fisik etil alkohol

Merupakan cairan volatil (mudah menguap), mudah terbakar, beracun, jernih, memiliki rasa dan bau yang khas. Sifat - sifat fisis yang lain adalah : (Kirk Othmer, 1998)

Berat molekul, gr/ mol	: 46,7
Titik didih (1 atm)	: 78,32 °C
Titik lebur (1 atm)	: -111,15 °C
Suhu kritis (K)	: 516,25
Tekanan Kritis (bar)	: 63,84

Berat jenis pada 20 °C(1 atm) : 0,7894

Viskositas pada 20 °C(1 atm) : 1,17 Mpa

2) Sifat kimia etil alkohol

Etil alkohol jika dihidrogenasi akan menghasilkan asetaldehid. Etil alkohol dan asam karboksilat atau anhidrid akan menghasilkan ester. Oksidasi larutan etil alkohol menjadi asam asetat dapat dilakukan dengan oksigen pada tekanan 1 atmosfer dengan bantuan bakteri. Gugus hidroksil pada etil alkohol dapat diganti dengan halogen untuk menghasilkan etil halida.

Reaksi antara etil alkohol dan hidrogen klorida dengan katalis kalsium klorida pada temperatur 70°C dan tekanan 1 atm, akan menghasilkan etil klorida dan air.



b) Sifat fisik dan kimia hidrogen klorida

1) Sifat fisik hidrogen klorida

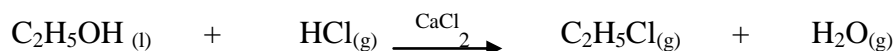
Hidrogen klorida atau dapat disebut juga asam muriatik merupakan senyawa yang penting untuk membuat bahan – bahan hidrokarbon terklorinasi. Larutan ini jika murni merupakan cairan yang tidak berwarna, sangat korosif, asapnya berbau sangat menyengat dan dapat mematikan bila dihirup dalam jumlah yang banyak. Gas asam klorida anhidrous ini kurang korosif jika dibandingkan dengan larutan dalam konsentrasi yang tinggi.

Walaupun demikian, gas ini dapat mengiritasi mata dan kulit. Di pasaran umumnya asam klorida ini dijual dalam bentuk larutan dengan konsentrasi 31,45% dan 35,21 %. Sifat – sifat fisik hidrogen klorida *anhydrous* yang lain adalah sebagai berikut:

Berat molekul	: 36,46
Titik didih (1 atm)	: -85 °C
Titik lebur (1 atm)	: -114,2 °C
Suhu kritis (1 atm)	: 51,5 °C
Tekanan Kritis	: 1,205 psia

2) Sifat kimia hidrogen klorida

Hidrogen klorida *anhydrous* merupakan senyawa kimia yang sangat korosif. Hidrogen klorida jika direaksikan dengan etil alkohol pada suhu 70°C tekanan 1 atm, serta bantuan katalis kalsium klorida akan menghasilkan etil klorida dan air. (Kirk othmer, 1998)



B Sifat fisik dan kimia produk

1) Sifat fisik etil klorida

Merupakan gas berwarna pada suhu 12,4°C pada tekanan 1 atm. (Kirk othmer, 1998)

Berat molekul (g/mol)	: 64,52
Titik didih (1 atm)	: 12,4 °C
Titik lebur (1 atm)	: -138,3 °C

commit to user

Suhu Kritis (1 atm)	: 186,6 °C
Tekanan kritis (MPa)	: 5,27
Berat jenis (1 atm)	: 2,23
Panas pembakaran	: 1327 kJ/mol
Panas pembentukan, cairan	: 132,4 kJ/mol
Uap	: 107,7 kJ/mol

2) Sifat kimia etil klorida

Etil klorida akan terdekomposisi pada temperatur yang tinggi menjadi etilen dan hidrogen klorida. Dekomposisi ini meningkat pada temperatur 400 °C – 500 °C. Bila etil klorida dipanaskan pada temperatur 500 °C – 600 °C dan dilewatkan *pumice packing* yang panas akan terdekomposisi menjadi etilen dan hidrogen klorida dalam jumlah yang lebih banyak. Dekomposisi ini dikontakkan dengan klorida nikel, kobalt, besi, natrium, kalium dan perak.



1.4.4. Tinjauan proses secara umum

Proses pembuatan etil klorida ini dikondisikan pada suhu 70 °C dan tekanan 1 atm dengan reaksi :



Reaktor yang digunakan adalah *bubble reactor* (reaktor gelembung) non adiabatik dan non isothermal dengan media pendingin air. Produk keluar reaktor yang berupa gas akan diumpungkan menuju kondensor sebagai langkah awal

pemurnian produk. Fase cair keluaran kondensor diumpakan ke dekanter dan selanjutnya menara distilasi. Proses ini bertujuan untuk mengurangi kadar air didalam reaktor. Sedang fase gas keluaran kondensor parsial diumpakan ke menara distilasi dan *scrubber* sebagai langkah pemurnian produk.



BAB II DISKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1. Spesifikasi bahan baku

a. Etil alkohol

Fase (30°C, 1 atm)	: Cair
Komposisi	: 95% Etil alkohol dan 5% air
Berat molekul	: 46,06 g/mol
Berat jenis	: 0,789 g/cm ³ (30°C)

(PT. INDO ACIDATAMA)

b. Hidrogen klorida

Rumus molekul	: HCl
Fase (70 °C, 1 atm)	: Gas
Komposisi	: 99,95 % HCl dan 5% H ₂ O
Berat molekul	: 36,48 kg/kgmol
Titik didih normal	: 187,9 K
Berat jenis	: 0,789 g/cm ³ (20oC)
Suhu kritis	: 324,6 K
Takanan kritis	: 83,1 atm
Kelarutan	: 56,1% dalam air

(www.advancedspecialtygases.com)

commit to user

2.1.2. Spesifikasi bahan pembantu

a. Kalsium klorida

Rumus molekul	: CaCl_2
Fase (70 °C, 1 atm)	: Padat
Berat molekul	: 110,98 g/mol
Titik didih normal	: 1935°C
Kelarutan	: 74,5 g/100ml dalam air (20 °C) Larut dalam alkohol (Merck chemical, 2011)

b. Karbon tetraklorida

Rumus molekul	: CCl_4
Fase (70 °C, 1 atm)	: cair
Berat molekul	: 153,82 g/mol
Titik didih normal	: 76,72 °C
Kelarutan	: 785 - 800 mg/liter dalam air (25 °C) Larut dalam alkohol, kloroform, eter, benzene. (Merck chemical, 2011)

2.1.3. Spesifikasi produk utama

Etil klorida

Rumus molekul	: $\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$
Fase (30°C, 1 atm)	: Gas
Komposisi	: 99,7% $\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$, HCl max 10 ppm dan

H₂O max 200 ppm

Berat molekul : 64,52 kg/kgmol

(Chloritech Industries, 2011)

2.2. Konsep Proses

2.2.1 Dasar reaksi

Proses pembentukan etil klorida dari etil alkohol dan hydrogen klorida mengikuti reaksi sebagai berikut:



Perbandingan etil alkohol dan hidrogen klorida sebesar 1 : 1,2. Kinversi reaksi sebesar 31% terhadap etil alkohol. Katalis CaCl₂ menghasilkan yield lebih tinggi dibandingkan dengan katalis lain. (US. Patent 2.516.638)

2.2.2 Mekanisme reaksi

Reaksi pembuatan etil klorida merupakan reaksi heterogen pada fase gas-cair. Untuk mengetahui mekanisme reaksi dalam reaksi fase gas-cair terlebih dahulu harus mengetahui faktor yang paling berpengaruh dalam proses yaitu: reaksi kimia, transfer massa maupun keduanya.

Faktor yang paling berpengaruh dalam proses bisa diketahui dengan menghitung nilai Hatta Number (M_H) (Levenspiel, 1999).

$$M_H^2 = \frac{\text{konversi maksimum di film}}{\text{transfer difusi melewati film}}$$

$$M_H^2 = \frac{k \cdot C_B \cdot g_A}{k_{AL}^2}$$

Bila :

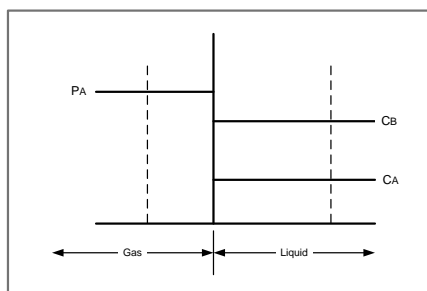
$M_H > 2$ = reaksi kimia relatif sangat cepat dibandingkan dengan transfer massa, sehingga transfer massa yang paling berpengaruh.

$0,02 < M_H < 2$ = transfer massa dan reaksi kimia sama – sama berpengaruh.

$M_H < 0,02$ = reaksi kimia relatif sangat lambat dibandingkan transfer massa, sehingga reaksi kimia yang paling berpengaruh.

Dalam perhitungan diperoleh M_H sebesar 0,00026, sehingga dapat diketahui bahwa transfer massa relatif berjalan sangat cepat, sehingga reaksi kimia yang berpengaruh (kasus H). Jadi reaksi terjadi dibadan cairan.

Jadi mekanisme reaksinya adalah sebagai berikut :



Keterangan gambar :

P_A = tekanan *etil alkohol*

C_A = konsentrasi *etil alkohol*

C_B = konsentrasi hidrogen klorida

Gambar 2.1 Skema Mekanisme Reaksi

2.2.3 Kondisi operasi

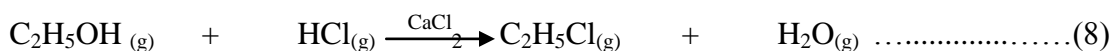
Pembuatan etil klorida dari etil alkohol dilakukan dalam reaktor gelembung (*bubble reactor*) pada suhu 70°C dan pada tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung secara eksotermis, sehingga membutuhkan pendingin. *Yield* pembentukan etil klorida sebesar 94% (US. Patent 2.516.638), dengan konversi 31 % dan diperoleh kemurnian produk sebesar 99,7% .

2.2.4 Tinjauan termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan secara eksotermis atau endotermis, maka perlu pembuktian dengan menggunakan panas reaksi (ΔH) pada reaksi 14,7 psia. Panas reaksi (ΔH) dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$\Delta H^\circ = \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

Persamaan reaksi :



Data-data harga ΔH°_f untuk masing-masing komponen pada 298°K adalah (Yaws, 1999):

$\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}$	= -234,81 J/mol
$\Delta H^\circ_f \text{ HCl}$	= -92,30 J/mol
$\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	= -1117,71 J/mol
$\Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O}$	= -241.080 J/mol

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_{\text{reaksi}} &= \Sigma \Delta H^{\circ}_{\text{f produk}} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{\text{f reaktan}} \\
 &= (-1117,71 + (-241,080)) - (-234,81 + (-92,30)) \\
 &= -26400 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Dari harga ΔH sebesar -26400 J/mol dapat disimpulkan bahwa pada reaksi adalah eksotermis. Untuk mengetahui reaksi oksidasi etil klorida termasuk reaksi *reversible* atau *irreversible*, maka harus dihitung harga tetapan kesetimbangan (K)

Diketahui data-data sebagai berikut (Yaws, 1999) :

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} &= -60,04 \text{ J/mol} \\
 \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ HCl} &= -95,33 \text{ J/mol} \\
 \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ C}_2\text{H}_5\text{Cl} &= -60,04 \text{ J/mol} \\
 \Delta G^{\circ}_{\text{f}} \text{ H}_2\text{O} &= -228,77 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Perubahan energi Gibbs reaksi dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_{\text{reaksi}} &= \Sigma \Delta G^{\circ}_{\text{f produk}} - \Sigma \Delta G^{\circ}_{\text{f reaktan}} \\
 &= (-60,04 + (-228,77)) - (-168,39 + (-95,33)) \\
 &= -25,09 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta G^{\circ}_{\text{reaksi 1}} = -RT \ln K$$

$$\begin{aligned}
 \ln K &= \frac{\Delta G}{-RT} = \frac{-25,09 \text{ J/mol}}{-8,314 \text{ J/mol.K} \times 298,15 \text{ K}} \\
 &= 40,055
 \end{aligned}$$

$$K = 2.488 \times 10^{17}$$

commit to user

Untuk harga tetapan kesetimbangan pada $T = 343 \text{ K}$

$$\ln \left(\frac{K}{K_1} \right) = \frac{\Delta H^\circ}{-R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln (K/K_1) = -13,828$$

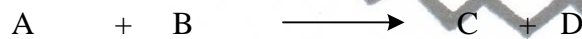
$$K/K_1 = 9,8798 \times 10^{-7}$$

$$K_{\text{reaksi}} = 2,518 \times 10^{23}$$

Dari perhitungan diatas tampak bahwa harga K sangat besar, sehingga reaksi yang terjadi merupakan reaksi *irreversible*.

2.2.5. Tinjauan kinetika

Reaksi yang terjadi :



Reaksi di atas merupakan reaksi tunggal :

dapat dituliskan :

$$-r_A = k \times C_A \times C_B$$

Dari perhitungan yang terlampir diperoleh nilai k sebesar =

$$= 8,439 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{kmol}.\text{menit}$$

$$= 1,4061 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{kmol}.\text{s}$$

$$= 0,005063 \text{ m}^3/\text{kmol}.\text{jam}$$

2.3. Diagram Alir Proses dan Langkah Proses

2.3.1. Diagram alir kualitatif

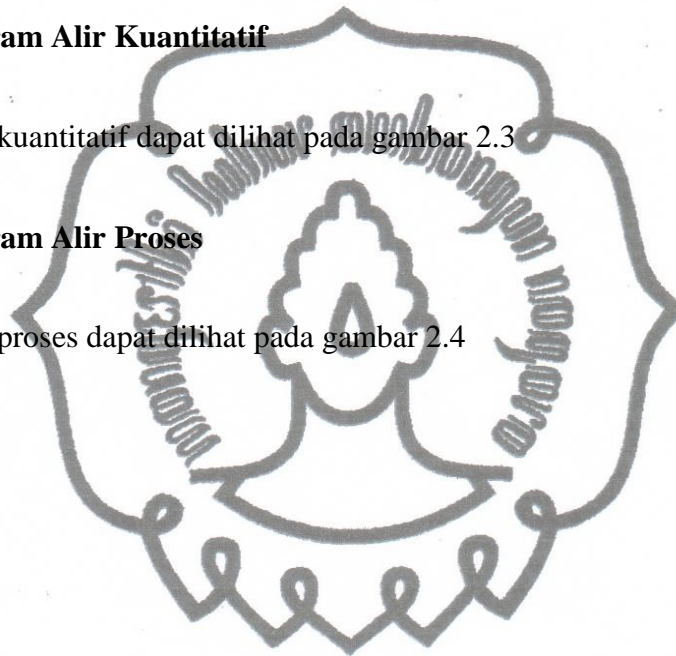
Diagram alir kualitatif dapat dilihat pada gambar 2.2

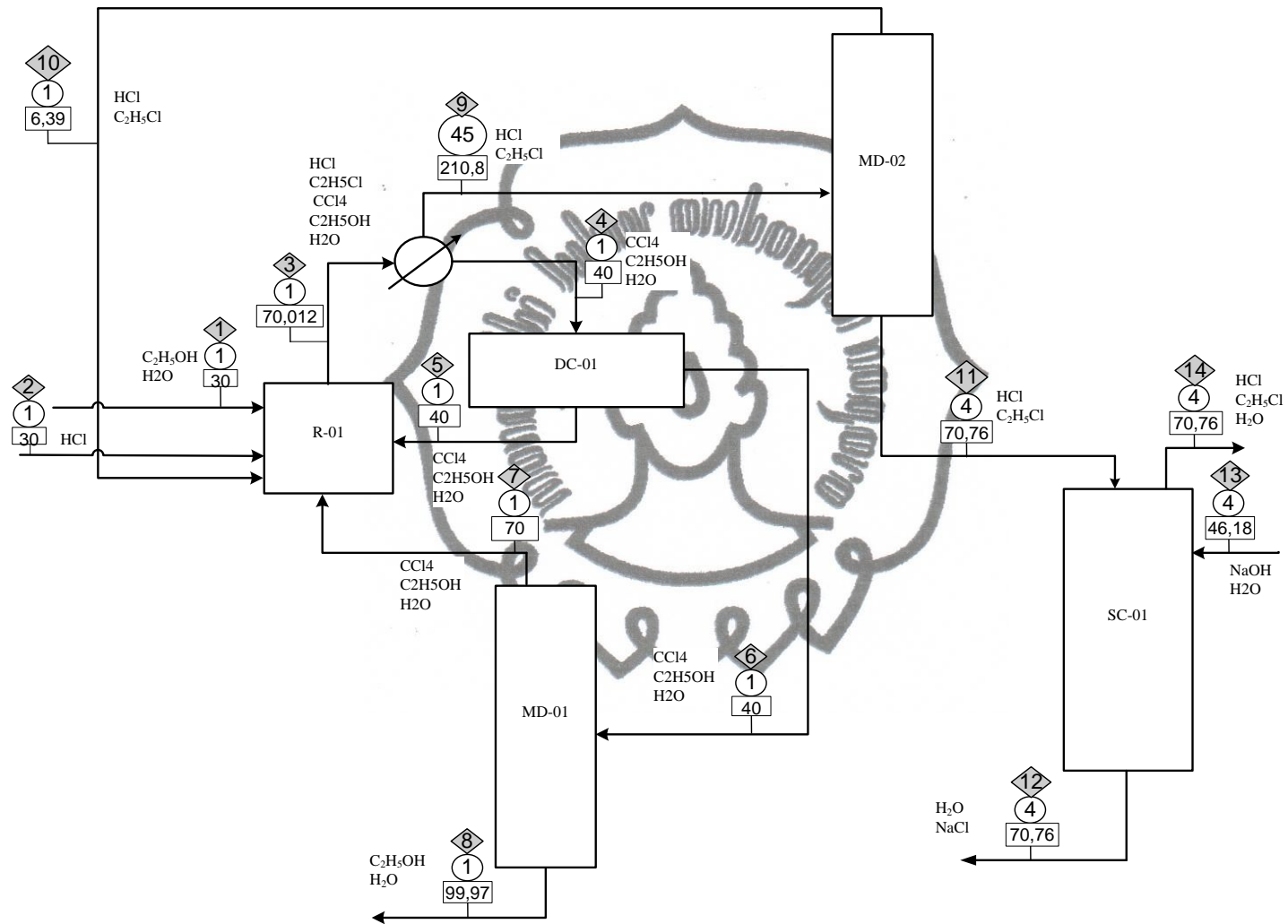
2.3.2. Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada gambar 2.3

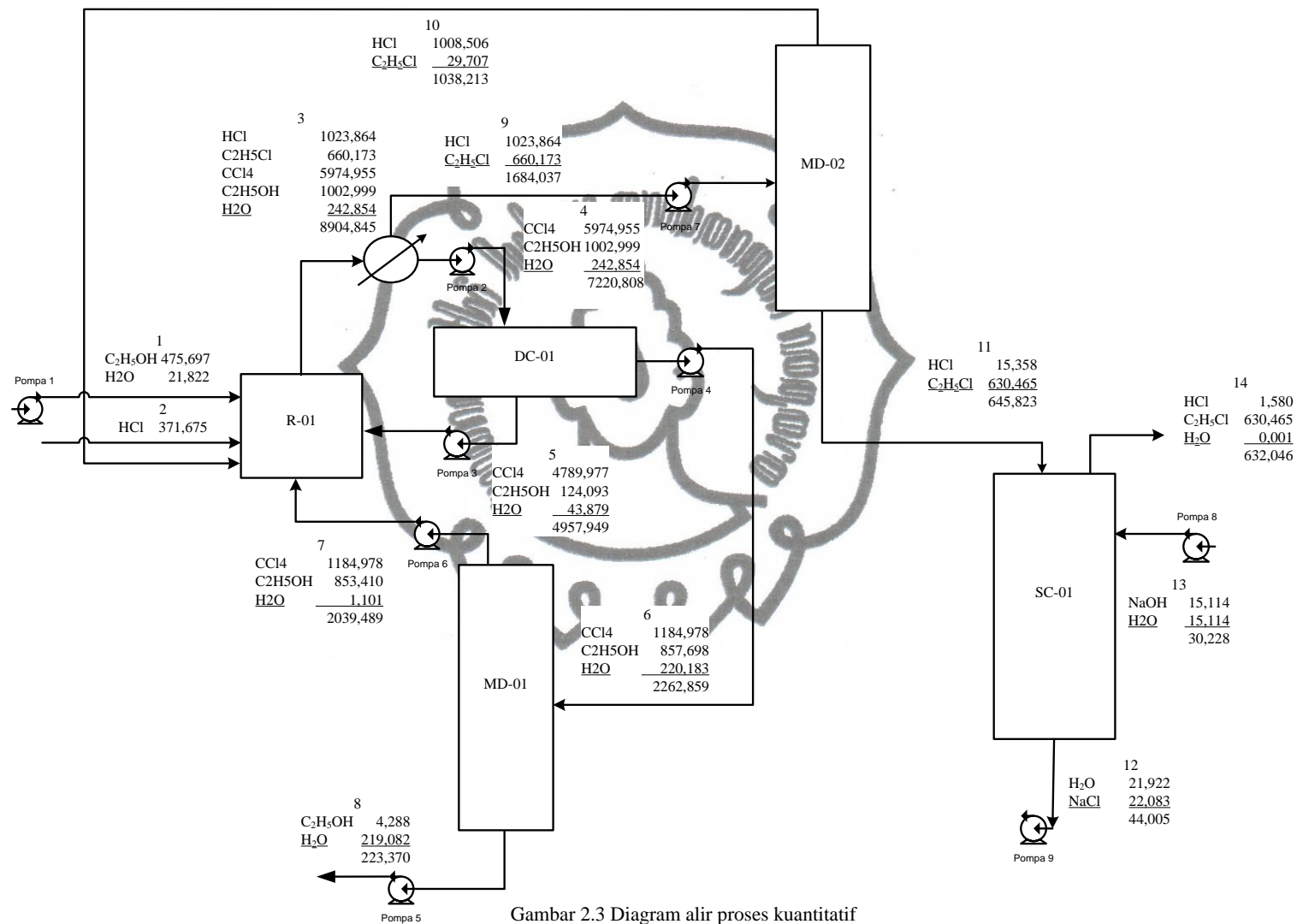
2.3.3. Diagram Alir Proses

Diagram alir proses dapat dilihat pada gambar 2.4



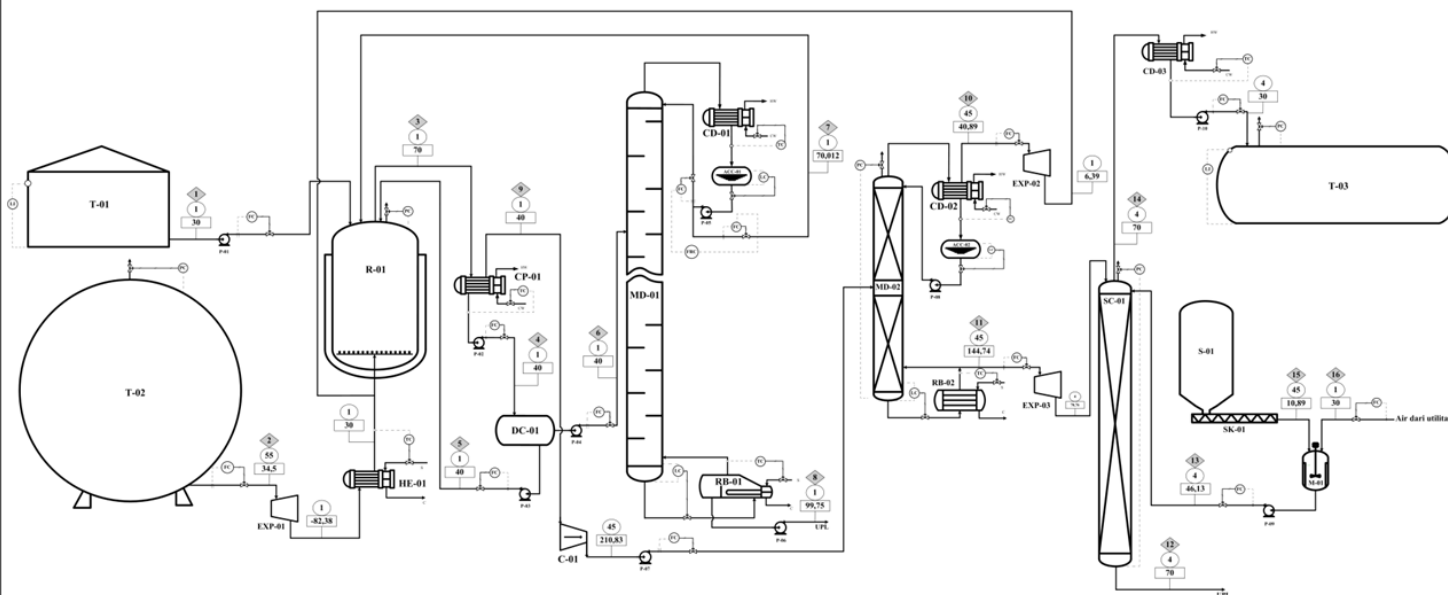


Gambar 2.2 Diagram alir proses kualitatif



Gambar 2.3 Diagram alir proses kuantitatif

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETIL KLORIDA DARI ETIL ALKOHOL DAN HIDROGEN KLORIDA
KAPASITAS 5.000 TON PER TAHUN



KOMPONEN	ARUS (kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
HCl	371,675		1021,804							1023,804	1008,506					1,980
CH ₃ SH			660,173							660,173	29,707	13,506				6,306
CH ₃ CH			5974,955	5974,955	4784,977	1184,907	1184,907									
CH ₃ COH			1002,499	1002,499	124,003	957,739	833,410	4,268								
H ₂ O			21,825	242,884	242,884	437,977	209,183	0,001	219,082			21,922	15,114	0,001		15,114
NaOH																15,114
NaCl																
TOTAL	371,675	407,419	6904,835	7220,808	4057,480	2262,439	2019,448	221,370	1684,033	1038,213	645,821	22,008	30,228	637,066	15,114	15,114

KETERANGAN					
MAIN EQUIPMENT			UTILITIES	SYMBOL	INSTRUMENT
ACE	ACCELERATOR	P	PIPING	—	TEMPERATURE CONTROLLER
C	COMPRESSOR	S	SEWAGE	—	FLOW RATE CONTROLLER
CON	CONDENSER	BN	BURNER	—	LEVEL CONTROLLER
CP	CHEMICAL PUMP	EX	EXHAUST	—	LEVEL FLOW RATE
DR	DRUM DRAINER	DC	DISCHARGER	—	PROCESSOR CONTROLLER
HT	HEATER	EXP	EXPANDER	◇	Valves, Valve
HR	HORIZONTAL REFRIGERANT	SC	SCRUBBER	□	Valves, Valve
NR	NITROGEN REGENERATOR				

[illegible]

2.3.4. Langkah proses

Secara garis besar, langkah proses pembuatan etil klorida dapat dibagi menjadi 3 tahap utama :

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

2.3.4.1. Tahap penyiapan bahan baku

Etil alkohol disimpan pada fase cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm didalam tangki penyimpanan (T-01). Hidrogen klorida dikompresi menggunakan compressor (C-01) dan untuk kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) pada fase cair dengan suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 55 atm.

