

**PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE)
DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDRASI
MENGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS
PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Tanfizd Amrullah

Nama : Samiyah Intan Khoirunnisa

NIM : 20521181

NIM : 20521158

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI ETANOL DENGAN
PROSES DEHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS
PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Tanfizz Amrullah

NIM : 20521181

Nama : Samiyah Intan Khoirunnisa

NIM : 20521158

Yogyakarta, 30 Juli 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

A yellow rectangular meter stamp with a scalloped edge. It features the Garuda Pancasila logo at the top center. Below the logo, the text "REPUBLIK INDONESIA" is written vertically on the left, "METERA TEMPEL" is in the center, and "KODALX263125766" is at the bottom. A handwritten signature in black ink is written over the stamp.

Tanfizz Amrullah

Td. Tangan

A yellow rectangular meter stamp with a scalloped edge. It features the Garuda Pancasila logo at the top center. Below the logo, the text "REPUBLIK INDONESIA" is written vertically on the left, "METERA TEMPEL" is in the center, and "KODALX263125766" is at the bottom. A handwritten signature in black ink is written over the stamp.

Samiyah Intan Khoirunnisa

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI
ETANOL DENGAN PROSES DEHIDRASI
MENGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS
PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN



Oleh:

Nama : Samiyah Intan Khoirunnisa

Nama : Tanfizz Amrullah

NIM : 20521158

NIM : 20521181

Yogyakarta, 29 Juli 2024

Pembimbing,

Dr. Ariany Zulkarnia S.T., M.Eng.
NIK.055210503

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI ETANOL
DENGAN PROSES DEHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS ALUMINA
KAPASITAS PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Samiyah Intan Khoirunnisa

NIM : 20521158

Nama : Tanfizd Amrullah

NIM : 20521181

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

Yogyakarta, 20 Agustus 2024

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Ketua

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Anggota 1

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

Anggota 2

Mengetahui,

**Ketua Program Studi Teknik Kimia – Program Sarjana
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



Snoleh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIK : 995200445

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Segala puji dan syukur kehadiran Allah SWT atas rahmat dan hidayah-Nya, kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir dengan Judul **“PRA-RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI ETANOL DENGAN PROSES DRHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN”**.

Laporan Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar (S1) Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Selama menyelesaikan laporan penulis banyak mendapat bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan segala kerendahan hati penyusun banyak mengucapkan terimakasih kepada yang terhormat :

1. Allah SWT yang telah memberikan nikmat kesehatan sehingga penyusun mampu menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan keluarga yang selalu memberikan do'a restu dan semangat yang tiada hentinya dalam pelaksanaan menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing yang senantiasa membimbing dengan sabar, memberikan semangat dan masukan demi kelancaran kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
7. Semua pihak terlibat yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu dalam menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa laporan Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan dan kelemahan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat dibutuhkan untuk menyempurnakan laporan ini. Penulis berusaha semaksimal mungkin dalam menyusun laporan Tugas Akhir ini, semoga laporan ini dapat memberikan manfaat bagi penulis dan pembaca khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan segala kerendahan hati, karya sederhana ini saya persembahkan kepada:

1. Ucapan rasa syukur *Alhamdulillah rabbil alamin* kepada *Allah Subhanahu Wa Ta'ala* atas segala rahmat, hidayah, dan ridho-Nya yang selalu menyertai setiap langkahku sampai dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Senantiasa mengucapkan shalawat serta salam semoga tercurah kepada Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wassalam*, yang menjadi sosok tauladan kita.
2. Kepada jantung kehidupan saya, kedua orang tua saya. Terima kasih atas cinta, dukungan, pengorbanan, dan doa yang tak pernah putus telah mendidik dan mengantarkan hingga mencapai kelulusan ini. Semoga Allah memberi balasan dengan surga dari pintu manapun. Tak lupa kepada abang dan adik saya tercinta, yang tak akan tergantikan. Terima kasih atas dukungan, semangat, dan kebersamaan yang selalu kalian berikan.
3. Kepada Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. terima kasih atas bimbingan, arahan, dan ilmu yang telah diberikan. Tanpa bimbingan dan dukungan Ibu. Tugas Akhir ini tidak akan terselesaikan dengan baik. Semoga ilmu dan kebijaksanaan yang telah Ibu bagikan selalu menjadi berkah.
4. Kepada Tanfizd Amrullah sebagai partner saya masa perkuliahan, kerja praktik, penelitian sampai perancangan pabrik ini. Terimakasih selalu ada dalam setiap langkah perjalanan ini atas bantuan, dukungan, dan kerjasama yang luar biasa sampai proses penyelesaian tugas akhir ini. Kontribusi dan dedikasi yang sangat berharga dan tidak ternilai.

5. Kepada sahabat saya Nabila, Ghaitza, Putria terimakasih telah kebersamai sedari masa sekolah menengah pertama sampai mencapai kelulusan kuliah, semoga Allah menjaga hubungan baik kita sampai bertemu di surga nanti.
6. Kepada keluarga Kesehatan Dr. Robert (Fatimah, Hemalia, Ruza, Edwina, Fani, Yanti, Tanfizd, Jhody) orang orang hebat yang mengisi kehidupan saya selama di perkuliahan ini. Terima kasih atas dukungan yang kita bagi bersama dan telah membantu banyak hal sampai mencapai kelulusan ini. Kalian adalah bagian penting dari perjalanan kuliah ini.
7. Kepada diri saya sendiri, *“Life can be heavy, especially if you try to carry it all at once, part of growing up and moving into new chapters of your life is about catch or release. Knowing what things to keep and what things to release. You can't carry all things.”*
8. Kepada rekan-rekan Teknik Kimia angkatan 2020, terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan semangat yang kalian berikan selama perkuliahan. Kebersamaan kita telah menjadikan perjalanan akademik ini penuh dengan pengalaman yang berharga.

-Samiyah Intan Khoirunnisa

LEMBAR PERSEMBAHAN

Dengan segala kerendahan hati, karya sederhana ini saya persembahkan kepada:

1. Ucapan rasa syukur *Alhamdulillah rabbil alamin* kepada *Allah Subhanahu Wa Ta'ala* atas segala rahmat, hidayah, dan ridho-Nya yang selalu menyertai setiap langkahku sampai dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Senantiasa mengucapkan shalawat serta salam semoga tercurah kepada Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wassalam*, yang menjadi sosok tauladan kita.
2. Kepada kedua orang tua tercinta, terima kasih atas, dukungan, pengorbanan, dan doa yang tak pernah terputus, yang telah mendidik dan mengantarkan saya hingga meraih kelulusan ini. Tidak lupa untuk kaka dan kedua adik tersayang yang memberikan dukungannya.
3. Kepada Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. terima kasih atas bimbingan, arahan, dan ilmu yang telah diberikan. Tanpa bimbingan dan dukungan Ibu. Tugas Akhir ini tidak akan terselesaikan dengan baik. Semoga ilmu dan kebijaksanaan yang telah Ibu bagikan selalu menjadi berkah.
4. Kepada Samiyah Intan Khoirunnisa sebagai partner saya masa perkuliahan, kerja praktik, penelitian sampai perancangan pabrik ini. Terimakasih selalu ada dalam setiap langkah perjalanan ini atas bantuan, dukungan, dan kerjasama yang luar biasa sampai proses penyelesaian tugas akhir ini. Kontribusi dan dedikasi yang sangat berharga dan tidak ternilai.

5. Kepada sahabat saya Reyhan, Raihan, Bindi, Ryan, Angga, Dylan dan Roxel yang telah memberikan dukungan dan semangat mulai dari sekolah menengah atas sampai saat ini, semoga hubungan persahabatan selalu terjaga.
6. Kepada keluarga Kesehatan Dr. Robert (Samiyah, Fatimah, Hemalia, Ruza, Edwina, Fani, Yanti, Jhody) orang-orang hebat yang mengisi kehidupan saya selama di perkuliahan ini. Terima kasih atas dukungan yang kita bagi bersama dan telah membantu banyak hal sampai mencapai kelulusan ini. Kalian adalah bagian penting dari perjalanan kuliah ini.
7. Kepada teman-teman selama perkuliahan Ardhi, Fajar, Arrif, Sheva, Devy, Maisya, Rana, Wena, Vinna, Alliyah, terima kasih atas bantuan dan semangat yang kalian berikan. Kehadiran kalian telah membuat masa perkuliahan ini lebih berwarna dan menyenangkan. Semoga persahabatan kita selalu terjalin erat.
8. Kepada rekan-rekan Teknik Kimia angkatan 2020, terima kasih atas kebersamaan, dukungan, dan semangat yang kalian berikan selama perkuliahan. Kebersamaan kita telah menjadikan perjalanan akademik ini penuh dengan pengalaman yang berharga.

-Tanfizd Amrullah

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PERSEMBAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
DAFTAR LAMBANG	xviii
ABSTRAK	xx
<i>ABSTRACT</i>	xxi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.2.2 Kapasitas Pabrik Dietil Eter yang telah Beroperasi di Dunia	5
1.2.3 Kapasitas Pabrik Dietil Eter	6
1.3 Tinjauan Pustaka	9
1.3.1 Etanol	9
1.3.2 Dietil Eter	9
1.3.3 Alumina.....	12
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	12
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	12
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	16
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	20
2.1 Spesifikasi Produk.....	20
2.2 Spesifikasi Produk Samping	21

2.3	Spesifikasi Bahan Baku Utama.....	22
2.4	Spesifikasi Bahan Pendukung.....	23
2.5	Pengendalian Kualitas	24
2.5.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	24
2.5.2	Pengendalian Kualitas Produk	25
2.5.3	Pengendalian Proses.....	25
BAB III PERANCANGAN PROSES		28
3.1	Diagram Alir Proses dan Material	28
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	28
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	29
3.2	Uraian Proses.....	30
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	30
3.2.2	Tahap Pembentukan Produk	30
3.2.3	Tahap Pemisahan Produk.....	31
3.2.4	Tahap Pemurnian Produk.....	31
3.3	Spesifikasi Alat	32
3.3.1	Reaktor (R-01)	32
3.3.2	Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah.....	34
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan	41
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	45
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	54
3.4	Neraca Massa.....	72
3.5	Neraca Panas	75
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		83
4.1	Lokasi Pabrik	83
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	89
4.3	Tata letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	94
4.3.1	Aliran Udara.....	95
4.3.2	Pencahayaan.....	95
4.3.3	Lalu Lintas Manusia dan Kendara	95
4.3.4	Pertimbangan Ekonomi.....	96

4.3.5	Jarak Antar Alat Proses	96
4.4	Organisasi Perusahaan	97
4.4.1	Bentuk Perusahaan	97
4.4.2	Struktur Organisasi	99
4.4.3	Tugas dan Wewenang	103
4.4.4	Pembagian Jam Kerja.....	108
4.4.5	Sistem Gaji dan Jumlah Karyawan	111
4.4.6	Kesejahteraan Pegawai.....	117
BAB V	UTILITAS	120
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	121
5.1.1	Unit Penyedia Air.....	121
5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	124
5.2	Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i>.....	131
5.3	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>).....	132
5.4	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	133
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan.....	137
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar	137
5.7	Unit Pengolahan Limbah.....	138
5.8	Spesifikasi Alat Utilitas.....	140
BAB VI	EVALUASI EKONOMI	156
6.1	Penaksiran Harga Alat	157
6.2	Dasar Perhitungan	160
6.3	Komponen Biaya	160
6.3.1	<i>Capital Investment</i>	160
6.3.2	<i>General Exspense</i>	162
6.3.3	Analisa Kelayakan	162
6.4	Hasil Perhitungan	165
6.5	Analisa Kelayakan	170
6.5.1	<i>Return on Investment (ROI)</i>	170
6.5.2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	171
6.5.3	<i>Break Even Point (BEP)</i>	171

6.5.4	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	172
6.5.5	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)</i>	172
6.6	Analisa Resiko Pabrik	173
BAB VII	KESIMPULAN DAN SARAN	176
7.1	Kesimpulan	176
7.2	Saran	178
DAFTAR PUSTAKA	179

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Produsen etanol di Indonesia	4
Tabel 1. 2 Produsen dietil eter di Dunia.....	5
Tabel 1. 3 Pertumbuhan impor dietil eter	6
Tabel 1. 4 Perbandingan proses pembuatan dietil eter.....	11
Tabel 1. 5 Data Panas pembentukan standar (ΔH°_f)	13
Tabel 1. 6 Nilai K pada suhu 274, 294, dan 314.....	16
Tabel 1. 7 <i>Activition energy</i>	17
Tabel 1. 8 Nilai <i>adsorption parameter</i>	17
Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor.....	32
Tabel 3. 2 Spesifikasi MD-01	38
Tabel 3. 3 Spesifikasi MD-02	39
Tabel 3. 4 Tangki penyimpanan.....	41
Tabel 3. 5 <i>Accumulator</i> MD-01	43
Tabel 3. 6 <i>Accumulator</i> MD-02	44
Tabel 3. 7 Spesifikasi pompa	46
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>expansion valve</i>	52
Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>blower</i>	53
Tabel 3. 10 Spesifikasi kompresor	53
Tabel 3. 11 Neraca massa <i>vaporizer</i>	72
Tabel 3. 12 Neraca massa separator 1	72
Tabel 3. 13 Neraca massa reaktor	73
Tabel 3. 14 Neraca massa separator 2	73
Tabel 3. 15 Neraca massa menara distilasi 1	74
Tabel 3. 16 Neraca massa menara distilasi 2	74
Tabel 3. 17 Neraca massa total	75
Tabel 3. 18 Neraca panas <i>vaporizer</i>	75
Tabel 3. 19 Neraca panas separator 1.....	76
Tabel 3. 20 Neraca panas separator 2.....	76
Tabel 3. 21 Neraca panas reaktor	77
Tabel 3. 22 Neraca panas MD-01	78
Tabel 3. 23 Neraca panas MD-02	78
Tabel 3. 24 Neraca panas <i>condensor</i> parsial.....	79
Tabel 3. 25 Neraca panas HE-01.....	79
Tabel 3. 26 Neraca panas HE-02.....	80
Tabel 3. 27 Neraca panas <i>cooler</i> 1	81
Tabel 3. 28 Neraca panas <i>cooler</i> 2	81
Tabel 3. 29 Neraca panas <i>cooler</i> 3	82
Tabel 3. 30 Neraca panas <i>cooler</i> 4	82
Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....	91
Tabel 4. 2 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i>	110
Tabel 4. 3 Gaji karyawan	113

Tabel 5. 1 Kebutuhan <i>dowtherm A</i>	131
Tabel 5. 2 Kebutuhan listrik alat proses.....	133
Tabel 5. 3 Kebutuhan listrik alat utilitas.....	134
Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas.....	140
Tabel 5. 5 Spesifikasi bak utilitas.....	147
Tabel 5. 6 Spesifikasi tangki utilitas.....	150
Tabel 6. 1 Indeks harga alat.....	158
Tabel 6. 2 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	165
Tabel 6. 3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	166
Tabel 6. 4 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	166
Tabel 6. 5 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	166
Tabel 6. 6 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	167
Tabel 6. 7 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	167
Tabel 6. 8 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	167
Tabel 6. 9 <i>Working Capital (WC)</i>	168
Tabel 6. 10 <i>General Expenses (GE)</i>	168
Tabel 6. 11 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	168
Tabel 6. 12 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	169
Tabel 6. 13 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	169
Tabel 6. 14 <i>Variabel Cost (Va)</i>	170
Tabel 6. 15 Analisis resiko pabrik.....	173
Tabel 6. 16 Analisis ekonomi.....	174

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3. 1 Diagram Alir Proses Kualitatif.....	28
Gambar 3. 2 Diagram Alir Proses Kuantitatif.....	29
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik	84
Gambar 4. 2 Layout Tata Letak Pabrik.....	93
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	94
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik	102
Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air	130
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat	159
Gambar 6. 2 Grafik Analisis Biaya per Kapasitas	175

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Perhitungan Reaktor.....	182
LAMPIRAN B <i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>.....	215
LAMPIRAN C Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik	217

DAFTAR LAMBANG

T	:	<i>Temperature, °C</i>
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, psia
μ	:	Viskositas, cP
ρ	:	Densitas, kg/m ³
m	:	Massa, Kg
P	:	Panjang, m
l	:	Lebar, m
X	:	Konversi, %
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
k	:	Konstanta kinetika reaksi
A	:	Luas Penampang, m ²
ts	:	Tebal <i>shell</i> , in
Th	:	Tebal <i>head</i> , in
ID	:	<i>Inside</i> diameter, in
OD	:	<i>Outside</i> diameter, in
UD	:	Koefisien perpindahan panas menyeluruh, Btu/jam ft ² °F
UC	:	Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal dipakai, Btu/jam ft ² °F
hi	:	<i>Inside Film Coefficient</i> , Btu/jam.ft ² °F

ho	:	<i>Outside Film Coefficients, Btu/jam.ft² °F</i>
ΔP	:	<i>Pressure drop, psia</i>
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
Vs	:	Volume Shell, m ³
Vh	:	Volume Head, m ³
Vt	:	Volume total, m ³
t	:	Waktu, jam
f	:	<i>Allowable stress, psia</i>
r	:	Jari-jari Dish, psia
icr	:	Jari-jari sudut dalam, in
JH	:	<i>Heat Transfer Factor</i>
Re	:	Bilangan Reynold
L	:	Lebar pengaduk, m
N	:	Kecepatan putaran, rpm
P	:	<i>Power motor, Hp</i>
Z	:	Panjang Reaktor
Sg	:	<i>Specific gravity</i>
Fv	:	Laju Volumetrik, m ³
E	:	Efisiensi sambungan
LMTD	:	<i>Long Mean Temperature Different, °F K</i>

ABSTRAK

Belum adanya pendirian pabrik dietil eter di Indonesia dapat dijadikan pertimbangan dalam pendirian pabrik-pabrik kimia di Indonesia. Perancangan pabrik dietil eter didirikan untuk memenuhi kebutuhan industri kimia sebagai pelarut, sebagai campuran bahan bakar dan dapat mengurangi jumlah impor. Pabrik dietil eter akan didirikan di kawasan Kabupaten Probolinggo, Jawa Timur dengan luas 14.307 m². Pabrik dietil eter beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam dalam sehari dengan jumlah karyawan 169 orang. Pada proses pembuatan dietil eter ini, bahan baku yang digunakan dari etanol sebesar 4.958,857 kg/jam dengan proses dehidrasi menggunakan katalis alumina sebesar 112.889,382 kg/jam. Reaksi berlangsung pada fase gas dengan kondisi operasi suhu 250 °C dan tekanan 1 atm pada reaktor *fixed bed multitube*. Reaktor bekerja dengan reaksi yang bersifat eksotermis dan isotermal. Konversi yang didapatkan dari kondisi operasi tersebut sebesar 84,6%. Kemudian dietil eter yang dihasilkan dipisahkan dengan menara distilasi untuk menghasilkan distilat dengan kemurnian 99% sebanyak 22.000 ton/tahun. Sedangkan hasil bawah menara distilasi dipisahkan lebih lanjut pada menara distilasi untuk *recovery* etanol dan dikembalikan sebagai arus *recycle*. Untuk mendukung proses produksi diperlukan air proses utilitas dengan jumlah sebesar 113.198,098 kg/jam dan listrik dengan jumlah sebesar 122,136 kW yang diperoleh dari PLN serta generator sebagai cadangan. Berdasarkan parameter kelayakan pendirian pabrik dengan evaluasi ekonomi diperoleh keuntungan pabrik setelah pajak sebesar Rp 191.956.079.843,792 dengan total penjualan tiap tahunnya sebesar Rp4.009.544.000.000. Evaluasi ekonomi dapat dilihat dari nilai *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 63% *Return of Investment* (ROI) sesudah pajak 47% *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,4 tahun, *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 1,8 tahun, *Break Even Point* (BEP) 40,4%, *Shut Down Point* (SDP) 31,1%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DFCR) 17,7%. Pra rancangan pabrik dietil eter dari etanol dengan kapasitas 22.000 ton/tahun berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk, asal bahan baku, serta limbah yang dihasilkan tergolong sebagai pabrik beresiko tinggi (*high risk*). Dari parameter kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik dietil eter ini layak didirikan.