2.3.4.2. Tahap reaksi pembentukan etil klorida

Umpan reaktor dari T-01 dipompakan ke dalam reaktor menggunakan pompa (P-01). Hidrogen klorida dari T-02 diturunkan tekanannya dari 55 atm menjadi 1 atm dengan menggunakan tiga ekspander E-01, E-02 dan E-03). Keluaran E-03 dipanaskan dengan menggunakan pemanas (HE-01) untuk mendapatkan hidrogen klorida dengan kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Didalam reaktor terjadi reaksi antara etil alkohol dan hidrogen klorida. Reaksi berlangsung pada reaktor gelembung (*bubble reactor*) pada tekanan 1 atm dan suhu 70°C . Reaksi

berlangsung secara eksotermis sehingga diperlukan pendingin agar suhu dalam reaktor tetap pada 70°C. Pendingin reaktor menggunakan air sungai yang masuk pada suhu 35°C dan keluar pada suhu 45°C. Produk yang diperoleh dari reaktor adalah etil klorida, produk samping berupa air, serta sisa reaktan berupa hidrogen klorida, karbon tetraklorida serta katalis. Produk reaktor kemudian diumpankan ke unit pemurnian.

2.3.4.3 Tahap pemurnian produk

Produk reaktor, diumpankan ke kondensor parsial (CP-01) untuk memisahkan produk dengan produk samping keluaran reaktor. Fase cair atau hasil bawah CP-01 diumpankan ke dekanter (D-01) untuk mengembalikan karbon tetraklorida dan etil alkohol yang merupakan hasil bawah decanter ke reaktor. Sedangkan hasil atas dekanter diumpankan ke menara distilasi (MD-01). Hasil atas MD-01 yang berupa etil alcohol, karbon tetraklorida serta sedikit air dikembalikan ke reaktor, sedangkan hasil bawahnya yang berupa air dan sedikit etil alkohol dibuang ke UPL.

Fase gas atau hasil atas CP-01 diumpankan ke menara distilasi-02 (MD-02). Hasil atas MD-02 yang mengandung hidrogen klorida dan sedikit etil klorida dikembalikan ke reaktor, sedangkan hasil bawahnya diumpankan ke *scrubber* (SC-01) yang merupakan media terakhir pemurnian produk. HCl di SC-01 akan diserap menggunakan larutan NaOH. Hasil bawah SC-01 dibuang ke UPL, sedangkan hasil atasnya adalah produk etil klorida dengan kemurnian 99,7%.

2.4. Neraca Massa dan Neraca Panas

Produk : etil klorida 99,7% (wt)

Kapasitas : 5.000 ton/tahun

Satu tahun produksi : 330 hari

2.4.1. Neraca massa

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan : kg/jam

Neraca massa prarancangan pabrik etil klorida sesuai dengan gambar 2.4

Tabel 2.1 Neraca massa reaktor

Komponen	input	output
	arus 1+2+5+7+10	arus 3
	kg/jam	kg/jam
HCl	1380.180	1023.864
C ₂ H ₅ Cl	29.707	660.173
CCl ₄	5974.955	5974.955
C ₂ H ₅ OH	1453.200	1002.999
H ₂ O	66.802	242.854
	8904.845	8904.845

Tabel 2.2 Neraca massa kondensor parsial

Komponen	input	output	
	arus 3	arus 9 (vapor)	arus 4 (liquid)
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
HCl	1023.864	1023.864	0.000
C ₂ H ₅ Cl	660.173	660.173	0.000
CCl ₄	5974.955	0.001	5974.954
C ₂ H ₅ OH	1002.999	0.000	1002.999
H ₂ O	242.854	0.000	242.854
	8904.845	1684.038	7220.807
	8904.845		8904.845

Tabel 2.3 Neraca massa dekanter

Komponen	input	output	
	arus 4	arus 6 (fase atas)	arus 5 (fase bawah)
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CCl ₄	5974.954	1184.978	4789.976
C ₂ H ₅ OH	1002.999	857.698	124.093
H ₂ O	242.854	220.183	43.879
	7220.807	2262.859	4957.948
	7220.807	7220.807	

Tabel 2.4 Neraca massa menara distilasi-01

Komponen	input arus 6	output (Distilat) arus 7	output (Bottom) arus 8
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
CCl ₄	1184.978	1184.978	0.000
C ₂ H ₅ OH	857.698	853.410	4.288
H ₂ O	220.183	1.101	219.082
		2039.489	223.370
Total	2262.859		2262.859

Tabel 2.5 Neraca massa menara distilasi-02

Komponen	input arus 9	output (Distilat) arus 10	output (Bottom) arus 11
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
HCl	1023.864	1008.506	15.358
C ₂ H ₅ Cl	660.173	29.707784	630.465
		1038.214	645.823
Total	1684.037		1684.037

Tabel 2.6 Neraca massa scrubber

Komponen	Input arus 11+13	Output	
		Hasil atas arus 14 (Produk)	Hasil Bawah arus 12
	Kg/jam	kg/jam	kg/jam
HCl	15.358	1.580	0.000
C ₂ H ₅ Cl	630.465	630.465	0.000
NaOH	15.114	0.000	0.000
H ₂ O	15.114	0.001	21.922
NaCl	0.000	0.000	22.083
	676.052	632.046	44.005
	676.052		676.052

Tabel 2.7 Neraca massa total

komponen	INPUT (kg/jam)				OUTPUT (kg/jam)			
	arus 1	arus 2	arus 13	total	arus 8	arus 12	arus 14	total
HCl	0.000	371.675	0.000	371.675	0.000	0.000	1.58E+00	1.580
C ₂ H ₅ Cl	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	630.465	630.465
C ₂ H ₅ OH	475.697	0.000	0.000	475.697	4.288	0.000	0.000	4.288
H ₂ O	21.822	0.000	15.114	36.936	219.082	21.922	1.19E-03	241.004
NaOH	0.000	0.000	15.114	15.114	0.000	0.000	0.000	0.000
NaCl	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	22.083	0.000	22.083
jumlah				899.422				899.422

2.4.2 Neraca Panas

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan : kJ/jam

Tabel 2.8 Neraca panas reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 1	5.504,026	
Panas umpan arus 2	20.020,133	
Panas recycle arus 5	172.804,421	
Panas recycle arus 7	215292,9407	
Panas recycle arus 10	-15508,712	
Panas reaksi	8525114,293	
Beban pendingin		764443,278
Panas produk arus 3		8158783,826
Total	8923227,104	8923227,104

Tabel 2.9 Neraca panas kondensor parsial

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 3	8158783,826	
Panas produk arus 4		256117,784
Panas produk arus 9		22226,089
Beban pendingin		7880439,952
Total	8158783,826	8158783,826

Tabel 2.10 Neraca panas dekanter

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 4	256117,784	
Panas produk arus 5		172804,422
Panas produk arus 6		83313,362
Total	256117,784	256117,784

Tabel 2.11 Neraca panas menara distilasi 1

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 6	83313,362	
Panas produk arus 7		215292,940
Panas produk arus 8		75064,371
Beban kondensor		832152,877
Beban reboiler	1039196,826	
Total	1122510,189	1122510,189

Tabel 2.12 Neraca panas menara distilasi 2

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 9	1178128,745	
Panas produk arus 10		12829,341
Panas produk arus 11		85008,855
Beban kondensor		1168327,170
Beban reboiler	88036,622	
Total	1266165,367	1266165,367

Tabel 2.13 Neraca panas scrubber

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Panas umpan arus 11	47430,296	
Panas umpan arus 13	1.012,390	
Panas produk arus 12		6009,031
Panas produk arus 14		29955,016
Beban absorsi		12478,638
Total	48.442,687	48.442,687

Tabel 2. 14 Neraca panas total

Komponen	PANAS MASUK	PANAS KELUAR
	KJ/jam	KJ/jam
Arus 1	20.020,133	
Arus 2	5.504,027	
Arus 8		75.064,371
Arus 12		6.009,031
Arus 13		1.012,39
Arus 14		29955,01659
Panas reaksi	8362908,89	
Paendingin reaktor		764443,28
Kondensor parsial		7880439,952
Kondensor 1		832152,8772
Reboiler 1	1039196,826	
Kompresor	1155902,655	
Kondensor 2		1168327,17
Reboiler 2	88036,62204	
Mikser		1012,39
HE 1	38882,66759	
Kondensor 3		107638,75
TOTAL	10.866.055,228	10.866.055,228

2.5. Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses

2.5.1. Lay out pabrik

Lay out 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 dari para karyawan serta keselamatan proses.

Pada prarancangan pabrik ini, tata letak dari pabrik dapat dilihat pada Gambar 2.5. Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik ini 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 mendatang.
3. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, bahan yang mudah meledak dan jauh dari asap atau gas beracun.
4. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung dan juga iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *outdoor*.

5. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian pengaturan ruangan/lahan.

Secara garis besar *lay out* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu (Vilbrandt, 1959):

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Daerah administrasi 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 .

2. Daerah proses

Daerah proses merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

3. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk

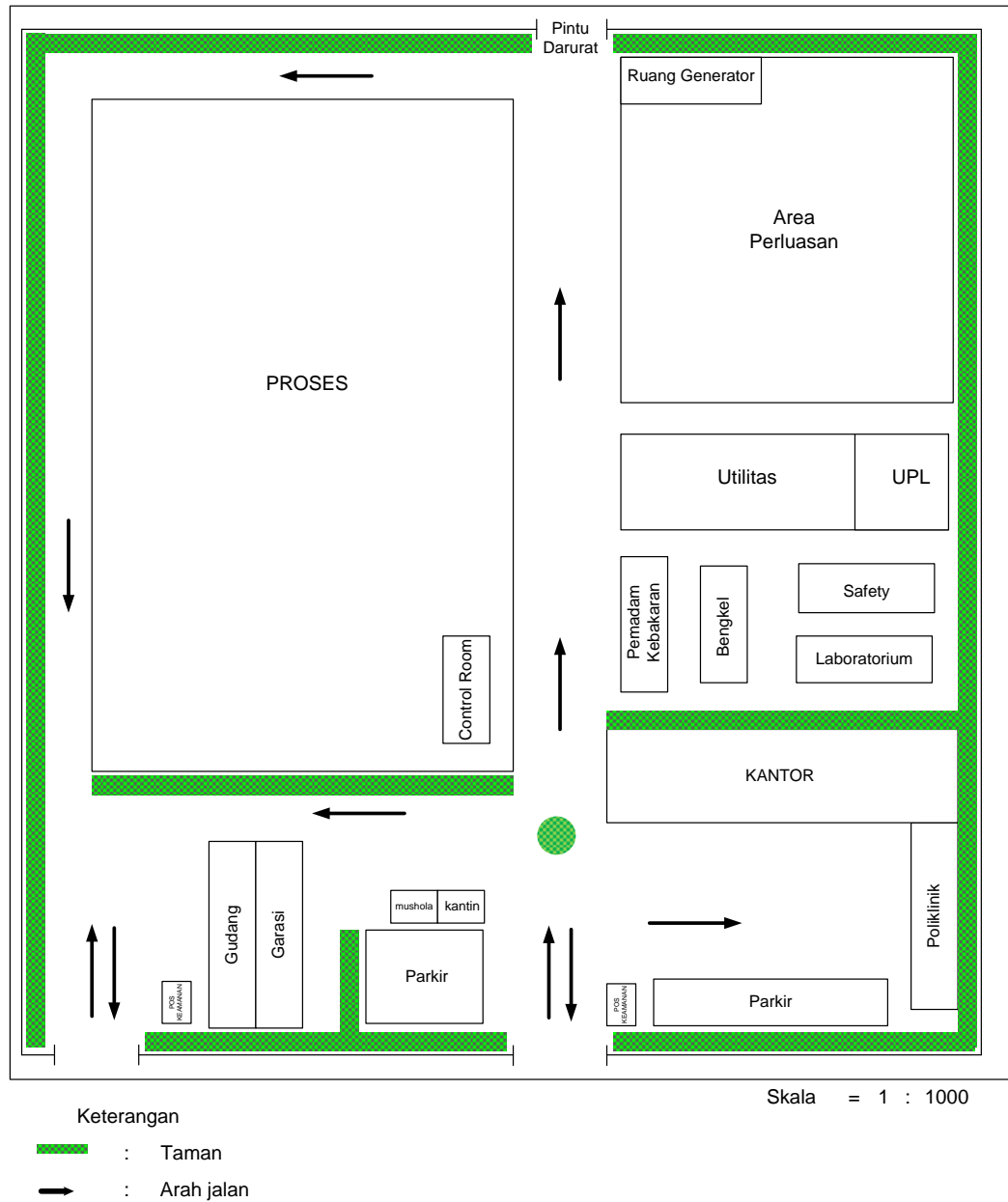
Daerah penyimpanan bahan baku dan produk merupakan daerah untuk tempat bahan baku dan produk.

4. Daerah gudang, bengkel dan garasi

Daerah gudang, bengkel dan garasi merupakan daerah yang digunakan untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

5. Daerah utilitas

Daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan.



Gambar 2.5 Lay out pabrik

2.5.2. *Lay out* peralatan proses

Lay out peralatan proses adalah tempat dimana alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak peralatan proses pada prarancangan pabrik ini dapat dilihat pada Gambar 2.6. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada pabrik etil klorida, antara lain (Vilbrandt, 1959) :

1. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar peralatan 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.

2. Cahaya

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

3. Lalu lintas manusia

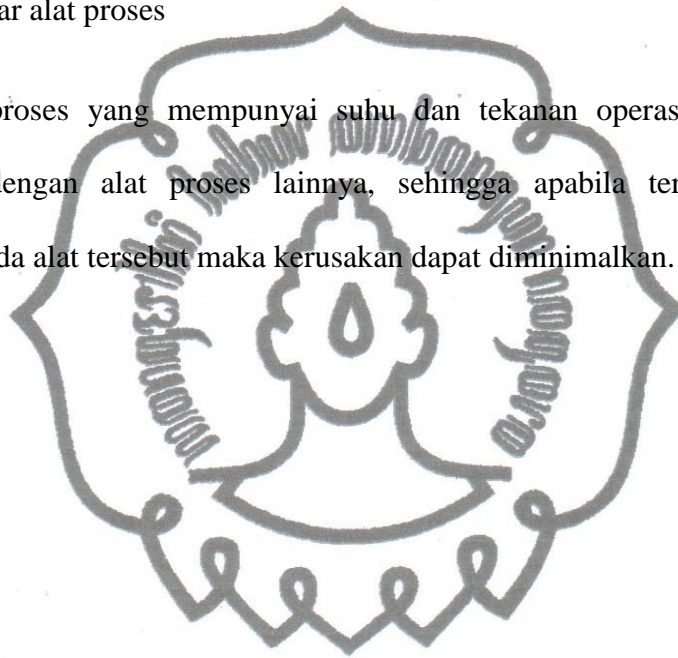
Dalam perancangan *lay out* peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga diprioritaskan.

4. Pertimbangan ekonomi

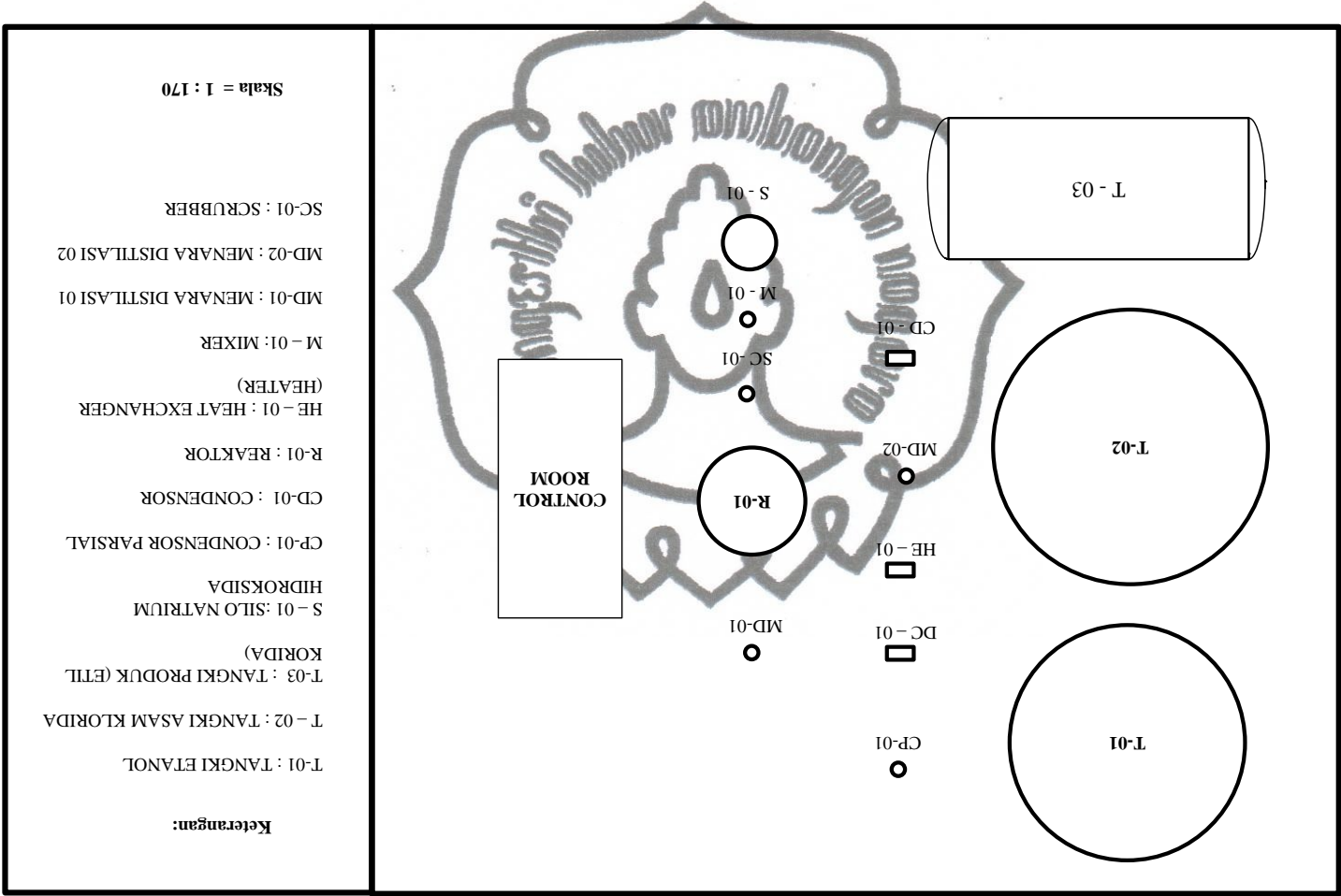
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

5. 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.



Gambar 2.6
Tata Letak Peralatan Proses



BAB III

SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

3.1. Reaktor

Kode	: R
Fungsi	: Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara reaktan utama <i>etil alkohol</i> dengan <i>hydrogen chloride</i> , menggunakan katalis <i>calcium chloride</i> membentuk <i>ethyl chloride</i> sebagai produk utama, dan air sebagai hasil samping.
Tipe	: <i>Bubble reactor</i> (reaktor gelembung)
Jumlah	: 1
Volume	: 68,810 m ³
Kondisi Operasi	: T = 70 °C P = 1 atm
Waktu Tinggal	: 9,678 jam
Material	: <i>Low-alloy steel SA-204 grade C</i>
Diameter	: 4,442 m
Tinggi	: 4,442 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,625 in
Jenis <i>head</i>	: <i>torispherical dished head</i>
Tebal <i>head</i>	: 0,625 in

Tinggi *head* : 1,137 m

Tinggi Total : 6,716 m

Luas lubang masuk (*orifice*)

- Diameter : 3 mm
- Jumlah : 178348 buah

Pendingin

- Tipe : Jacket
- Bahan : carbon steels SA 283 grade C
- Tebal jacket : 0,0064 m
- Tinggi jacket : 3,4493 m
- Lebar jacket : 0,0953 m

Pipa pemasukan dan pengeluaran

- Pipa pemasukan reaktan cair

IPS : 4 in

OD : 4,5 in

ID : 4,026 in

SN : 40

- Pipa pemasukan reaktan gas

IPS : 8 in

OD : 8,625 in

ID : 7,981 in

SN : 40

- Pipa pengeluaran produk gas

IPS : 12 in

OD : 12,750 in

ID : 12,090 in

SN : 40

3.2 Dekanter

Kode : DC-01

Fungsi : Memisahkan fase berat dengan fase ringan yang berupa Karbon Tetraklorida, Ethanol dan Air

Tipe : Dekanter horizontal dengan *head torispherical*

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$

$T = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Diameter : 0,902 m

Panjang : 2,705 m

Tinggi pengeluaran fase ringan : 0,577 m

commit to user

Tinggi pengeluaran fase berat : 0,405 m

Waktu tinggal : 13,930 menit

Tebal shell : 0.25 in

Tebal head : 0.25 in

3.3 Menara Distilasi 1

Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan air, *etil alkohol* dan *carbon tetrachloride*
dari komponen beratnya

Tipe : *tray*

Jumlah : 1

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

P : 1 atm

Kondisi operasi

- Puncak : $T = 70,01^{\circ}\text{C}$
- Bawah : $T = 99,751^{\circ}\text{C}$

Kolom

- Diameter : 0,772 m
- Tinggi : 21,144 m
- Tebal *shell* : 0,375 in

Head

- Tipe : *Torispherical dished head*
- Tebal *head* : 0,1875 in
- Tinggi *head* : 0,1904 m

Tinggi total menara : 23,883 m

3.6 Menara Distilasi 2

Kode : MD-02

Fungsi : Memisahkan *ethylchloride* dan *hidrogen chloride*

Tipe : *packed tower*

Jumlah : 1

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

P : 45 atm

Kondisi operasi

- Puncak : $T = 40,889\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Bawah : $T = 144,748^{\circ}\text{C}$

Packing

- Jenis : *raschig ring*
- Bahan : keramik
- Ukuran : 1 in

Kolom

- Diameter : 0,55 m
- Tinggi : 4,5 m
- Tebal *shell* : 2 in

Head

- Tipe : *eliptical dished head*
- Tebal *head* : 1,5 in
- Tinggi *head* : 1,403 in

Tinggi total menara : 5.03 m

3.5 Scrubber 1

Kode : SC-01

Fungsi : Menyerap hidrogen klorida dengan natrium hidroksida menjadi natrium klorida dan air

Tipe : *Packed Tower*

Material : *Stainless Steel SA 301 Grade B*

Jumlah : 1 Buah

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 4 atm
- Suhu : 70 °C

Menara :

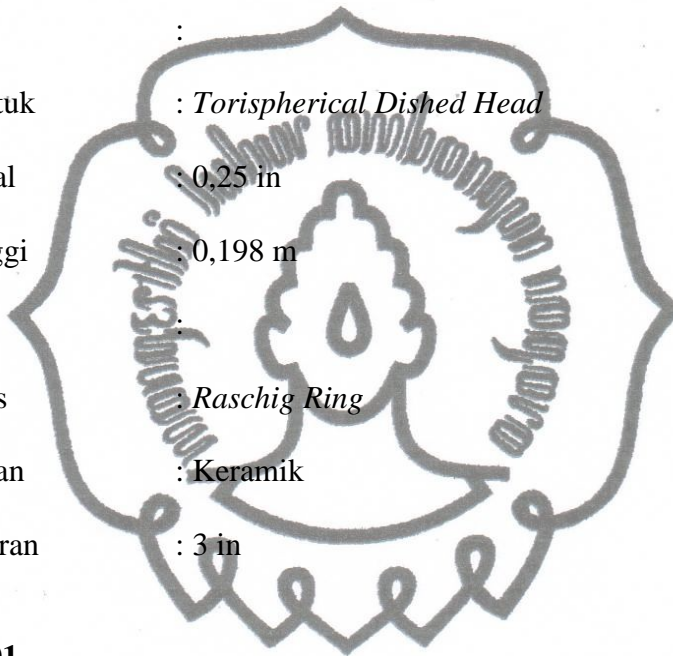
- Diameter : 0,784 m
- Tinggi : 9,941 m
- Tebal Shell : 0,375 in

Head :

- Bentuk : *Torispherical Dished Head*
- Tebal : 0,25 in
- Tinggi : 0,198 m

Packing :

- Jenis : *Raschig Ring*
- Bahan : Keramik
- Ukuran : 3 in



3.6 Mixer 01

Kode : M-01

Fungsi : Mencampur *Natrium Hidroksida* dan air

Tipe : Tangki berpengaduk, silinder tegak dengan
torispherical head

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : $T_{out} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Material : *SA-283 grade C*

Volume : 16,177 Liter

commit to user

Diameter : 0,587 m

Tinggi : 0,587 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Tebal *head* : 0,1875 in

Tinggi *head* : 0,1527 m

Tinggi total : 0,8878 m

Pengaduk

- Jenis pengaduk : *Flat Blade Turbine Impellers*
- Jumlah Pengaduk: 1 buah
- Diameter : 0,19 m
- Kecepatan : 104 rpm
- Daya : 0,05 Hp

Pipa pemasukan dan pengeluaran

- Pipa pemasukan *Natrum Hidroksida*

IPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

ID : 0,824 in

SN : 40

- Pipa pemasukan Air

IPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

ID : 0,824 in

SN : 40

- Pipa pengeluaran *mixer* M-01

IPS : 0,75 in

OD : 1,05 in

ID : 0,824 in

SN : 40

3.7 Tangki etil alkohol (T-01)

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan etil alkohol selama 1 bulan

Tipe : Tangki silinder vertikal, *flat bottomed* dan atap
Torispherical

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ atm}$

Material : *Carbon steel SA-283 grade C*

Kapasitas : $101,793\text{ m}^3$

Diameter : 7,619 m

commit to user

Tinggi : 3,658 m

Tebal *shell* : *Course 1* = 5/8 in
 Course 2 = 1/2 in

Tebal *head* : 7/16 in

Tinggi *head* : 1,387 m

Tinggi total : 5,044 m

3.8 Tangki hidrogen klorida (T-02)

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan hidrogen klorida selama 1 bulan

Tipe : Tangki bola (*spherical*)

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$
 $P = 55 \text{ atm}$

Material : *Carbon steel SA-283 grade B*

Kapasitas : 372,895 m³

Diameter : 8,932 m

Tebal *shell* : 6 in

3.9 Tangki etil klorida (T-03)

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan etil klorida selama 7 hari
Tipe	: <i>Horizontal Tank, Formed head closure</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: $T = 35\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 4\text{ atm}$
Material	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kapasitas	: $123,801\text{ m}^3$
Diameter	: $4,572\text{ m}$
Panjang	: $10,668\text{ m}$
Tebal head	: $1/2\text{ in}$
Panjang head	: $0,425\text{ m}$
Panjang total	: $11,093\text{ m}$

3.10 Silo Natrium Hidroksida (S-01)

Kode	: S-01
Fungsi	: Menyimpan Natrium Hidroksida selama 1 bulan
Tipe	: Tangki silinder vertikal, dengan dasar kerucut
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$
Material	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>

3.12 Accumulator 2

Kode	: ACC-02
Fungsi	: Menampung hasil atas menara distilasi MD-02
Tipe	: <i>Horisontal drum dengan torispherical head</i>
Material	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Kondisi operasi	: $T = 40,38\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P = 45\text{ atm}$
Kapasitas	: $0,0682\text{ m}^3$
Diameter	: $0,304\text{ m}$
Panjang	: $0,911\text{ m}$
Tebal <i>shell</i>	: $0,625\text{ in}$
Tebal <i>head</i>	: $0,875\text{ in}$
Panjang total	: $1,222\text{ m}$
Pipa pengeluaran	
• IPS	: 1 in
• OD	: $1,315\text{ in}$
• ID	: $1,182\text{ in}$
• SN	: 40

3.13 Condenser 01

Kode	: CD-01
Fungsi	: Mengembunkan ditilat menara distilasi MD-01

commit to user

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger Horizontal*

Jumlah : 1 Buah

Luas Transfer Panas : 105,255 ft²

Beban Panas : 832152,877 kJ/jam

Bahan konstruksi :

Anullus : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Inner Pipe : *Stainless Steel SA-333 grade C*

Spesifikasi *Anullus* :

Fluida : Fluida panas, gas keluaran MD-01

Kapasitas : 2039,488 kg/jam

Suhu : 70,012 °C

ID *anullus* : 3,068 in

Panjang : 12 ft

Jumlah *hairpin* : 2

Delta P : 0,1124 psi

Spesifikasi *inner pipe* :

Fluida : Fluida dingin, *cooling water*

Suhu : 30-40 °C

ID *inner pipe* : 2,067 in

OD *inner pipe* : 2,38 in

Delta P : 0,1642 psi

Uc : 173,030 BTU/jam.ft².F

commit to user

Ud	: 134,494 BTU/jam.ft ² .F
Rd <i>required</i>	: 0,001 jam.ft ² .F/BTU
Rd	: 0,0017 jam.ft ² .F/BTU

3.14 Condenser 2

Kode	: CD-02
Fungsi	: Mengembunkan hasil atas menara distilasi MD-02
Tipe	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban panas	: 1.107.356,141 Btu/jam
Luas transfer panas	: 317,547 ft ²
Tube	
• Fluida	: Air sungai
• Kapasitas	: 11427,226 kg/jam
• Material	: Carbon Steel SA 283 grade C
• Suhu	: T in = 30 °C Tout = 35 °C
• OD tube	: 0,75 in
• Susunan	: <i>Triangular pitch</i>
• BWG	: 16
• Pitch	: 0,9375 in
• Panjang tube	: 8 ft
• Jumlah tube	: 30

- *Passes* : 2
- Delta P : 1,343 Psi

Shell

- Fluida : Hasil atas MD-02
- Kapasitas : 2288,855 lb/jam
- Material : Carbon Steel SA 283 grade C
- Suhu : $T_{in} = 40,376^{\circ}\text{C}$
 $T_{out} = 36,880^{\circ}\text{C}$
- ID *shell* : 8 in
- *Passes* : 1
- Delta P : 0,0245 Psi
- Uc : 116,0 Btu/j.F.ft²
- Ud : 99,439 Btu/j.F.ft²
- Rd *required* : 0,001 j.F.ft²/Btu
- Rd : 0,0014 j.F.ft²/Btu

3.15 Condenser 03

- Kode : CD-03
- Fungsi : Mengembunkan hasil atas Scrubber - 01 (Sc-01)
- Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger Horizontal*
- Beban panas : 143602,798 Btu/jam
- Luas transfer panas : 5,88 ft²

commit to user

Bahan konstruksi :

Anullus : Carbon Steel SA-283 grade C

Inner Pipe : Stainless Steel SA-333 grade C

Spesifikasi *Anullus* :

Fluida : Fluida panas, gas keluaran SC-01

Kapasitas : 632,046 kg/jam

Suhu : 70,012 °C

ID *anullus* : 3,068 in

Panjang : 12 ft

Jumlah *hairpin* : 2

Delta P : 0,0068 psi

Spesifikasi *inner pipe* :

Fluida : Fluida dingin, *cooling water*

Suhu : 30-40 °C

ID *inner pipe* : 2,067 in

OD *inner pipe* : 2,38 in

Delta P : 0,0055 psi

Uc : 173,030 BTU/jam.ft².F

Ud : 134,494 BTU/jam.ft².F

Rd *required* : 0,001 jam.ft².F/BTU

Rd : 0,0015 jam.ft².F/BTU

3.16 Condenser Parsial

Kode : CP-01

Fungsi : Mengembunkan sebagian hasil atas Reaktor

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Beban panas : 7469214,858 Btu/jam

Luas transfer panas : 1058,444 ft²

Tube

- Fluida : Air sungai
- Kapasitas : 30781,676 kg/jam
- Material : Carbon Steel SA 283 grade C
- Suhu : $T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{out} = 50\text{ }^{\circ}\text{C}$
- OD *tube* : 0,75 in
- Susunan : *Triangular pitch*
- BWG : 16
- *Pitch* : 0,9375 in
- Panjang *tube* : 12 ft
- Jumlah *tube* : 302
- *Passes* : 2
- Delta P : 0,204 Psi

Shell

- Fluida : Hasil atas Reaktor
- Kapasitas : 19931,621 lb/jam
- Material : Carbon Steel SA 283 grade C

commit to user

- Suhu : $T_{in} = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{out} = 40\text{ }^{\circ}\text{C}$
- ID *shell* : 21,25 in
- *Passes* : 1
- Delta P : 0,00039 Psi
- Uc : 101,296 Btu/j.F.ft²
- Ud : 87,445 Btu/j.F.ft²
- Rd *required* : 0,001 j.F.ft²/Btu
- Rd : 0,00016 j.F.ft²/Btu

3.17 Reboiler 1

- Kode : RB-01
- Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi MD-01
- Tipe : *Kettle reboiler*
- Beban panas : 1039196,826 KJ/jam
- Luas transfer panas : 47,284 ft²
- Material : Carbon Steel SA 283 grade C
- Tube*
- Fluida : *Saturated steam*
 - Kapasitas : 4348,170 lb/jam
 - Suhu : $T_{in} = 620\text{ F}$
 $T_{out} = 620\text{ F}$
 - OD *tube* : 0,75 in

- Susunan : *Triangular pitch*

- BWG : 16

- *Pitch* : 0,9375 in

- Panjang *tube* : 8 ft

- Jumlah *tube* : 36

- *Passes* : 2

- Delta P : 0,0093 Psi

Shell

- Fluida : Hasil bawah MD-01

- Kapasitas : 3316,616 lb/jam

- Suhu T_{in} = 99,901 °C

 $T_{out} = 106,128 \text{ °C}$

- ID *shell* : 10 in

- *Passes* : 1

- Delta P : Diabaikan

Uc : 115 Btu/j.F.ft²

Ud : 103,774 Btu/j.F.ft²

Rd *required* : 0,001 j.F.ft²/Btu

Rd : 0.00148 j.F.ft²/Btu

3.18 Reboiler 2

Kode	: RB-02
Fungsi	: Menguapkan seluruh hasil bawah menara distilasi MD-02
Tipe	: <i>Thermosiphon</i>
Beban panas	: 88036,622 KJ/jam
Luas transfer panas	: 17,856 ft ²
Material	: Carbon Steel SA 283 grade C
<i>Tube</i>	
• Fluida	: <i>Saturated steam</i>
• Kapasitas	: 164,047 lb/jam
• Suhu	: T in = 155 °C T out = 155 °C
• OD <i>tube</i>	: 0,75 in
• Susunan	: <i>Triangular pitch</i>
• BWG	: 16
• <i>Pitch</i>	: 0,9375 in
• Panjang <i>tube</i>	: 8 ft
• Jumlah <i>tube</i>	: 32
• <i>Passes</i>	: 2
• Delta P	: 0,008 Psi

Shell

- Fluida : Hasil bawah MD-02
- Kapasitas : 1423,772 lb/jam
- Suhu : $T_{in} = 144,95 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{out} = 148,87 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- ID *shell* : 15,25 in
- *Passes* : 1
- Delta P : Diabaikan
- Uc : 15,7 Btu/j.F.ft²
- Ud : 12,359 Btu/j.F.ft²
- Rd *required* : 0,001 j.F.ft²/Btu
- Rd : 0,0017 j.F.ft²/Btu

3.19 Kompresor 01

- Kode : K-01
- Fungsi : Menaikan tekanan udara masuk Menara Distilasi-02
dari 1 atm menjadi 25 atm
- Tipe : *Reciprocating, multi stage compressor*
- Jumlah : 1
- Flow udara : 1684,037 kg/jam
- Suhu masuk : 40 °C
- Suhu keluar : 203,425 °C
- Tenaga motor : 13,97 Hp

commit to user

3.20 Heat Exchanger 1

Kode	: HE-01
Fungsi	: Memanaskan bahan baku <i>hidrogen chloride</i>
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger Horizontal</i>
Beban panas	: 38882,668 Btu/jam
Luas transfer panas	: 122,997 ft ²
Bahan konstruksi	:
<i>Anullus</i>	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
<i>Inner Pipe</i>	: <i>Stainless Steel SA-333 grade C</i>
Spesifikasi <i>Anullus</i>	:
Fluida	: Fluida dingin
Kapasitas	: 371,67 kg/jam
Suhu	: -82 °C
ID <i>anullus</i>	: 2,067 in
Panjang	: 12 ft
Jumlah <i>hairpin</i>	: 2
Delta P	: 0,0068 psi
Spesifikasi <i>inner pipe</i>	:
Fluida	: Fluida dingin, <i>cooling water</i>
Suhu	: 30-40 °C
ID <i>inner pipe</i>	: 2,067 in
OD <i>inner pipe</i>	: 2,38 in

commit to user

Delta P	: 0,0055 psi
Uc	: 173,030 BTU/jam.ft ² .F
Ud	: 134,494 BTU/jam.ft ² .F
Rd <i>required</i>	: 0,001 jam.ft ² .F/BTU
Rd	: 0,0015 jam.ft ² .F/BTU

3.21 Pompa 1

Kode	: P-01
Fungsi	: Mengalirkan <i>ethanol</i> dari T-01 ke R-01
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 11,633
Tenaga pompa	: 1 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
NPSH <i>required</i>	: 12,919 ft
NPSH <i>available</i>	: 67,399 ft

Pipa

- IPS : 1,5 in
- OD : 1,9 in
- ID : 1,61 in
- SN : 40

3.22 Pompa 2

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan produk CD-01 ke DC-01
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 28,409
Tenaga pompa	: 0,125 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
NPSH <i>required</i>	: 20,189 ft
NPSH <i>available</i>	: 21,2715 ft
Pipa	
• IPS	: 2,5 in
• OD	: 2,88 in
• ID	: 2,469 in
• SN	: 40

3.23 Pompa 3

Kode	: P-03
Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah dari DC-01 ke R-01
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 17,343

Tenaga pompa : 1,5 Hp
Tenaga motor : 2 Hp
NPSH *required* : 15,774 ft
NPSH *available* : 45,594 ft

Pipa

- IPS : 2 in
- OD : 2,38 in
- ID : 2,067 in
- SN : 40

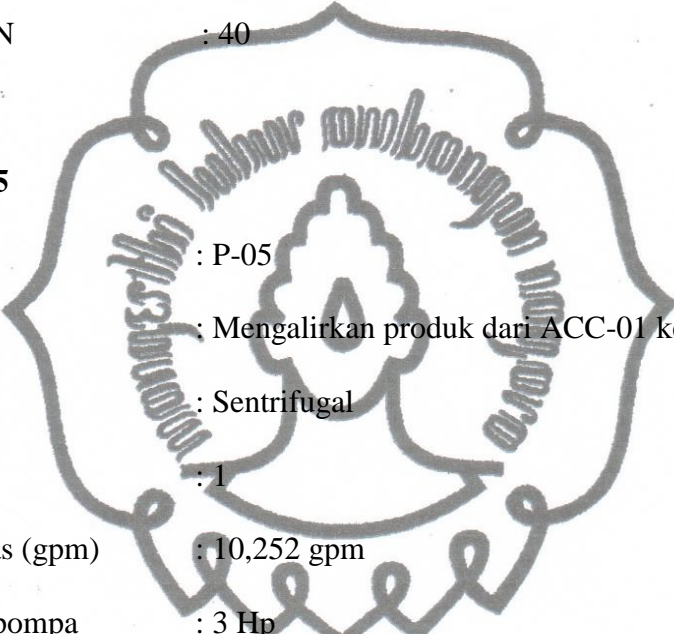
3.24 Pompa 4

Kode : P-04
Fungsi : Mengalirkan hasil atas DC-01 ke MD-01
Tipe : Sentrifugal
Jumlah : 1
Kapasitas (gpm) : 11,032
Tenaga pompa : 1,5 Hp
Tenaga motor : 2 Hp
NPSH *required* : 12,581 ft
NPSH *available* : 65,854 ft

Pipa

- IPS : 1,5 in
- OD : 1,9 in
- ID : 1,61 in
- SN : 40

3.25 Pompa 5

- 
- Kode : P-05
 - Fungsi : Mengalirkan produk dari ACC-01 ke MD-01
 - Tipe : Sentrifugal
 - Jumlah : 1
 - Kapasitas (gpm) : 10,252 gpm
 - Tenaga pompa : 3 Hp
 - Tenaga motor : 5 Hp
 - NPSH *required* : 12,128 ft
 - NPSH *available* : 81,901 ft

Pipa

- IPS : 1,25 in
- OD : 1,66 in
- ID : 1,38 in
- SN : 40

3.26 Pompa 6

Kode	: P-06
Fungsi	: Mengalirkan produk dari ACC-01 ke H-01
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 10,252 gpm
Tenaga pompa	: 1 Hp
Tenaga motor	: 1,5 Hp
NPSH <i>required</i>	: 12,128 ft
NPSH <i>available</i>	: 35,944 ft
Pipa	
• IPS	: 1,25 in
• OD	: 1,66 in
• ID	: 1,38 in
• SN	: 40

3.27 Pompa 7

Kode	: P-7
Fungsi	: Mengalirkan produk hasil dari CP-01 ke MD-01
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 16,796

Tenaga pompa : 0,25 Hp
Tenaga motor : 0,5 Hp
NPSH *required* : 15,524 ft
NPSH *available* : 61,455 ft

Pipa

- IPS : 1,5 in
- OD : 1,9 in
- ID : 1,61 in
- SN : 40

3.29 Pompa 8

Kode : P-8
Fungsi : Mengalirkan produk hasil dari ACC-02 ke MD-02
Tipe : Sentrifugal
Jumlah : 1
Kapasitas (gpm) : 12,169
Tenaga pompa : 0,5 Hp
Tenaga motor : 0,75 Hp
NPSH *required* : 13,214 ft
NPSH *available* : 30,752 ft

Pipa

- IPS : 1,5 in
- OD : 1,9 in
- ID : 1,61 in
- SN : 40

3.30 Pompa 9

- Kode : P-9
- Fungsi : Mengalirkan produk hasil dari MD-02 ke SC-01
- Tipe : Sentrifugal
- Jumlah : 1
- Kapasitas (gpm) : 8,255
- Tenaga pompa : 0,5 Hp
- Tenaga motor : 0,75 Hp
- NPSH *required* : 10,883 ft
- NPSH *available* : 62,421 ft

Pipa

- IPS : 1 in
- OD : 1,32 in
- ID : 1,049 in
- SN : 40

3.31 Pompa 10

Kode	: P-10
Fungsi	: Mengalirkan produk hasil dari CD-01 ke T-03
Tipe	: Sentrifugal
Jumlah	: 1
Kapasitas (gpm)	: 11,334
Tenaga pompa	: 0,75 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
NPSH <i>required</i>	: 12,752 ft
NPSH <i>available</i>	: 59,546 ft
Pipa	
• IPS	: 1,5 in
• OD	: 1,9 in
• ID	: 1,61 in
• SN	: 40

BAB IV UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau yang lebih dikenal dengan sebutan utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang proses produksi dalam pabrik. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik etil klorida yaitu :

1. Unit pengadaan air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut :

- a. Air pendingin dan air pemadam kebakaran
- b. Air umpan *boiler*
- c. Air konsumsi umum dan sanitasi
- d. Air proses

2. Unit pengadaan udara tekan

Unit ini bertugas menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic*, kebutuhan di bengkel dan untuk kebutuhan umum yang lain.

3. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, maupun untuk penerangan. Listrik di-*supply* dari PLN dan dari *generator* sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit pengadaan *steam*

Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk *reboiler* dan *heat exchanger*.

5. Unit pengadaan bahan bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan *generator*.

4.1.1. Unit pengadaan air

Air pendingin, air pemadam kebakaran, air umpan *boiler*, air konsumsi umum dan sanitasi menggunakan air yang diperoleh dari Sungai Banjir Kanal Barat yang terletak dekat dari lokasi pabrik di Semarang, Jawa Tengah. Alasan pemilihan air sungai antara lain :

1. Mudah diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah
2. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya

A. Unit Pengolahan Air Sungai

Air yang digunakan adalah air sungai yang diperoleh dari Sungai Banjir Kanal Barat. Air yang berasal dari sungai pada umumnya mengandung lumpur atau padatan serta mineral penyebab *foaming*, oksigen bebas dan kadang mengandung asam, sehingga harus menjalani proses pengolahan terlebih dahulu.

Tahapan pengolahan air sungai meliputi (Powel,1954):

1. Pengendapan awal

Air sungai dialirkan dari sungai ke bak penampungan dengan menggunakan pompa (PW-01). Sebelum masuk pompa, air sungai dilewatkan pada *traveling screen* untuk menyaring partikel dengan ukuran besar. Air sungai

dilakukan pengendapan awal di dalam bak penampungan (BU-01). Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan untuk memisahkan padatan-padatan atau lumpur yang terdapat di dalam air dengan menggunakan gaya gravitasi.

2. Pengendapan dengan cara koagulasi

Air pada bak penampungan awal (BU-01) di alirkan menggunakan pompa (PW-02) menuju bak koagulasi (TF). Pada tahap ini, terjadi proses pengendapan padatan-padatan tersuspensi (flok) yang tidak dapat mengendap di bak penampungan (BU-01). Tahap koagulasi dibutuhkan larutan tawas 5% dan larutan kapur 5%.

Larutan kapur 5% ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) berfungsi sebagai pengikat garam-garam yang terlarut dalam air sungai. Sedangkan larutan tawas 5% ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) berfungsi sebagai bahan koagulan yang dapat mempercepat pengendapan flok. Serta ditambahkan *polyelektrolit (coagulant polymer)* untuk mempercepat proses pengendapan.

3. Pemisahan dengan *clarifier*

Air dari bak koagulasi (TF) dialirkan menggunakan pompa (PW-03) menuju *clarifier* (CL). Flok-flok yang terbentuk pada proses koagulasi dipisahkan dalam *clarifier*. Flok akan mengendap di dasar *clarifier* dan keluar melalui pipa *blow down*. Sedangkan air yang terpisahkan dari flok akan mengalir ke atas menuju *sand filter*.

4. Pemisahan dengan *sand filter*

Air dari *clarifier* (CL) kemudian dipisahkan dari partikel-partikel yang belum mengendap di dalam *sand filter* (SP). Kemudian, air dialirkan menuju bak

penampungan air bersih (BU-02). Di dalam bak penampung air bersih ditambahkan *chlorine* sebagai desinfektan terhadap mikroorganisme yang terdapat di dalam air sungai. Kemudian air bersih dari bak penampungan (BU-02) dialirkan ke tangki penyimpanan (TU-05) untuk digunakan sebagai air konsumsi dan sanitasi dan ke tangki air pendingin (TU-06) yang digunakan sebagai air pendingin alat proses.

5. Pemisahan dengan *kation exchanger* (KE)

Air bersih dari bak penampungan (BU-02) dialirkan melalui pompa (PW-06) menuju unit penyediaan air umpan boiler dan air proses. Air umpan boiler dan air proses harus dihilangkan kandungan mineral dan garamnya yang dapat menimbulkan kesadahan dalam air. *Kation exchanger* (KE) berfungsi untuk mengikat ion-ion positif dari garam yang terlarut dalam air lunak. Alat ini berupa silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion. Resin yang digunakan adalah jenis C-300 dengan notasi RH_2 . Reaksi yang terjadi dalam *kation exchanger* antara lain :

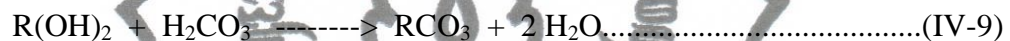


Apabila resin sudah jenuh maka pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 2%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi antara lain :

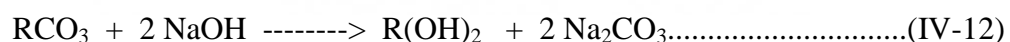
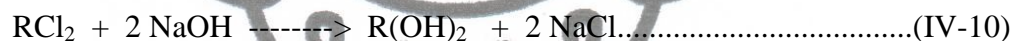


6. Pemisahan dengan *anion exchanger* (AE)

Air hasil *kation exchanger* (KE) kemudian dialirkan melalui pompa (PW-07) menuju *anion exchanger* (AE). Alat ini seperti dengan *kation exchanger*, tetapi memiliki fungsi yang berbeda yaitu mengikat ion-ion negatif dari garam yang terlarut dalam air lunak. Resin yang digunakan adalah jenis C - 500P dengan notasi $R(OH)_2$. Reaksi yang terjadi di dalam *anion exchanger* antara lain :



Pencucian resin yang sudah jenuh digunakan larutan NaOH 4%. Reaksi yang terjadi saat regenerasi antara lain :



Air keluaran *anion exchanger* dialirkan melalui pompa (PW-08) menuju tangki *demin water* (TU-07) untuk digunakan sebagai air proses.

7. Proses Deaerasi

Air yang sudah bebas dari ion-ion positif dan negatif kemudian dialirkan melalui pompa (PW-09) menuju tangki *deaerator* (D). Proses deaerasi bertujuan untuk menghilangkan gas terlarut, terutama oksigen dan karbon dioksida dengan cara pemanasan menggunakan *steam*. Oksigen terlarut dapat menyebabkan korosi pada alat-alat proses dan boiler. Gas ini kemudian

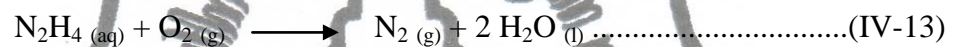
dibuang ke atmosfer. Air bebas gas terlarut kemudian diumpankan menuju tangki penyimpanan umpan boiler (TU-08).

8. Tangki Air Umpan *Boiler* (TU-08)

Alat ini berfungsi menampung air umpan *boiler* selama 24 jam. Bahan-bahan yang ditambahkan untuk mencegah korosi dan kerak, antara lain:

a. Hidrazin (N_2H_4)

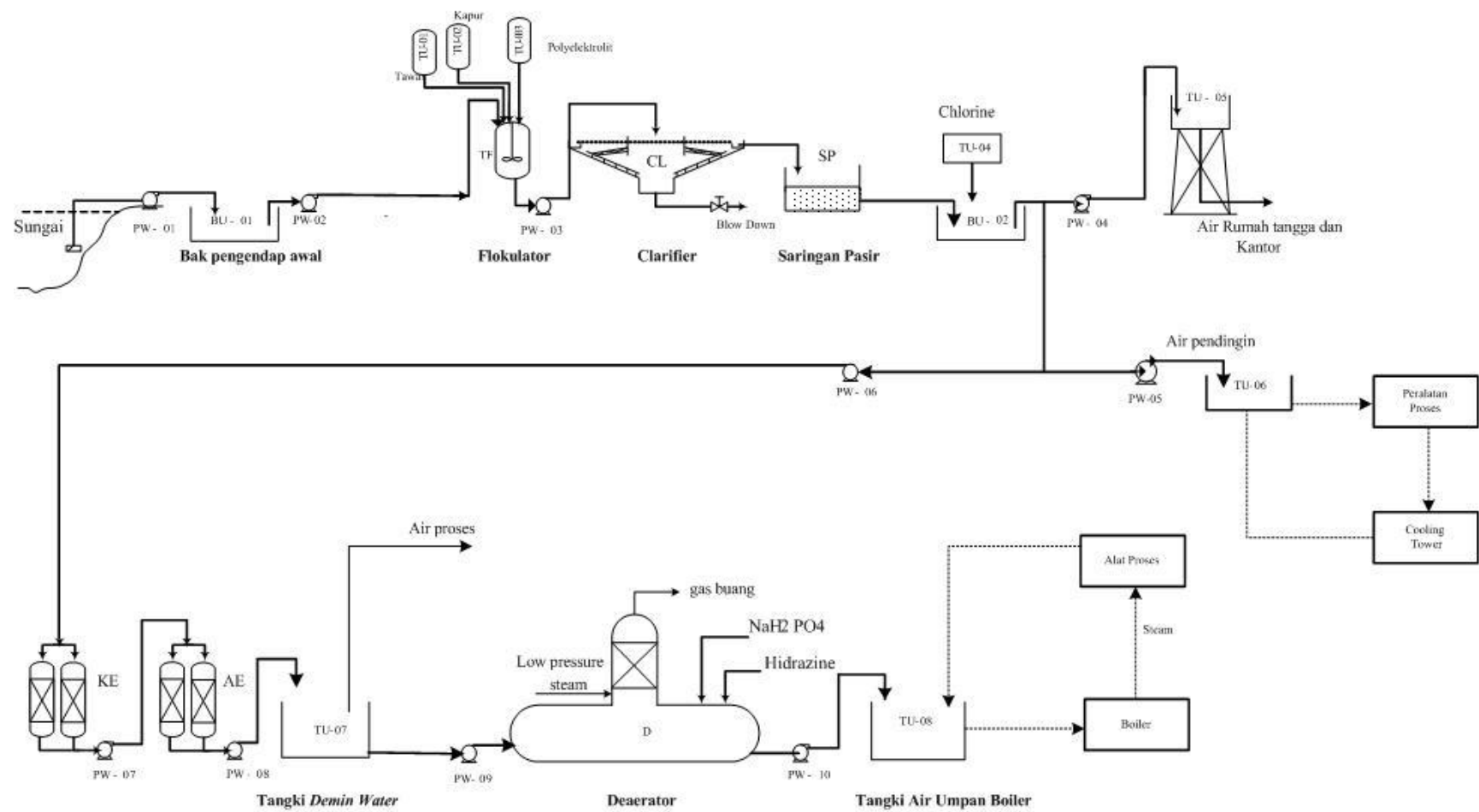
Zat ini berfungsi menghilangkan sisa gas terlarut terutama gas oksigen sehingga dapat mencegah korosi pada *boiler*. Reaksi yang terjadi :



b. NaH_2PO_4

Zat ini berfungsi mencegah timbulnya kerak. Reaksi yang terjadi :





Gambar 4.1. Skema Pengolahan Air Sungai

B. Air Pendingin dan Air Proses

Sumber air yang digunakan sebagai air pendingin dan air proses adalah air sungai. Adapun persyaratan air yang akan digunakan sebagai air pendingin adalah kekeruhan maksimal 3 ppm dan sudah dihilangkan kandungan kesadahan. Air proses digunakan sebagai bahan baku untuk melarutkan *Natrium Hidroksida* (NaOH) di dalam *mixer*. Air pendingin diperoleh setelah proses pengolahan air sungai dari tangki air bersih (BU-02) sedangkan air proses diperoleh dari tangki *demin water* (TU-06).

C. Air Umpan Boiler

Sumber air yang digunakan sebagai kebutuhan umpan boiler adalah air sungai. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler antara lain :

1. Kandungan yang menyebabkan korosi

Korosi di dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan garam-garam terlarut.

2. Kandungan yang menyebabkan kerak (*scale reforming*)

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

3. Kandungan yang menyebabkan pembusaan (*foaming*)

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler sehingga alkalinitas tinggi. Hal ini disebabkan oleh adanya zat-zat organik, anorganik, dan zat tidak larut dalam jumlah yang besar.

Setelah proses pengolahan air sungai, air umpan boiler diperoleh dari tangki air umpan boiler (TU-08).

D. Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

Sumber air untuk keperluan konsumsi dan sanitasi berasal dari air sungai. Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan, dan pertamanan. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

Syarat fisik antara lain :

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

Syarat kimia antara lain :

- Tidak mengandung zat organik
- Tidak beracun

Syarat bakteriologis antara lain :

- Tidak mengandung bakteri–bakteri, terutama bakteri yang *pathogen*.

Setelah proses pengolahan air sungai, air umpan konsumsi umum dan sanitasi diperoleh dari tangki penyimpanan air (TU-05).

E. Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik Etil Klorida terdiri dari :

1. Kebutuhan air proses

Air proses yang dibutuhkan pada *mixer* (M-01) sebesar 15,114 kg/jam

2. Kebutuhan air pendingin

Kebutuhan air pendingin dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Kebutuhan air pendingin

No	Kode Alat	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	R-01	Reaktor (Jaket)	53528,067
2.	CD-01	Condensor hasil dari MD-01	37688,875
3.	CD-02	Condensor hasil dari MD-02	11427,226
4.	CD-03	Condensor produk	161,920
5.	CP-01	Condensor partial	30781,676
TOTAL			133.587,765

Diperkirakan kebutuhan air pendingin untuk *make up* sebesar 10% dari total air pendingin = 13.358,777 kg/jam

3. Kebutuhan air umpan *boiler*

Kebutuhan air umpan *boiler* dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Kebutuhan air umpan *boiler*

No	Kode Alat	Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	RB-01	Reboiler di Menara Distilasi-01	1997,503
2.	RB-02	Reboiler di Menara Distilasi-01	74,412
3.	HE-01	Heater untuk umpan R-01	43,156
TOTAL			2.115,071

Diperkirakan air yang hilang sebesar 20% sehingga kebutuhan *make up* air umpan *boiler* = 423,014 kg/jam

4. Kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi

Kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi

No	Nama Unit	Kebutuhan (kg/hari)
1.	Perkantoran	7.500
2.	Laboratorium	2.400
3.	Kantin	3.000
4.	Hydrant / Taman	1.290
5.	Poliklinik	400
TOTAL		14.590

Total kebutuhan air konsumsi umum dan sanitasi = 14.590 kg/hari

$$= 607,9167 \text{ kg/jam}$$

commit to user

5. Kebutuhan air sungai

Kebutuhan air sungai yang harus disediakan dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Kebutuhan air sungai

No	Nama Unit	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air proses	15,114
2.	<i>Make up</i> air pendingin	13.358,777
3.	<i>Make up</i> air umpan boiler	423,014
4.	Air konsumsi dan sanitasi	607,9167
TOTAL		14.404,823

Untuk keamanan dalam penyediaan air, maka diambil kelebihan 20%.

Total air yang disuplai dari air sungai = 17.285,786 kg/jam

4.1.2. Unit pengadaan udara tekan

Kebutuhan udara tekan untuk prarancangan pabrik etil klorida ini diperkirakan sebesar 100 m³/jam, tekanan 100 psi dan suhu 35°C. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan :

Kode	: CU-01
Fungsi	: Memenuhi kebutuhan udara tekan
Jenis	: <i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 100 m ³ /jam
Tekanan <i>suction</i>	: 14,7 psi (1 atm)
Tekanan <i>discharge</i>	: 100 psi (6,8 atm)
Suhu udara	: 35 °C
Efisiensi	: 80 %
Daya kompresor	: 11 HP

4.1.3. Unit pengadaan listrik

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik etil klorida ini dipenuhi oleh PLN dan generator pabrik. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu, meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan antara lain:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
2. Listrik untuk penerangan
3. Listrik untuk AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi
5. Listrik untuk alat-alat elektronik

Besarnya kebutuhan listrik masing-masing keperluan di atas dapat diperkirakan sebagai berikut :

A. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan keperluan pengolahan air dapat dilihat pada Tabel 4.5

Tabel 4.5 Kebutuhan listrik untuk keperluan proses

Alat	Jumlah	HP	Total HP
P-01	1	1.50	1.50
P-02	1	0.25	0.25
P-03	1	2.00	2.00
P-04	1	2.00	2.00
P-05	1	5.00	5.00
P-06	1	1.50	1.50
P-07	1	0.50	0.50
P-08	1	0.50	0.50
P-09	1	0.75	0.75
P-10	1	0.75	0.75
P-11	1	1.00	1.00
E-01	1	10.00	10.00
E-02	1	22.00	22.00
E-03	1	4.00	4.00
E-04	1	22.00	22.00
E-05	1	22.00	22.00
E-06	1	22.00	22.00
E-07	1	22.00	22.00
SK-01	1	5.00	5.00
M-01	1	0.05	0.05
C-01	1	23.00	23.00
			167.80

Tabel 4.6 Kebutuhan listrik untuk keperluan utilitas

Alat	Jumlah	HP	Total HP
PU-01	1	3	3
PU-02	1	0.25	0.25
PU-03	1	0.33	0.33
PU-04	1	0.33	0.33
PU-05	1	0.08	0.08
PU-06	1	0.25	0.25
PU-07	1	0.08	0.08
PL-01	1	0.08	0.08
PL-02	1	0.50	0.50
PL-03	1	0.17	0.17
PL-04	1	0.25	0.25
PL-05	1	0.08	0.08
PL-06	1	1.00	1.00
PWT-01	1	7.50	7.5
PWT-02	1	0.75	0.75
PWT-03	1	0.08	0.08
PWT-04	1	0.08	0.08
PWT-05	1	0.25	0.25
PWT-06	1	0.25	0.25
PWT-07	1	3.00	3.00
PWT-08	1	0.75	0.75
PWT-09	1	0.75	0.75
PWT-10	1	0.08	0.08
PWT-11	1	1.50	1.50
CU-01	1	11.00	11.00
			32.42

Kebutuhan listrik untuk alat yang tidak terdiskripsikan diperkirakan sebesar $\pm 20\%$ dari 200,222 kw. Total kebutuhan listrik adalah 240 HP atau sebesar 459,33 kW.

B. Listrik untuk Penerangan

Untuk menentukan besarnya tenaga listrik digunakan persamaan :

$$L = \frac{a.F}{U.D}$$

dengan :

L : *Lumen per outlet*

a : Luas *area*, ft²

F : *foot candle* yang diperlukan (Tabel 13, Perry 6th ed)

U : Koefisien utilitas (Tabel 16, Perry 6th ed)

D : Efisiensi lampu (Tabel 16, Perry 6th ed)

Kebutuhan *lumen* yang terdapat pada listrik untuk penerangan dapat dilihat pada

Tabel 4.6.

Tabel 4.7 Jumlah *lumen* berdasarkan luas bangunan

No.	Bangunan	Luas, m ²	Luas, ft ²	F	U	D	F/U.D
1.	Pos keamanan	60	645,82	20	0,42	0,75	63,49
2.	Parkir	600	6458,19	10	0,49	0,75	27,21
3.	Musholla	300	3229,09	20	0,55	0,75	48,48
4.	Kantin	150	1614,55	20	0,51	0,75	52,29
5.	Kantor	1.500	16145,47	35	0,6	0,75	77,78
6.	Perpustakaan & Diklat	200	2152,73	20	0,6	0,75	44,44
7.	Poliklinik	300	3229,09	20	0,56	0,75	47,62
8.	Ruang kontrol	250	2690,91	40	0,56	0,75	95,24
9.	Laboratorium	400	4305,46	40	0,56	0,75	95,24
10.	Proses	8.000	86109,19	30	0,59	0,75	67,80
11.	Utilitas	2.000	21527,30	10	0,59	0,75	22,60
12.	Ruang generator	200	2152,73	10	0,51	0,75	26,14
13.	Bengkel	250	2690,91	40	0,51	0,75	104,58
14.	Garasi	400	4305,46	10	0,51	0,75	26,14
15.	Gudang	400	4305,46	10	0,51	0,75	26,14
16.	Pemadam	250	2690,91	20	0,51	0,75	52,29
17.	Jalan dan taman	10.000	107636,49	5	0,55	0,75	12,12
18.	Area perluasan	2.500	26909,12	5	0,57	0,75	11,70
TOTAL		27.760	298798,89				

Jumlah *lumen* :

* untuk penerangan bagian dalam ruangan = 9.657.153,918 lumen

* untuk penerangan bagian luar ruangan (jalan, taman, dan area perluasan)

= 1.619.411,252 lumen

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu *fluorescent*

40 Watt dimana satu buah lampu instant *starting daylight* 40 W mempunyai 1.920

lumen (Tabel 18 Perry 6th ed.).

Jadi jumlah lampu dalam ruangan = 9.657.153,9184 / 1.920

= 5.030 buah

Untuk penerangan bagian luar ruangan digunakan lampu *mercury* 100 Watt, dimana *lumen output* tiap lampu adalah 3.000 *lumen* (Perry 6th ed., 1994).

$$\begin{aligned}\text{Jadi, jumlah lampu luar ruangan} &= 1.619.411,252 / 3.000 \\ &= 540 \text{ buah}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total daya penerangan} &= (40 \text{ W} \times 5.030 + 100 \text{ W} \times 540) \\ &= 255.200 \text{ W} \\ &= 255,20 \text{ kW}\end{aligned}$$

C. Listrik untuk AC

Kebutuhan listrik AC diperkirakan sebesar 15.000 Watt atau 15 kW

D. Listrik untuk Laboratorium dan Instrumentasi

Diperkirakan menggunakan tenaga listrik sebesar 10.000 Watt atau 10kW.

Total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat pada tabel 4.7.

Tabel 4.8 Total Kebutuhan Listrik Pabrik

No.	Kebutuhan Listrik	Tenaga listrik, kW
1.	Listrik untuk keperluan proses dan utilitas	179,162
2.	Listrik untuk keperluan penerangan	255,200
3.	Listrik untuk AC	15
4.	Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi	10
TOTAL		459,333

Generator yang digunakan sebagai cadangan listrik mempunyai efisiensi 80%, sehingga generator yang disiapkan harus sebesar 367,466 kW.

Generator yang dipilih yaitu generator dengan daya 450 kW, sehingga masih tersedia cadangan daya sebesar 82,534 kW.

Spesifikasi generator yang diperlukan :

Jenis	: AC generator
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas / Tegangan	: 750 kW ; 220/360 Volt
Efisiensi	: 80 %
Bahan bakar	: IDO (<i>Industrial Diesel Oil</i>)

4.1.4. Unit pengadaan steam

Steam digunakan sebagai media pemanas *heater* (RB-01, RB-01 dan HE-01). Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan 1 buah *boiler*. *Steam* yang dihasilkan berupa *saturated steam* pada suhu 155,57°C dan tekanan 5,4 atm.

Jumlah *steam* yang dibutuhkan sebesar 4.179,066 kg/jam. Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi dan *make up blowdown* pada *boiler* maka, jumlah *steam* diletakkan sebanyak 20%. Jadi jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah 4957 kg/jam.

Hal-hal yang dipertimbangkan dalam perancangan *boiler* antara lain :

1. *Steam* yang dihasilkan : *Saturated steam*

$$T = 312,03^{\circ}\text{F} = 155,57^{\circ}\text{C}$$

$$P = 80,0 \text{ psi} = 5,4 \text{ atm}$$

Untuk tekanan < 200 psia, digunakan *boiler* jenis pipa api (*fire tube boiler*).

2. Menentukan luas penampang perpindahan panas

Daya yang diperlukan *boiler* untuk menghasilkan *steam* melalui persamaan :

$$\text{Dengan : } \text{Daya} = \frac{ms.(h - hf)}{970,3 \times 34,5}$$

ms = massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

h = entalpi *steam* pada P dan T tertentu (BTU/lbm)

h_f = entalpi umpan (BTU/lbm)

dimana :

m_s = 10.134,64 lb/jam

h = 497,42 BTU/lbm

Umpan air terdiri dari 20 % *make up water* dan 80 % kondensat. *Make up water* adalah air pada suhu 35°C dan kondensat pada suhu 172°C.

$h_f = 162,04$ BTU/lbm

Jadi daya yang dibutuhkan adalah sebesar = 101,54 HP

Ditentukan luas bidang pemanasan = 12 ft²/HP

Total *heating surface* = 1218,44 ft²

3. Perhitungan kapasitas boiler

$$\begin{aligned} Q &= m_s \times (h - h_f) \\ &= 10.134,64 \times (497,42 - 162,04) \\ &= 3.398.951,770 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

4. Kebutuhan bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Industrial Diesel Oil*). Sifat IDO antara lain :

- *Heating value* (H_v) = 16.767,2474 BTU/lb
- Densitas (ρ) = 50,567 lb/ft³

Jumlah bahan bakar IDO untuk memenuhi kebutuhan panas yang ada sebanyak 165,152 L/jam

Spesifikasi *boiler* yang dibutuhkan :

Kode	: B
Fungsi	: Memenuhi kebutuhan <i>steam</i>
Jenis	: <i>Fire tube boiler</i>
Jumlah	: 1 buah
Tekanan <i>steam</i>	: 80 psi (5,4 atm)
Suhu <i>steam</i>	: 312,03°F (155,57°C)
Efisiensi	: 80 %
Bahan bakar	: IDO
Kebutuhan bahan bakar	: 165,152 L/jam

4.1.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah IDO (*Industrial Diesel Oil*) untuk *boiler* dan generator. IDO diperoleh dari Pertamina dan distributornya. Pemilihan IDO sebagai bahan bakar didasarkan pada alasan :

1. Mudah didapat
2. Lebih ekonomis
3. Mudah dalam penyimpanan

Kebutuhan bahan bakar IDO yang digunakan meliputi :

1. Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler*

Kapasitas *boiler* = 3.398.951,770 Btu/jam

Kebutuhan bahan bakar = 165,152 L/jam

2. Kebutuhan bahan bakar untuk *generator*

$$\text{Bahan bakar} = \frac{\text{Kapasitas alat}}{\text{eff} \cdot \rho \cdot h}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas generator} &= 750 \text{ kW} \\ &= 2.559.115,570 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = 106,837 \text{ L/jam}$$

4.2. Laboratorium

Laboratorium memiliki peranan sangat besar di dalam suatu pabrik untuk memperoleh data – data yang diperlukan. Data – data tersebut digunakan untuk evaluasi unit-unit yang ada, menentukan tingkat efisiensi, dan untuk pengendalian mutu.

Pengendalian mutu atau pengawasan mutu di dalam suatu pabrik pada hakekatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan. Pengendalian mutu dilakukan mulai bahan baku, saat proses berlangsung, dan juga pada hasil atau produk.

Pengendalian rutin dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui apakah proses berjalan normal atau menyimpang. Jika diketahui analisa produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui atau diatasi.

Laboratorium berada di bawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain :

- a. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- b. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
- c. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan *boiler*, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *nonshift*.

1. Kelompok *shift*

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa – analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja *shift* selama 24 jam dengan dibagi menjadi 3 *shift* dalam 4 regu kerja. Masing – masing *shift* bekerja selama 8 jam.

2. Kelompok *nonshift*

Kelompok ini mempunyai tugas melakukan analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok *shift*, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain :

- a. Menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
- b. Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi

Dalam menjalankan tugasnya, bagian laboratorium dibagi menjadi :

1. Laboratorium fisik
2. Laboratorium analitik
3. Laboratorium penelitian dan pengembangan

4.2.1 Laboratorium Fisik

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat – sifat bahan baku, produk, dan air. Pengamatan yang dilakukan yaitu antara lain :

- *specific gravity*
- kandungan air

4.2.2 Laboratorium Analitik

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat – sifat kimianya.

Analisa yang dilakukan antara lain :

- kadar kandungan kimiawi dalam produk
- kandungan logam

4.2.3 Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

- diversifikasi produk
- perlindungan terhadap lingkungan

4.2.4. Prosedur analisa bahan baku

4.2.4.1. Densitas

Alat : Piknometer

Cara pengujian :

- Menimbang piknometer kosong
- Menuang sampel ke dalam piknometer, selanjutnya ditutup (usahakan tidak terbentuk gelembung).
- Menimbang piknometer yang berisi sampel

4.2.5. Prosedur analisa produk

4.2.5.1. *Infra red spectrofotometer* (IRS).

Mengambil sampel Etil Klorida secukupnya kemudian dianalisa langsung menggunakan Infra red Spectrofotometer (IRS). Dengan alat ini dapat ditentukan kandungan gugus organik yang tersusun, apakah sudah memenuhi kriteria sebagai produk atau belum.

4.2.6. Analisa air

Air yang dianalisis antara lain:

1. Air baku
2. Air proses
3. Air demineralisasi
4. Air umpan boiler
5. Air limbah

Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, sulfat, silika, dan konduktivitas air.

Alat-alat yang digunakan dalam laboratorium analisa air ini antara lain:

1. pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman/kebasaan air
2. Spektrofotometer, digunakan untuk mengetahui konsentrasi suatu senyawa terlarut dalam air
3. Spectroscopy, digunakan untuk mengetahui kadar silika, sulfat, hidrazin, turbiditas, kadar fosfat, dan kadar sulfat
4. Peralatan titrasi, untuk mengetahui jumlah kandungan klorida, kesadahan dan alkalinitas.
5. Conductivity meter, untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air

Air demineralisasi yang dihasilkan unit demineralisasi juga diuji oleh laboratorium ini. Parameter yang diuji antara lain pH, konduktivitas dan kandungan silikat (SiO_2), kandungan Mg^{2+} , Ca^{2+}

4.3. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik etil klorida meliputi :

1. Bahan buangan cair
2. Bahan buangan padatan

Pengolahan limbah ini didasarkan pada jenis buangnya :

1. Pengolahan bahan buangan cair

Limbah cair dari pabrik Etil Klorida ini berupa :

a. *Oily water* dari mesin proses

Oily water berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir, kemudian dibuang.

b. Air sisa proses

Limbah air sisa proses merupakan limbah cair dari kegiatan proses produksi, seperti limbah dari hasil bawah MD-01 dan Hasil Bawah SC-01 serta air sisa regenerasi. Semua limbah tersebut ditampung ke dalam satu bak penampung kemudian dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 jika pH buangnya lebih dari 7,0 dan dengan larutan NaOH jika pH buangnya kurang dari 7,0. Air yang netral dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama dengan aliran air dari pengolahan lain dan *blow down* dari *cooling tower*.

c. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari kantor dan rumah tangga di kawasan pabrik diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan desinfektan *Calcium Hypochlorite*.

2. Pengolahan bahan buangan padatan

Limbah padat yang dihasilkan berasal dari limbah domestik. Limbah domestik berupa sampah-sampah dari keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung di dalam bak penampungan dan selanjutnya dikirim ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA).



BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Etil Klorida yang akan didirikan, direncanakan berbrntuk Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk PT berdasarkan beberapa alasan, yaitu: (Widjaya,2003)

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas
Kelancaran produksi hanya ditangani oleh direksi beserta staf, sehingga gangguan dari luar dapat dibatasi.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain
Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas
Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini perusahaan dapat memperluas usaha.

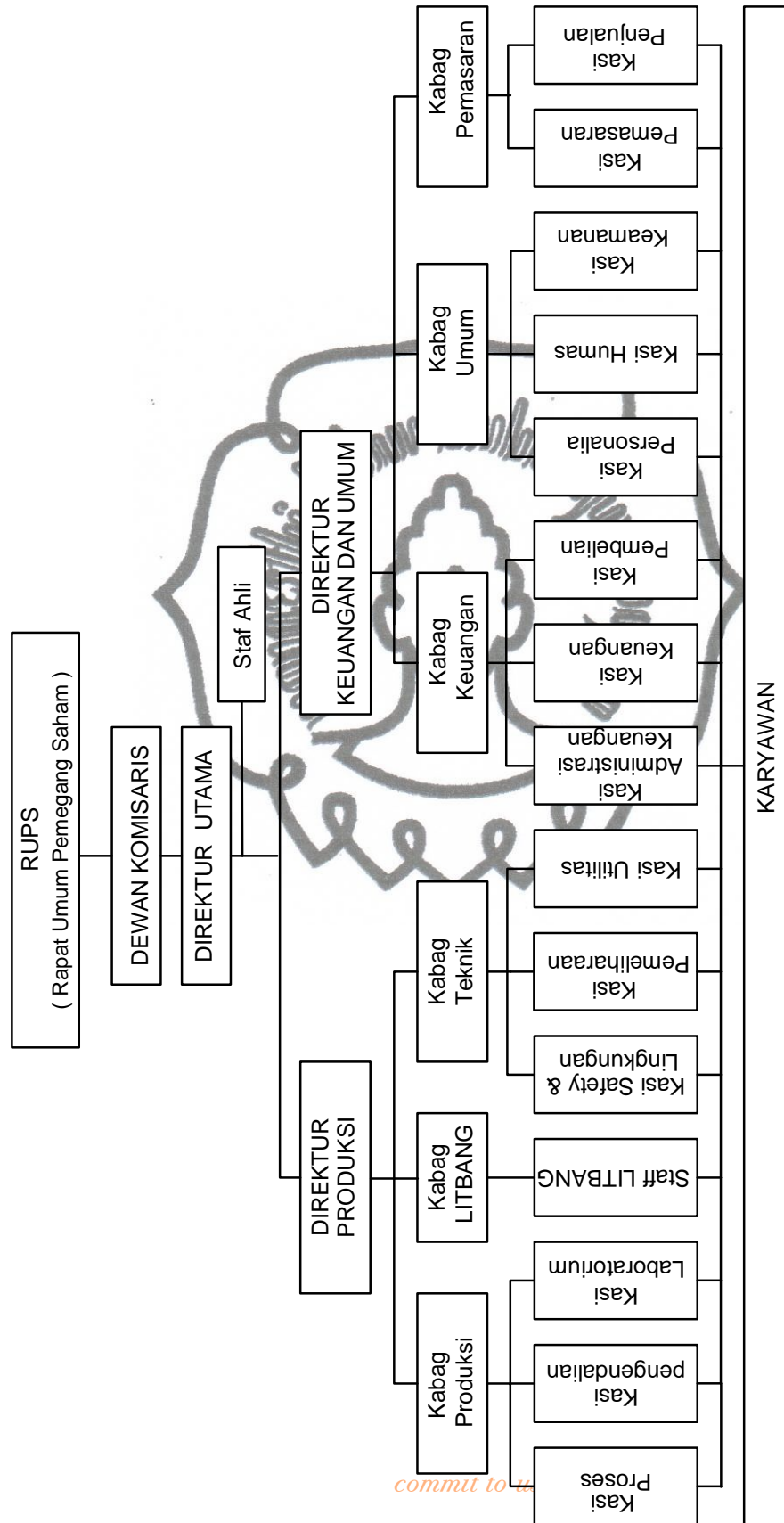
5.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting untuk penunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi dalam perusahaan agar tercapai kerjasama yang baik antar karyawan. Zamani (1998) menjelaskan bahwa untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami dan diterima setiap orang dalam organisasi
3. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
4. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
5. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
6. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
7. Adanya koordinasi
8. Struktur organisasi disusun sederhana
9. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
10. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
11. Penempatan orang harus sesuai keahliannya

Berdasarkan azas tersebut maka dipilih struktur organisasi berbentuk *Line and Staff*. Garis kekuasaan dalam sistem ini lebih sederhana dan praktis. Pembagian tugas kerja seperti pada sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan. Struktur organisasi perusahaan ini ditunjukkan pada Gambar 5.1.

Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan-Umum. Direktur Produksi membawahi bidang produksi dan teknik, sedangkan direktur keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, keuangan, dan bagian umum. Kedua direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap kepala bagian membawahi beberapa seksi dan setiap seksi membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada setiap bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.



Gambar 5.1 Struktur Organisasi Pabrik Etil Klorida

5.3. Tugas dan Wewenang

5.3.1. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT. (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut, para pemegang saham berwenang: (Widjaja, 2003)

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

5.3.2. Dewan komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi : (Widjaja, 2003)

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direksi
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

5.3.3. Dewan direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur produksi dan direktur keuangan-umum.

Tugas direktur utama antara lain :

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan secara berkala atau pada akhir pekerjaannya pada pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (direktur produksi) dan bagian keuangan dan umum (direktur keuangan dan umum).

Tugas direktur produksi antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, produksi pengembangan, pemeliharaan peralatan dan laboratorium.

Tugas dari direktur keuangan antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5.3.4. 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 keahlian masing-masing.

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

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

5.3.5. Penelitian dan pengembangan (Litbang)

Litbang terdiri dari tenaga-tenaga ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi 2 departemen, yaitu Departemen Penelitian dan Departemen Pengembangan.

Tugas dan wewenangnya meliputi :

- a. Memperbaiki mutu produksi
- b. Memperbaiki dan melakukan inovasi terhadap proses produksi
- c. Meningkatkan efisiensi perusahaan di berbagai bidang

5.3.6. Kepala bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur Utama (Zamani, 1998).

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium.

Tugas seksi proses antara lain :

- a. Mengawasi jalannya proses produksi
- b. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian yaitu menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas seksi laboratorium, antara lain:

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

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik, antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan dan utilitas
- b. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas, dan seksi keselamatan kerja-penanggulangan kebakaran.

Tugas seksi pemeliharaan, antara lain :

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas seksi utilitas, antara lain melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan tenaga listrik.

Tugas seksi keselamatan kerja antara lain :

- a. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja
- b. Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran

3. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan dan membawahi 2 seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

Tugas seksi keuangan antara lain :

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan
- b. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

4. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi, serta membawahi 2 seksi yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

Tugas seksi pembelian, antara lain :

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi
- b. Mengetahui harga pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

Tugas seksi pemasaran, antara lain :

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi hasil produksi

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan. Kepala bagian ini membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

Seksi personalia bertugas :

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang baik antara pekerja dan lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

Seksi humas bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

Seksi Keamanan bertugas :

- a. Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik.
- b. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

5.3.7. Kepala seksi

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

5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etil Klorida ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan dibagi dalam 2 golongan, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

5.4.1. Karyawan *non shift* / harian

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam 1 minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam kerja :

- Hari Senin – Kamis : Jam 08.00 – 16.30
- Hari Jumat : Jam 08.00 – 17.00

Jam Istirahat :

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jumat : Jam 11.00 – 13.00

5.4.2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik.

Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian selama 24 jam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift Pagi : Jam 07.00 – 15.00

Shift Sore : Jam 15.00 – 23.00

Shift Malam : Jam 23.00 – 07.00

commit to user

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 kelompok (A / B / C / D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga kelompok masuk, sehingga ada satu kelompok yang libur. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok ditampilkan dalam bentuk tabel sebagai berikut :

Tabel 5.1 Jadwal pembagian kelompok *shift*

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

Hari	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	D	D	C	C	B	B	A	A	D	D
Sore	A	A	D	D	C	C	B	B	A	A
Malam	B	B	A	A	D	D	C	C	B	B
Libur	C	C	B	B	A	A	D	D	C	C

Hari	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	C	C	B	B	A	A	D	D	C	C
Sore	D	D	C	C	B	B	A	A	D	D
Malam	A	A	D	D	C	C	B	B	A	A
Libur	B	B	A	A	D	D	C	C	B	B

Jadwal untuk tanggal selanjutnya berulang ke susunan awal.

Kelancaran produksi dari pabrik sangat dipengaruhi faktor kedisiplinan para karyawan dan akan secara langsung mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan dikenakan absensi. Absensi juga digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di perusahaan (Zamani, 1998).

5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik Etil Klorida ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

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

5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan Dan Gaji

5.6.1. Penggolongan jabatan

- | | | |
|---|----------------------------|--------------------------------------|
| 1 | Direktur Utama | : Sarjana Ekonomi/Teknik/Hukum |
| 2 | Direktur Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| 3 | Direktur Keuangan dan Umum | : Sarjana Ekonomi/Akuntansi |
| 4 | Kepala Bagian Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| 5 | Kepala Bagian Teknik | : Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro |
| 6 | Kepala Bagian Pemasaran | : Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro |

- 7 Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi
- 8 Kepala Bagian Umum : Sarjana Ekonomi/Hukum
- 9 Kepala Seksi : Sarjana
- 10 Operator : Sarjana atau D3
- 11 Sekretaris : Sarjana atau Akademi sekretaris
- 12 Dokter : Sarjana Kedokteran
- 13 Perawat : Akademi Perawat
- 14 Sopir, keamanan, pesuruh : SLTA / Sederajat

5.6.2. Jumlah karyawan dan gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efisien.

Tabel 5.2 Jumlah Karyawan Menurut Jabatan

NO.	JABATAN	JUMLAH
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Produksi	1
3	Direktur keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	2
5	Sekretaris	3
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian LITBANG	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian Umum	1
10	Kepala Bagian Keuangan	1
11	Kepala Bagian Pemasaran	1

NO.	JABATAN	JUMLAH
12	Kepala Seksi Proses	1
13	Kepala Seksi Pengendalian	1
14	Kepala Seksi Laboratorium	1
15	Staff Litbang	2
16	Kepala Seksi Safety & Lingkungan	1
17	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18	Kepala Seksi Utilitas	1
19	Kepala Seksi Administrasi Keuangan	1
20	Kepala Seksi Keuangan	1
21	Kepala Seksi Pembelian	1
22	Kepala Seksi Personalia	1
23	Kepala Seksi Humas	1
24	Kepala Seksi Keamanan	1
25	Kepala Seksi Penjualan	1
26	Kepala Seksi Pemasaran	1
27	Karyawan Proses	24
28	Karyawan Pengendalian	7
29	Karyawan Laboratorium	7
30	Karyawan Penjualan	5
31	Karyawan Pembelian	5
32	Karyawan Pemeliharaan	5
33	Karyawan Utilitas	16
34	Karyawan Administrasi Keuangan	5
35	Karyawan Keuangan	5
36	Karyawan Personalia	5
37	Karyawan Humas	5
38	Karyawan Keamanan	8
39	Karyawan Pemasaran	5

NO.	JABATAN	JUMLAH
40	Karyawan Safety & Lingkungan	5
41	Dokter	2
42	Perawat	2
43	Sopir	4
44	Pesuruh	4
	TOTAL	150

Tabel 5.3 Perincian Golongan dan Gaji Karyawan

Gol.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Kualifikasi
I.	Direktur Utama	50.000.000	S1 Pengalaman 10 Tahun
II.	Direktur	30.000.000	S1 Pengalaman 10 Tahun
III.	Staff Ahli	20.000.000	S1 Pengalaman 5 Tahun
IV.	Litbang	15.000.000	S1 pengalaman
V.	Kepala Bagian	8.000.000	S1 pengalaman
VI.	Kepala Seksi	5.000.000	S1/D3 pengalaman
VII.	Sekretaris	3.000.000	S1/D3 pengalaman
VIII.	Karyawan Biasa	1.200.000 - 4.000.000	SLTA/D1/D3

5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan perusahaan kepada para karyawan, antara lain (Masud,1989):

1. Tunjangan

- Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang.

- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Pakaian Kerja

Diberikan kepada setiap karyawan setiap tahun sejumlah empat pasang.

3. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- Cuti hamil diberikan kepada karyawan yang hendak melahirkan, masa cuti berlaku selama 2 bulan sebelum melahirkan sampai 1 bulan sesudah melahirkan.

4. Pengobatan

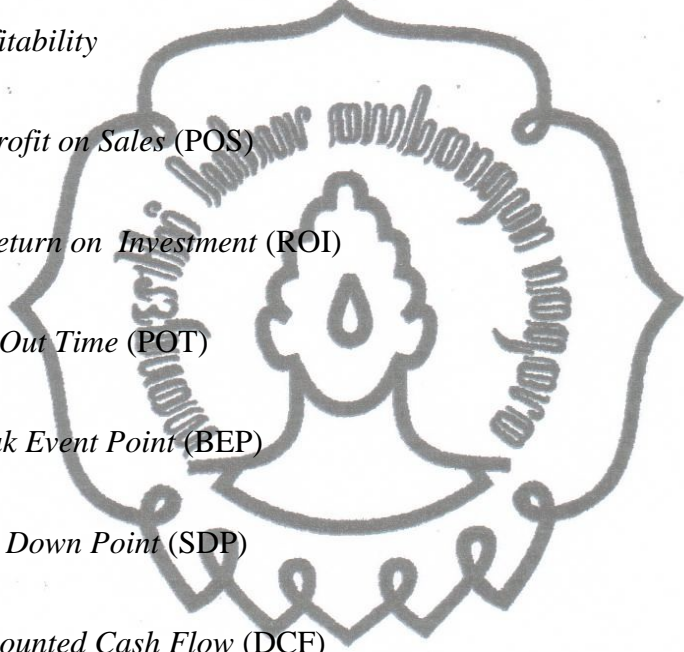
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai undang-undang.

5. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi tenaga kerja diberikan perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan lebih besar dari Rp. 1.000.000,00 per bulan.

BAB VI ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dilakukan untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik. Analisis ekonomi pada prarancangan pabrik etil klorida ini meliputi :

- 
- a. *Profitability*
 - b. *% Profit on Sales (POS)*
 - c. *% Return on Investment (ROI)*
 - d. *Pay Out Time (POT)*
 - e. *Break Event Point (BEP)*
 - f. *Shut Down Point (SDP)*
 - g. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Agar dapat meninjau faktor-faktor tersebut maka perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa factor sebagai berikut:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas – fasilitas produktif dan untuk menjalankannya.

Capital Investment meliputi :

- a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*). terdiri dari :
- a. Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
3. Total pendapatan penjualan produk etil klorida

6.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan pabrik dapat diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data indeks harga.

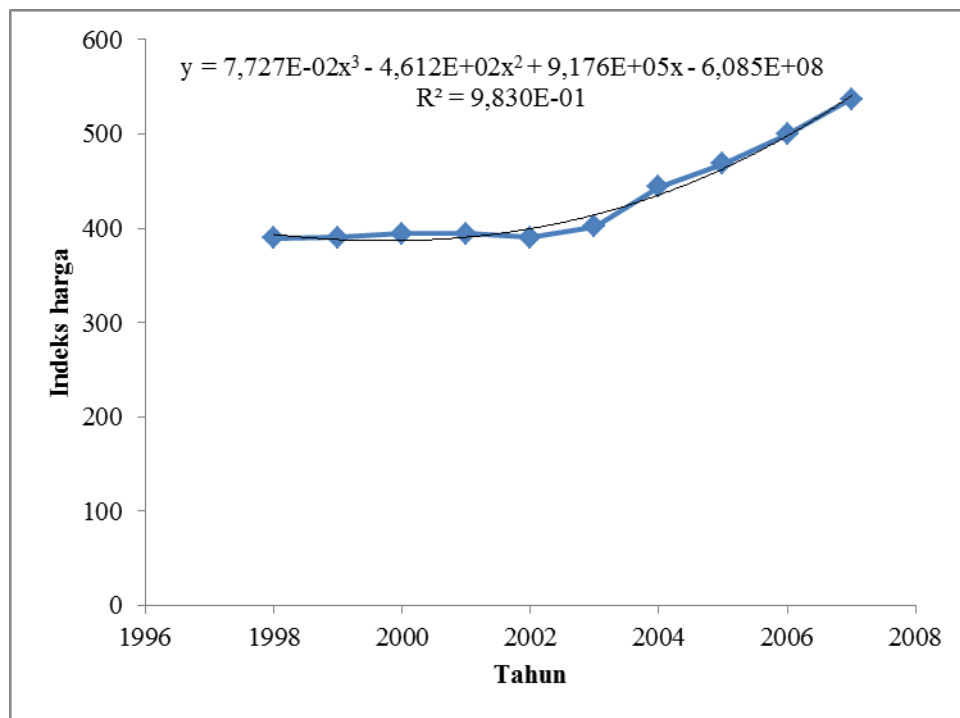
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat

Cost Index. Tahun	Chemical Engineering Plant Index
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	390.4

Sumber : (Peters & Timmerhaus. 2003)

Cost Index. Tahun	Chemical Engineering Plant Index
2003	402.0
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	537.2

Sumber : (www.processengineeringmanual.it. 2011)



Gambar 6.1 *Chemical engineering cost index*

Dengan asumsi kenaikan indeks mengikuti bentuk polinomial orde 3. maka didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$Y = 7.727 \cdot 10^{-2} X^3 - 4.612 \cdot 10^2 X^2 + 9.176 \cdot 10^5 X - 6.085 \cdot 10^8$$

Dengan : Y = Indeks harga

X = Tahun pembelian

Dari persamaan tersebut diperoleh harga indeks di tahun 2016 adalah 792.14.

Harga alat dan lainnya diperkirakan pada tahun evaluasi (2016) dan dilihat dari grafik pada referensi. Untuk mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan :

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

Dengan :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2016

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2016

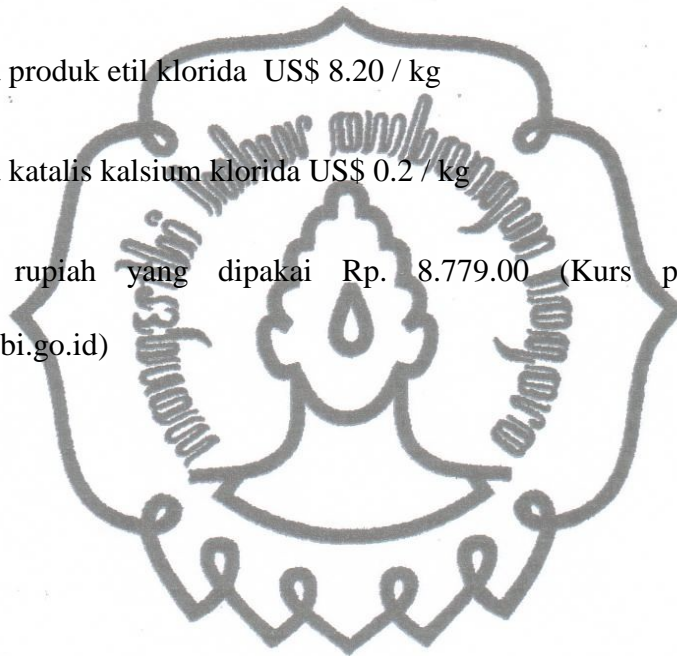
Ny : Indeks harga tahun referensi

6.2. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan analisis ekonomi :

1. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2016
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
3. Kapasitas produksi adalah 5.000 ton/tahun
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
5. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 35 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik
6. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun
7. Nilai rongsokan (*Salvage Value*) adalah nol
8. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi
9. Upah buruh asing US \$ 8.5 per *manhour* (Dirjen Pajak, 2011)
10. Upah buruh lokal Rp. 10.000.00 per *manhour*

11. Perbandingan jumlah tenaga asing : Indonesia = 5% : 95%
12. Harga bahan baku etil alkohol US\$ 0.86/ kg
13. Harga bahan baku hidrogen klorida US\$ 0.78 / kg
14. Harga bahan baku karbon tertraklorida US\$ 1.02 / kg
15. Harga produk etil klorida US\$ 8.20 / kg
16. Harga katalis kalsium klorida US\$ 0.2 / kg
17. Kurs rupiah yang dipakai Rp. 8.779.00 (Kurs pada 11/12/2011.
www.bi.go.id)



6.2.1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 6.2 Modal Tetap

No	Keterangan	Us \$	Rp	Total harga (Rp)
1	Purchase equipment cost (ec)	1.158.076	-	10.166.752.654
2	Instalasi	113.998	582.443.100	1.583.232.552
3	Pemipaan	443.326	708.896.027	4.600.856.028
4	Instrumentasi	219.854	109.208.307	2.039.302.756
5	Isolasi	27.142	95.796.760	334.080.026
6	Listrik	72.380	95.796.760	731.218.801
7	Bangunan	361.899	-	3.177.110.204
8	Tanah dan perbaikan	108.570	90.000.000.000	90.953.133.061
9	Utilitas	2.067.923	-	18.154.292.001
<i>Physical plant cost</i>		4.573.167	91.592.140.955	131.739.978.083
10	<i>Engineering & Construction</i>	1.143.292	22.898.035.239	32.934.994.521
<i>Direct plant cost</i>		5.716.459	114.490.176.194	164.674.972.604
11	<i>Contractor's fee</i>	457.317	9.159.214.096	13.173.997.808
12	<i>Contingency</i>	857.469	17.173.526.429	24.701.245.891
<i>Fixed capital invesment (fci)</i>		7.031.245	140.822.916.718	202.550.216.303

6.2.2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Tabel 6.3 Modal Kerja

No.	Jenis	US \$	Rp.	Total Rp.
1.	Persediaan bahan baku	713.069	6.260.032.273	6.260.032.273
2.	Persediaan bahan dalam proses	14.594	36.419.788	164.539.573
3.	Persediaan Produk	1.926.394	4.807.412.046	21.719.223.657
4.	<i>Extended Credit</i>	4.586.502	-	40.264.902.999
5.	<i>Available Cash</i>	1.926.394	4.807.412.046	21.719.223.657
Working Capital Investment (WCI)		8.739.387	9.651.243.880	86.374.321.919

Total Capital Investment (TCI)

$$= \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp. } 288.924.538.222$$

6.3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

6.3.1. *Manufacturing Cost*

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Tabel 6.4 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Jenis	US \$	Rp.	Total Rp.
1.	Harga Bahan Baku	722.199	-	6.340.185.098
2.	Gaji Pegawai	-	5.593.200.000	3.948.000.000
3.	Supervisi	-	2.160.000.000	2.592.000.000
4.	<i>Maintenance</i>	492.187	8.449.375.003	12.770.285.974
5.	<i>Plant Supplies</i>	73.828	1.267.406.250	1.915.542.896
6.	<i>Royalty & Patent</i>	1.651.141	-	14.495.365.080
7.	Utilitas	-	15.647.600.121	15.647.600.121
Direct Manufacturing Cost (DMC)		2.939.355	33.117.581.374	58.922.179.169

b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 6.5 *Indirect manufacturing cost*

No.	Jenis	US \$	Rp.	Total Rp.
1.	<i>Payroll Overhead</i>	-	950.844.000	950.844.000
2.	<i>Laboratory</i>	-	838.980.000	838.980.000
3.	<i>Plant Overhead</i>	-	4.474.560.000	4.474.560.000
4.	<i>Packaging</i>	19.263.309	-	169.112.592.595
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		19.263.309	6.264.384.000	175.376.976.595

c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6.6 *Fixed manufacturing cost*

No.	Jenis	US \$	Rp.	Total Rp.
1.	Depresiasi	632.812	12.674.062.505	18.229.519.467
2.	<i>Property Tax</i>	210.937	4.224.687.502	6.076.506.489
3.	Asuransi	70.312	1.408.229.167	2.025.502.163
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		914.062	18.306.979.173	26.331.528.119

Total Manufacturing Cost (TMC)

$$= \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC}$$

$$= \text{Rp } (58.922.179.169 + 175.376.976.595 + 26.331.528.119)$$

$$= \text{Rp. } 260.630.683.883$$

6.3.2. General Expense (GE)

Tabel 6.7 *General Expense*

No.	Jenis	US \$	Rp.	Total Rp.
1.	Administrasi	-	4.555.000.000	4.555.000.000
2.	<i>Sales</i>	14.309.887	-	125.626.497.356
3.	<i>Research</i>	1.541.065	-	13.529.007.408
4.	<i>Finance</i>	851.614	8.328.280.794	15.804.601.185
General Expense (GE)		16.702.566	12.883.280.794	159.515.105.950

Biaya Produksi Total (TPC)

$$= \text{TMC} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp. } 260.630.683.883 + \text{Rp. } 159.515.105.950$$

$$= \text{Rp. } 420.145.789.833$$

6.4. Keuntungan Produksi

➤ Penjualan selama 1 tahun :

etil klorida = US \$ 55.038.027

Total penjualan = US\$ 55.038.027

$$= \text{Rp } 483.178.835.986$$

Biaya produksi total = Rp 420.145.789.833

Keuntungan sebelum pajak = Rp 63.033.046.154

Pajak = 25 % dari keuntungan = Rp 15.758.261.538

Keuntungan setelah pajak = Rp 47.274.784.615

6.5. Analisa Kelayakan**1. % Profit on Sales (POS)**

POS adalah persen keuntungan penjualan produk terhadap harga jual produk itu sendiri. Besarnya POS pabrik etil klorida ini adalah :

POS sebelum pajak = 13,05%

POS setelah pajak = 9,78%

2. % *Return on Investment* (ROI)

ROI adalah tingkat pengembalian modal dari pabrik ini. dimana untuk pabrik yang tergolong *low risk*. mempunyai batasan ROI minimum sebelum pajak sebesar 11%.

ROI sebelum pajak = 31,12%

ROI setelah pajak = 23,34%

3. *Pay Out Time* POT

POT adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* berdasarkan profit yang diperoleh. Besarnya POT untuk pabrik yang beresiko rendah sebelum pajak adalah maksimal 5 tahun.

POT sebelum pajak = 2,5 tahun

POT setelah pajak = 3,1 tahun

4. *Break Event Point* (BEP)

BEP adalah titik impas. suatu keadaan dimana besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan.

Besarnya BEP untuk pabrik etil klorida ini adalah 57,77%

5. *Shut Down Point* (SDP)

SDP adalah suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus ditutup.

Besarnya SDP untuk pabrik etil klorida ini adalah 39,40%

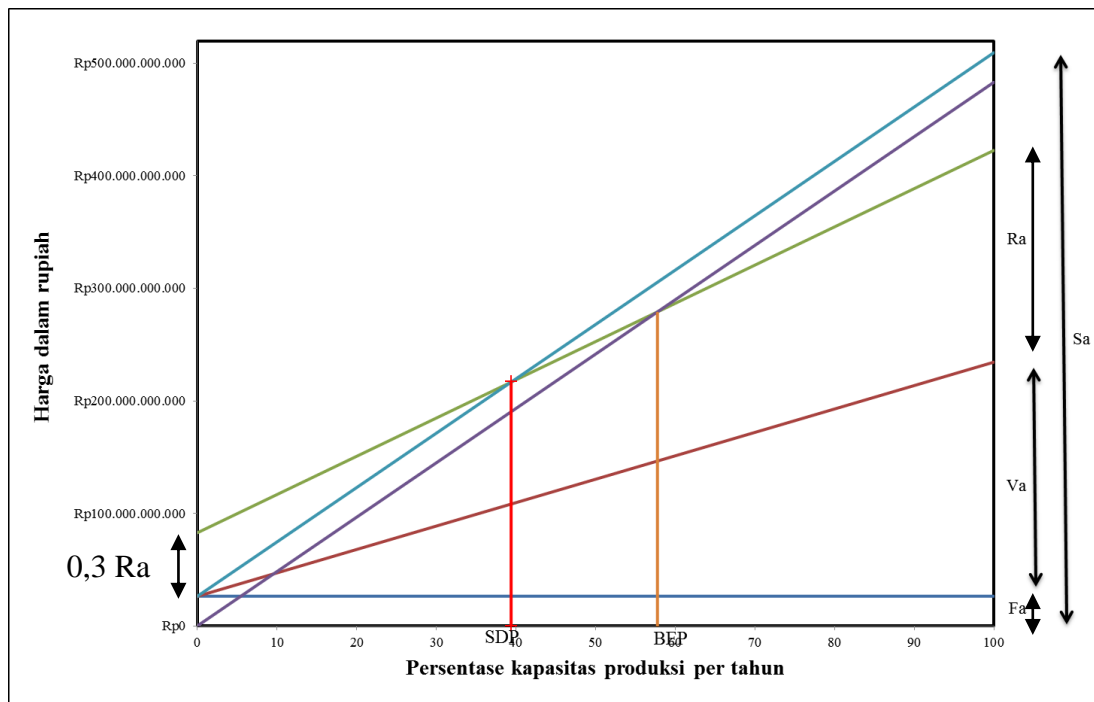
6. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah perbandingan besarnya persentase keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibandingkan dengan tingkat bunga yang berlaku di bank. Tingkat bunga simpanan dan pinjaman di Bank Mandiri masing-masing sebesar 6.5% dan 13.5% (www.bankmandiri.co.id. 2011). dari perhitungan nilai DCF yang diperoleh adalah 23,21%.

Tabel 6.8 Analisis kelayakan

Keterangan	Perhitungan	Batasan
1. Persen Return of Investment (% ROI)		
ROI sebelum pajak	31.12%	min. 11 %
ROI setelah pajak	23.34%	-
2. Pay Out Time (POT)		
POT sebelum pajak,	2.5	maks. 5 tahun
POT setelah pajak	3.1	-
3. Break Even Point (BEP)	57.77%	40 - 60 %
4. Shut Down Point (SDP)	39.40%	-
5. Discounted Cash Flow (DCF)	23.21%	min. 13.5%
		min 6.5 %

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang sudah dilakukan (Tabel 6.8) maka dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian pabrik etil klorida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.



Gambar 6.2 Analisis kelayakan

Keterangan gambar :

FC : *Fixed manufacturing cost*

Va : *Variable cost*

Ra : *Regulated cost*

Sa : *Sales*

SDP : *Shut down point*

BEP : *Break even point*

Daftar Pustaka

Anonim, 2011, *CPI Cost Index*, www.processengineeringmanual.it, 11 November 2011

Anonim, 2011, *Ethyl Chloride Industrial*, www.the-innovation-group.com, 2 Maret 2011

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Book Company, New York

Badan Pusat Statistik, 2011, *Data Impor Etil klorida di Indonesia*, www.bps.go.id, Februari 2011

Bank Mandiri, 2011, *Kredit Investasi*, www.bankmandiri.co.id, 11 November 2011

Bank Mandiri, 2011, *Suku Bunga Deposito Mandiri*, www.bankmandiri.co.id, 11 November 2011

Bank Sentral Republik Indonesia, 2011, *Kurs Transaksi Bank Indonesia*, www.bi.go.id, 11 November 2011

Branan, C.R., 1994, *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, Gulf Publishing Company, Houston

commit to user

Brown, G.G, 1978, *Unit Operation*, 3rd ed., McGraw Hill International Book Company, Tokyo

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design : Vessel Design*, John Wiley and Sons Inc., New York

Chloritech Industries, 2011, *Deatailed Product Description*,
www.chloritechindustries.com, Maret 2011

Coulson, J.M., and Richadson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Pergamon Press, Oxford

Departemen Keuangan Republik Indonesia, 2002, *Keputusan Direktur Jenderal Pajak Nomor Kep-173/Pj/2002 Tentang Pedoman Standar Gaji Karyawan Asing*, www.pajak.net, 11 November 2011

Dirjen Pajak, 2010, *Tarif dan PTKP*, www.pajak.go.id, 11 November 2011

Geankoplis, C.J., 1983, *Transport Processes and Unit Operations*, 2nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston

Holman, J.P., 1986, *Perpindahan Kalor*, Edisi Keenam, Erlangga, Jakarta

Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill International Book Company, Singapore

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York

Ludwig, E.E., 1965, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, volume 3, Gulf Publishing Company, Houston

Masud, M., 1989, *Manajemen Personalia*, Erlangga, Jakarta

McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P., 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, McGraw Hill International Book Company, Singapore

Merck Chemical, 2011, *Spesification Product*, www.merck.com, Maret 2011

Mc Ketta, J.J., 1977, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol 5, Marcel Dekker, Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W, 2008, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8th ed., McGraw Hill Companies, Inc., USA

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., McGraw Hill, New York

Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 1st ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York

PT Indo Acidatama, 2012, *Product Chemical* , www.indoacidatama.com, Februari 2012

Rase, H.F., and Holmes, J.R., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, vol 1 : *Principles and Techniques*, John Wiley & Sons Inc., New York

commit to user

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, *Project Engineering of Process Plant*, , John Wiley & Sons Inc., New York

Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th ed., McGraw Hill International Book Company, Singapore

Treybal, R.E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3rd ed, McGraw Hill Book Company, Inc., Japan

U.S. Patent No. US. Patent 2.516.638 , Nall et al.

Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York

United Nations Statistics Division, 2011, *Commodity Trade Statistics Database*, www.data.un.org.

Vilbrandt , F.C. and Dryden, C.E., 1959, *Chemical Engineering Plant Design*, 4th ed., McGraw Hill Kogakusha Company Limited, Tokyo

Widjaja, G., dan Yani, A., 2003, *Perseroan Terbatas*, Raja Grafindo Persada, Jakarta

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths Series in Chemical Engineering, USA

commit to user

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Companies Inc.,
USA

Zamani, 1998, *Manajemen*, Badan Penerbit IPWI, Jakarta





LAMPIRAN

LAMPIRAN A

DATA-DATA SIFAT FISIS

Data-data untuk menghitung sifat-sifat fisis cairan dan gas diperoleh dari "Chemical Engineering Properties", Yaws, 1999.

1. Critical Properties

komponen	BM (kg/kgmol)	Tb (K)	Tc (K)	Pc (bar)	Pc (atm)	ω
HCl	36,461	188,15	324,65	83,09	82,0035	0,132
C ₂ H ₅ Cl	64,514	285,42	460,35	52,59	51,9023	0,204
CCl ₄	153,822	349,75	556,35	45,6	45,0037	0,193
C ₂ H ₅ OH	46,069	351,44	516,25	63,84	63,0052	0,637
H ₂ O	18,015	373,15	647,13	220,55	217,6659	0,345

2. Kapasitas panas gas

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

$$C_p = \frac{\text{Joule/mol}}{\text{K}}$$

$$T = \text{K}$$

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
CCl ₄	19,816	3,3311E-01	-5,0511E-04	3,4057E-07	-8,4249E-11
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,1,55e-1	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

3. Kapasitas panas cairan

$$C_p = A + BT + CT^2 +$$

$$DT^3$$

komponen	A	B	C	D
HCl				
C ₂ H ₅ Cl				
CCl ₄	40,34	1,2587E+00	-1,1236E-03	1,2567E-06
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,6358E-01	-1,2764E-03	1,8030E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07

4. Entalpi penguapan

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

$$H_{\text{vap}} = \text{Kjoule/K}$$

$$T = \text{K}$$

komponen	A	Tc	n
HCl	30,54	324,65	0,647
C ₂ H ₅ Cl	35,233	460,35	0,635
CCl ₄	37,89	556,35	0,241
C ₂ H ₅ OH	43,122	516,25	0,079
H ₂ O	52,053	647,13	0,321

5. Tekanan uap murni

$$\log P = A + B/T + C \log T + DT + ET^2$$

P = mmHg

T = K

komponen	A	B	C	D	E
HCl	43,5455	-1,6279E+03	-1,5214E+01	1,3783E-02	-1,4984E-11
C ₂ H ₅ Cl	28,348	-2,0788E+03	-7,5387E+00	-1,6384E-11	4,0550E-06
CCl ₄	31,9407	-2,6614E+03	-8,5763E+00	-6,7136E-10	2,9732E-06
C ₂ H ₅ OH	23,8442	-2,8642E+03	-5,0440E+00	3,7448E-11	2,7361E-07
H ₂ O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

7. Viskositas cairan

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

μ = centipoise

T = K

komponen	A	B	C	D
HCl	-1,515	1,9406E+03	3,0670E-03	1,3760E-05
C ₂ H ₅ Cl	-4,4279	5,1891E+02	1,2035E-02	-1,6620E-05
CCl ₄	-6,4564	1,0379E+03	1,4021E-02	-1,4107E-05
C ₂ H ₅ OH	-6,4406	1,1176E+03	1,3721E-02	-1,5465E-05
H ₂ O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

8. Viskositas gas

$$\mu = A + BT + CT^2$$

μ = mikropoise

T = K

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
CCl ₄			
C ₂ H ₅ OH	1,499	3,0741E-01	4,4479E-05
H ₂ O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

9. Surface tension

$$\sigma = A (1 - (T/T_c))^n$$

σ = dyne/cm

T, T_c = K

komponen	A	T _c	n
HCl	85,200	324,650	1,297
C ₂ H ₅ Cl	57,652	460,350	1,088
CCl ₄	66,75	556,350	1,2140
C ₂ H ₅ OH	67,36	516,250	1,2222
H ₂ O	132,674	647,130	0,9550

10. konduktivitas panas gas

$$k = A + BT + CT^2$$

$$k = \quad \quad \quad \text{W/ m,K}$$

$$T = \quad \quad \quad \text{K}$$

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
CCl ₄	-0,0007	2,2065E-05	6,7913E-09
C ₂ H ₅ OH	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08
H ₂ O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

11. Konduktivitas panas cairan

$$\text{Log } k = A + B (1 - T/C)^{2/7}$$

$$k = \quad \quad \quad \text{W/ m,K}$$

$$T = \quad \quad \quad \text{K}$$

Komponen	A	B	C
HCl	0,8045	-2,10E-03	-2,3238E-16
C ₂ H ₅ Cl	-2,001	1,4496E+00	4,6035E+02
CCl ₄	-1,8791	1,0875E+00	5,5635E+02
C ₂ H ₅ OH	-1,3172	6,9870E-01	5,1625E+02
H ₂ O	-0,2758	4,6120E-03	-5,5391E-06