Kata kunci: Alumina, Dietil Eter, Etanol, Evaluasi Ekonomi, Proses Dehidrasi

ABSTRACT

The absence of diethyl ether plant establishment in Indonesia can be taken into consideration in the establishment of chemical factories in Indonesia. The diethyl ether plant design was established to meet the needs of the chemical industry as a solvent, as a fuel mixture and can reduce the number of imports. The diethyl ether plant will be established in the area of Probolinggo Regency, East Java with an area of 14,307 m². The diethyl ether plant operates for 330 days a year and 24 hours a day with 169 employees. In the process of making diethyl ether, the raw material used from ethanol amounted to 4,958.857 kg / hour with a dehydration process using alumina catalyst of 112,889.382 kg / hour. The reaction takes place in the gas phase with operating conditions of 250°C and 1 atm pressure in a multitube fixed bed reactor. The reactor works with exothermic and isothermal reactions. The conversion obtained from these operating conditions was 84.6%. Then the diethyl ether produced is separated by a distillation tower to produce distillate with 99% purity as much as 22,000 tons/year. While the bottom of the distillation tower is further separated in the distillation tower for ethanol recovery and returned as a recycle stream. To support the production process, utility process water is required with an amount of 113,198.098 kg/hour and electricity with an amount of 122.136 kW obtained from PLN and a generator as a backup. Based on the parameters of the feasibility of establishing a factory with an economic evaluation, the profit of the factory after tax is IDR 191,956,079,843.792 with total sales per year of IDR 4,009,544,000,000. Economic evaluation can be seen from the value of Return of Investment (ROI) before tax 63% Return of Investment (ROI) after tax 47% Pay Out Time (POT) before tax 1.4 years, Pay Out Time (POT) after tax 1.8 years, Break Even Point (BEP) 40.4%, Shut Down Point (SDP) 31.1%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DFCR) 17.7%. The pre-design of a diethyl ether plant from ethanol with a capacity of 22,000 tons/year based on process review, operating conditions, properties of raw materials and products, origin of raw materials, and waste generated is classified as a high risk plant. From these feasibility parameters, it can be concluded that this diethyl ether plant is feasible.

Keywords: Alumina, Dehydration Process, Diethyl Ether, Economic Evaluation, Ethanol

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Dietil eter adalah senyawa kimia organik dengan rumus molekul $C_4H_{10}O$. Selain itu, dietil eter merupakan cairan yang tidak berwarna, sangat *volatile* dan sangat mudah terbakar. Dalam industri, dietil eter banyak digunakan sebagai bahan pelarut untuk melakukan reaksi-reaksi organik dan memisahkan senyawa organik dari sumber alamnya (Widayat dan Satriadi, 2008). Pada berbagai industri seperti farmasi, kimia, dan laboratorium dietil eter sangat berguna dan banyak digunakan karena memiliki titik didih yang rendah dan memiliki sifat pelarut yang baik. Penggunaan dietil eter sebagai bahan baku untuk sintesis kimia lainnya juga dapat menambah nilai pentingnya dietil eter di dunia industri. Tidak hanya itu, dietil eter merupakan senyawa yang dapat digunakan untuk meningkatkan angka oktan pada bahan bakar. Akhir-akhir ini senyawa dietil eter sedang dikembangkan menjadi bahan alternatif yang dapat digunakan sebagai bahan bakar diesel karena memiliki nilai oktan yang tinggi mencapai lebih dari 125 serta bersifat bersih dan ekonomis (Fadhah dkk., 2021).

Permintaan akan dietil eter di Indonesia terus mengalami perkembangan yang signifikan seiring dengan pertumbuhan sektor-sektor industri tersebut. Saat ini pabrik dietil eter di Indonesia belum tersedia. Berdasarkan data badan pusat statistik, kebutuhan dietil eter terpenuhi melalui kebergantungan pada impor dimana memerlukan biaya yang tinggi. Sehingga perlunya dilakukan pendirian

pabrik dietil eter di Indonesia dengan keuntungan utamanya adalah pengurangan ketergantungan pada impor. Selain itu, dengan produksi pabrik lokal maka akan menciptakan lapangan pekerjaan baru yang dapat membantu pertumbuhan ekonomi lokal serta meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar.

Dietil eter dapat diproduksi melalui proses dehidrasi etanol dengan bantuan katalis homogen maupun heterogen. Pada perencanaan pabrik dietil eter ini, produksi dilakukan dengan bantuan katalis γ -Alumina yang bersifat heterogen dan tidak korosif sehingga proses pemisahan katalis lebih mudah (Dani dkk., 2020). Indonesia memiliki sumber daya etanol yang sangat melimpah yang merupakan bahan baku utama dalam produksi dietil eter, sehingga berpotensi besar bagi produksi dietil eter di Indonesia secara efisien dan berkelanjutan. Selain itu, jika diperhatikan dari perspektif lingkungan produksi dietil eter di Indonesia dapat mengurangi jejak karbon. Dietil eter memiliki sifat biomass sebagai sumber etanol yang secara tidak langsung berperan dalam upaya mengurangi emisi gas karbon dioksida di lingkungan. Penggunaan dietil eter sebagai campuran bahan bakar diesel mampu menghasilkan emisi asap yang lebih rendah daripada bahan bakar diesel pada umumnya, maka dari itu semakin tinggi campuran dietil eter kadar emisi gas buang yang dihasilkan semakin rendah (Fadhah dkk., 2021). Melimpahnya ketersediaan bahan baku untuk produksi dietil eter di Indonesia menjadi keunggulan yang kompetitif untuk mendirikan pabrik dietil eter di Indonesia. Sehingga beberapa hal yang menjadi pertimbangan didirikannya pabrik dietil eter di Indonesia adalah:

1. Memenuhi kebutuhan dietil eter domestik untuk mengurangi ketergantungan pada impor dan tersedianya lapangan pekerjaan bagi masyarakat.
2. Membantu pengembangan dietil eter sebagai bahan alternatif berbasis *renewable* untuk bahan bakar yang dapat meminimalkan peningkatan efek polutan dari emisi gas buang di lingkungan.
3. Mendorong pertumbuhan ekonomi untuk meningkatkan pendapatan negara dan memperkuat posisi Indonesia dalam pasar kimia global.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas pabrik, terdapat sejumlah aspek penting yang harus dipertimbangkan yaitu mencakup perkiraan pertumbuhan kebutuhan dietil eter di Indonesia, ketersediaan bahan baku yang diperlukan, dan kapasitas pabrik di tingkat global yang sudah berdiri. Hal ini perlu dianalisis menyeluruh dengan tujuan untuk memastikan perencanaan pabrik yang efisien dan efektif, serta mampu memenuhi kebutuhan produksi secara berkelanjutan.

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan dietil eter adalah etanol. Produksi etanol dalam negeri mencukupi kebutuhan, sehingga tidak perlu mengimpor dari luar negeri. Etanol dapat diperoleh dari berbagai pabrik etanol di Indonesia, sebagaimana tertera dalam tabel di bawah ini:

Tabel 1. 1 Produsen etanol di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Produksi (Ton/Tahun)
1	PT. Molindo Raya Industrial	80.000
2	PT. Perkebunan Nusantara XI	2.790
3	PT. Indo Lampung Distillery	40.000
4	PT. Indonesia Ethanol Industry	50.000
5	PT. Indo Acidatama Chemical	58.825
6	PT Energi Agro Nusantara	30.000
7	PT. Pabrik Gula Rajawali II	3.000
8	PT. Etanol Ceria Abadi	13.200
9	PT. Aneka Kimia Nusantara	5.000
10	PT. Basis Indah	16.000
11	PT. Bukit Manikam Subur Persada	51.200
12	PT. Madu Baru	6.700
13	PT. Sampurna	16.800
14	PT. RNI dan Choi Biofuel Co	11.200
15	Kanematsu Corporation	30.000
Total		4.147.415 KL/tahun
		408.079,56 ton/tahun

(Sumber : Kemenperin, 2023)

Etanol yang diperlukan untuk pabrik dietil eter akan dipasok oleh PT. Molindo Raya Industrial, dengan kapasitas produksi sebesar 80.000 kL/tahun. Sementara itu, kebutuhan katalis alumina akan dipenuhi melalui pengadaan dari Sasol yang memiliki kapasitas produksi sebesar 5.000 ton per tahun.

1.2.2 Kapasitas Pabrik Dietil Eter yang telah Beroperasi di Dunia

Dalam lingkup produksi global, terdapat sejumlah pabrik dietil eter yang telah aktif beroperasi. Berikut adalah beberapa pabrik tersebut, dilengkapi dengan kapasitas produksi:

Tabel 1. 2 Produsen dietil eter di Dunia

No.	Produsen	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Sasol	Jerman	5.000
2	SODES	Perancis	10.000
3	Sigma Solvent & Pharmateucal	India	900
4	Equistar Chemicals	Amerika Serikat	14.500
5	TKM Pharma	India	2.000
6	Shijiazhuang Huangziu Chemical	China	6.000
7	INEOS	Skotlandia	34.000

(Sumber : Wibowo & Andi, 2014)

1.2.3 Kapasitas Pabrik Dietil Eter

Diperlukan data terperinci mengenai nilai impor dietil eter untuk memulai pendirian pabrik dietil eter pada tahun 2030. Dengan merujuk tabel data impor yang tersedia, dapat dilakukan proyeksi untuk memperoleh data-data yang diperlukan pada tahun 2030. Penggunaan rumus proyeksi berikut dapat memberikan kontribusi yang signifikan dalam proses perhitungan perkiraan impor dietil eter pada tahun 2021.

$$F = P (1 + i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan impor pada tahun pada 2023

P = Data impor pada tahun 2022

i = Kenaikan rata-rata impor setiap tahun dalam %

n = Selisih tahun

Berikut terdapat data mengenai pertumbuhan impor dietil eter di Indonesia tahun 2014-2022.

Tabel 1. 3 Pertumbuhan impor dietil eter

No	Tahun	Jumlah Import (kg)	Pertumbuhan (%)
1	2014	17.933	-
2	2015	19.667	9,67
3	2016	5.263	-73,24
4	2017	7.073	34,39

Tabel 1. 3 Pertumbuhan impor dietil eter (lanjutan)

5	2018	2.593	-63,34
6	2019	12.805	393,83
7	2020	12.380	-3,32
8	2021	11.551	-6,70
9	2022	2.083	-81,97
Rata - rata pertumbuhan per tahun (%)			26,17
i			0,2617

Berdasarkan data BPS, rata-rata persen pertumbuhan impor dietil eter di Indonesia yang diperoleh yaitu sebesar 26,17%.

$$\begin{aligned}
 F &= 2.083 \text{ kg} \times (1 + 0,2617)^8 \\
 &= 13.373,054 \text{ kg/tahun} \\
 &= 13,373 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Pabrik dietil eter di Indonesia belum ada, sehingga tidak ada produksi dalam negeri. Akibatnya, tidak ada ekspor dietil eter dari Indonesia. Saat ini Indonesia belum berkontribusi sebagai eksportir dietil eter di pasar dunia dan kebutuhan dietil eter dalam negeri masih bergantung pada impor dari negara lain yang memiliki pabrik dan fasilitas produksi dietil eter.

Dalam negeri penggunaan bahan bakar *pertalite* semakin meningkat yang mengakibatkan meningkatkan pula efek polutan seperti emisi gas buang. Oleh karena itu, diperlukan bahan bakar alternatif, dietil eter dijadikan sebagai salah satu bahan alternatif tersebut (Fadhah, dkk., 2020).

Berdasarkan data Kementerian ESDM 2023 diketahui jumlah konsumsi *pertalite* di Indonesia tahun 2022 yaitu sebesar 22.632.000 ton/tahun, sehingga diperoleh rata-rata persen pertumbuhan konsumsi *pertalite* di Indonesia tahun 2022 yaitu sebesar 13,01%, pada tahun 2030 diperkirakan jumlah *pertalite* yang dibutuhkan adalah 60.213.075,59 ton/tahun.

Untuk memenuhi data tersebut dibutuhkan dietil eter sebesar 35% dari jumlah konsumsi *pertalite* di tahun 2030 (Fadhah, dkk., 2020).

$$= 60.213.075,59 \text{ ton/tahun} \times 35\%$$

$$= 21.074.576 \text{ ton/tahun.}$$

Direncanakan pabrik dietil eter yang akan didirikan pada tahun 2030 memberikan kontribusi sebagai bahan alternatif penggunaan *pertalite* 0,1% sebesar 21.074 ton/tahun, sehingga dapat diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas} &= \text{Demand} - \text{Supply} && (1) \\ &= (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - (\text{impor} + \text{produksi}) \\ &= (0 + 21.074) - (13.373 + 0) \\ &= 21.060 \end{aligned}$$

Oleh karena itu, untuk memenuhi penggunaan dietil eter sebagai penambahan bahan bakar dan penggunaan dalam negeri. Melalui pertimbangan tersebut kapasitas pabrik dietil eter pada tahun 2030 yang diambil adalah 22.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Etanol

Etanol merupakan senyawa dengan rumus molekul $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ yang lebih dikenal dengan etil alkohol, Sifat kimia etanol adalah: massa molar 46,07 g/mol dengan titik didihnya 78,4 °C. Etanol diproduksi terutama melalui fermentasi di mana mikroorganisme, terutama ragi dari genus *Saccharomyces*, mengubah gula menjadi etanol dan karbon dioksida. Proses fermentasi ini telah digunakan sejak zaman dahulu untuk menghasilkan minuman beralkohol dan kini digunakan secara industri untuk menghasilkan etanol sebagai bahan bakar dan pelarut. Bahan baku utama pembuatan etanol melalui fermentasi adalah gula yang dapat diperoleh dari berbagai sumber seperti tebu, jagung, dan tanaman lain yang mengandung karbohidrat. Senyawa ini termasuk dalam golongan alkohol dan memiliki sifat khusus seperti mudah menguap, mudah terbakar, dan tidak berwarna. Etanol juga sering digunakan sebagai pelarut berbagai jenis senyawa karena kemampuannya dalam melarutkan berbagai zat (Anggraini, dkk., 2017).

1.3.2 Dietil Eter

Dietil eter merupakan salah satu eter terpenting yang tersedia secara komersial dengan rumus molekul $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$. Senyawa ini berupa cairan tidak berwarna, sangat mudah menguap, mudah terbakar dengan bau yang khas, Rumus dietil eter adalah $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{-O-CH}_2\text{CH}_3$ (Widayat, dan Satriadi, 2008).

Dalam industri, dietil eter sering digunakan sebagai pelarut berbagai reaksi organik dan untuk memisahkan senyawa organik dari sumber alami. Dietil eter digunakan sebagai pelarut untuk minyak, lemak, gusi, resin, mikro selulosa, wewangian, alkaloid, dan pada tingkat lebih rendah di industri butadiena. Selain itu, dietil eter juga digunakan sebagai anestesi dalam pengobatan (Ulmann, 1987). Dietil eter juga dikenal karena kemampuannya meningkatkan nilai oktan bahan bakar premium. Eter lain yang biasa digunakan untuk tujuan ini termasuk MTBE (*Methyl Tertiary Buthyl Ether*) dan ETBE (*Ethyl Tertiary Buthyl Ether*) (Fadhah dkk., 2021).

Proses pembuatan dietil eter dapat dihasilkan melalui proses dehidrasi etanol dengan katalis alumina dan dehidrasi etanol dengan katalis asam sulfat

a. Proses Dehidrasi Etanol dengan Katalis Asam Sulfat

Proses ini dihasilkan dengan bahan baku etanol dengan katalis asam sulfat dipanaskan dengan suhu 140 °C dengan perbandingan 1:3, setelah menghasilkan dietil eter pemisahan yang dilakukan dalam proses ini memiliki resiko dalam pemisahan katalis asam sulfat yang homogen dan bersifat korosif

b. Proses dehidrasi etanol dengan katalis alumina

Proses ini dihasilkan dengan bahan baku etanol yang di uapkan untuk di umpankan kedalam Reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis alumina dengan suhu 250 °C dengan tekanan 1 atm, hasil keluaran reaktor dimurnikan untuk menghasilkan kemurnian yang lebih tinggi.