12. Entalpi Pembentukan

Perry, 1999 Chapter 2 Table

221

Komponen	DHf
HCl	-9,2300E-07
C ₂ H ₅ Cl	-1,1226E-06
CCl ₄	-9,5810E-07
C ₂ H ₅ OH	-2,3450E-06
H ₂ O	-2,4181E-08

$$\Delta H_f = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	Hf (298,15K)
HCl				-92,3
C ₂ H ₅ Cl	-96,985	-5,79E-02	2,76E-05	-119,01
CCl ₄	-103,244	9,06E-03	9,53E-07	-98,48
C ₂ H ₅ OH	-216,961	-6,96E-02	3,17E-05	-243,81
H ₂ O				-241,08

13. Data Antoine

Coulson

$$\ln P = A - (B/T + C)$$

P = mmHg

T = K

Komponen	A	B	C
HCl	16,304	1714,25	-14,45
C ₂ H ₅ Cl	13,98	8322,01	34,46
CCl ₄	15,8742	2808,19	-49,99
C ₂ H ₅ OH	18,9119	3803,08	-41,68
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13

yaws

$$\ln P = A + B/T + C \cdot \ln 10 \cdot T + D \cdot T + E \cdot T^2$$

P = mmHg

T = K

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	4,355E+01	-1,628E+03	-1,521E+01	1,378E-02	-1,498E-11
C ₂ H ₅ Cl	2,834E+01	-2,079E+03	-7,539E+00	-1,638E-11	4,055E-06
CCl ₄	3,194E+01	-2,661E+03	-8,576E+00	-6,714E-10	2,973E-06
C ₂ H ₅ OH	2,384E+01	-2,864E+03	-5,047E+00	3,745E-11	2,736E-07
H ₂ O	2,986E+01	-3,152E+03	-7,304E+00	2,425E-09	1,809E-06

LAMPIRAN B**NERACA MASSA**

Kapasitas = 5000 Ton/tahun = 5.000.000 kg/tahun

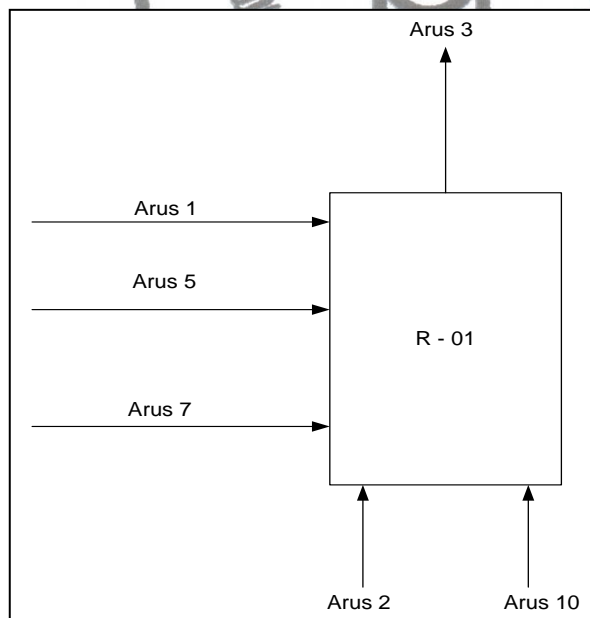
Kapasitas Perancangan = 631,313 kg/jam

Basis

$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ = 31,545 kmol/jam (data dari US.Patent 2.516.638)

HCl = 37,854 kmol/jam

Konversi = 30,98%

1. Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-01)

Tujuan : Mereaksikan Etanol dengan Hidrogen Klorida menjadi Etil Klorida

Input : Arus 1, Arus 2, Arus 5, Arus 7 dan Arus 10

Output : Arus 3

Kondisi Operasi : P = 1 atm

commit to user

$$T = 70^{\circ}\text{C}$$

Stoikiometri :

Rx 1	C ₂ H ₅ OH+	HCl	-->	C ₂ H ₅ Cl +	H ₂ O
mula2	31.54467	37.853604		0.460	3.708
reaksi	9.773	9.773		9.773	9.773
sis	21.772	28.081		10.233	13.481

Berdasar Patent CCl₄ Masuk = 0,674 kg

Dengan basis (dari etanol) sebesar = 0,164 kg = 0,0036 kmol

Jadi CCl₄ masuk sesuai dengan basis NM ini sebesar :

$$= \frac{\text{Kg etanol}}{\text{kmol etanol}} \times \text{kg Carbon Tetraklorida}$$

$$= \frac{31.54467}{0,0036} \times 0,674$$

$$= 5974,955 \text{ kg}$$

Neraca massa reaktor

Komponen	input		output	
	arus 1+2+5+7+10		arus 3	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
HCl	37.854	1380.180	28.081	1023.864
C ₂ H ₅ Cl	0.460	29.707	10.233	660.173
CCl ₄	38.843	5974.955	38.843	5974.955
C ₂ H ₅ OH	31.545	1453.200	21.772	1002.999
H ₂ O	3.708	66.802	13.481	242.854
	112.410	8904.845	112.410	8904.845

2. Neraca Massa disekitar Kondensor Partial

Tujuan : Memisahkan produk berupa C₂H₅Cl dan HCl dengan CCl₄, C₂H₅Cl dan H₂O.

Input : Arus 3

Output : Arus 4 dan Arus 9

(Carl . L Yaws "chemical Properties handbook")

Ket : $\log P = A + (B/T) + C \log T + DT + ET^2$

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	4.9546E+01	-1.6279E+03	-1.5214E+01	1.3783E-02	-1.4984E-11
C ₂ H ₅ Cl	3.7345E+01	-2.0788E+03	-7.5387E+00	-1.6384E-11	4.0550E-06
CCl ₄	2.5941E+01	-2.6614E+03	-8.5763E+00	-6.7136E-10	2.9732E-06
C ₂ H ₅ OH	1.6844E+01	-2.8642E+03	-5.0474E+00	3.7448E-11	2.7361E-07
H ₂ O	2.4861E+01	-3.1522E+03	-7.3037E+00	2.4247E-09	1.8090E-06

$$x_i = z_i / (1 + (k_i - 1)V/F) \dots\dots\dots(1)$$

$$y_i = k_i * z_i / (1 + (k_i - 1)V/F) \dots\dots\dots(2)$$

$$y_i = K_i * x_i \dots\dots\dots(3)$$

$$\sum y_i - \sum x_i = 0 \dots\dots\dots(4)$$

$$F = 112.41019 \text{ kmol/jam}$$

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

Tebak

$$V/F = 0.340525$$

$$\text{Trial } T = 40.29 \text{ C} = 313.297 \text{ K}$$

Komponen	Zi	Log P	Po	ki = Po/P	xi	yi
HCl	0.250	10.694	49449920210	65065684.49	0.000	0.734
C ₂ H ₅ Cl	0.091	12.291	1.95577E+12	2573376105	0.000	0.267
CCl ₄	0.346	-3.668	0.000	0.000	0.524	0.000
C ₂ H ₅ OH	0.194	-4.869	0.000	0.000	0.294	0.000
H ₂ O	0.120	-3.253	0.001	0.000	0.182	0.000
					1.000	1.001

Di dapat perbandingan antara :

Vapor = 38.2785 kmol/jam

Liquid = 74.1317 kmol/jam

Cek Fase :

cek fase

T bubble

P = 1 atm = 760 mmHg

T bubble = -56.31654 °C = 216.6834503 K

Komponen	xi	Log P	Po	ki = Po/P	yi=ki*xi
HCl	0.24981	3.4820E+00	3.0338E+03	3.9919E+00	9.9721E-01
C ₂ H ₅ Cl	0.09103	1.3324E+00	2.1497E+01	2.8286E-02	2.5749E-03
CCl ₄	0.34555	-2.3488E-01	5.8227E-01	7.6614E-04	2.6474E-04
C ₂ H ₅ OH	0.19368	-1.1512E+00	7.0606E-02	9.2902E-05	1.7994E-05
H ₂ O	0.11992	-1.6622E+00	2.1766E-02	2.8639E-05	3.4345E-06
					1.0001E+00

T dew

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

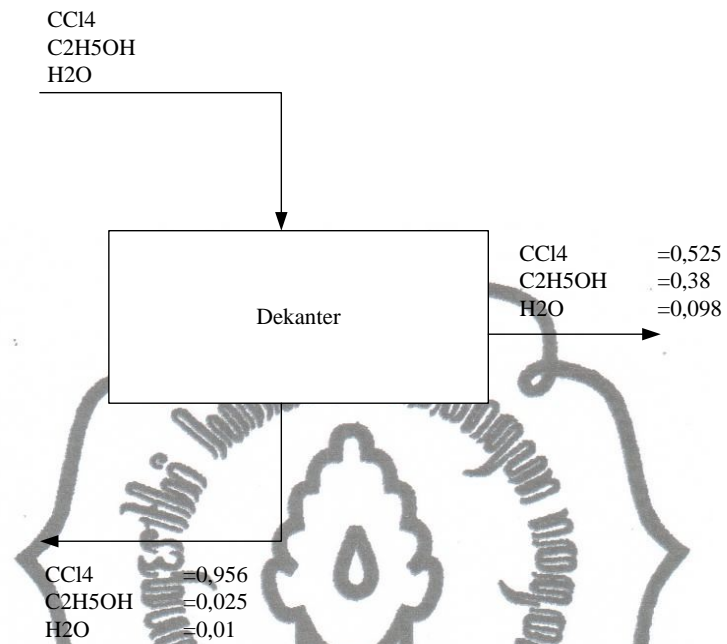
$$T_{\text{dew}} = 72.91768 \text{ C} = 345.917683 \text{ K}$$

Komponen	yi	Log P	Po	ki = Po/P	xi
HCl	0.24981	4.9793E+00	9.5349E+04	1.2546E+02	1.9912E-03
C ₂ H ₅ Cl	0.09103	3.6799E+00	4.7857E+03	6.2969E+00	1.4457E-02
CCl ₄	0.34555	2.8277E+00	6.7257E+02	8.8497E-01	3.9047E-01
C ₂ H ₅ OH	0.19368	2.7817E+00	6.0496E+02	7.9600E-01	2.4332E-01
H ₂ O	0.11992	2.4205E+00	2.6333E+02	3.4648E-01	3.4612E-01
					9.9636E-01

Neraca massa kondensor

Komponen	input		output			
	arus 3		arus 9 (vapor)		arus 4 (liquid)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
HCl	28.081	1023.864	28.081	1023.864	0.000	0.000
C ₂ H ₅ Cl	10.233	660.173	10.233	660.173	0.000	0.000
CCl ₄	38.843	5974.955	0.000	0.001	38.843	5974.954
C ₂ H ₅ OH	21.772	1002.999	0.000	0.000	21.772	1002.999
H ₂ O	13.481	242.854	0.000	0.000	13.481	242.854
	112.410	8904.845	38.278	1684.038	74.132	7220.807
	8904.845		8904.845			

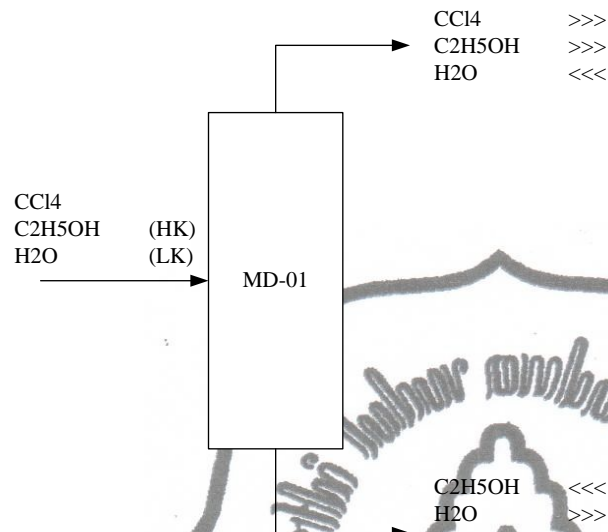
3. Neraca Massa disekitar Dekanter



Neraca massa Decanter

Komponen	input		output			
	arus 4		arus 6 (fase atas)		arus 5 (fase bawah)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CCl_4	38.843	5974.954	7.704	1184.978	31.140	4789.976
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	21.772	1002.999	18.618	857.698	2.694	124.093
H_2O	13.481	242.854	12.222	220.183	2.436	43.879
	74.096	7220.807	38.544	2262.859	36.269	4957.948
	7220.807		7220.807			

4. Neraca Massa disekitar Menara Distilasi-01



Tujuan : Mengurangi kadar air dalam reaktor

Input : Arus 6

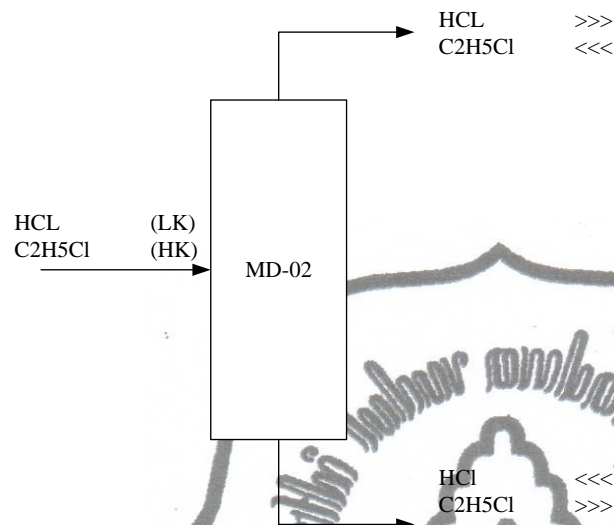
Output : Arus 7 dan Arus 8

Diinginkan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ sebagai hasil atas: min 99,5 % berat (ethanol terikut semaksimal mungkin sebagai hasil atas)

Neraca massa menara distilasi 1

Komponen	input arus 6		output (Distilat) arus 7		output (Bottom) arus 8	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CCl_4	7.704	1184.978	7.704	1184.978	0.000	0.000
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	18.618	857.698	18.525	853.410	0.093	4.288
H_2O	12.222	220.183	0.061	1.101	12.161	219.082
			26.290	2039.489	12.254	223.370
Total	38.544	2262.859			38.544	2262.859

5. Neraca Massa disekitar MD-02



Tujuan : Memurnikan Produk C_2H_5Cl

Input : Arus 9

Output : Arus 10 dan Arus 11

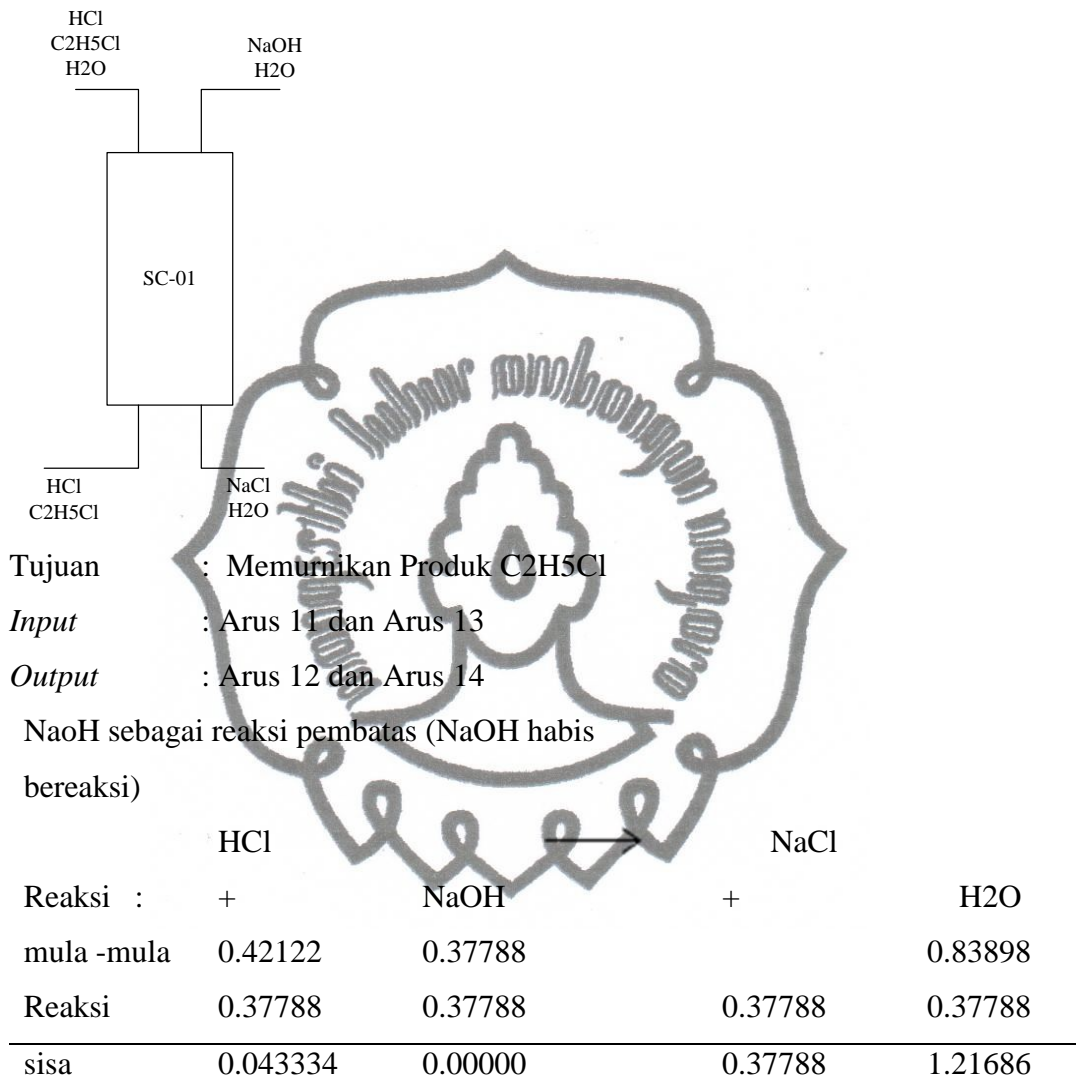
Diinginkan C_2H_5Cl sebagai hasil bawah: min 95 % berat

HCl sebagai hasil atas : min 95% berat

Neraca massa menara distilasi 2

Komponen	input arus 9		output (Distilat) arus 10		output (Bottom) arus 11	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
HCl	28.081	1023.864	27.660	1008.506	0.421	15.358
C_2H_5Cl	10.233	660.173	0.460	29.707784	9.773	630.465
			28.120	1038.214	10.194	645.823
Total	38.314	1684.037			38.314	1684.037

6. Neraca Massa disekitar Scrubber



Komponen	Arus 13	
	Kg/Jam	Kmol/jam
NaOH	15.114179	0.37788155
H ₂ O	15.114179	0.83897745
	30.228357	1.216859

Spec produk C₂H₅Cl yang diketahui : min 99,5%

Spec produk C₂H₅Cl 99.7%

1.580 HCl max 10 ppm

commit to user

25.282 H₂O max 200 ppm

Neraca Massa Scrubber

Komponen	Input arus 11+13		Out Put			
			Hasil atas arus 14 (Produk)		Hasil Bawah arus 12	
	Kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HCl	15.358	0.421	1.580	0.043	0.000	0.000
C ₂ H ₅ Cl	630.465	9.773	630.465	9.773	0.000	0.000
NaOH	15.114	0.378	0.000	0.000	0.000	0.000
H ₂ O	15.114	0.839	0.001	0.000	21.922	1.217
NaCl	0.000	0.000	0.000	0.000	22.083	0.378
	676.052	11.411	632.046	9.816	44.005	1.595
	676.052				676.052	

LAMPIRAN C

NERACA PANAS

Beberapa hal yang menjadi dasar perhitungan neraca panas yaitu :

- Basis perhitungan 1 jam operasi.
- Satuan massa yang digunakan kmol.
- Suhu referensi adalah $25^{\circ}\text{C} = 298\text{ K}$
- Satuan kapasitas panas yang digunakan adalah kJ/kmol
- Satuan perubahan entalpi adalah kJ.

1. Neraca Panas di Reaktor

INPUT

- Arus 5 dari decanter (DC-01)

Suhu masuk = 40°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
HCl	31,139	5337,585	166211,000
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	2,693	1540,557	4149,776
H_2O	2,435	1131,035	2754,866
Jumlah	36,269		172804,422

- Arus 7 dari menara distilasi (MD-01)

Suhu masuk = $70,01^{\circ}\text{C}$

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
CCl_4	7,703	16642,269	128204,828
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	18,525	4689,941	86881,188
H_2O	0,061	3386,032	206,923
Jumlah	26,289		215292,940

c) Arus 10 dari ekspander (Exp-05)

Suhu masuk = $6,39^{\circ}\text{C}$

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = V x $\int C_p dT$
HCl	27,660	-541,174	-14968,800
C ₂ H ₅ Cl	0,460	-1172,482	-539,911
Jumlah	28,120		-15508,711

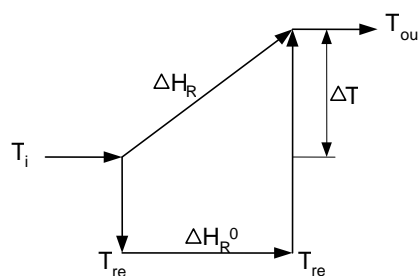
d) Menghitung panas yang dibawa produk

Arus 3 dari reaktor

Suhu keluar 70°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = V x $\int C_p dT$
HCl	28,08	1309,174	36763,028
C ₂ H ₅ Cl	10,23	3006,419	30764,747
CCl ₄	38,84	3823,975	148535,844
C ₂ H ₅ OH	21,77	363870,647	7922239,480
H ₂ O	13,48	1519,266	20480,727
Jumlah	112,41		8158783,826

Menghitung panas reaksi



Konversi C₃H₆ : 31%

Panas reaksi : $Q = \Delta H_R R + \Delta H_R 298 + \Delta H_R P$

a) Arus 1 dari tanki etil alkohol (T-01)

Suhu masuk = 30 °C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $F \times \int C_p dT$
C ₂ H ₅ OH	31,544	590,283	18620,304
H ₂ O	3,708	377,502	1399,828
Jumlah	35,252		20020,133

b) Arus 2 dari heater (HE-01)

Suhu masuk = 30 °C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
HCl	37,853	145,402	5504,026
Jumlah	37,853		5504,026

Panas reaksi:

$$\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = -234,81 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ HCl} = -92,30 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{Cl} = -1117,71 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O} = -241.080 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ_{\text{reaksi}} = \sum \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \sum \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}}$$

$$= (-1117,71 + (-241.080)) - (-234,81 + (-92,30))$$

$$= -26400 \text{ J/mol}$$

OUTPUT

Arus 3 dari keluaran Reaktor (V-01) berupa campuran uap dan cair

Suhu keluar = 70 °C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
HCl	28,08	1309,174	36763,028
C ₂ H ₅ Cl	10,23	3006,419	30764,747
CCl ₄	38,84	3823,975	148535,844

C ₂ H ₅ OH	21,77	363870,647	7922239,480
H ₂ O	13,48	1519,266	20480,727
Jumlah	112,41		8158783,826

Panas pendingin reaktor

Jenis pendingin : air

$$C_p = 1,0048 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$Q_p = Q_{\text{input}} + \Delta H_r - Q_{\text{output}}$$

$$Q_p = 764443,278 \text{ kJ}$$

$$\text{Total panas masuk reaktor} = Q_{\text{input}} + \Delta H_r$$

$$= 8923227,104 \text{ kJ}$$

$$\text{Total panas keluar reaktor} = Q_{\text{Pendingin}} + Q_{\text{output}}$$

$$= 8923227,104 \text{ kJ}$$

Neraca panas kondensor parsial

INPUT

a) Arus 3 dari reaktor (R-01)

Suhu masuk = 70 °C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
HCl	28,08	1309,174	36763,027
C ₂ H ₅ Cl	10,23	3006,419	30764,747
CCl ₄	38,84	3823,975	148535,844
C ₂ H ₅ OH	21,77	363870,647	7922239,480
H ₂ O	13,48	1519,266	20480,726
Jumlah	112,41		8158783,826

commit to user

b) **OUTPUT**

Suhu keluar fase uap = 40 °C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $F \times \int C_p dT$
HCl	28,081	436,248	12250,312
C ₂ H ₅ Cl	10,233	974,861	9975,777
Jumlah	38,314		22226,090

Suhu keluar fase cair = 40°C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $F \times \int C_p dT$
CCl ₄	38,843	5337,585	207329,444
C ₂ H ₅ OH	21,772	1540,557	33541,225
H ₂ O	13,480	1131,035	15247,114
Jumlah	74,096		256117,784

Beban kondensor parsial : 7880439,952 kJ

Neraca panas dekanter**INPUT**

Arus 4 dari kondensor parsial (CP-01)

Suhu masuk = 40°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
CCl ₄	38,843	5337,585	207329,444
C ₂ H ₅ OH	21,772	1540,557	33541,225
H ₂ O	13,480	1131,035	15247,114
Jumlah	74,096		256117,784

OUTPUT

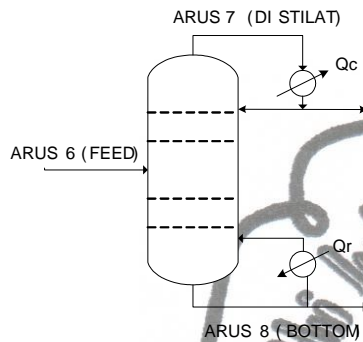
Arus 5 fase berat dengan suhu keluar 40°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
CCl ₄	31,139	5337,585	166211,000
C ₂ H ₅ OH	2,693	1540,557	4149,776
H ₂ O	2,435	1131,035	2754,866
Jumlah	36,269		172804,422

Arus 6 fase ringan dengan suhu keluar 40°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
CCl ₄	7,703	5337,585	41118,444
C ₂ H ₅ OH	18,618	1540,557	28682,249
H ₂ O	12,222	1131,035	13823,721
Jumlah	38,543	<i>commit to user</i>	83313,362

Neraca Panas di Menara Distilasi - 01



Neraca panas di menara distilasi : $F \times H_F + Q_r = D \times H_D + B \times H_B + Q_c$

Neraca panas di kondensor : $V \times H_V = L_o \times H_{L_o} + D \times H_D + Q_c$

a. Panas yang dibawa umpan (H_F) pada arus 6

T masuk umpan = 40°C

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
CCl_4	7,703	5337,585	41015,401
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	18,618	1540,557	28578,244
H_2O	12,222	1131,035	13719,716
Jumlah	38,543		83313,362

$Q_{\text{masuk}} = F \cdot H_F = 83313,362 \text{ kJ}$

b. Panas yang dibawa hasil atas (H_D) pada arus 7 (distilat)

T atas = 70,012°C

Komponen	D (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	$D \cdot H_D$ (kJ) = $D \times \int C_p dT$
CCl_4	7,703	16642,269	128204,828
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	18,525	4689,941	86881,188
H_2O	0,061	3386,032	206,923
Jumlah	26,289		215292,940

commit to user

Panas yang dibawa hasil atas = $D \cdot H_D = 215292,940 \text{ kJ}$

c. Panas yang dibawa hasil bawah (H_B) pada arus 8 (bottom)

T bawah = 99,75 °C

Komponen	B (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	$B \cdot h_D$ (kJ) = $D \times \int C_p dT$
C ₂ H ₅ OH	0,093	8632,351	803,589
H ₂ O	12,161	6106,436	74260,781
Jumlah	12,254		75064,371

Panas yang dibawa hasil bawah = $B \cdot h_B = 75064,371$ kJ

d. Panas refluk cairan keluar *condensor* (H_{Lo})

$L_o = R \times D = 1,6732 \times D$

Komponen	L_o (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	$L_o \cdot H_{Lo}$ (kJ) = $L_o \times \int C_p dT$
CCl ₄	7,703	16537,736	213170,204
C ₂ H ₅ OH	18,525	4661,398	144488,435
H ₂ O	0,061	3365,928	344,177
Jumlah	26,289		358002,817

Panas refluk cairan keluar condenser = $L_o \cdot H_{Lo} = 358002,817$ kJ

e. Panas yang dibawa uap *masuk condensor* (H_v)

$V = L_o + D$

Komponen	V (mol)	Hvap (kJ/mol)	$V \cdot H_v$ (kJ)
CCl ₄	30079,545	20593,493	619442,910
C ₂ H ₅ OH	15824,283	49521,807	783647,115
H ₂ O	16341,785	163,364	2669,661
Jumlah	30079,545		1405759,687

Panas yang dibawa uap masuk condenser = $V \cdot H_v = 1405759,687$ kJ

f. Menghitung beban condenser (Q_c)

$V \cdot H_v = D \cdot h_D + L_o \cdot h_{Lo} + Q_c$

$Q_c = V \cdot H_v - D \cdot h_D - L_o \cdot h_{Lo}$

$Q_c = 832152,877$ kJ

commit to user

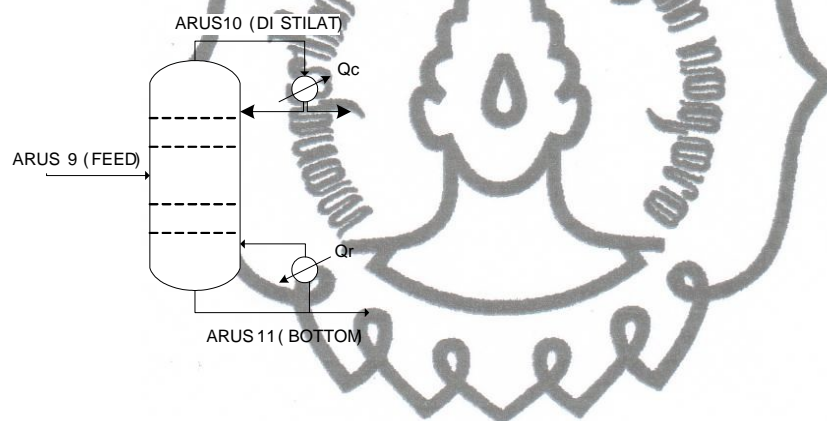
g. Menghitung beban reboiler (Q_r)

$$F \cdot H_F + Q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_c$$

$$Q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_c - F \cdot H_F$$

$$Q_r = 1039196,826 \text{ kJ}$$

Neraca Panas di Menara Distilasi – 02



Neraca panas di menara distilasi : $F \times H_f + Q_r = D \times H_d + B \times H_b + Q_c$

Neraca panas di kondensor : $V \times H_v = L_o \times H_{L_o} + D \times H_d + Q_c$

a. Panas yang dibawa umpan (H_F) pada arus 9

$$T \text{ masuk umpan} = 210,83^\circ\text{C}$$

Komponen	V (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	Q (kJ) = $V \times \int C_p dT$
HCl	28,081	33033,868	927626,200
C_2H_5Cl	10,233	24479,828	250502,544
Jumlah	38,314		1178128,745

$$Q \text{ masuk} = F \cdot H_F = 1178128,745 \text{ kJ}$$

b. Panas yang dibawa hasil atas (H_D) pada arus 10 (distilat)

$$T \text{ atas} = 40,967^\circ\text{C}$$

Komponen	D (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	$D \cdot H_D$ (kJ) = $D \times \int C_p dT$
----------	----------	-------------------------	---

HCl	27,659	447,183	12369,019
C ₂ H ₅ Cl	0,460	999,642	460,321
Jumlah	27,659		12829,341

Panas yang dibawa hasil atas = $D \cdot H_D = 12829,341 \text{ kJ}$

c. Panas yang dibawa hasil bawah (H_B) pada arus 11 (bottom)

T bawah = $144,74^\circ\text{C}$

Komponen	B (kmol)	$\int C_p dT \text{ (kJ/kmol)}$	$B \cdot h_D \text{ (kJ)} = D \times \int C_p dT$
HCl	0,421	3488,060	1469,226
C ₂ H ₅ Cl	9,772	8548,411	83539,628
Jumlah	10,193		85008,855

Panas yang dibawa hasil bawah = $B \cdot h_B = 85008,855 \text{ kJ}$

d. Panas refluks cairan keluar *condensor* (H_{Lo})

$L_o = R \times D = 0,2782 \times D$

Komponen	$L_o \text{ (kmol)}$	$\int C_p dT \text{ (kJ/kmol)}$	$L_o \cdot H_{Lo} \text{ (kJ)} = L_o \times \int C_p dT$
HCl	27,659	12061,0800	92818,940
C ₂ H ₅ Cl	0,460	12704,1050	1627,649
Jumlah	27,659		94446,590

Panas refluks cairan keluar *condensor* = $L_o \cdot H_{Lo} = 94446,590 \text{ kJ}$

e. Panas yang dibawa uap masuk *condensor* (H_V)

$V = L_o + D$

Komponen	V (mol)	Hvap (kJ/mol)	$V \cdot H_V \text{ (kJ)}$
HCl	27,659	35355,588	1179144,551
C ₂ H ₅ Cl	0,460	588,605	96458,550
Jumlah	27,659		1275603,101

Panas yang dibawa uap masuk *condensor* = $V \cdot H_V = 1275603,101 \text{ kJ}$

f. Menghitung beban *condenser* (Q_c)

$V \cdot H_V = D \cdot h_D + L_o \cdot h_{Lo} + Q_c$

commit to user

$$Q_c = V \cdot H_v - D \cdot h_D - L_o \cdot h_{L_o}$$

$$Q_c = 1168327,169 \text{ kJ}$$

g. Menghitung beban reboiler (Qr)

$$F \cdot H_F + Q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_c$$

$$Q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + Q_c - F \cdot H_F$$

$$Q_r = 88036,622 \text{ kJ}$$

Neraca panas scrubber

$$Q_{\text{input}} = Q_{\text{output}} + Q_{\text{absorpsi}} + Q_{\text{loss}}$$

INPUT

Panas yang dibawa umpan arus 11

Suhu masuk = 70°C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	F(kJ) = F x $\int C_p dT$
HCl	0,421	2662,59626	1121,528055
C ₂ H ₅ Cl	9,772	6118,62333	59794,44784
Jumlah	10,193		60915,9759

Panas yang dibawa umpan arus 13

Suhu masuk = 46,13°C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	F(kJ) = F x $\int C_p dT$
NaOH	0,377	3681,900	1391,322
H ₂ O	0,838	3185,560	2672,613
Jumlah	1,216		4063,935

Panas yang dibawa umpan sebesar = 64.979,911 kJ

Panas produk arus 14

Suhu keluar = 70°C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	F(kJ) = F x $\int C_p dT$
HCl	0,043	1331,298	57,691
C ₂ H ₅ Cl	9,772	3059,311	29897,223
H ₂ O	6,57E-05	1545,029	0,101

Jumlah	9,815		29955,016
--------	-------	--	-----------

Panas produk aeus 12

Suhu keluar = 70°C

Komponen	F (kmol)	$\int C_p dT$ (kJ/kmol)	F(kJ) = F x $\int C_p dT$
NaCl	1,217	3442,20685	4188,680376
H ₂ O	0,378	4817,2523	1820,350758
Jumlah	1,595		6009,031134

Panas yang dibawa produk sebesar = 35964,048 kJ

Panas penyerapan = 29015,8637 kJ



LAMPIRAN D

PERANCANGAN REAKTOR

Tugas : Mereaksikan etil alkohol dengan hidrogen klorida yang di gelembungkan.

Tipe : Reaktor gelembung silinder tegak dengan pendingin jaket

Kondisi operasi : $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$
 $P = 1\text{ atm}$

Reaksi yang terjadi adalah :

*) Reaksi utama :



Untuk menentukan persamaan – persamaan yang digunakan untuk menghitung ukuran reaktor harus diketahui faktor yang paling berpengaruh dalam proses.

Faktor tersebut adalah :

1. Reaksi kimia
2. Perpindahan massa gas ke dalam cairan

Kriteria yang dipakai dalam menentukan faktor yang berpengaruh adalah kriteria parameter konversi M :

$$M_H^2 = \frac{\text{konversi maksimum di film}}{\text{transfer difusi melewati film}}$$

$$M_H^2 = \frac{k_r \cdot C_A \cdot q_{BL}}{k_{BL}^2} \quad \text{commit to user}$$

dengan : M = Parameter konversi film

k_r = Konstanta kecepatan reaksi

C_A = Konsentrasi reaktan (etil alkohol) dalam fase cair, kmol/m^3

D_{BL} = Difusivitas gas ke dalam cairan, m^2/s

k_{BL} = Koefisien transfer massa antara fase gas dan cairan, m/s

Bila : $M_H > 2$: reaksi kimia relatif sangat cepat dibandingkan dengan transfer massa, sehingga transfer massa yang paling berpengaruh.

$0,02 < M_H < 2$: transfer massa dan reaksi kimia sama – sama berpengaruh.

$M_H < 0,02$: reaksi kimia relatif sangat lambat dibandingkan transfer massa, sehingga reaksi kimia yang paling berpengaruh.

1. Feed Cairan

Komposisi cairan masuk reaktor :

$T = 408,15 \text{ K}$

$P = 2,0418 \text{ atm}$

Komponen	input	
	arus 1+2+5+7+10	
	kmol/jam	kg/jam
HCl	37,854	1380,180
$\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$	0,460	29,707
CCl_4	38,843	5974,955
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	31,545	1453,200
H_2O	3,708	66,802
	112,410	8904,845

Densitas cairan :

$$\tilde{n} = A \cdot B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

komponen	fr masa	A	B	n	T _c	(1-T/T _c) ⁿ	ρ (g/ml)	kg/m ³	ρ _c = ρ _i , fr masa
HCl									
C ₂ H ₅ Cl									
CCl ₄	0,797	0,56607	0,27663	0,29	556,35	0,757331325	1,498	1498,088	1194,271
C ₂ H ₅ OH	0,194	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,772253667	0,743	743,231	144,105
H ₂ O	0,009	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,805946977	0,985	985,367	8,782
total	1,000					2,33553197	3,227	3226,685	1347,159

$$\rho_c = 1347.159 \text{ kg/m}^3$$

Berat molekul cairan :

komponen	BM	xi	BM _c = Bm _{xi}
HCl	36,461		
C ₂ H ₅ Cl	64,514		
CCl ₄	153,822	0,524	80,64
C ₂ H ₅ OH	46,068	0,426	19,61
H ₂ O	18,015	0,050	0,90
total		1,000	101,15

$$BM_c = 101,15 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan volumetris cairan :

$$F_c = \frac{\text{Massa cairan}}{\rho_c}$$

$$= 5,56 \text{ m}^3/\text{jam}$$

commit to user

Viskositas :

$$\log \mu_{\text{cair}} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

komponen	fr masa	A	B	C	D	log μ_i	μ_i	$\mu_c =$ fr,masa/ μ_i
HCl								
C ₂ H ₅ Cl								
CCl ₄	0,797	-6,46E+00	1,04E+03	1,40E-02	-1,41E-05	-0,2809	0,5237	1,5223
C ₂ H ₅ OH	0,194	-6,44E+00	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E-05	-0,2954	0,5065	0,3828
H ₂ O	0,009	-1,02E+01	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,3945	0,4032	0,0221
total	1,000							1,927

$$\mu_c = \frac{1}{\mu c_i}$$

$$= 0,519 \text{ cp}$$

$$= 5,819\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

Surface Tension (σ_c)

$$\sigma_c = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

komponen	fr mol	A	B	C	D	cp i	cp c
HCl							
C ₂ H ₅ Cl							
CCl ₄	0,524	40,34	1,2587	-0,0011236	1,2567E-06	3,906E+02	2,048E+02
C ₂ H ₅ OH	0,426	59,342	0,36358	-0,0012764	0,000001803	1,066E+02	4,540E+01
H ₂ O	0,050	92,053	-0,039953	-0,000211	5,3469E-07	7,510E+01	3,758E+00
total	1,000					1,817E+02	2,539E+02

$$\sigma_c = 20,181 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,02018 \text{ N/m}$$

commit to user

2. Feed Gas

Komposisi gas masuk reaktor :

$$T = 343 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

dalam jam

komponen	kg	fr masa	mol	fr mol (yi)
HCl	1380,180	0,979	37,854	0,988
C ₂ H ₅ Cl	29,707	0,021	0,460	0,012
total	1409,89	1,00	38,31	1,00

dalam sekon

komponen	kg	fr masa	mol	fr mol (yi)
HCl	0,383	0,979	0,011	0,988
C ₂ H ₅ Cl	0,008	0,021	0,000	0,012
total	0,392	1,000	0,011	1,000

$$Tr = T/T_c \quad 1.051$$

$$Pr = P/P_c \quad 0.002$$

$$B^0 = 0.083 - (0.422/Tr^{1.6})$$

$$B^0 \quad -3.07E-01$$

$$B^1 = 0.139 - (0.172/Tr^{4.2})$$

$$B^1 \quad -0.0004$$

$$B.P_c/R.T_c = B^0 + \omega.B^1$$

commit to user

$$-0.31$$

$$Z = 1 + (B.P_c/R.T_c) . (P_r/T_r)$$

$$1.00$$

Berat molekul

komponen	BM	y _i	BM g = B _m .y _i
HCl	36,461	0,988	36,023
C ₂ H ₅ Cl	64,514	0,012	0,775
total	100,975	1	36,798

$$BM \text{ gas} = 36.798 \text{ kg/kmol}$$

konsentrasi komponen mula-mula :

$$C_{gi} = y_i.P/R.T$$

$$P = 1.5351 \text{ atm}$$

$$T = 70 \text{ C} = 343 \text{ K}$$

$$R = 0.08205 \text{ m}^3.\text{atm}/\text{kmol.K}$$

komponen	y _i	C _{gi} (mol/cm ³)	C _{gi} (kmol/m ³)
HCl	0,988	0,05	53,89
C ₂ H ₅ Cl	0,012	0,00	0,66
total	1		

densitas gas masuk

$$\rho_{\text{gas}} = M_g/V_g = m_g.P/(n_g.z.R.T) = (B_m g.P/(z.R.T))$$

$$\rho_{\text{gas}} = 2.008 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan volumetrik gas

$$Q_g = \frac{\text{massa gas}}{\rho_{\text{gas}}} = \frac{n_g.R.T}{P}$$

$$Q_g = 702.05 \text{ m}^3/\text{jam} = 702.05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Penentuan Parameter Konversi (M)

a. Diffusivitas hidrogen klorida terlarut ke dalam campuran cairan

$$D_{BL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \cdot (\phi \cdot BM)^{1/2} \cdot T}{\mu_L \cdot v_B^{0,6}}$$

Dengan :

D_{BL} = Difusivitas O₂ dalam pelarut, m²/s

ϕ = Faktor disosiasi pelarut (etil alkohol), $\phi = 1$

BM = Berat molekul campuran cairan, kg/kmol

T = Suhu reaktor, K

μ_L = Viskositas cairan, kg/m.s

v_B = Volume molal O₂ pada titik didihnya, m³/kmol

$$= 0,0256 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

$$D_{BL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \cdot \left(1 \cdot 101,15 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)^{1/2} \cdot 343 \text{ K}}{6,4751 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s} \cdot (0,0256 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}})^{0,6}}$$

$$D_{BL} = 7,03\text{E-}09 \text{ m}^2/\text{s} = 2,53\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{jam}$$

b. Koefisien transfer massa hidrogen klorida di fase cair

Untuk rancangan *perforated plate*

$$k_{BL} = 0,42 \times \left(\frac{g \cdot \mu_c}{\rho_c} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{D_{BL} \cdot \rho_c}{\mu_c} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Dengan :

K_{BL} = Koefisien transfer massa HCl pada fase cair, m/s

g = Percepatan gravitasi, m/s^2

μ_c = Viskositas cairan, $kg/m.s$

ρ_c = Densitas cairan, kg/m^3

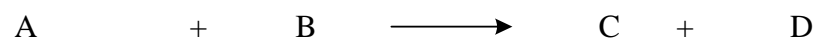
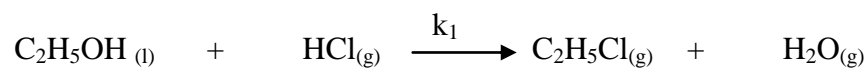
D_{BL} = Difusivitas HCl ke dalam cairan pada fase cair, m^2/s

$$k_{BL} = 0.42 \times \left(\frac{9.8 m/s^2 \times 7.6759 \times 10^{-4} kg/m.s}{1226.418 kg/m^3} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{4.21 \times 10^9 m^2/s \times 1226.418 kg/m^3}{7.6759 \times 10^{-4} kg/m.s} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\begin{aligned} k_{BL} &= 8,836E-04 m/s \\ &= 3,181 m/jam \end{aligned}$$

c. Menghitung konstanta kecepatan reaksi

Reaksi



dapat dituliskan :

$$-r_A = k \times C_A \times C_B$$

Untuk persamaan 1 :

$$-r_A = \left(\frac{-dC_A}{dt} \right) = k \times (C_{A0} - C_{A0} x_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0} x_A)$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$C_{A0} \left(\frac{-dx_A}{dt} \right) = k \times C_{A0}^2 (1 - x_A)^2 (M - x_A)$$

$$\ln \frac{M - x_A}{M(-x_A)} = k \times t \times C_{A0} \times (M - 1)$$

dimana :

X_A = konversi etil alkohol

Data - data: (US. Patent 2.516.638)

Etanol mula-mula = 164 (berat) = 3,565 mol

Etanol 95% berat

Komponen	BM	Massa msk	Mol masuk	Mass keluar	Mol keluar	Mol terbentuk	Mol bereaksi	Sisa
C ₂ H ₅ OH	46,060	498,400	10,821				3,353	7,468
HCl	36,460	475,000	13,028	424,000	11,629		3,353	9,675
C ₂ H ₅ Cl	64,514	0,000	0,000	216,300	3,353	3,353		3,353
H ₂ O	18,000	426,000	23,667	0,000	0,000	3,353		27,019
CCl ₄	153,822	674,3	4,384					

densitas reaktan perkomponen

densitas = $A \cdot B^{-(1-(T/T_c)^n)}$

$T = 343 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm}$

Komponen	Massa (kg)	Bm (kg/kmol)	Kmol	Wi
HCl	475,0	36,461	13,02762	0,22906
C ₂ H ₅ Cl	0,0	64,514	0,00000	0,00000
CCl ₄	674,3	153,822	4,38364	0,32517
C ₂ H ₅ OH	498,4	46,068	10,81879	0,24034
H ₂ O	426,0	18,015	23,64696	0,20543
TOTAL	2073,7		51,87701	1,00000

Komponen	A	B	N	Tc	$-((1t/t_c)^n)$	R i (gr/cm ³)
HCl	0,44134	0,26957	0,31870	344,65000	-0,18224	0,56044

C ₂ H ₅ Cl						
CCl ₄	0,56607	0,27663	0,29000	556,35000	-0,75733	1,49809
C ₂ H ₅ OH	0,26570	0,26395	0,23670	516,25000	-0,77225	0,74323
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13000	-0,80595	0,98537
						2,05853

Densitas Campuran Reaktan Cair

Komponen	Feed (kg)	Xi	Pli (kg/m ³)
HCl			
C ₂ H ₅ Cl			
CCl ₄	674,30000	0,42178	631,86381
C ₂ H ₅ OH	498,40000	0,31175	231,70458
H ₂ O	426,00000	0,26647	262,56720
total	1598,70000	1,00000	1126,13560

Menentukan densitas umpan :

$$\rho_{\text{camp}} = 1126.14 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung flow rate campuran :

$$\rho_{\text{camp}} = \sum \text{massa feed} / \sum F_{vi}$$

$$F_{\text{campuran cairan}} = 1.42 \text{ m}^3$$

Menghitung konsentrasi reaktan

$$C_i \text{ mula-mula (kmol/m}^3) = \text{feed(kmol)}/F_{vi}(\text{m}^3)$$

Komponen	Feed (kg)	Kmol	C mula2 (kmol/m ³)
HCl	36,46	13,03	9,18
C ₂ H ₅ Cl		0,00	0,00
CCl ₄	64,51	4,38	3,09
C ₂ H ₅ OH	18,00	10,82	7,62
H ₂ O	153,82	23,65	16,66
Total	272,80	51,88	36,54

$$CA_0 = 7.62 \text{ kmol/m}^3 = CA = 5.259 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 9.18 \text{ kmol/m}^3 = C_B = 6.334 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{yield} = \frac{\text{mol Etil Klorida}}{\text{mol Etanol mula - mula}} = 0.940465818$$

$$\text{konversi} = \frac{\text{mol Etanol bereaksi}}{\text{mol Etanol mula - mula}} = 0.30987$$

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{k \cdot C_A \cdot C_B} = 14 \text{ jam}$$

(US. Patent 2.516.638)

$$\begin{aligned} k &= 0.0050634 \text{ L/mol.jam} \\ &= 8.439\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{kmol.mnt} \\ &= 1.406\text{E-}06 \text{ m}^3/\text{kmol.s} \\ &= 0.0050634 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung parameter konversi (M_H)

$$M_H^2 = \frac{k_r \cdot C_A \cdot q_{BL}}{k_{BL}^2}$$

$$M_H = 0.00026$$

Nilai $M_H < 0.02$ sehingga reaksi kimia merupakan faktor yang paling berpengaruh.

4. Penentuan Kecepatan Reaksi Etil Alkohol

$$k = 0.005063 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$C_{A0} = 7.620 \text{ kmol/m}^3$$

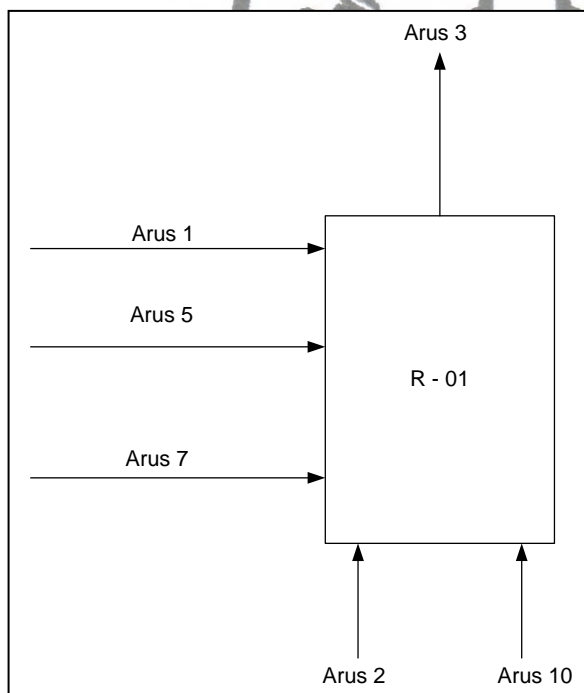
$$x_A = 0.31$$

commit to user

$$(-r_A) = 0,1815029 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

5. Perancangan *Perforated Plate*

5.1 Neraca massa



Arus 1		
C ₂ H ₅ OH	10,326	kmol/jam
H ₂ O	1,211	kmol/jam
	11,537	

Arus 5		
CCl ₄	31,140	kmol/jam
C ₂ H ₅ OH	2,694	kmol/jam
H ₂ O	2,436	kmol/jam
	36,269	

Arus 7		
CCl ₄	7,704	kmol/jam
C ₂ H ₅ OH	18,525	kmol/jam
H ₂ O	0,061	kmol/jam
	26,290	

Arus 2		
HCl	10,194	kmol/jam

Arus 10		
HCl	27,660	kmol/jam
C ₂ H ₅ Cl	0,460	kmol/jam
	28,120	

Arus 3		
HCl	28,081	kmol/jam
C ₂ H ₅ Cl	10,233	kmol/jam
CCl ₄	38,843	kmol/jam
C ₂ H ₅ OH	21,772	kmol/jam
H ₂ O	13,481	kmol/jam

5.2 Penentuan diameter, tinggi reaktor

- a. Menentukan tekanan gas (arus 2 dan arus 10)

Dari perhitungan data gas masuk didapat tekanan gas masuk:

$$P_{\text{gas}} = 1,5351 \text{ atm}$$

- b. Menentukan konsentrasi etil alkohol masuk ($C_{A_{\text{in}}}$) dan keluar ($C_{A_{\text{out}}}$)

$$C_{A_{\text{in}}} = \frac{\text{molA}_{\text{in}}}{F_c} \quad \text{dan} \quad C_{A_{\text{out}}} = \frac{\text{molA}_{\text{out}}}{F_c}$$

Keterangan :

$C_{A_{\text{in}}}$ dan $C_{A_{\text{out}}}$ = konsentrasi etil alkohol (kmol/m^3)

F_c = laju alir volumetris cairan (m^3/jam)

$$= 5,5635 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A_{\text{in}}} = \frac{10,326 + 2,694 + 18,525}{5,5635} \quad C_{A_{\text{out}}} = \frac{21,772}{5,5635}$$

$$= 5,669 \text{ kmol/m}^3$$

$$= 3,913 \text{ kmol/m}^3$$

- c. Menentukan tekanan HCL keluar ($P_{\text{HCL}_{\text{out}}}$)

$$\frac{F_g}{P_t} (P_{\text{Bin}} - P_{\text{Bout}}) = F_c \cdot (C_{A_{\text{in}}} - C_{A_{\text{out}}}) + F_c \cdot C_{\text{Bout}} \dots \dots \dots (1)$$

asumsi konsentrasi HCl di dalam cairan berada dalam kesetimbangan

dengan konsentrasi HCl dalam gas :

$$C_{B_{\text{out}}} = \frac{P_{\text{Bout}}}{H_B}$$

commit to user

$$\frac{F_g}{P_t} (P_{Bin} - P_{Bout}) = F_C \cdot (C_{Ain} - C_{Aout}) + F_C \frac{P_{Bout}}{H_B}$$

$$P_{Bout} = \frac{\frac{F_g}{P_t} P_{Bin} - F_C \cdot (C_{Ain} - C_{Aout})}{\frac{F_C}{H_B} + \frac{F_g}{P_t}} \dots\dots\dots (2)$$

Keterangan:

P_{Bout} = Tekanan parsial HCl keluar (atm)

F_g = Laju alir gas (kmol/jam)

= 702,046 kmol/jam

H_B = Konstanta henry HCl (atm.m³/kmol)

= 0,207 atm.m³/kmol

$P_{BOUT} = 1,112$ atm

d. Konsentrasi HCl keluar ($C_{HCl out}$)

$$C_{HCl_out} = \frac{P_{HCl_out}}{H_{HCl}}$$

$$= 5,37 \text{ kmol} / \text{m}^3$$

e. Volume cairan (Vc)

$$F_C \cdot (C_{A_in} - C_{A_out}) = (-r_A) \cdot V_{gc} \cdot (1 - \epsilon)$$

$$V_{gc} \cdot (1 - \epsilon) = V_c = \frac{F_C \cdot (C_{A_in} - C_{A_out})}{(-r_A)}$$

Keterangan:

commit to user

V_c = Volume cairan (m^3)

V_{gc} = Volume gas dan cairan dalam reaktor (m^3)

ϵ = *Hold up* gas

$(-r_A)$ = Kecepatan reaksi oksidasi sikloheksan

$$V_c = \frac{5,5635 \cdot (6,0430 - 1,0775)}{0,1815029}$$

$$= 53,842 \text{ m}^3$$

f. Menentukan diameter reaktor (d_r) dan luas penampang reaktor (A_r)

$$d_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_c}{\pi}} \quad \text{dan} \quad A_r = \frac{\pi}{4} \cdot d_r^2$$

Keterangan:

d_r = Diameter reaktor (m)

A_r = Luas penampang reaktor (m^2)

$$d_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 53,842}{3,14}} \quad A_r = \frac{3,14}{4} \cdot 4,093^2$$

$$= 4,093 \text{ m} \quad = 13,171 \text{ m}^2$$

g. Menentukan kecepatan *superficial* gas (U_{sg})

$$U_{sg} = \frac{Q_g}{A_r \cdot 3600}$$

Keterangan:

U_{sg} = Kecepatan *superficial* gas (m/s)

Q_g = Laju alir volumetris gas (m^3/jam)

$$U_{sg} = \frac{702,046}{13,171.3600}$$

$$= 0,00148 \text{ m/s}$$

h. Menentukan *hold up* gas (ϵ)

$$\epsilon = 1,2 * \left(\frac{\mu l}{\sigma l} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\sigma l \cdot g}{\rho l} \right)^{-1/8} \cdot U_{sg}^{3/4}$$

$$\epsilon = 1,2 \times 0,398 \times 3,006 \times 0,042$$

$$= 0,061$$

i. Menentukan volume gas dan cairan (V_{gc})

$$V_{gc} (1-\epsilon) = V_c$$

$$V_{gc} = 57,342 \text{ m}^3$$

$$V_g = V_{gc} - V_c = 3,499 \text{ m}^3$$

j. Menentukan tinggi reaktor (Z)

Untuk vessel proses (reaktor) dengan kapasitas kecil tinggi reaktor bisa diasumsikan sama dengan diameter reaktor.