Tabel 1. 4 Perbandingan proses pembuatan dietil eter

Parameter	Macam-Macam Proses	
	Dehidrasi Etanol dengan Katalis Asam Sulfat	Dehidrasi Etanol dengan Katalis γ Alumina
Bahan Baku Utama	Etanol	Etanol
Bahan Baku Penolong	Asam sulfat	γ -Alumina
Reaktor	<i>Mixed flow</i>	<i>Fixed bed multitube</i>
Fase Reaksi	Cair	Gas
Sifat Katalis	Homogen dan korosif	Heterogen dan tidak korosif
Pemisahan Katalis	Sulit	Mudah
Kondisi Operasi Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	125 - 140	200 - 250
Kondisi Operasi Tekanan (atm)	1	1 - 3
Produk Utama	Dietil eter	Dietil eter
Produk Samping	Etil hidrogen sulfat Asam sulfat dan Air	Etilen dan Air
Konversi (%)	94 - 95	95
Peralatan Tambahan	<i>Scrubber</i> & Distilasi	Distilasi
Biaya Produksi	Mahal	Murah

Berdasarkan perbandingan pembuatan dietil eter, maka proses yang dipilih adalah dehidrasi etanol menggunakan katalis alumina dengan mempertimbangkan katalis yang digunakan heterogen dan tidak korosif dan kemurnian yang dihasilkan lebih tinggi.

1.3.3 Alumina

Alumina atau aluminium oksida (Al_2O_3) merupakan senyawa yang terdiri dari aluminium dan oksigen. Aluminium oksida digunakan dalam berbagai aplikasi industri karena kekerasannya serta sifat fisik yang sangat baik seperti ketahanan terhadap korosi dan ketahanan suhu tinggi. (Zhang dkk., 2014)

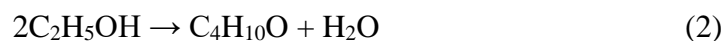
Proses manufaktur dengan pengendalian sifat fisik yang penting untuk industri katalis karena aktivitas katalitik yang tinggi, stabilitas permukaan, dan kerugian gesekan yang rendah. Selain katalis, bahan ini juga digunakan untuk pemolesan, kromatografi, adsorpsi, dan pemisahan gas. (Garbarino dkk., 2018)

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan Termodinamika dirancang untuk memahami sifat dasar reaksi kimia. analisis termodinamika dapat digunakan untuk menentukan apakah suatu reaksi dapat berlangsung bolak-balik (*reversible*) atau hanya satu arah (*irreversible*). Salah satu cara terpenting untuk memeriksa

termodinamika adalah dengan mengamati perubahan entalpi selama suatu reaksi. Reaksi reversibel adalah reaksi yang dapat berlangsung dalam dua arah: maju (produk terbentuk dari reaktan) atau mundur (produk terbentuk kembali). Pada kondisi tertentu, reaksi reversibel dapat mencapai keadaan setimbang dimana laju reaksi maju sama dengan laju reaksi balik, sehingga konsentrasi reaktan dan produk tetap konstan sepanjang waktu. Sebaliknya, reaksi ireversibel hanya berlangsung dalam satu arah, sehingga setelah produk terbentuk, tidak ada reaktan baru yang dapat terbentuk. Di bawah ini contoh reaksi yang dianalisis melalui tinjauan termodinamika:



Tabel 1. 5 Data Panas pembentukan standar (ΔH°_f)

Komponen	(ΔH°_f)	(ΔG°_f)
C ₂ H ₄	52.500	68,15
C ₄ H ₁₀ O	-252.100	-181,82
C ₂ H ₅ OH	-234.950	-174,83
H ₂ O	-241.814	-228,57

Sumber : (Perry, 2008)

$$\Delta H^\circ_{R1} = \Delta H^\circ_{f \text{ produk}} - \Delta H^\circ_{f \text{ reaktan}} \quad (4)$$

$$= (\Delta H^\circ_{f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O}} + \Delta H^\circ_{f \text{ H}_2\text{O}}) - (2 \times \Delta H^\circ_{f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}})$$

$$= ((-252.100) + (-241.814)) - (2 \times (-234.950)) \text{ kJ/kmol}$$

$$= -24.014 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{R1} = \Delta H^{\circ}_{R1} \times n \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH yang bereaksi}$$

$$= -24.014 \times 88,215$$

$$= -2.118.294,85$$

Karena harga ΔH°_{R1} negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

Reaksi samping pada persamaan reaksi

$$\Delta H^{\circ}_{R2} = \Delta H^{\circ}_{f \text{ produk}} - \Delta H^{\circ}_{f \text{ reaktan}} \quad (5)$$

$$= (\Delta H^{\circ}_{f \text{ C}_2\text{H}_4} + \Delta H^{\circ}_{f \text{ H}_2\text{O}}) - (\Delta H^{\circ}_{f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}})$$

$$= ((52.510) + (-24.1814)) - ((-234.950)) \text{ kJ/kmol}$$

$$= 45.464 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{R2} = \Delta H^{\circ}_{R2} \times n \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH yang bereaksi}$$

$$= 45.464 \times 14,480$$

$$= 660.953,76$$

Karena harga ΔH°_{R2} positif, maka reaksi bersifat endotermis.

$$\text{Maka } Q_{\text{reaksi 1}} + Q_{\text{reaksi 2}} = -1.457.341,09$$

Dari data diatas reaksi yang dihasilkan bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis (reaksi membutuhkan pendingin). Untuk mengetahui reaksi bersifat irreversible atau reversible dapat diketahui dari energi pembentukan dan konstanta kesetimbangan (K) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\Delta G^{\circ}_r = -R.T.\ln K \quad (6)$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G^{\circ}_r}{RT} \quad (7)$$

$$\frac{\ln K_A}{\ln K_B} = \frac{-\Delta G^{\circ}_r}{R} \times \frac{T - T_{ref}}{T \times T_{ref}} \quad (8)$$

Keterangan :

ΔG°_r = Energi Gibbs (kal/gmol)

K_A = Konstanta kesetimbangan pada suhu referensi

K_B = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

T_1 = Temperatur operasi

T_2 = Temperatur referensi

R = Tetapan gas (8,314 j/kmol.K)

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{R1} &= G^{\circ}_f \text{ produk} - G^{\circ}_f \text{ reaktan} && (9) \\ &= (\Delta G^{\circ}_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} + \Delta G^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) - (2 \times \Delta G^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= (-181,82 + (-228,57)) - (2) (-174,83) \\ &= -60,73 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{R2} &= G^{\circ}_f \text{ produk} - G^{\circ}_f \text{ reaktan} && (10) \\ &= (\Delta G^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_4 + \Delta G^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= (68,15 + (-228,57)) - (-174,83) \\ &= 14,41 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Maka,

$$\Delta G^{\circ}_{R1} + \Delta G^{\circ}_{R2} = -46,32 \text{ kJ/mol}$$

Didapat nilai energi Gibbs reaksi yaitu -46,32 kJ/mol, hasil yang diperoleh bernilai negatif yang menunjukkan reaksi ini akan berubah menjadi produk secara spontan.

Berdasarkan persamaan, dapat ditentukan harga K pada 298,15 K (25°C) sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ r} &= -R.T.\ln K \\ -46,32 &= (-8314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K}) \times (298,15\text{K}) \times \ln K \\ \ln K &= 18,68 \\ K &= 1,31 \times 10^8\end{aligned}$$

Pada $T = T_{\text{operasi}}$

$$\begin{aligned}\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{K_{298,15}} &= \frac{-\Delta G^{\circ r}}{R} \times \frac{T - T_{\text{ref}}}{T \times T_{\text{ref}}} \\ \ln \frac{K_{\text{operasi}}}{1,31 \times 10^8} &= \frac{-(-46,32)}{8,314} \times \frac{523,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}}{523,15 \text{ K} \times 298,15 \text{ K}} \\ \ln \frac{K_{\text{operasi}}}{1,31 \times 10^8} &= 8,06 \\ \ln K_{\text{operasi}} &= 1,31 \times 10^8 \times 8,06 \\ &= 1,05 \times 10^9 \\ K_{\text{operasi}} &= 3,14 \times 10^3\end{aligned}$$

Dari Perhitungan yang di peroleh dapat dilihat nilai $K > 1$, maka reaksi bersifat *ireversibel* hanya berlangsung dalam satu arah, sehingga setelah produk terbentuk, tidak ada reaktan baru yang dapat terbentuk.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia.



Kinetika Reaksi (Walker dkk., 1962)

Tabel 1. 6 Nilai K pada suhu 274, 294, dan 314

<i>Rate constant g. moles min., g. catalyst</i>	Value	Temperature
$\frac{K_{S1}L}{\text{(Reaction A)}}$	$0,099 \times 10^{-3}$	274
	$0,137 \times 10^{-3}$	294
	$0,188 \times 10^{-3}$	314
$\frac{K_{S2}L}{\text{(Reaction B)}}$	$0,627 \times 10^{-3}$	274
	$1,41 \times 10^{-3}$	294
	$3,03 \times 10^{-3}$	314

Tabel 1. 7 *Activition energy*

Reaction	Activition Energy (E)
A	10.000 cal./g.-mole
B	25.900 cal./g.-mole

Tabel 1. 8 Nilai *adsorption parameter*

Adsorption parameter	Value
K_A	$1,35 \times 10^{-3}$
	$1,00 \times 10^{-3}$
	$0,73 \times 10^{-3}$
K_E	$1,00 \times 10^{-3}$
	$0,80 \times 10^{-3}$
	$0,61 \times 10^{-3}$

Tabel 1. 8 Nilai *adsorption parameter* (lanjutan)

K _w	1,51 x 10 ⁻³
	1,22 x 10 ⁻³
	1,02 x 10 ⁻³

Karna nilai k belum diketahui pada 250 °C, Maka nilai kinetika reaksi kimia dilakukan dengan menggunakan persamaan *Arrhenius*, yang menghubungkan laju reaksi dengan suhu dan energi aktivasi. Persamaan ini dinyatakan sebagai:

$$k = Ae^{-\frac{Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln Ae^{-\frac{Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{R}\right)\left(\frac{1}{T}\right) \gg y = a + bx \quad (11)$$

Nilai k pada reaksi samping/dehidrasi etanol menjadi etilen

$$k = 0.099 \times 10^{-3} \times \exp\left(\frac{-41.840}{8,31}\right) \times \left(\frac{1}{523,15} - \frac{1}{547,15}\right)$$

$$k = 0,00646 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Nilai k pada reaksi utama/dehidrasi etanol menjadi dietil eter

$$k = 0.627 \times 10^{-2} \times \exp\left(\frac{-108.365}{8,31}\right) \times \left(\frac{1}{523,15} - \frac{1}{547,15}\right)$$

$$k = 0,2092 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

NOTATION

E'	= activation energy, cal./g.-mole
K'	= chemical reaction equilibrium constant
K	= adsorption equilibrium constant, mm. Hg ⁻¹
$K_{s1}L$	= monomolecular surface reaction rate constant; reactions A, C, and D, g.-moles/min., g. of catalyst
$K_{s2}L$	= bimolecular surface reaction rate constant; reaction B, g.-moles/min., g. of catalyst
L	= concentration of active sites, moles/unit weight of catalyst
P	= total pressure, mm. Hg
p	= partial pressure, mm. Hg
r	= rate of reaction, g.-moles/min., g. of catalyst

Subscripts

A	= ethanol
E	= diethyl ether
O	= ethylene
o	= initial conditions
W	= water

Diketahui : $k_{S1}L = 0,00646 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$ (Reaksi Samping)

$k_{S2}L = 0,2092 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$ (Reaksi Utama)

$$k_A = 0,0006 \text{ mmHg}^{-1}$$

$$k_w = 0,0024 \text{ mmHg}^{-1}$$

$$K_E = 0,0012 \text{ mmHg}^{-1}$$

$$p_A = 52.744,5510 \text{ mmHg}$$

$$K_w = 29.795,1647 \text{ mmHg}$$

$$K_E = 61.892,4204 \text{ mmHg}$$

Maka :

$$r = \frac{K_{S1}LK_A p_A}{D} + \frac{K_{S2}LK_A^2 p_A^2}{4D^2} \quad (12)$$

$$D = 1 + p_A K_A + p_w K_w + p_E K_E \quad (13)$$

$$D = 178.4260$$

$$r = 0,0372 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

a. Dietil Eter

Rumus molekul	:	$C_4H_{10}O$
Berat molekul	:	74,12 g/mol
Kemurnian	:	99%
Impuritas	:	1% C_2H_4
Titik didih	:	34,6 °C
Titik lebur	:	-116 °C
Titik nyala	:	-44 °C
Tekanan uap	:	440 mmHg (20 °C)
Densitas	:	0,7134 g/ml
Bentuk	:	Cair (30 °C, 1 atm)
Viskositas	:	0,2448 cP (20 °C)
Kelarutan	:	6,9 g/100 ml air (20 °C)
Sifat Bahan	:	Tidak berwarna, berbau khas, mudah terbakar. (Sumber : MSDS).

2.2 Spesifikasi Produk Samping

a. Etilen

Rumus molekul	:	C_2H_4
Berat molekul	:	28,05 g/mol
Kemurnian	:	38,86 %
Impuritas	:	54,98% $C_4H_{10}O$ 3,75 % C_2H_5OH 2,41 % H_2O
Titik didih	:	-103,8 °C
Titik lebur	:	-169,18°C
Titik nyala	:	-100 °C
Tekanan uap	:	0,0000521 mmHg
Densitas	:	0,96 g/ml
Bentuk	:	Gas tidak berwarna
Viskositas	:	0,01 cP (20 °C)
Kelarutan	:	0,131 g/100 ml air (20 °C)
Sifat Bahan	:	Tidak berwarna, berbau khas, mudah terbakar.
Hazard	:	Dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata, menyebabkan gangguan pernapasan apabila terhirup (Sumber : MSDS).

2.3 Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. Etanol

Rumus molekul	:	C_2H_5OH
Berat molekul	:	46,07 g/mol
Kemurnian	:	96%
Impuritas	:	4% H ₂ O
Titik didih	:	78,37 °C
Titik lebur	:	min -114, 1 °C
Titik nyala	:	13 °C
Tekanan uap	:	40 mmHg (66 °F)
Densitas	:	0,7893 g/ml
Bentuk	:	Cair (30 °C, 1 atm)
Viskositas	:	0,2448 cP (20 °C)
Kelarutan	:	6,9 g/100 ml air (20 °C)
Sifat Bahan	:	Tidak berwarna, berbau khas, mudah terbakar.
Hazard	:	Mudah terbakar, mudah menguap, dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata, menyebabkan gangguan pernapasan apabila terhirup (Sumber : MSDS).

(Sumber : PT Molindo Raya Industrial)

2.4 Spesifikasi Bahan Pendukung

a. Katalis γ -Alumina

Rumus molekul	:	Al_2O_3
Berat molekul	:	101,96 g/mol
Titik didih	:	2.977 °C
Titik lebur	:	2.030 °C
Titik nyala	:	100 °C
Tekanan uap	:	0 mmHg
Densitas	:	3,97 g/ml
Bentuk	:	Padatan (crushed silica)
Diameter	:	10 mm
Porositas	:	0,06
Luas permukaan (A)	:	150 m ² /g
Kelarutan	:	Tidak larut
Sifat Bahan	:	Berwarna putih, tidak berbau
<i>Hazard</i>	:	Dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata (Sumber : MSDS)

(Sumber : *pubchem*)

2.5 Pengendalian Kualitas

Pengendalian dan pengawasan produksi perlu dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, hal ini dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk berkualitas yang sesuai standar. Kegiatan ini dilakukan dengan tujuan untuk menjamin agar kepastian produksi dan operasi yang dilaksanakan sesuai dengan apa yang telah direncanakan dengan mengeluarkan biaya yang ekonomis atau serendah mungkin dan apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut dapat dikoreksi sehingga apa yang diharapkan dapat tercapai (Assauri, 1998).

Adapun pengendalian kualitas yang dilakukan pada pabrik dietil eter ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas produk dan pengendalian kualitas proses.

2.5.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku perlu dilakukan pengendalian kualitas untuk mengetahui apakah bahan baku yang digunakan sudah memenuhi spesifikasi kebutuhan untuk proses produksi. Sehingga, sebelum proses produksi perlu dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku etanol dan bahan lain seperti katalis agar bahan baku dapat diproses dengan baik di dalam pabrik. Pengujian ini dilakukan dengan mengetahui kemurnian bahan baku, nilai densitas, nilai viskositas dan lain-lainnya.

2.5.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk mempertahankan kualitas produk yang akan dihasilkan sejak bahan baku sampai menjadi produk sesuai mutu standar dan kebutuhan di pasaran. Pengendalian ini dilakukan dengan pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol sebelum produk akan didistribusikan.

2.5.3 Pengendalian Proses

Dalam pengendalian proses produksi terdapat bagian penting yaitu alat kendali. Dengan adanya alat kendali tersebut maka bagian dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Alat kendali berperan sebagai pengendalian jalannya proses produksi yang pengaturannya berpusat di ruang kontrol. Alat kendali ini menggunakan indikator yang sudah ditetapkan nilainya maupun secara manual. Jika terjadi penyimpangan, indikator yang sudah ditetapkan baik *level control*, *temperature control*, *flow rate* bahan baku, maupun produk, akan memberikan tanda berupa bunyi alarm atau lampu dan sebagainya. Kemudian, jika terdapat penyimpangan kondisi tersebut harus dikembalikan sesuai dengan kondisi awal baik secara manual maupun otomatis. Beberapa alat control yang dijalankan untuk pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi alat kendali

a. *Level Control (LC)*

Level control merupakan alat yang dipasang pada suatu alat proses yang digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan kondisi operasi tingkat ketinggian (*level*) cairan pada alat tersebut. *Level control* bekerja dengan menggunakan control valve pada aliran cairan yang keluar atau masuk pada proses. Alat ini memanfaatkan sinyal pneumatic yang nantinya akan diubah menjadi arus listrik yang akan dikirimkan menuju control valve. Jika terdapat gangguan nantinya katup akan terbuka atau tertutup secara otomatis.

b. *Flow Control (FC)*

Flow control merupakan alat yang digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang akan masuk ke dalam pipa atau unit proses. Debit aliran dalam suatu pipa atau unit proses diukur dengan mengatur sesuai aliran output suatu alat.

c. *Temperature Control (TC)*

Temperature Control merupakan alat yang digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi yang dipasang di dalam setiap alat proses untuk mengatur suhu agar sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan. Jika terjadi gangguan berupa suhu yang tidak sesuai dengan suhu yang telah ditetapkan sensor akan memberi sinyal nyala atau berbunyi.

d. *Pressure control (PC)*

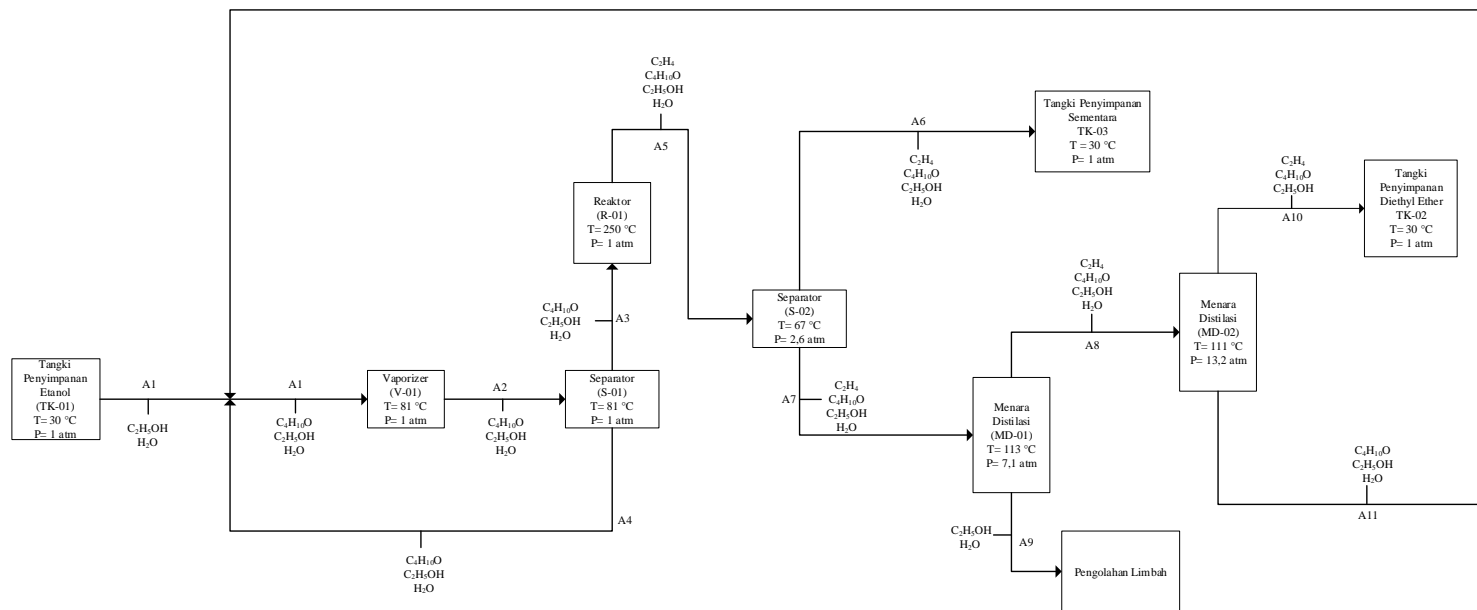
Pressure Control merupakan alat yang digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang ditetapkan. Alat kontrol ini sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran steam atau gas. Alat kontrol ini bekerja control valve pada aliran keluaran steam atau gas. Jika terjadi gangguan berupa tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan yang telah ditetapkan sensor akan memberi sinyal nyala atau berbunyi.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

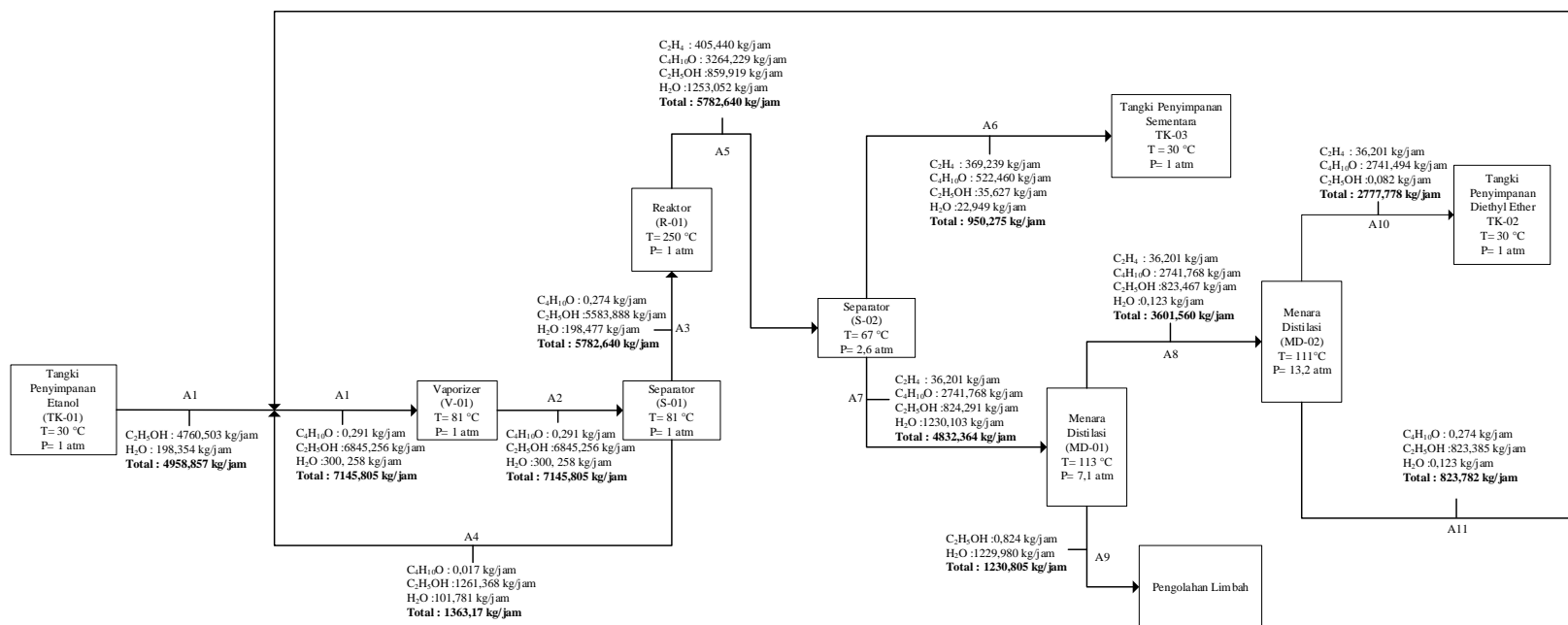
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Proses Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Proses Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan Baku utama produksi dietil eter dengan kapasitas 22.000 ton/tahun menggunakan etanol yang memiliki kemurnian 96% dan mengandung 4% air sebagai impuritas berasal dari PT. Molindo Raya Industrial, etanol ini di simpan dalam keadaan cair pada tangka penyimpanan (TK-01) dengan suhu 30 °C dan tekanan sebesar 1 atm. Etanol dari tangki akan di alirkan dengan pompa (PU-01) untuk di gabungkan dengan arus recycle separator 1 dan menara distilasi 2. Kemudian, etanol akan di alirkan menuju *vaporizer* (VP-01) dengan menguapkan 80% dengan suhu 81 °C. Arus keluaran *vaporizer* mempunyai fase cair jenuh dan di alirkan menuju separator 1 untuk memisahkan fase gas dan fase cair. Etanol fase gas akan dinaikan suhu nya menggunakan HE-01 menjadi 250 °C.

3.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Etanol fase gas dengan kondisi operasi pada tekanan 1 atm dan temperatur 250 °C terjadi nya pembentukan dietil eter dari etanol didalam reactor fixed bed multitube. Reaksi yang terjadi didalam reactor merupakan reaksi dehidrasi etanol menjadi dietil eter dan air sebagai reaksi utama dengan selektivitas reaksi 1 sebesar 85,9% serta etanol menjadi etilen dan air sebagai reaksi samping dengan selektivitas reaksi 2 sebesar 14,1%, reaksi terjadi pada fase gas dengan menggunakan katalis padat alumina (Al_2O_3) dengan konversi total etanol sebesar 84,6%. Arus keluar reaktor dalam fase gas memiliki suhu 250 °C yang berisikan dietil eter, etilen, etanol, dan air,

kemudian digunakan kompressor (C-01) untuk mengalirkan dan menaikkan tekanan gas menjadi 2,6 atm menuju condensor parsial (CD-01) untuk di turunkan menjadi 67 °C.

3.2.3 Tahap Pemisahan Produk

Arus yang keluar dari *condensor* parsial (CD-01) dialirkan menuju separator 2 (S-02) untuk memisahkan produk samping etilen. Hasil atas separator tersebut berupa gas dengan komponen senyawa lain yang akan di simpan di tangki penyimpanan sementara (TK-03) dengan kondisi operasi 67 °C dan 2,6 atm.

3.2.4 Tahap Pemurnian Produk

Hasil bawah keluaran separator 2 (S-02) memiliki fase cair dengan komponen senyawa dietil eter, etanol, air, dan sedikit etilen menggunakan pompa untuk mengalirkan dan menaikkan tekanan menuju HE untuk menaikkan suhu sebelum di umpankan ke menara distilasi (MD-01) untuk mendapatkan kemurnian produk dietil eter. Hasil atas menara distilasi akan melalui *condensor* (CD-02) dan akumulator (ACC-01) yang memiliki hasil dietil eter, etanol dan sedikit etilen dan air, hasil bawah menara distilasi (MD-01) setelah melalui reboiler (RB-01) memiliki air dan sedikit etanol yang akan di alirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL) dengan menurunkan suhu menjadi 30 °C dan tekanan menjadi 1 atm. Arus keluaran atas menara distilasi (MD-01) diumpankan ke pompa untuk mengalirkan dan

menaikkan tekanan menjadi 7,1 atm yang akan di umpankan ke menara distilasi 2 (MD-02) untuk mendapatkan kemurnian produk dietil eter 99%. Hasil atas menara distilasi akan melalui condensor (CD-03) dan akumulator (ACC-02) yang memiliki hasil dietil eter dan sedikit etilen yang selanjut nya akan diturunkan tekanan nya menjadi 1 atm dengan suhu 31 °C sebelum diumpankan menuju tangki penyimpanan produk (TK-02), kemudian hasil bawah menara distilasi (MD-02) setelah melalui reboiler (RB-01) memiliki etanol dan sedikit dietil eter dan air yang selanjutnya akan di turunkan suhu menjadi 30 °C dengan tekanan nya menjadi 1 atm untuk diumpankan menuju *recycle*.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor

Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan etanol pada fase gas dengan katalisator padat alumina menjadi dietil eter sebagai produk utama dan etilen sebagai produk samping
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Katalis	<i>Aluminium Oxide</i>
Bentuk	Padatan

Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor (lanjutan)

Densitas Katalis	3,97 g/cm ³
Diameter Katalis	0,01 m
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
<i>T_{in}</i>	250 °C
<i>T_{out}</i>	250 °C
GHSV	5782,640 kg/jam
Jenis Pendingin : <i>Dowtherm A</i>	
<i>T_{in}</i>	30 °C
<i>T_{out}</i>	90 °C
<i>m_{pendingin}</i>	9445,190 kg/jam
Spesifikasi <i>Tube</i>	
<i>Z</i>	629,9216 in
IDt	3,068 in
ODt	3,5 in
PT	4,375 in
C	0,875 in
Tebal <i>tube</i>	0,1271 in
Material	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Jumlah <i>Tube</i>	395 Buah
Spesifikasi <i>Shell</i>	

Tabel 3. 1 Spesifikasi reaktor (lanjutan)

IDs	91,3183 in
ODs	96 in
TS	1 in
Material	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
<i>Spesifikasi head</i>	
Bentuk	<i>Torispherical head</i>
tH	0,0254 m
hH	0,5994 m
icr	0,1111 m
r	2,286 m
sf	0,1016 m
HR	16,5994 m
Harga	\$84.439,1

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. Vaporizer (VP-01)

Kode	:	VP-01
Fungsi	:	Menguapkan 80% Etanol (C ₂ H ₅ OH) menjadi uap Etanol sebelum masuk R-01
Jenis	:	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

Kondisi Operasi

- *Hot Fluid* : 255 °C

- *Cold Fluid* : 30 °C - 81 °C

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Spesifikasi tube

- *OD Tube* : 0,75 in

- ID : 0,606 in

- BWG : 15

- L : 16 ft

- *Pitch Tube* : 0,9375 in

- *Passes* : 2

- Jumlah *tube* : 170 buah

- *Pressure drop* : 0,008 psi

Spesifikasi shell

- ID : 15,25 in

- *Passes* : 1

- *Baffle Space* : 16,94 in

- *Pressure Drop* : 0,0014 psi

Luas Transfer Panas : 431,43 ft²

Uc : 94 btu/jam.ft².F

Ud : 43 btu/jam.ft².F

Dirt factor : 0,007 psi

Harga : \$55.848,55

b. Separator 1 (S-01)

Kode	:	S-01
Fungsi	:	Memisahkan Komponen Uap dan Cairan yang Keluar dari V-01
Jenis	:	Silinder Vertikal dengan alas dan tutup Torispherical
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Kondisi operasi

- Suhu Operasi	:	81 °C
- Tekanan Operasi	:	1 atm

Spesifikasi

- Diameter	:	0,6765 m
- Tebal <i>Shell</i>	:	0,0048 m
- Tebal <i>Head</i>	:	0,0048 m
- Tinggi <i>Head</i>	:	0,1784 m
- Tinggi Total	:	2,2143 m

Jumlah : 1 alat

Harga : \$22.775,5

c. Separator 2 (S-02)

Kode : S-02
Fungsi : Memisahkan Komponen Uap dan Cairan yang Keluar dari CD-01

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *torispherical*

Bahan Konstruksi : *Carbon Stell SA-283 Grade C*

Kondisi operasi

- Suhu Operasi : 67 °C

- Tekanan Operasi : 3 atm

Spesifikasi :

- Diameter : 0,6858 m

- Tebal *Shell* : 0,0064 m

- Tebal *Head* : 0,0064 m

- Tinggi *Head* : 0,1626 m

- Tinggi Total : 2,6727 m

Jumlah : 1 alat

Harga : \$22.775,5

d. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi MD-01

Kode	MD-01
Fungsi	Untuk memisahkan komponen DEE sebagai keluaran <i>top</i> (distilat) serta H ₂ O sebagai keluaran <i>bottom</i>
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>
Material	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi	
<i>Temperature Umpan</i>	113 °C
<i>Temperature Distilat</i>	111 °C
<i>Temperature Bottom</i>	167 °C
Spesifikasi Shell	
Diameter Menara	1,3969 m
Tinggi	9,5 m
Tebal	0,375 in
Material	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi Head	
Jenis	<i>Sieve</i>
Tebal	0,625 in
Material	<i>Carbon steel</i>
Spesifikasi Tray	
Jenis Tray	<i>Sieve</i>

Tabel 3. 2 Spesifikasi MD-01 (lanjutan)

Jumlah <i>Plate Actual</i>	30 buah
<i>Tray Spacing</i>	0,5 m
Diameter Lubang <i>Plate</i>	0,196 in
<i>Tray Thickness</i>	0,196 in
Panjang <i>Weir</i>	1,05 m
Tinggi <i>Weir</i>	0,09 m
Jumlah <i>Hole</i>	467 buah
Spesifikasi <i>Plate Pressure Drop</i>	
Bagian Atas	0,056 atm
Bagian Bawah	0,065 atm
Harga	\$80.925,9

e. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3. 3 Spesifikasi MD-02

Kode	MD-02
Fungsi	Untuk memisahkan komponen DEE sebagai keluaran top (distilat) serta C ₂ H ₅ OH sebagai keluaran bottom
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray)</i> berbentuk <i>torispherical dishead</i>
Material	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi	

Tabel 3. 3 Spesifikasi MD-02 (lanjutan)

<i>Temperature Umpan</i>	111 °C
<i>Temperature Distilat</i>	107 °C
<i>Temperature Bottom</i>	163 °C
Spesifikasi <i>Shell</i>	
Diameter Menara	1,098 m
Tinggi	11 m
Tebal	0,4375 in
Material	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi <i>Head</i>	
Jenis	<i>Sieve</i>
Tebal	0,625
Material	<i>Carbon Steel</i>
Spesifikasi <i>Tray</i>	
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Jumlah <i>Plate Actual</i>	30 buah
<i>Tray Spacing</i>	0,5 m
Diameter Lubang <i>Plate</i>	0,196 in
<i>Tray Thickness</i>	0,196 in
Panjang <i>Weir</i>	0,823 m
Tinggi <i>Weir</i>	0,09 m
Jumlah <i>Hole</i>	756 buah

Tabel 3. 3 Spesifikasi MD-02 (lanjutan)

Spesifikasi <i>Plate Pressure Drop</i>	
Bagian Atas	0,055 atm
Bagian Bawah	0,054 atm
Harga	\$66.267,1

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

a. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 4 Tangki penyimpanan

Kode	T-01	T-02	T-03
Fungsi Alat	Menyimpan Bahan Baku C ₂ H ₅ OH	Menyimpan Produk Utama C ₄ H ₁₀ O	Menyimpan produk samping etilen
Lama Penyimpanan	7 Hari	14 hari	14 Hari
Fasa	Cair	Cair	Gas
Jumlah Tangki	1	1	1
Jenis Tangki	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>	Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical head</i>	<i>Spherical tank</i>

Tabel 3. 4 Tangki penyimpanan (lanjutan)