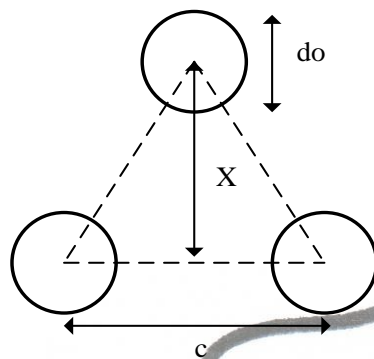
$$Z = D_{\text{reaktor}} = 4,180 \text{ m}$$

5.3 Perancangan *perforated plate*

Digunakan *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch* dengan pertimbangan :

- Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan *square pitch*
- Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin

Susunan orifice



Keterangan :

c : Pitch

Do : Diameter orifice

Gambar Susunan *triangular pitch*

- a. Menentukan diameter orifice (do)

diameter orifice biasanya berukuran 3 – 12 mm

dipilih $do = 3 \text{ mm} = 0,003 \text{ m}$

$= 0,118 \text{ in}$

- b. Menentukan luas *plate* aktif

*) Menentukan luas *plate* untuk satu *hole* (orifice)

Umumnya ukuran pitch (c) antar (2,5-5) do . (Treybal, 1981, hal 168)

Dipilih $c = 3 do = 9 \text{ mm}$

$= 0,009 \text{ m}$

$= 0,354 \text{ in}$

Maka tinggi dari segitiga plate (x) :

$$x = \frac{1}{2} \sqrt{3 \cdot c^2}$$

$x = 0,008 \text{ m} = 7,794 \text{ mm}$

Luas *plate* untuk satu *hole* (A_{ph}) = 2 x luas segitiga

$$\begin{aligned}
 A_{ph} &= 2 \cdot (0,5 \cdot c \cdot x) \\
 &= 2 \cdot (0,5 \cdot 0,009 \cdot 0,008) \\
 &= 7,015 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \\
 &= 70,148 \text{ mm}^2
 \end{aligned}$$

*) Menentukan luas untuk satu *hole* (orifice)

$$\begin{aligned}
 A_o &= 0,25 \cdot \pi \cdot d_o^2 \\
 A_o &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,009^2 \\
 &= 7,065 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 \\
 &= 7,065 \text{ mm}^2
 \end{aligned}$$

*) Menentukan luas *unperforated plate* (A_{up})

Tebal area diluar *plate* atau jarak *plate* dengan dinding reaktor (I_{up})

berkisar antara 2-3 in. (Ludwig, Vol 2, 1964, hal 105)

$$\text{Diambil, } I_{up} = 2 \text{ in} = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A_{up} &= \pi \cdot d_r \cdot I_{up} \\
 A_{up} &= 3,14 \cdot 3,3992 \cdot 0,05 \\
 A_{up} &= 0,643 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

*) Menentukan luas *plate* aktif (A_a)

$$A_a = A_r - A_{up}$$

$$A_a = 12,511 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 d_a &= \text{diameter plate aktif} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_a}{\pi}} \\
 &= 3,992 \text{ m}
 \end{aligned}$$

commit to user

c. Menentukan jumlah *hole* (No)

$$N_o = \frac{A_a}{A_{ph}}$$

$$N_o = 178,348 \text{ buah}$$

d. Menentukan debit gas di orifice (Q_{go})

$$Q_{go} = \frac{Q_g}{N_o}$$

dimana : Q_{go} = debit gas di orifice , m^3/s

$$Q_{go} = \frac{0,2}{178,348}$$

$$= 1,093 \cdot 10^{-6} m^3/s$$

e. Menentukan debit kritis gas melalui orifice (Q_{gc})

$$Q_{gc} = \left[\frac{20 \cdot (\sigma c \cdot d_o \cdot g_c)^5}{((g \cdot (\rho c - \rho g))^2 \cdot \rho c^3)} \right]^{\frac{1}{6}}$$

$$= 5,914 \cdot 10^{-07} m^3/s$$

f. Menentukan diameter gelembung (d_b)

Untuk $Q_{go} < Q_{gc}$, maka rumus untuk diameter gelembung berdasarkan

Treybal, 1981 :

$$d_p = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma \cdot g_c}{g \cdot (\rho l - \rho g)} \right]^{1/3}$$

$$= 0,0040 m$$

$$= 4,042 mm$$

g. Menentukan kecepatan terminal gas (U_t)

$$U_t = \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot \sigma}{d_b \cdot \rho b} + \frac{g \cdot d_b}{2}} \text{ uit to user}$$

$$= 0,165 \text{ m/s}$$

$$= 165,486 \text{ mm/s}$$

h. Menentukan luas permukaan interface (a_v)

$$a_v = \frac{6 \cdot \varepsilon}{db}$$

$$= 90,583 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

i. Menentukan volume gelembung (V_b)

$$V_b = \frac{\pi \cdot db^3}{6}$$

$$= 3,456 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3$$

$$= 0,03456 \text{ mm}^3$$

j. Menentukan Jumlah Gelembung

$$n = \frac{Q_g}{V_b} = 5.642.014$$

k. Menentukan waktu tinggal gas (t_g) dan waktu tinggal cairan (t_c)

$$t_g = \frac{Z}{U_t} = \frac{4,180 \text{ m}}{0,186 \text{ m/s}}$$

$$= 15,26 \text{ detik} = 0,421 \text{ menit}$$

$$t_c = \frac{V_c}{F_c} = \frac{53.842 \text{ m}^3}{5.5635 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 9,678 \text{ jam} = 580,664 \text{ menit}$$

6. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

commit to user

1. *Dry Pressure Drop*

Dry pressue drop merupakan pressure drop aliran gas akibat friksi di dalam hole (orifice). Dimana hole dianggap sebagai tabung pendek dengan tebal plate sama dengan tinggi tabung. (Treybal, 1981, hal 171)

$$h_D = \frac{V_o}{2 \cdot g} \frac{\rho_g}{\rho_L} C_o \left[0.4 \left(1.25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4 \cdot L \cdot f}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right]$$

dimana :

h_D = dry pressure drop

V_o = kecepatan linier gas lewat hole, m/s

= 0,041 m/s

d_o = diameter hole

= 0,003 m

L = tebal plate

Tebal plate dari Treybal, tabel 6,2, hal 169: Untuk bahan Stainless Steel

$d_o = 3 \text{ mm}$, maka $L/d_o = 0,65$

$L = 0,00195 \text{ m} = 1,95 \text{ mm}$

C_o = koefisien orifice = $1,09 \cdot (d_o/L)^{0,25}$

= 1,214

A_o = luas orifice, m^2

= $7,07 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$

A_n = luas perforate plate, m^2

= $7,7015 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$

ρ_L = densitas cairan

commit to user

$$= 801,955 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_{go} = 2,864 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$$

Re_h = Bilangan Reynold gas lewat hole

$$R_{eh} = \frac{V_o \cdot \rho_g \cdot d_o}{\mu_g}$$

$$V_o = 0,041 \text{ m/s}$$

$$\rho_g = 8,5997 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_g = 4,748 \cdot 10^2 \text{ } \mu\text{poise} = 4,748 \cdot 10^{-4} \text{ cp} = 4,748 \cdot 10^{-7} \text{ kg/m.s}$$

$$Re_h = 2202$$

f = Faktor friksi Fanning

$$= 0,079 / (Re^{0,25}), \text{ untuk aliran turbulen } 4000 < Re < 100.000$$

$$f = 0,0104$$

$$h_D = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

2. Hydraulic Head

Pressure drop akibat gaya hidrostatik cairan dalam reaktor. (Treybal, 1981, hal 172)

$$h_L = \text{tinggi cairan} = 4,093 \text{ m}$$

3. Residual Gas Pressure Drop

Pressure drop akibat pembentukan gelembung gas. (Treybal, 1981, hal 172)

$$h_R = \frac{6 \cdot \sigma_L}{\rho_L \cdot d_o \cdot g}$$

$$\sigma_L = 0,02 \text{ N/m}$$

commit to user

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

$$h_R = 0,0031 \text{ m}$$

***) Total Pressure Drop (ΔP_t)**

$$h_t = h_D + h_L + h_R = 4,097 \text{ m}$$

$$\Delta P_t = h_t * \rho_L * g$$

$$= 0,548 \text{ atm}$$

7. Dimensi Reaktor

a. Tipe

Jenis reaktor = Tangki tertutup, silinder tegak

Alasan pemilihan = Process vessel, menjaga tekanan ($P > 1 \text{ atm}$) dan suhu tetap

Head = *Flanged & dished head (torispherical)*

Alasan pemilihan = Cocok untuk tekanan antara 15 - 200 Psig

b. Kondisi operasi

$$T_{\text{operasi}} = 70^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 0,548 \text{ atm} = 8,05 \text{ psia}$$

$$\text{Over desain} = 10 \%$$

$$P_{\text{perancangan}} = 1,703 \text{ atm} = 25,02 \text{ psia}$$

c. Pemilihan material konstruksi

Material = *low-alloy steel SA-204 Grade C*

Alasan pemilihan = 1. Tahan korosi, tahan panas dan tahan asam
commit to user

2. Tekanan operasi moderat
3. Suhu operasi < 900 F
4. Untuk dinding reaktor yang tebal

(Hal. 253 Brownell, 1959)

Spesifikasi = *Tensile strength* = 75000 Psi

Allowable stress (f) = 18750 Psi

Corrosion allowance = 0,125

(Tabel 13.1 Brownell, 1959)

d. Tebal *shell*

$$ts = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P_d} + c$$

dengan

ts = Tebal *shell*, in

Pd = Tekanan desain, psia

ri = Jari-jari dalam reaktor, in

f = *Allowable stress*, psi

c = *Corrosion allowance*, in

E = 85 % (*single welded butt joint*)

(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } ts &= \frac{25.022 \times 82.288}{(18750 \times 0.85) - (0.6 \times 41.51)} + 0.125 \\ &= 0.254 \text{ in} \end{aligned}$$

dipakai tebal *shell* standar = 0,625 in = 0,016 m

e. Tinggi *shell*

Tinggi reaktor = 4,180 m = 164,576 in

Diameter reaktor = 4,180 m = 164,576 in

$$\text{Volume reaktor} = 57,342 \text{ m}^3 = 2024,989 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over desain} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume perancangan} &= (1+0,2) \times 57,342 \text{ m}^3 = 68,810 \text{ m}^3 \\ &= 2429,987 \text{ ft}^3 = 432,801 \text{ bbl} \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor (Vt)} = \text{Volume shell} + 2 \times \text{Volume Head}$$

$$V_t = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot H + 2 \cdot 0,0809 \cdot D_i^3$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{V_t - 2 \cdot V_h}{0,25 \cdot 3,14 \cdot D_i^2} \\ &= 4,442 \text{ m} = 174,888 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Dimensi head

$$\begin{aligned} \text{OD shell} &= \text{ID shell} + 2 \cdot t_s \\ &= 174,888 + (2 \cdot 0,625) \\ &= 176,138 \text{ in} \\ &= 4,474 \text{ m} \\ &= 4473,906 \text{ mm} \end{aligned}$$

Rumus tebal head untuk *Flanged & dished head* :

$$t_h = \frac{P_d \cdot r_c \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P_d} + c$$

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_i}} \right)$$

submit to user

dengan,

t_h = tebal head (in)

P_d = Tekanan desain (Psia) = 25,022 Psia

D_i = Inside diameter of reactor (in) = 174,888 in

f = Allowable stress (Psi) = 18750 Psi

E = welded joint efficiency = 0,850 (*single welded butt joint*)

c = corrosion allowance (in) = 0,125 in

$V = 1/6(2+k^2)$

$k = a/b$

a = jari - jari dalam = $D_i/2$

b = kedalaman dish

Dipilih $a = 2b$, sehingga $k = a/b = 2$

$V = 1/6(2+k^2) = 1$

$w = 1,043$

$t_h = 0,223$ in

dipakai tebal standar = 0,625 in = 0,016 m = 15,875 mm

OD head = ID + 2. t_h

= 176,138 in

= 4,474 m

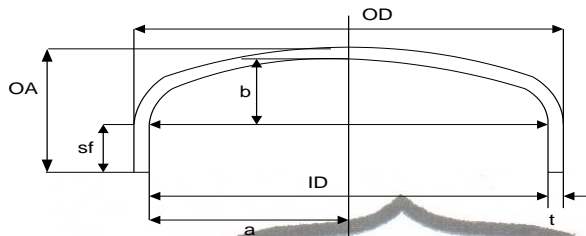
= 4473,906 mm

e. Tinggi reaktor

Dari tabel 5-11 Brownell untuk $t_s = 0,625$ in
commit to user

diperoleh $sf = 1,5 - 3,5$ in

dipilih $sf = 3$ in



$$OD = 176.138 \text{ in} \quad 4.474 \text{ m}$$

$$ID = 164.576 \text{ in} \quad 4.180 \text{ m}$$

$$a = ID/2 = 82.288 \text{ in} \quad 2.090 \text{ m}$$

$$b = ID/4 = 41.144 \text{ in} \quad 1.045 \text{ m}$$

$$\text{tinggi head} = OA = Th + Sf + b = (0,625 + 3 + 41.144) \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = 44,769 \text{ in} = 1,173 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{Tinggi silinder} + 2 * \text{tinggi head}$$

$$= 4,442\text{m} + (2 * 1,173) \text{ m}$$

$$= 6,716 \text{ m}$$

$$= 264,642 \text{ in}$$

$$= 22,035 \text{ ft}$$

8. Perancangan Jaket Pendingin

a. Kebutuhan air pendingin

Kondisi operasi isothermal

Jumlah panas yang diserap berdasarkan perhitungan Neraca Panas

$$Q = 3.356.812,0779 \text{ kJoule/jam}$$

$$T_{\text{operasi}} = 70^{\circ}\text{C} = 343^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Pendingin} = \text{air sungai}$$

$$\text{Suhu masuk } t_1 = 30^{\circ}\text{C} = 303^{\circ}\text{K} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } t_2 = 45^{\circ}\text{C} = 318^{\circ}\text{K} = 113^{\circ}\text{F}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata ($37,5^{\circ}\text{C}$)

$$C_p \text{ air sungai} = 0,99855 \text{ Btu/lbm.F} = 4,1807 \text{ kJ/kg. K}$$

$$\rho \text{ air sungai} = 62,1931 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ air sungai} = 2,082 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$k \text{ air sungai} = 0,3523 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

Jumlah air yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} M_{\text{air}} &= \frac{Q}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{3.356.812,0779 \text{ kJ/jam}}{4,1807 \text{ kJ/kmol. K} \cdot (318 - 303)\text{K}} \\ &= 53.528,06743 \text{ kg/jam} \\ &= 14.8689 \text{ kg/s} \\ &= 53.7320 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume pendingin yang diperlukan

$$\begin{aligned} &= 53.7320 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0149 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

b. Δt Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{\ln \left(\frac{T - t_1}{T - t_2} \right)} \\ &= 89,446 \text{ F} \end{aligned}$$

commit to user

c. Menentukan Lebar Jacket

$$\text{Trial lebar jacket} = 3,75 \text{ in} = 0,0953 \text{ m} = 0,3125 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter jacket} = D_t + 2 \times \text{lbr} = 14,031 \text{ ft} = 168,37 \text{ in}$$

d. Koefisien transfer panas air dalam jacket ke dinding reaktor (h_o)

$$h_o = jH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{\mu \cdot Cp}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Keterangan :

$$k = \text{konduktivitas termal air} = 0.3523 \text{ Btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F}$$

$$\rho = \text{densitas air} = 62.1931 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viskositas air} = 2.0816 \text{ lbm/ft.hr}$$

$$C_p = \text{kapasitas panas air} = 1.0034 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$A = \text{luas penampang aliran} = 533.7314 \text{ in}^2 = 3.7065 \text{ ft}^2$$

$$G = \frac{M}{A} = \frac{118.009.8 \text{ lb / jam}}{3.7065 \text{ ft}^2} = 31838.8843 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$\begin{aligned} De = \text{diameter equivalent} &= \frac{D_j^2 - D_t^2}{D_t} = \frac{14,031^2 - 13,714^2}{13,714} \\ &= 0,6898 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{De \cdot G}{\mu} = 10550,319$$

$$jH = 180 \quad (\text{Kern, fig 20.2, page 718})$$

$$h_o = 166,3894 \text{ Btu/j ft}^2 \cdot \text{F}$$

e. Koefisien transfer panas fluida dalam reaktor ke dinding reaktor (h_i)

$$h_i = 1200 \times (usg)^{0.22} \times \left[(\mu \cdot Cp / k)_{ud-air} / (\mu \cdot Cp / k)_{ud-fluidpnas} \right]^{0.5}$$

(Agra, Hal 12-6)

$$\begin{aligned}
 D_i &= \text{diameter reaktor} &= & 13,7145 \text{ ft} \\
 k &= \text{konduktivitas termal air} &= & 0,3523 \text{ BTU/jam.ft, F} \\
 k &= \text{konduktivitas termal} &= & 0,0747 \text{ BTU/jam.ft, F} \\
 \mu &= \text{viskositas air} &= & 2,0816 \text{ lb/ft jam} \\
 \mu &= \text{viskositas fluida panas} &= & 0,0013 \text{ lb/ft jam} \\
 C_p &= \text{kapasitas panas air} &= & 1,0034 \text{ BTU/lbm.F} \\
 C_p &= \text{kapasitas panas} &= & 1,6884 \text{ BTU/lbm.F} \\
 \rho &= \text{densitas air} &= & 62,1931 \text{ lb/ft}^3 \\
 \rho &= \text{densitas fluida panas} &= & 84,1002 \text{ lb/ft}^3 \\
 ([\mu, C_p/k]_{\text{udara-air}} / [\mu, C_p/k]_{\text{udara-fluida panas}})^{0,5} &= & & 14,45429 \\
 h_i &= & & 6867,5749 \text{ Btu/j ft}^2, F \\
 h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} &= & & 6462,5697 \text{ Btu/j ft}^2, F
 \end{aligned}$$

f. Koefisien Transfer Panas Overall

$$U_c = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} = 162.2130 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$$

$$R_d \text{ yang diijinkan} = 0,003 \quad (\text{Kern table 12 hal 845})$$

$$U_d = 75-150 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F} \quad (\text{Kern table 8, hal 840})$$

$$\text{Diambil } U_d = 100 \text{ BTU/ft}^2.\text{jam.F}$$

$$1 = \frac{1}{U_d} + \frac{R_d}{U_c}$$

$$R_d = 0,0038 \quad (\text{memenuhi})$$

commit to user

g. Menghitung luas perpindahan panas (A)

Menghitung ΔT_{LMTD} (Log Mean Temperature Diferensial)

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}} = 355,703 \text{ ft}^2 = 33,047 \text{ m}^2$$

Luas transfer panas yang tersedia

$$A_t = \pi D_t H + \frac{1}{4} \pi D_t^2 = 68,5867 \text{ ft}^2$$

Karena A yang diperlukan < A yang tersedia maka jaket bisa digunakan

h. Menghitung Tinggi Jaket (Hj)

$$A = \pi D_t H_j + \frac{1}{4} \pi D_t^2$$

$$738,24 = 44,0570 H_j + 11,0143$$

$$H_j = \frac{16,5065}{3,4493} \text{ ft}$$

$$H_j = 3,4493 \text{ m}$$

tinggi jaket = 3,4493 m

karena tinggi larutan < tinggi jaket, jadi jaket pendingin boleh digunakan

9. Perancangan Pipa

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0,43} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Wallas, 1988, pers. 6.32})$$

Dengan D_i = diameter pipa optimum, in

Q = debit, ft^3/s

ρ = densitas, lbm/ft^3

a. Ukuran pipa pemasukan Cairan

$$\text{Debit cairan} = 5,564 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,227 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$P \text{ cairan} = 1347,159 \text{ kg}/\text{m}^3 = 168,395 \text{ lbm}/\text{ft}^3$$

$$D_i, \text{ opt} = 3,894 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$OD = 4,500 \text{ in}$$

$$IPS = 4 \text{ in}$$

$$a_o = 12,7 \text{ in}^2$$

$$SN = 40$$

b. Ukuran pipa pemasukan umpan gas

$$\text{Debit gas} = 702,046 \text{ m}^3/\text{jam} = 6,887 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ gas} = 2,008 \text{ kg/m}^3 = 0,125 \text{ lbm/ft}^3$$

$$D_i, \text{ opt} = 7,095 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$ID = 7,981 \text{ in}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$IPS = 8 \text{ in}$$

$$a_o = 50,00 \text{ in}^2$$

$$SN = 40$$

c. Ukuran pipa pengeluaran produk (gas)

$$\text{Debit gas} = 2010,525 \text{ m}^3/\text{jam} = 19,722 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho \text{ gas} = 4,429 \text{ kg/m}^3 = 0,192 \text{ lbm/ft}^3$$

$$D_i, \text{ opt} = 12,043 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

ID = 12,090 in

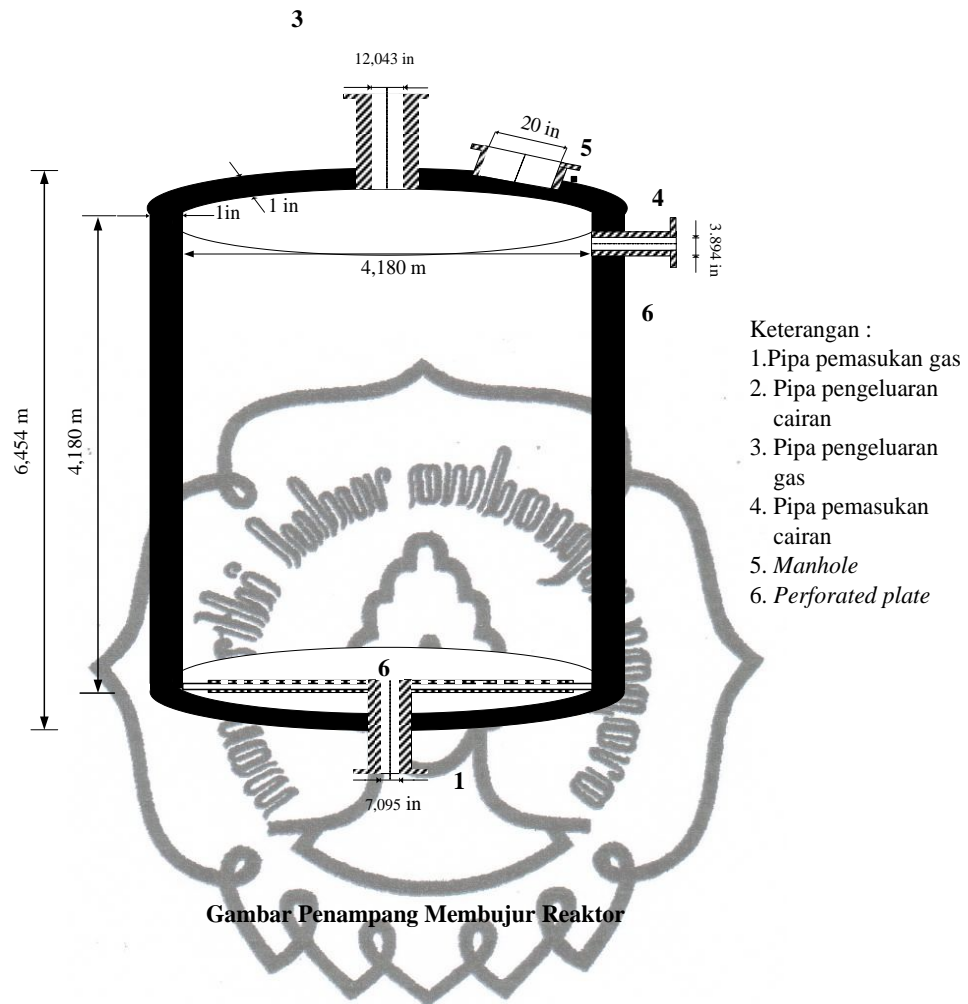
OD = 17,750 in

IPS = 12,00 in

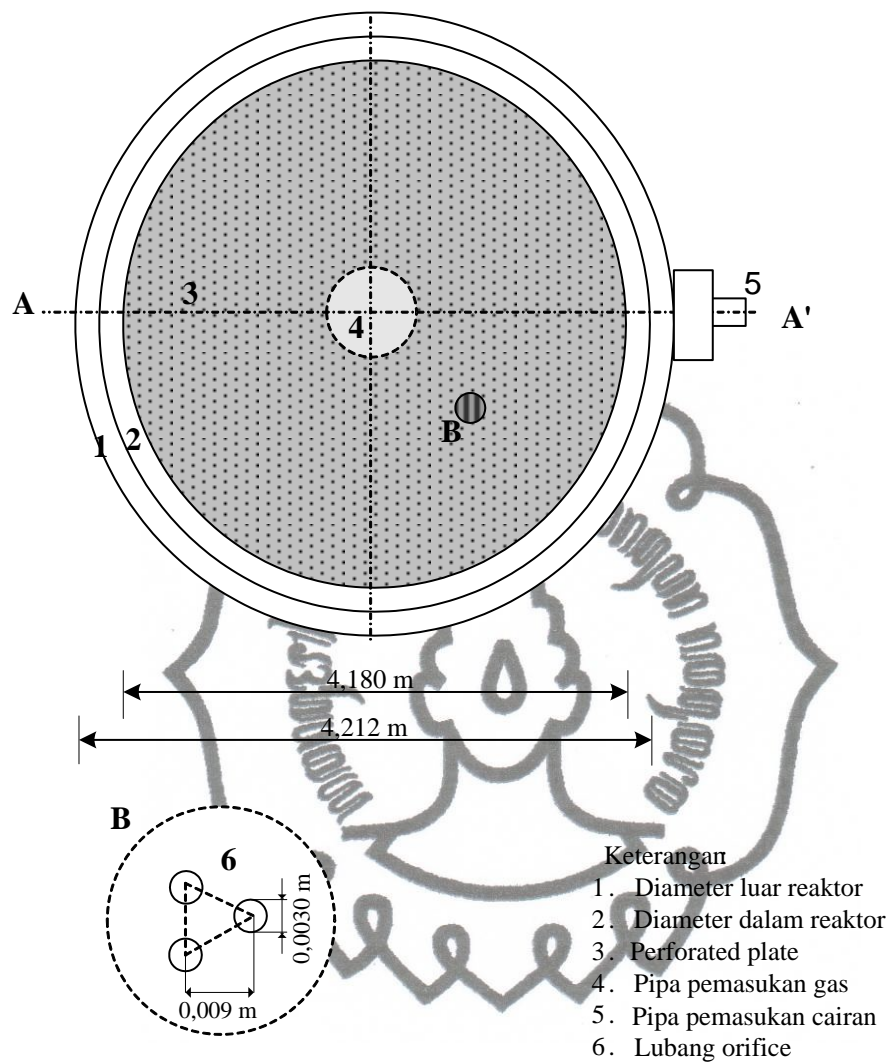
ao = 115 in²

SN = 30





Gambar Penampang Membujur Reaktor



Susunan orifice

Gambar Penampang Melintang Reaktor