Kondisi Operasi			
Suhu :	30 °C	31 °C	31 °C
Tekanan :	1 atm	4 atm	2,6 atm
Spesifikasi	<i>Carbon Stell SA-</i>	<i>Carbon Stell SA-283</i>	<i>Carbon steel SA 283</i>
Bahan	<i>283 Grade C</i>	<i>Grade C</i>	<i>grade C</i>
Konstruksi :			
Volume Tangki :	1260,4910 m ³	1612,8283 m ³	1318,2507 m ³
Diameter :	18,2880 m	18,2880 m	13,6062 m
Tinggi :	7,3152 m	7,3152 m	
Jumlah <i>Course</i> :	4	4	
<i>Head & Bottom</i>			
Jenis <i>Head</i> :	<i>Torispherical head</i>	<i>Torispherical head</i>	
Tebal <i>Head</i> :	0,1875 in	0,1875 in	
Jenis <i>Bottom</i> :	<i>Flat Bottomed</i>	<i>Flat Bottomed</i>	
Tebal <i>Bottom</i> :	0,25 in	0,375 in	
Harga	\$83.954,5	\$86.498,6	\$399.783,5

b. *Accumulator* MD-01 (ACC-01)Tabel 3. 5 *Accumulator* MD-01

Kode	ACC-01
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-01
Jenis	<i>Horizontal cylinder</i>
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	
Kondisi Operasi	
Suhu	111 °C
Tekanan	5,4 atm
Kapasitas Tangki	4,9664 m ³
Spesifikasi Shell	
Diameter	1,375 m
Panjang	2,750 m
Tebal	0,375 in
Spesifikasi Head	
Diameter	1,375 m
Panjang	0,211 m
Tebal	0,375 in
Panjang Total	3,172 m
Harga	\$52.941

c. *Accumulator MD-02 (ACC-02)*Tabel 3. 6 *Accumulator MD-02*

Kode	ACC-02
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada menara MD-02
Jenis	<i>Horizontal cylinder</i>
Jumlah	1 buah
Bahan Kontruksi	
Kondisi Operasi	
Suhu	107 °C
Tekanan	7,7 atm
Kapasitas Tangki	3,813 m ³
Spesifikasi Shell	
Diameter	1,259 m
Panjang	2,518 m
Tebal	0,5 in
Spesifikasi Head	
Diameter	1,259 m
Panjang	0,222 m
Tebal	0,4375 in
Panjang Total	2,963 m
Harga	\$49.064

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

- a. Spesifikasi Pompa

Tabel 3. 7 Spesifikasi pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan keluaran tangki penyimpanan etanol	Mengalirkan arus gabungan menuju <i>vaporizer</i>	Mengalirkan keluaran <i>bottom S-01</i> menuju arus gabungan	Mengalirkan dan menaikkan tekanan keluaran <i>bottom S-02</i> 2,6 atm menjadi 5,7 atm untuk diumpankan ke HE-02	Mengalirkan kondensat MD-01 menuju <i>reflux</i> dan ke P-06		Mengalirkan kondensat MD-02 menuju <i>reflux</i> dan ke C-05

Tabel 3. 7 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>
Spesifikasi							
Kapasitas	33,0343 gpm	47,5743 gpm	9,5985 gpm	33,9452 gpm	31,0194 gpm	31,0194 gpm	24,9577 gpm
IPS	2,50 in	2,50 in	1,25 in	2,50 in	2,00 in	2,00 in	2,00 in
Schedule No.	40	40	40	40	40	40	40

Tabel 3. 7 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Flow Area	4,79 in ²	4,79 in ²	1,50 in ²	4,7 in ²	3,35 in ²	3,35 in ²	3,35 in ²
Efisiensi Pompa	60%	60%	60%	60%	60%	60%	60%
Power Pompa	0,2808 HP	0,0076 HP	0,0232 HP	0,1487 HP	0,0866 HP	0,4643 HP	0,0618 HP
Power Motor	0,75 HP	0,05 HP	0,05 HP	0,25 HP	0,16 HP	0,75 HP	0,125 HP
Kapasitas	33,0343 gpm	47,5743 gpm	9,5985 gpm	33,9452 gpm	31,0958 gpm	31,0958 gpm	24,7583 gpm
Harga	\$10.782	\$10.782	\$7.026,5	\$10.782	\$10.782	\$10.782	\$10.782

b. Spesifikasi *Expansion Valve*Tabel 3. 8 Spesifikasi *expansion valve*

Kode	EV-01	EV-02	EV-03
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran C-04 dari 5,9 atm menjadi 1 atm untuk dialirkan ke UPL	Menurunkan tekanan keluaran C-05 dari 7,7 atm menjadi 1 atm untuk dialirkan ke Tangki DEE	Menurunkan tekanan keluaran C-05 dari 8,1 atm menjadi 1 atm untuk di <i>recycle</i>
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>		
Kapasitas	1230,804 kg/jam	823,7818 kg/jam	823,7818 kg/jam
Perubahan Tekanan	7,3 atm - 1 atm	7,7 atm - 1 atm	13,4 atm – 1 atm
Dimensi			
IPS	6 in	6 in	4 in
Shedule No.	80	80	80
a't	0,1812 ft ²	0,1812 ft ²	0,079 ft ²
Le	33,5264 m	33,5264 m	27,4307 m
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>		
Harga	\$33.436,4	\$89.042,7	\$89.042,7

c. Spesifikasi *Blower*Tabel 3. 9 Spesifikasi *blower*

Kode	BL-01
Fungsi	Mengalirkan gas etanol dari Separator 1 (S-01) untuk diumpankan menuju Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Blower Centrifugal</i>
Jumlah alat	1
Kapasitas	0,0023 cuft/menit
Tekanan	1 atm
Power Motor	0,25 HP
Harga	\$8.116,8

d. Spesifikasi Kompresor

Tabel 3. 10 Spesifikasi kompresor

Kode	CO-01
Fungsi	Menaikkan tekanan keluar reaktor 1 atm menjadi 2,6 atm untuk dialirkan ke condensor parsial (CD-01)
Jenis	<i>Sentrifugal single stage</i>

Tabel 3. 10 Spesifikasi kompresor (lanjutan)

Tin - Tout	250 °C - 315,03 °C
Jumlah alat	1
Kapasitas	5.782,639 kg/jam
Perubahan Tekanan	1 atm - 2,6 atm
Power Motor	7,95 HP
Harga	\$9.812,9

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. *Condensor Parsial*

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkankomponen sebelum masuk separator
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

Operating Conditions

<i>Posion</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
---------------	--------------	-------------

<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Dowtherm A</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	315,03 °C	30 °C
<i>Temperature out</i>	67 °C	65 °C
<i>Pressure</i>	2,6 atm	1 atm

Mechanical Design

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	19,25 in	ID	0,62 in
<i>Baffle</i>	14,43 in	OD	0,75 in
<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	1 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	16
		L	14 ft
		Nt	282 buah
ΔP terhitung	0,0002 psi	ΔP terhitung	0,0112 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	617,152 ft ²		
Uc	112,465 btu/jam.ft ² .F		
Ud	50 btu/jam.ft ² .F		

Rd min	0,003
Rd cal	0,0922
Harga	\$40.462,9

b. *Condensor 2*

Kode	CD-02
Fungsi	Mengembunkan hasil atas 56enara distilasi (MD-01)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

Operating Conditions

<i>Position</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Water</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	113 °C	35 °C
<i>Temperature out</i>	111 °C	45 °C
<i>Pressure</i>	5,4 atm	1 atm

Mechanical Design

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	12 in	ID	0,652 in
<i>Baffle</i>	9 in	OD	0,75 in

<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	0,9375 in triangular
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	18
		L	16 ft
		Nt	98 buah
ΔP terhitung	0,0003 psi	ΔP terhitung	0,7503 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	258,846 ft ²		
Uc	67,468 btu/jam.ft ² .F		
Ud	50 btu/jam.ft ² .F		
<i>Rd min</i>	0,003		
<i>Rd cal</i>	0,0037		
Harga	\$28.832,9		

c. *Condensor 3*

Kode	CD-03
Fungsi	Mengembunkan hasil atas menara distilasi (MD-02)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Position</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Water</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	111 °C	35 °C
<i>Temperature out</i>	107 °C	45 °C
<i>Pressure</i>	7,7 atm	1 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	12 in	ID	0,652 in
<i>Baffle</i>	9 in	OD	0,75 in
<i>Passes</i>	2	<i>Pitch</i>	0,9375 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	4
		<i>BWG</i>	18
		L	12 ft
		Nt	116 buah
ΔP terhitung	0,000 psi	ΔP terhitung	1,3546 psi
ΔP Dijinkan	2 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	222,176 ft ²		
Uc	57,996 btu/jam.ft ² .F		

Ud	40 btu/jam.ft ² .F
<i>Rd min</i>	0,003
<i>Rd cal</i>	0,0401
Harga	\$25.319,6

d. *Heat Exchanger*

1. *Heater 1*

Kode	HE-01
Fungsi	Menaikkan temperatur aliran keluar Separator (S-01) dari 81 °C menjadi 250 °C untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Position</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in</i>	81 °C	255 °C
<i>Temperature out</i>	250 °C	255 °C

<i>Pressure</i>	1 atm	43 atm
-----------------	-------	--------

Mechanical Design			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
ID	17,25 in	ID	0,606 in
<i>Baffle</i>	19 in	OD	0,75 in
<i>Passses</i>	1	<i>Pitch</i>	0,9375 in <i>triangular</i>
		<i>Passses</i>	2
		<i>BWG</i>	16
		L	16 ft
		Nt	224 buah
ΔP terhitung	0,0007 psi	ΔP terhitung	0,0003 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP terhitung	10 psi
Luas transfer panas	576,085 ft ²		
Uc	500 btu/jam.ft ² .F		
Ud	35 btu/jam.ft ² .F		
<i>Rd min</i>	0,003		
<i>Rd cal</i>	0,028		
Harga	\$38.766,9		

2. *Heater 2*

Kode	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperature aliran keluar Separator (S-02) dari 67 °C menjadi 113 °C untuk diumpankan ke Menara Distilasi 1 (MD-01)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>	<i>Inner</i>
<i>Fluid</i>	<i>Light Organics</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid Type</i>	Cold	Hot
<i>Temperature in</i>	67 °C	255 °C
<i>Temperature out</i>	113 °C	255 °C
<i>Pressure</i>	7,1 atm	43 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Annulus</i>		<i>Inner</i>	
<i>Length</i>	2,63 in ²	<i>Length</i>	1,5 in ²
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1
<i>ID</i>	2,469 in	<i>ID</i>	1,38 in

<i>OD</i>	2,88 in	<i>OD</i>	1,66 in
<i>Surface Area</i>	0,753 ft ² /ft	<i>Surface Area</i>	0,435 ft ² /ft
<i>Δp_{cal}</i>	0,8502 psii	<i>Δp_{cal}</i>	0,0029
<i>Δp_{allow}</i>	10 psi	<i>Δp_{allow}</i>	10 psi
<i>R_{dcal}</i>	0,0093 Btu/hr.ft ² .°F		
<i>R_{dmin}</i>	0,003 Btu/hr.ft ² .°F		
Luas Transfer Panas	11,7120 ft ²		
Harga	\$1.090,3		

e. *Cooler*

1. *Cooler 1*

Kode	CL-01
Fungsi	Menurunkan <i>temperature</i> aliran keluar top dari Separator (S-02) dari 67°C menjadi 31 °C untuk diumpankan ke Tangki Penyimpanan Sementara (TK-02)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Posion</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Water</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>

<i>Temperature in</i>	67 °C	30 °C
<i>Temperature out</i>	30 °C	48 °C
<i>Pressure</i>	2,6 atm	1 atm

Mechanical Design

Shell		Tube	
<i>ID</i>	13,25 in	<i>ID</i>	0,606 in
<i>Baffle</i>	14,72 in	<i>OD</i>	0,75 in
<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	0,9375 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	15
		<i>L</i>	12 ft
		<i>Nt</i>	114 buah
ΔP terhitung	0,0003 psi	ΔP terhitung	0,0003 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	212,9266 ft ²		
<i>Uc</i>	462 btu/jam.ft ² .F		
<i>Ud</i>	23 btu/jam.ft ² .F		
<i>Rd min</i>	0,003		
<i>Rd cal</i>	0,042		
Harga	\$13.689,6		

2. Cooler 2

Kode	CL-02
Fungsi	Menurunkan 64emperature aliran keluaran Reboiler 1 (RB-01) dari 159 °C menjadi 31 °C untuk diumpankan ke UPL
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>	<i>Inner</i>
<i>Fluid</i>	<i>Light Organics</i>	<i>Dowtherm A</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	159 °C	30 °C
<i>Temperature out</i>	30 °C	60 °C
<i>Pressure</i>	5,9 atm	1 atm

Mechanical Design			
Annulus		Inner	
<i>Length</i>	2,93 in ²	<i>Length</i>	3,35 in ²
<i>Hairpin</i>	7	<i>Hairpin</i>	7
<i>ID</i>	3,068 in	<i>ID</i>	2,067 in
<i>OD</i>	3,5 in	<i>OD</i>	2,38 in
<i>Surface Area</i>	0,917 ft ² /ft		0,622ft ² /ft
Δp_{cal}	0,3912 psi	8,5431	3,0661 PSI
Δp_{allow}	10 psi	Δp_{allow}	10 psi
<i>Rdcal</i>	0,0031 Btu/hr.ft ² .°F		
<i>Rdmin</i>	0,003 Btu/hr.ft ² .°F		
Luas Transfer Panas	156,3145 ft ²		
Harga	\$21.927,5		

3. Cooler 3

Kode	CL-03
Fungsi	Menurunkan 65temperature aliran keluaran Condensor 3 (CD-03) dari 107 °C menjadi 31 °C untuk diumpankan ke Tangki Dietil Eter (TK-03)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and tube heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Posion</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Gases</i>	<i>Water</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	107 °C	30 °C
<i>Temperature out</i>	30 °C	60 °C
<i>Pressure</i>	7,7 atm	1 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>ID</i>	12 in	<i>ID</i>	0,606 in
<i>Baffle</i>	13 in	<i>OD</i>	0,75 in
<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	1 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	15
		<i>L</i>	16 ft
		<i>Nt</i>	109 buah
ΔP terhitung	0,0033 psi	ΔP terhitung	0,1633 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	267,973 ft ²		

<i>Uc</i>	1.108 btu/jam.ft ² .F
<i>Ud</i>	92 btu/jam.ft ² .F
<i>Rd min</i>	0,003
<i>Rd cal</i>	0,010
Harga	\$18.050,8

4. *Cooler 4*

Kode	CL-04
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran keluaran Reboiler 02 (RB-02) dari 143 °C menjadi 31 °C untuk diumpankan ke recycle
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Posion</i>	<i>Annulus</i>	<i>Inner</i>
<i>Fluid</i>	<i>Light Organics</i>	<i>Downtherm A</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Temperature in</i>	143 °C	30 °C

<i>Temperature out</i>	31 °C	60 °C
<i>Pressure</i>	8,1 atm	1 atm

Mechanical Design			
Annulus		Inner	
<i>Length</i>	2,63 in ²	<i>Length</i>	1,5 in ²
<i>Hairpin</i>	3	<i>Hairpin</i>	3
<i>ID</i>	2,469 in	<i>ID</i>	1,38 in
<i>OD</i>	2,88 in	<i>OD</i>	1,66 in
<i>Surface Area</i>	0,753 ft ² /ft		0,435 ft ² /ft
<i>ΔPcal</i>	0,1657 psi	<i>ΔPcal</i>	5,4889 psi
<i>ΔPallow</i>	10 psi	<i>ΔPallow</i>	10 psi
<i>Rdcal</i>	0,0032 Btu/hr.ft ² .°F		
<i>Rdmin</i>	0,003 Btu/hr.ft ² .°F		
Luas Transfer Panas	68,0703 ft ²		
Harga	\$1.938,3		

f. *Reboiler*

1. *Reboiler 1*

Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan kembali hasil bawah menara distilasi (MD-01)

Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and Tube</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Posion</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Heavy Organic</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in</i>	113 °C	255 °C
<i>Temperature out</i>	167 °C	255 °C
<i>Pressure</i>	7,3 atm	43 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>ID</i>	12 in	<i>ID</i>	0,62 in
<i>Baffle</i>	13 in	<i>OD</i>	0,75 in
<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	0,9375 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	16
		<i>L</i>	20 ft
		<i>Nt</i>	98 buah

ΔP terhitung	0,0003 psi	ΔP terhitung	0,0103 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	315,34 ft ²		
U_c	639 btu/jam.ft ² .F		
U_d	58 btu/jam.ft ² .F		
$R_d \text{ min}$	0,003		
$R_d \text{ cal}$	0,0158		
Harga	\$18.050,8		

2. Reboiler 2

Kode	RB-02
Fungsi	Menguapkan kembali hasil bawah menara distilasi (MD-02)
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and Tube</i>

<i>Operating Conditions</i>		
<i>Posion</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid</i>	<i>Heavy Organic</i>	<i>Steam</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>	<i>Hot</i>
<i>Temperature in</i>	110 °C	255 °C

<i>Temperature out</i>	163 °C	255 °C
<i>Pressure</i>	13,4 atm	43 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>ID</i>	12 in	<i>ID</i>	0,62 in
<i>Baffle</i>	13 in	<i>OD</i>	0,75 in
<i>Passes</i>	1	<i>Pitch</i>	0,9375 in <i>triangular</i>
		<i>Passes</i>	2
		<i>BWG</i>	16
		<i>L</i>	20 ft
		<i>Nt</i>	98 buah
ΔP terhitung	0,0214 psi	ΔP terhitung	0,0064 psi
ΔP Dijinkan	10 psi	ΔP Dijinkan	10 psi
Luas transfer panas	316,325 ft ²		
<i>Uc</i>	517 btu/jam.ft ² .F		
<i>Ud</i>	43 btu/jam.ft ² .F		
<i>Rd min</i>	0,003		
<i>Rd cal</i>	0,0214		
Harga	\$18.050,8		

3.4 Neraca Massa

a. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Tabel 3. 11 Neraca massa vaporizer

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 1+4+11	Arus 2
Etilen (C ₂ H ₄)	0,00	0,00
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	0,29	0,29
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	6.845,26	6.845,26
Air (H ₂ O)	300,26	300,26
Total	7.145,80	7.145,80

b. Neraca Massa Separator (S-01)

Tabel 3. 12 Neraca massa separator 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
Etilen (C ₂ H ₄)	0,00	0,00	0,00
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	0,29	0,27	0,017
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	6.845,26	5.583,89	1.216,37
Air (H ₂ O)	300,26	198,48	101,78
Total	7.145,80	5.782,64	1.363,17
	7.145,80	7.145,80	

c. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3. 13 Neraca massa reaktor

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5
Etilen (C ₂ H ₄)	0,00	405,44
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	0,27	3.264,23
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	5.583,89	859,92
Air (H ₂ O)	198,48	1.253,05
Total	5.782,64	5.782,64

d. Neraca Massa Separator (S-02)

Tabel 3. 14 Neraca massa separator 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Input Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Etilen (C ₂ H ₄)	405,44	369,24	36,20
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	3.264,23	522,46	2.741,77
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	859,92	35,63	824,29
Air (H ₂ O)	1.253,05	22,95	1.230,10
Total	5.782,64	950,28	4.832,36
	5.782,64	5.782,64	

e. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 15 Neraca massa menara distilasi 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Input Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
Etilen (C ₂ H ₄)	36,20	36,20	0,00
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	2.741,77	2.741,77	0,00
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	824,29	823,47	0,82
Air (H ₂ O)	1.230,10	0,12	1.229,98
Total	4.832,36	3.601,56	1.230,80
	4.832,36	4.832,36	

f. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3. 16 Neraca massa menara distilasi 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Input Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 10	Arus 11
Etilen (C ₂ H ₄)	36,20	36,20	0,00
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	2.741,77	2.741,49	0,27
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	823,47	0,08	823,38
Air (H ₂ O)	0,12	0,00	0,12

Tabel 3. 16 Neraca massa menara distilasi 2 (lanjutan)

Total	3.601,56	2.777,78	823,78
	3.601,56	3.601,56	

g. Neraca Massa Total

Tabel 3. 17 Neraca massa total

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 6	Arus 9	Arus 10
Etilen (C ₂ H ₄)	0,000	369,239	0,000	36,201
Dietil Eter (C ₄ H ₁₀ O)	0,000	522,460	0,000	2741,494
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	4.760,503	35,627	0,824	0,082
Air (H ₂ O)	198,354	22,949	1.229,980	0,000
Total	4.958,857	950,275	1.230,805	2.777,777
	4.958,857	4.958,857		

3.5 Neraca Panas

a. Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel 3. 18 Neraca panas vaporizer

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₄ H ₁₀ O	3,4806	128,2992

Tabel 3. 18 Neraca panas *vaporizer* (lanjutan)

C ₂ H ₅ OH	79.994,3340	5.478.464,2465
H ₂ O	6.298,4689	491.844,1419
Q _{steam}	6.078.028,6907	
Total	6.164.324,9742	6.164.324,9742

b. Neraca Panas Separator (S-01)

Tabel 3. 19 Neraca panas separator 1

Komponen	Q_{input} (Kj/jam)	Q_{output} (Kj/jam)
C ₄ H ₁₀ O	2,3938	7,8010
C ₂ H ₅ OH	169.850,1986	180.654,0845
H ₂ O	23.744,0925	12.934,7995
Total	193.596,685	193.596,685

c. Neraca Panas Separator (S-02)

Tabel 3. 20 Neraca panas separator 2

Komponen	Q_{input} (Kj/jam)	Q_{output} (Kj/jam)
C ₂ H ₄	7645,9251	29.607,1739

Tabel 3. 20 Neraca panas separator 2 (lanjutan)

C ₄ H ₁₀ O	286870,8320	1.451.410,15
C ₂ H ₅ OH	83233,6436	76.913,7480
H ₂ O	217245,4286	197.647,8537
Total	594.995,83	594.995,83

d. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 21 Neraca panas reaktor

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₄		174.041,34
C ₄ H ₁₀ O	121,80	1.451.410,15
C ₂ H ₅ OH	2.237.586,40	344.588,31
H ₂ O	85.518,73	539.907,36
QReaksi	1.457.441,08	
Qpendingin		1.270.720,86
Total	3.780.668,01	3.780.668,01

e. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 22 Neraca panas MD-01

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
ΔH umpan	1.282.224,0389	
ΔH distilat		803.041,1469
ΔH condensor		3048705,8296
ΔH bottom		1.339.697,0103
ΔH reboiler	3.909.219,9479	
Total	5.191.443,9868	5.191.443,9868

f. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3. 23 Neraca panas MD-02

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
ΔH umpan	804.388,8975	
ΔH distilat		601.141,7296
ΔH condensor		1.969.044,7662
ΔH bottom		1.227.543,0863
ΔH reboiler	2.993.340,6845	

Tabel 3. 23 Neraca panas MD-02 (lanjutan)

Total	3.797.729,5820	3.797.729,5820
--------------	-----------------------	-----------------------

g. Neraca Panas *Condensor Parsial* (CD-01)Tabel 3. 24 Neraca panas *condensor parsial*

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₄	235.978,5454	130.358,1006
C ₄ H ₁₀ O	1.965.654,5997	517.048,9593
C ₂ H ₅ OH	467.306,2643	117.207,9180
H ₂ O	701.489,8343	272.119,8906
Qpendingin		2.333.694,3751
Total	3.370.429,2437	3.370.429,2437

h. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel 3. 25 Neraca panas HE-01

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₄ H ₁₀ O	25,9356	121,6396
C ₂ H ₅ OH	475.677,7373	2.234.094,4387

Tabel 3. 25 Neraca panas HE-01 (lanjutan)

H ₂ O	20.814,0844	8.5391,6421
Q _{steam}	1.823.089,9632	
Total	2.319.607,7204	2.319.607,7204

i. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-02)

Tabel 3. 26 Neraca panas HE-02

Komponen	Q_{input} (Kj/jam)	Q_{output} (Kj/jam)
C ₂ H ₄	7.603,0456	19.145,6695
C ₄ H ₁₀ O	610.215,4174	629.649,0135
C ₂ H ₅ OH	82.757,0162	179.309,5071
H ₂ O	215.993,0738	453.071,0203
Q _{steam}	364.606,6574	
Total	1.281.175,2104	1.281.175,2104

j. Neraca Panas *Cooler* 1 (CL-01)Tabel 3. 27 Neraca panas *cooler* 1

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₄	25.235,8457	3.492,8797
C ₄ H ₁₀ O	36.663,5326	5.040,9298
C ₂ H ₅ OH	2.249,9478	309,6279
H ₂ O	1.807,4717	257,4465
Qpendingin		56.855,9140
Total	65.956,7979	65.956,7979

k. Neraca Panas *Cooler* 2 (CL-02)Tabel 3. 28 Neraca panas *cooler* 2

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₅ OH	284,5771	11,5677
H ₂ O	695.444,0129	30.955,6695
Qpendingin		664.761,3529
Total	65.956,7979	65.956,7979

l. Neraca Panas *Cooler* 3 (CL-03)

Tabel 3. 29 Neraca panas *cooler* 3

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₄	17.402,7965	952,9184
C ₄ H ₁₀ O	582.308,9875	39.392,9962
C ₂ H ₅ OH	16,6119	1,1556
Qpendingin		559.381,3257
Total	599.728,3959	599.728,3959

m. Neraca Panas *Cooler* 4 (CL-04)

Tabel 3. 30 Neraca panas *cooler* 4

Komponen	Qinput (Kj/jam)	Qoutput (Kj/jam)
C ₂ H ₅ OH	87,8983	3,9397
H ₂ O	246.504,7567	11.554,9609
	61,0227	3,0959
Qpendingin		235.091,6812
Total	246.653,6777	246.653,6777

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan tempat dimana pabrik akan didirikan yang berpengaruh penting terhadap sistem produksi yang akan berjalan. Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik harus direncanakan dengan pertimbangan yang baik dan tepat karena dapat mempengaruhi keberlangsungan pabrik secara operasional maupun ekonomi baik masa kini maupun masa yang akan datang. Oleh karena itu, pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum dengan tetap mempertimbangkan faktor sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Sebelum mendirikan pabrik perlu menyusun peralatan dan fasilitas yang bertujuan sebagai syarat penentuan biaya perancangan. Dalam penentuan lokasi pabrik, perlu diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi dari barang yang dihasilkan, sehingga biaya-biaya ini dapat ditekan serendah mungkin. Selain itu, ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik juga harus tetap diperhatikan karena lokasi yang sudah dipilih dapat menghasilkan keuntungan jangka panjang sehingga memungkinkan melakukan perluasan pabrik di masa yang akan datang.

Tujuan penentuan lokasi pabrik dengan baik dan tepat yaitu untuk dapat membuat operasi perusahaan berjalan dengan lancar, efektif dan efisien. Dengan adanya penentuan lokasi pabrik yang baik dan tepat akan menentukan beberapa hal, yaitu

baku sehingga tidak terjadi keterlambatan penyediaan bahan baku serta dapat menghemat waktu dan biaya. Bahan baku yang digunakan diantaranya adalah etanol. Pendirian pabrik di Kabupaten Probolinggo tersebut merupakan lokasi yang tepat karena terletak dekat dengan bahan baku yang digunakan berasal dari PT. Molindo Raya Industrial yang terletak di Jl. Sumberwaras No. 255, Lawang, Karang Sono, Kalirejo, Malang, Jawa Timur.

b. Transportasi

Pengangkutan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan di dalam perencanaan lokasi suatu pabrik karena sebelum bahan baku atau bahan-bahan pembantu lainnya masuk kedalam pabrik, diperlukan pengangkutan dan pemindahan sehingga membutuhkan biaya dan waktu. Jika daerah pabrik yang dipilih ternyata tidak memiliki fasilitas transportasi, maka perusahaan akan mengalami kesulitan-kesulitan di dalam pengangkutan, baik untuk bahan baku maupun produk yang menyebabkan biaya transportasi akan menjadi lebih mahal. Transportasi pengangkutan bahan baku dan bahan pembantu cukup mudah dilakukan, dikarenakan lokasi pabrik ini dipinggir jalan raya, sehingga mudah dijangkau oleh kendaraan darat untuk pengangkutan bahan baku dan kelancaran pemasaran produksi, serta mendukung karyawan dalam masalah transportasi dan kelancaran pemasaran produksi. Selain itu, lokasi yang dipilih ini cukup dengan pelabuhan, hal ini dapat mendukung proses pemasaran barang ke pasar domestik maupun internasional.

c. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang akan digunakan untuk aktifitas produksi dapat terpenuhi dari masyarakat daerah lokasi pabrik dan daerah lain. Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi sesuai kualifikasinya dapat dipenuhi tidak hanya dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat sehingga mampu mengurangi tingkat pengangguran dari penduduk sekitar. Pabrik ini terletak di daerah Kabupaten Probolinggo dimana banyak berdirinya pabrik sehingga dapat diperoleh para tenaga kerja yang ahli dan kompeten karena menjadi daya tarik bagi pelamar kerja.

d. Letak dari Pasar

Jangkauan pemasaran berkaitan dengan biaya distribusi dan biaya lain, dimana biaya akan semakin besar jika lokasi produksi dengan konsumen jika jaraknya jauh. Sedangkan pabrik yang letaknya dekat dengan pasar dapat lebih cepat melayani konsumen dan hasil produk dapat cepat sampai di pasar, sehingga biayanya juga lebih rendah terutama biaya pengangkutan. Selain itu, jika lokasi pabrik dekat dengan pasar adanya informasi perilaku konsumen lebih cepat diperoleh. Pemilihan lokasi pabrik di Kabupaten Probolinggo ini tepat karena kebutuhan Dietil Eter di Indonesia cukup banyak tetapi pabriknya belum ada yang berdiri di Indonesia terkhusus diantara pabrik-pabrik di daerah Jawa Timur. Disamping itu letak pabrik tidak terlalu jauh dari pelabuhan sehingga mempermudah pendistribusian untuk ekspor.

e. Utilitas

Persediaan air pada lokasi pabrik merupakan faktor yang harus dipertimbangkan juga karena kebutuhan air sangat penting untuk keperluan proses produksinya dan lainnya. Dengan demikian, air selalu dibutuhkan oleh setiap pabrik hanya saja jumlah kebutuhannya akan berbeda-beda. Jika suatu pabrik membutuhkan air dengan jumlah yang banyak, maka pabrik harus didirikan di lokasi yang dekat dengan sumber air. Pada lokasi pabrik yang dipilih ini, air diperoleh dari sungai yang mengalir di sekitar pabrik dan diperoleh juga dari waduk sekitar lokasi pabrik yang digunakan untuk kebutuhan proses dan kebutuhan utilitas.

Selain air, ketersediaan listrik sebagai penunjang proses produksi juga perlu diperhatikan. Biasanya listrik akan diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin pabrik serta untuk penerangan pabrik secara keseluruhan. Pabrik yang membutuhkan tenaga listrik besar akan memilih lokasinya di daerah yang dekat dengan sumber listrik, karena di daerah ini biaya tenaga listrik tidak begitu besar. Daerah Kabupaten Probolinggo merupakan kawasan industri sehingga tenaga listrik dapat diperoleh dari PLN dan generator cadangan. Disamping itu, penyediaan bahan bakar juga dapat terpenuhi dari Pertamina terdekat.

f. Harga Tanah dan Gedung

Harga tanah dan gedung terkadang dapat mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik karena sering dikaitkan dengan rencana untuk jangka panjang. Jika harga tanah dan gedung murah kemungkinan dapat dilakukan perluasan pabrik, sedangkan jika harga tanah dan gedung mahal mungkin hanya dapat diperoleh

perluasan yang terbatas. Pada lokasi pabrik yang dipilih ini tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan harga masih cukup terjangkau.

g. Kemungkinan Perluasan

Lokasi pabrik merupakan persoalan jangka panjang karena pendirian pabrik umumnya disertai dengan harapan pabrik tersebut berkembang semakin besar kedepannya. Sehingga perlu diperhatikan pula apakah dapat dilakukan perluasan pada lokasi tersebut untuk masa yang akan datang. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan produk dan adanya peningkatan kapasitas pabrik. Lokasi yang dipilih di Kabupaten Probolinggo berada di memiliki banyak lahan kosong, sehingga memenuhi kriteria ini.

h. Iklim dan Alam di Daerah Lokasi

Kondisi alam yang erat dengan iklim lokasi pabrik perlu ditinjau karena, berpengaruh kondisi operasi misalnya pada suhu, kelembaban udara dan cuaca yang akan sangat menentukan aktifitas produksi dan perilaku masyarakatnya.

Bahkan untuk jenis produk tertentu kualitasnya bisa dipengaruhi oleh iklim setempat dan menjadi tidak berkualitas lagi jika berada di iklim yang berbeda. Sama halnya dengan daerah-daerah lain di Indonesia, iklim di sekitar lokasi pabrik relatif stabil dengan demikian terjadi perbedaan suhu yang relatif kecil.

i. Lingkungan Sosial Masyarakat

Masyarakat sekitar lokasi pabrik juga berperang penting terhadap pemilihan lokasi pabrik, sehingga perlu mempertimbangkan sikap dan tanggapan dari masyarakat agar tetap menjaga keselamatan dan keamanan masyarakat sekitar pabrik. Kabupaten Probolinggo sudah banyak pabrik yang didirikan, sehingga sikap masyarakat bisa menerima dan mendukung keberadaan pabrik. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik (*plant layout*) merupakan salah satu hal penting yang perlu diperhatikan karena berkaitan dengan berjalannya kelancaran proses produksi dan keselamatan pekerjaan. Tata letak pabrik merupakan perencanaan dan pengintegrasian aliran dari tiap suatu pabrik, sehingga tercipta hubungan antar operator yang efisien dan efektif. Tujuan umum perencanaan tata letak pabrik adalah untuk memberikan kombinasi yang tepat dan optimal terhadap fasilitas produksi dan fasilitas perkantoran dalam pabrik tersebut. Sehingga tata letak pabrik harus dirancang untuk mendukung efisiensi proses produksi pabrik dan berjalan secara optimal. Selain itu, keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dalam bekerja turut dipertimbangkan. Penataan letak pabrik dilakukan dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut (Peters, 1991):

- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik dan bahan baku.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses atau mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- h. Masalah pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Berdasarkan pertimbangan faktor dalam penataan letak pabrik, diharapkan dapat memberikan beberapa keuntungan diantaranya (Peters, 2004):

1. Mempermudah material *handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perawatan.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.
4. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses menjadi lebih baik

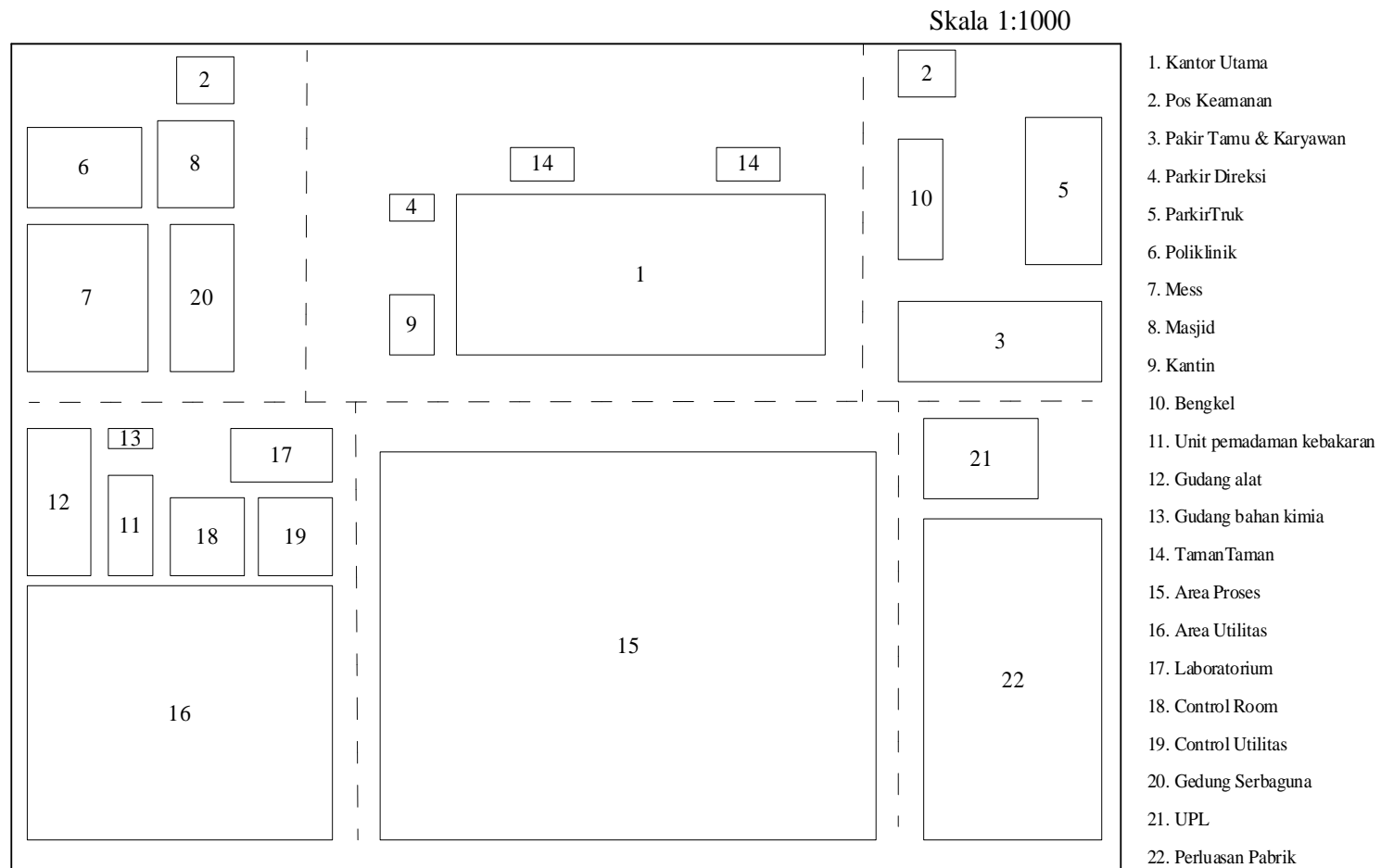
Berdasarkan faktor-faktor yang ada di atas secara garis besar *lay out* pabrik di teliti dibagi menjadi beberapa bagian utama, adapun perinciannya dapat dilihat pada table di bawah ini:

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

NO	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Kantor Utama	58	24	1392
2	Pos Keamanan 1	7	9	63
	Pos Keamanan 2	7	9	63
3	Parkir Tamu & Karyawan	12	32	384
4	Parkir Direksi	4	7	28
5	Parkir Truk	22	12	264
6	Poliklinik	12	18	216
7	Mess	22	19	418
8	Masjid	13	12	156
9	Kantin	9	7	63
10	Bengkel	18	7	126
11	Unit pemadaman kebakaran	15	7	105
12	Gudang alat	22	10	220
13	Gudang bahan kimia	7	3	21
14	Taman	10	5	50
	Taman	10	5	50
15	Area Proses	58	78	4524
16	Area Utilitas	38	48	1824

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik (lanjutan)

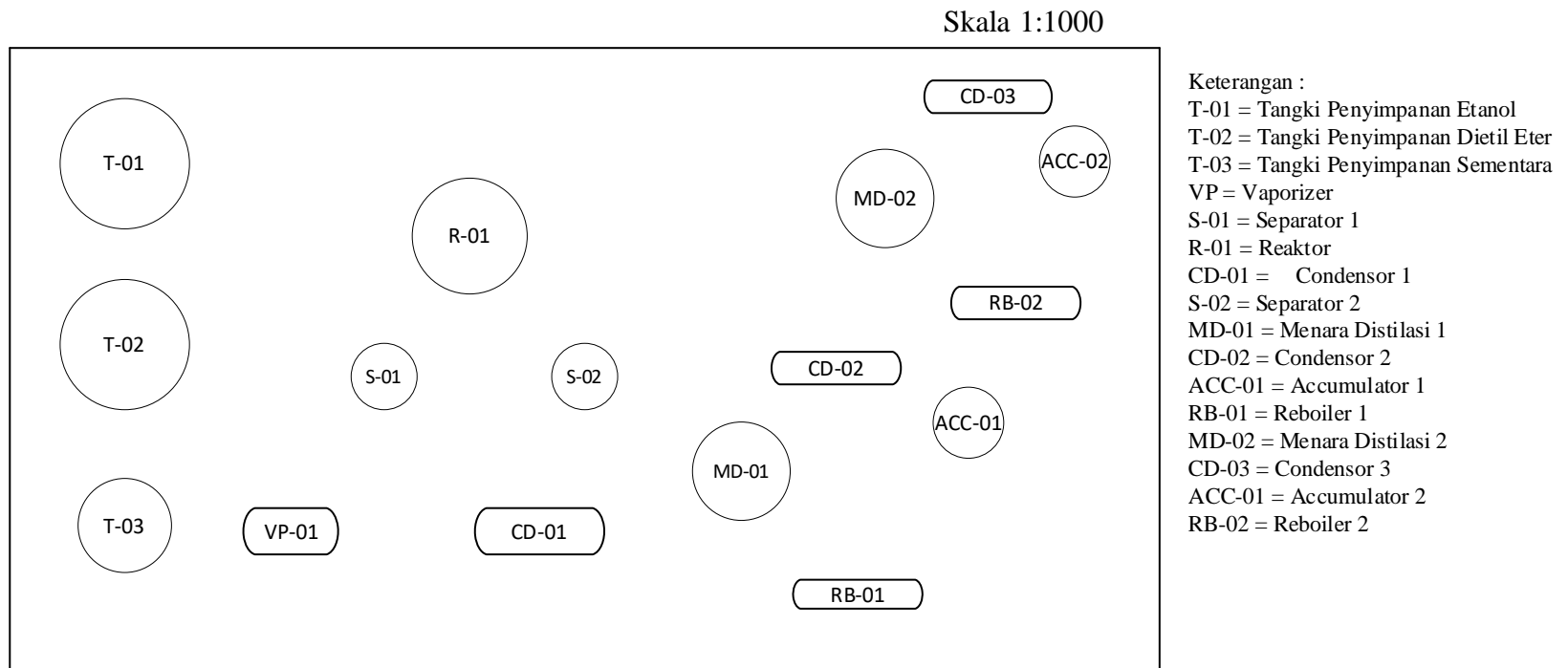
17	Laboratorium	8	16	128
18	Control Room	18	18	324
19	Control Utilitas	18	18	324
20	Gedung Serbaguna	22	10	220
21	UPL	18	12	216
22	Perluasan Pabrik	48	28	1344
23	Jalan			1523
Luas Bangunan		10.403		
Luas Tanah		14.307		



Gambar 4. 2 *Layout* Tata Letak Pabrik

4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan machines layout peralatan proses pada pabrik dietil eter untuk mendapatkan keuntungan dari segi efisiensi biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi (Vilbrant, 1959), yaitu:



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

Alur proses yang dirancang dengan tata letak peralatan proses yang tepat akan menghasilkan keuntungan yang besar pada aspek ekonomi dan dapat menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi.

4.3.1 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses yang berfungsi sebagai pertukaran udara di pabrik penting untuk diperhatikan kelancaran sirkulasinya. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi terjadinya penumpukan udara yang mengandung bahan kimia berbahaya pada suatu titik tempat yang dapat mengancam keselamatan para pekerja. Tidak hanya itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

4.3.2 Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan pada pabrik merupakan hal penting yang harus diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk mencegah dan mengurangi resiko terjadinya kecelakaan di pabrik akibat pencahayaan yang tidak memadai. Pada area proses pencahayaan harus memadai untuk proses produksi yang berjalan selama 24 jam per hari, terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko perlu diberi penerang tambahan.

4.3.3 Lalu Lintas Manusia dan Kendara

Saat merancang (*layout*) peralatan, keselamatan juga harus dipertimbangkan agar sehingga ppekerja memiliki akses yang cepat dan

mudah menuju ke seluruh peralatan proses dan gangguan peralatan proses yang terjadi dapat diperbaiki dengan cepat dengan tetap memprioritaskan keamanan pekerja selama melakukan tugasnya.

4.3.4 Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang optimum diharapkan dapat meminimalisir pengeluaran biaya operasi dan dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengutamakan aspek keamanan dan keselamatan pekerja.

Dalam perancangan layout pabrik, selain lalu lintas manusia dan kendaraan yang perlu diperhatikan adalah jarak antar alat proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari kecelakaan kerja ataupun bahaya lain dalam pabrik seperti ledakan, kebakaran, dan lainnya. Jarak antar alat proses harus diperhitungkan dalam perancangan tata letak proses, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat-alat yang lain.

4.3.5 Jarak Antar Alat Proses

Saat merancang tata letak pabrik, hal yang perlu dipertimbangkan tidak hanya pergerakan orang dan kendaraan, namun juga jarak antar peralatan proses penting untuk diperhatikan. Hal ini terutama untuk alat-

alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi yang tinggi. Alat-alat ini sebaiknya ditempatkan pada lokasi khusus yang terpisah dari alat proses lainnya yang bertujuan untuk mencegah kecelakaan industri dan bahaya lain di pabrik seperti ledakan dan kebakaran.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Berdasarkan bentuk hukumnya, bentuk perusahaan dibedakan menjadi empat bagian, yaitu:

- a. Perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh atas keberhasilan perusahaan.
- b. Kemitraan Tetap, modal dapat diperoleh dari dua orang atau lebih, tanggung jawab persekutuan didasarkan pada suatu akad, dan pembuatannya berdasarkan akta notaris.
- c. Kemitraan *Commandery (Commanditaire Venootshaps)*, biasa disebut CV, terdiri dari dua anggota atau lebih, masing-masing bertindak sebagai mitra aktif (orang yang hanya menjalankan perusahaan) dan mitra pasif (orang yang hanya memasukkan modal).
- d. Perseroan Terbatas (PT), modal hasil penjualan saham untuk mendirikan suatu perusahaan, tanggung jawab atas modal yang dimiliki dipegang oleh pemegang saham.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka jenis badan hukum usaha yang direncanakan dalam rancangan pabrik dietil eter adalah perseroan terbatas (PT). Menurut UU Nomor 40 Tahun 2007 perseroan terbatas (PT) merupakan suatu bentuk badan hukum berdasarkan perjanjian yang modalnya berasal dari penjualan saham atau disebut dengan persekutuan modal. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh suatu perusahaan atau PT tersebut dimana yang memiliki saham berarti mereka yang memberikan modal kepada perusahaan, artinya pula mereka juga adalah pemilik perusahaan tersebut. Dalam perseroan terbatas, hanya pemegang saham yang bertanggung jawab membayar seluruh jumlah yang ditentukan untuk setiap saham.

Pemilihan bentuk perusahaan didasarkan dengan mempertimbangkan faktor-faktor (Widjaja, 2003), yaitu:

1. Mudah untuk mendapat modal dengan menjual saham di pasar modal.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi sepenuhnya menjadi tanggung jawab manajemen dan karyawan perusahaan.
3. Kepemilikan dan kepengurusan bersifat terpisah, dengan pemilik perseroan sebagai pemegang saham dan pengurus perseroan sebagai direksi yang diawasi oleh dewan komisaris.

4. Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan.
5. Pemegang saham dapat memilih orang-orang yang memenuhi syarat sebagai dewan komisaris dan direktur yang berpengalaman.
6. Perseroan terbatas dapat menambah modal dari masyarakat dan PT dapat menggunakan modal tersebut untuk mengembangkan usahanya.
7. Sebagai suatu usaha yang mempunyai harta kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

4.4.2 Struktur Organisasi

Kesuksesan berjalannya suatu proses pabrik, atau dalam hal ini perusahaan, memerlukan manajemen atau organisasi yang terbagi tugas dan wewenang secara tepat. Struktur organisasi suatu perusahaan berbeda-beda tergantung dari jenis dan kebutuhan masing-masing perusahaan. Ada berbagai jenis struktur organisasi, diantaranya:

1. Struktur Organisasi Line

Dalam struktur organisasi ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu, produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial.

2. Struktur Organisasi Fungsional

Staff fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Jika dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, maka seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran *line* sesuai kegiatan fungsional.

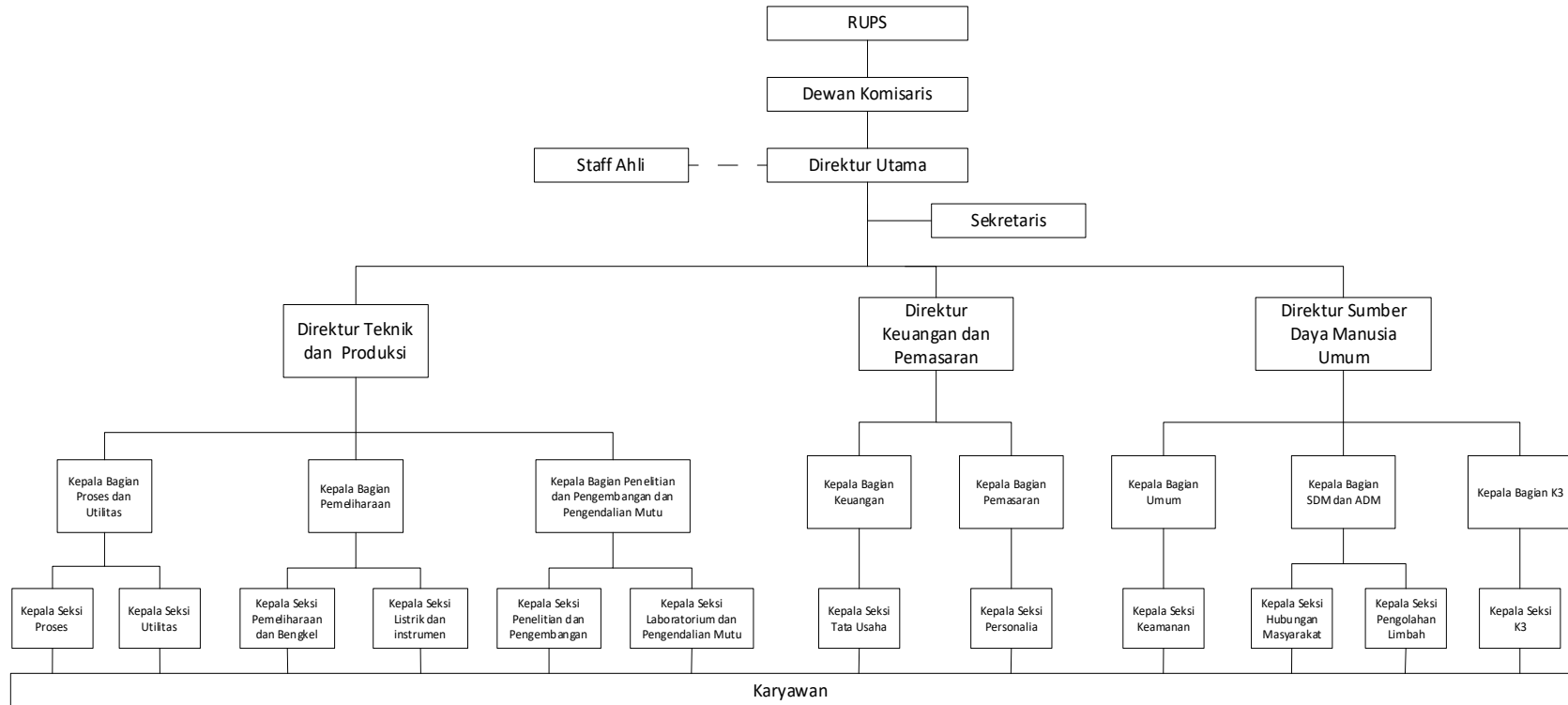
3. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staff merupakan individu maupun kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya adalah memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Pada umumnya, staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu agar tercapainya tujuan organisasi yang lebih efektif.

Berdasarkan struktur dan kebijakan organisasi yang berbeda, diperoleh struktur organisasi yang baik adalah sistem line and staff. Dalam sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Ada dua kelompok yang mempunyai pengaruh terhadap sistem line and staff ini, yaitu:

1. Sebagai garis (*line*) adalah orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* adalah orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pelaksanaan tugas sehari-hari pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas pengurusan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang di bantu oleh Direktur Teknik dan Produksi, dan tanggung jawab pendukungnya adalah Direktur Keuangan dan Umum. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan mengawasi para karyawan perusahaan. Bagian dan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

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

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

b. Dewan Komisaris

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

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi:

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran mempunyai tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

3. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum mempunyai tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, humas, keamanan, keselamatan kerja, dan personalia. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, yaitu Bagian K3

(Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan), Bagian Umum dan Keamanan, dan Bagian Administrasi, dan Sumber Daya Manusia.

4. Staff Ahli

Staff ahli memiliki tugas memberi masukan berupa saran, nasihat, dan pandangannya terhadap segala aspek operasional yang terlibat dalam perusahaan.

5. Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani masalah surat menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lain untuk membantu dalam menangani administrasi perusahaan.

d. Kepala Bagian

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

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu
Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
4. Kepala Bagian Keuangan
Kepala Bagian Administrasi Keuangan bertugas untuk menghitung dan mencatat keluar masuknya dana perusahaan. Kepala Bagian Administrasi Keuangan membawahi seksi keuangan, Pelaporan Keuangan & manajemen dan seksi akuntansi biaya.
5. Kepala Bagian Pemasaran
Kepala Bagian Pemasaran bertugas mengatur dan mengawasi semua pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Kepala Bagian Pemasaran membawahi seksi pembelian dan seksi pemasaran.
6. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.
7. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia
Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia bertugas untuk menjaga kualitas sumber daya manusia (SDM) yang berada pada perusahaan dengan melakukan pelatihan kerja, sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap pegawai.

e. Kepala Seksi

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

1. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

7. Kepala Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

8. Kepala Seksi Personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

9. Kepala Seksi Humas

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

10. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

11. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

12. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.4.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Dietil Eter dari etanol ini direncanakan akan beroperasi selama 330 per tahun dan dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *turn around*.

Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu:

a. Karyawan *non shift*

Waktu bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* merupakan karyawan yang tidak menangani langsung operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin- Kamis	: 07.00 - 16.00
	(Istirahat 12.00 – 13.00)
Jum'at	: 07:00 – 16:00
	(Istirahat 12.30 – 13.00)

b. Karyawan *shift*

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

<i>Shift</i> pagi (I)	: 07.00 - 15.00 WIB
<i>Shift</i> siang (II)	: 15.00 - 24.00 WIB
<i>Shift</i> malam (III)	: 23.00 - 08.00 WIB

Jadwal kerja karyawan *shift* terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok (A, B, C, D) dimana dalam setiap hari hanya terdapat 3 kelompok yang bekerja. Setiap kelompok kerja dalam setiap minggu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan dua hari libur. Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift:

Karyawan *shift* dilakukan dalam 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang masuk dan ada satu kelompok yang libur. Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang sudah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Jadwal kerja karyawan *shift*

Hari / Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
B	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Tabel 4. 2 Jadwal kerja karyawan *shift* (lanjutan)

Hari / Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Keterangan:

P = *Shift* Pagi (I)

S = *Shift* Sore (II)

M = *Shift* Malam (III)

L = Libur

4.4.5 Sistem Gaji dan Jumlah Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan mengacu UUD pasal 14 ayat (1, 2) PP nomor 78 Tahun 2015 dan peraturan menteri No 1 Tahun 2017 tentang struktur dan skala upah setiap golongan jabatan.

b. Gaji Harian

Diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian sesuai peraturan dirjen pajak nomor 31/PJ/2009.

c. Gaji Lembur

Diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok sesuai pasal 10 kep.234/Men/2003 dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar sebesar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam.

Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan:

Tabel 4. 3 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
1	Dewan Komisaris	1	Rp40.000.000,00	Rp40.000.000	Rp480.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000	Rp360.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp25.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000	Rp180.000.000
5	Sekretaris	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000	Rp180.000.000
6	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp25.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000
7	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp25.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000
8	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
9	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
10	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
11	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
12	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000

Tabel 4. 3 Gaji karyawan (lanjutan)

13	Ka. Bag. Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
14	Ka. Bag. Administrasi dan Sumber Daya Manusia	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
15	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp13.000.000,00	Rp13.000.000	Rp156.000.000
16	Ka. Sek. Proses	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
17	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
18	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
19	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
20	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
21	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
22	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
23	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
24	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
25	Ka. Sek. Personalialia	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000

Tabel 4. 3 Gaji karyawan (lanjutan)

26	Ka. Sek. Hubungan Masyarakat	1	Rp9.000.000,00	Rp9.000.000	Rp108.000.000
27	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp8.000.000,00	Rp8.000.000	Rp96.000.000
28	Karyawan Proses	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
29	Karyawan Utilitas	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
31	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
32	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	8	Rp7.000.000,00	Rp56.000.000	Rp672.000.000
33	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	8	Rp7.000.000,00	Rp56.000.000	Rp672.000.000
34	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
35	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	4	Rp7.000.000,00	Rp28.000.000	Rp336.000.000
36	Karyawan Tata Usaha	5	Rp5.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000
37	Karyawan Personalia	5	Rp5.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000
38	Karyawan Hubungan Masyarakat	5	Rp5.000.000,00	Rp25.000.000	Rp300.000.000

Tabel 4. 3 Gaji karyawan (lanjutan)

39	Karyawan Keamanan	8	Rp5.000.000,00	Rp40.000.000	Rp480.000.000
40	Operator	51	Rp5.000.000,00	Rp255.000.000	Rp3.060.000.000
41	Dokter	2	Rp10.000.000,00	Rp20.000.000	Rp240.000.000
42	Perawat	4	Rp4.000.000,00	Rp16.000.000	Rp192.000.000
43	Sopir	6	Rp3.000.000,00	Rp18.000.000	Rp216.000.000
44	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp3.000.000,00	Rp30.000.000	Rp360.000.000
45	Satpam	6	Rp3.000.000,00	Rp18.000.000	Rp216.000.000
Total		169	Rp490.000.000,00	Rp1.138.000.000,00	Rp13.656.000.000,00

4.4.6 Kesejahteraan Pegawai

Dalam menjalankan pabrik, perusahaan memberikan hak dan fasilitas untuk menunjang kesejahteraan karyawan. Adapun hak dan fasilitas yang diberikan perusahaan sebagai berikut:

a. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

1. Cuti tahunan

Diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.

2. Cuti sakit

Diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

3. Cuti Hamil

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

b. Hari Libur Nasional

Pada hari libur nasional, karyawan *non-shift* akan libur, namun karyawan shift yang memiliki jadwal kerja pada hari tersebut tidak libur namun jam kerjanya akan dihitung sebagai jam kerja lembur (*overtime*).

c. Kerja Lembur

Kerja lembur dilaksanakan atas persetujuan kepala bagian apabila ada pekerjaan yang mendesak dan harus segera diselesaikan.

d. Pakaian Kerja

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

e. Jaminan Ketenagakerjaan

Setiap karyawan akan memiliki asuransi yang diatur oleh perusahaan, sesuai dengan undang-undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional Pasal 18. Jenis program jaminan sosial meliputi:

1. Jaminan Kesehatan
2. Jaminan Kecelakaan Kerja

Asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan yang bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK).

3. Jaminan Hari Tua

Karyawan yang telah berumur 60 tahun akan memasuki usia pensiun dan akan diberikan uang pensiun sebesar 10% dari gaji total selama karyawan tersebut bekerja.

f. Penyediaan Fasilitas Bagi Karyawan

- a. Penyediaan sarana transportasi/bus karyawan.
- b. Penyediaan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.
- c. Penyediaan fasilitas tempat ibadah yang dilengkapi dengan sarana air dan listrik.
- d. Penyediaan fasilitas koperasi karyawan.
- e. Penyediaan fasilitas kantin.
- f. Memberikan tanda penghargaan dalam bentuk tanda mata kepada pekerja yang mencapai masa kerja 10 tahun berturut-turut.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung sebuah pabrik yang tujuannya adalah untuk mendukung pelaksanaan proses dan operasi pabrik serta memastikan bahwa semuanya berfungsi sesuai keinginan. Keberadaan utilitas sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik karena salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Unit utilitas dipengaruhi oleh beberapa faktor-faktor lain diantaranya adalah karakteristik proses produksi, kompleksitas proses produksi, proses-proses penunjang yang ada di dalam pabrik dan jenis produk yang dihasilkan.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik Dietil Eter ini terdiri dari:

- a. Unit Penyedia dan Pengolahan Air
- b. Unit Penyedia *Dowtherm*
- c. Unit Pembangkit *Steam*
- d. Unit Pembangkit Listrik
- e. Unit Penyedia Udara Tekan
- f. Unit Penyediaan Bahan Bakar
- g. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Unit penyediaan air adalah salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk keperluan industri dan rumah tangga. Unit ini berdampak besar pada kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Umumnya air dapat diambil dari air sumur, air sungai, air danau dan air laut untuk memenuhi kebutuhan air di dalam pabrik. Prarancangan pabrik dietil eter ini, air sungai digunakan sebagai sumber air baku untuk memenuhi kebutuhan air pada operasional. Air sungai dipilih sebagai sumber untuk mendapatkan air dilakukan dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
- c. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik Dietil Eter ini yaitu:

a. Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu. Air pendingin ini digunakan sebagai fluida pendingin pada cooler. Penggunaan air sebagai fluida pendingin didasarkan dengan faktor-faktor berikut:

1. Air merupakan bahan yang mudah didapatkan dalam jumlah yang besar dengan biaya yang murah.
2. Air mudah dikendalikan dan dikerjakan.
3. Dapat menyerap panas per satuan *volume* yang tinggi.
4. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
5. Tidak terdekomposisi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin:

1. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.
2. Besi yang dapat menimbulkan korosi.
3. Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

b. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler digunakan untuk media pemanas dengan excess 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang dikarenakan kebocoran transmisi 10% serta merupakan faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler yang diperoleh dari perhitungan sebesar 5.006,361 kg/jam.

Apabila air boiler tidak memenuhi persyaratan dapat mengakibatkan kerusakan pada alat sehingga air yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

1. Tidak berbuih (berbusa)

Adanya busa disebabkan oleh *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Adanya busa menyebabkan kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler* dan juga dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Permasalahan tersebut harus diatasi dengan melakukan pengontrolan hal-hal terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan *boiler*.

2. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Jika pada dinding boiler terbentuk kerak didinding dapat menyebabkan isolasi terhadap panas akan menyebabkan proses perpindahan panas yang terhambat dan dapat menimbulkan kebocoran apabila kerak yang terbentuk pecah.

3. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Terjadinya korosi pada pipa dapat disebabkan oleh pH rendah, minyak, lemak, bikarbonat dan bahan organik serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Hilangnya lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja dapat terjadi karena adanya reaksi elektrokimia antara besi dan air.

c. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi seperti mandi, mencuci, dan keperluan kebersihan lainnya di berbagai

tempat seperti perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas sebagai berikut:

1. Syarat fisik, meliputi:

Suhu : dibawah suhu udara

Warna : jernih

Rasa : tidak berasa

Bau : tidak berbau

2. Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung bahan beracun dan zat organik maupun anorganik yang terlarut di dalam air.

3. Mikrobiologis

Tidak mengandung kuman dan bakteri terutama bakteri patogen.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai harus dilakukan beberapa pengolahan terlebih dahulu karena tidak dapat digunakan secara langsung sebagaimana mestinya.

Berikut ini beberapa tahapan yang harus dilakukan pada pengelolaan air:

a. Penghisapan

Pengambilan air dari sungai dilakukan dengan cara pemompaan yang akan dialirkan ke penyaringan (*screening*).

b. Penyaringan (*Screening*)

Pada *screening*, partikel-partikel padat yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

c. Penggumpalan (Koagulasi)

Pada proses koagulasi diperlukan bahan koagulan yang ditambahkan ke dalam air. Umumnya koagulan yang digunakan adalah Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) atau tawas. Koagulan tersebut merupakan garam yang terbuat dari perpaduan basa lemah dan asam kuat, sehingga air akan mudah terhidrolisa. Selain penambahan koagulan tawas penambahan kapur juga dilakukan pada air. Hal ini bertujuan untuk memaksimalkan proses flokulasi. Kapur dapat berfungsi sebagai komponen yang memberikan sifat alkalis ke dalam air sehingga bisa menghilangkan kesadahan karbonat di dalam air. Karena sifatnya yang basa, dapat mempermudah terjadinya penggumpalan.

d. Pengendapan

Air sungai setelah melalui proses koagulasi kemudian dialirkan menuju bak pengendap awal yang bertujuan untuk mengendapkan flok atau gumpalan zat padat berukuran besar yang terbentuk. Flok yang terbentuk kemudian dapat dibuang (*blow down*). Selanjutnya air akan dialirkan untuk difiltrasi.

e. Penyaringan Pasir (*Sand Filter*)

Setelah melewati proses pengendapan, air harus melewati tahap penyaringan lagi karena air dari pengendapan masih mengandung komponen padatan tersuspensi. Sehingga air harus difiltrasi menggunakan alat *sand filter*. *Sand filter* merupakan sebuah sistem pengolahan air yang bekerja menggunakan lapisan pasir sebagai media penyaringan untuk menghilangkan partikel kekeruhan dan padatan terlarut dari air. Selain itu, alat sand filter ini juga berfungsi untuk menghilangkan kandungan mineral-mineral yang masih terkandung di dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} dan lain-lain dengan menggunakan resin. Prinsip kerjanya didasarkan pada mekanisme filtrasi fisik di mana air dialirkan melalui lapisan pasir, dan partikel-partikel kekeruhan tertahan di antara butiran-butiran pasir tersebut. Hasil dari proses ini berupa air yang bebas dari kandungan komponen mineral. Setelah jangka waktu tertentu sand filter sudah dianggap kotor karena akumulasi kotoran, maka sand filter perlu dilakukan pembersihan dengan dicuci (*backwash*).

f. Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih untuk didistribusikan sebagai *service water*, air domestik, *make up cooling tower*, dan bahan baku *demin plant*.

g. Demineralisasi

Air bersih dari bak penampungan kemudian dipompa menuju proses demineralisasi. Tujuan dari proses ini adalah mempersiapkan air murni dan bebas dari mineral yang terlarut di dalamnya untuk digunakan sebagai umpan boiler, sehingga perlu dilakukan proses demineralisasi. Proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada air keluaran proses filtrasi. Proses demineralisasi dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (anion exchanger) dan kation (kation exchanger).

1. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

Reaksi penukar kation :



Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation perlu diregenerasi kembali.

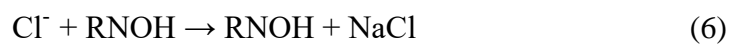
Reaksi regenerasi :



2. *Anion Exchanger*

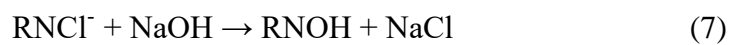
Setelah dari *cation exchanger*, air akan diumpankan menuju anion exchanger. *Anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang larut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga *anion-anion* seperti CO_3^{2-} , Cl dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi penukar *anion*:



Saat resin *anion* telah jenuh maka resin penukar anion kation perlu diregenerasi kembali menggunakan NaOH.

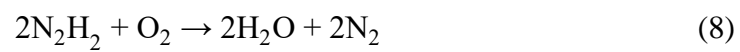
Reaksi regenerasi :

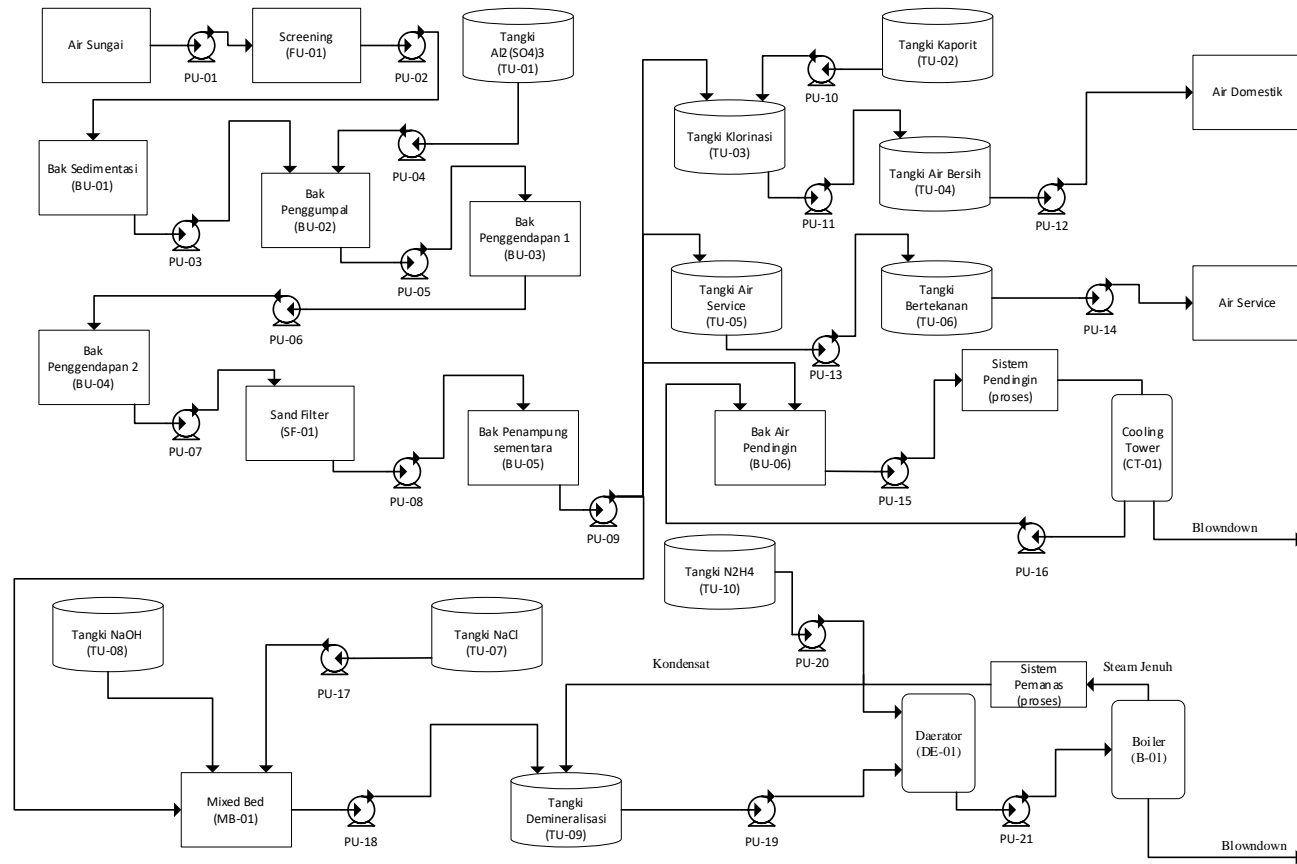


h. Daerasi

Sebelum ditampung dalam tangki penyimpanan sementara, air yang akan digunakan sebagai umpan boiler keluaran dari proses demineralisasi akan di proses lagi untuk menghilangkan gas gas terlarut terutama oksigen (O_2). Tujuan dihilangkannya gas tersebut agar tidak menyebabkan korosi. Air yang telah mengalami demineralisasi akan dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut. Reaksi yang dihasilkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bintik-bintik pada pipa yang semakin menebal sampai menutupi permukaan pipa. Sehingga di dalam deaerator diinjeksikan bahan

kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen sesuai dengan reaksi:





Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air

5.2 Unit Penyedia *Dowtherm A*

Terdapat beberapa alat yang memiliki suhu tinggi yaitu reaktor (R-01), *condensor* parsial (CD-01), *cooler* 2 (C-02), *cooler* 3 (C-03), *cooler* 4 (C-04), *cooler* 5 (C-05). Pada suhu tinggi jika menggunakan media pendingin berupa air pendingin maka proses pendinginan akan menjadi tidak efektif karena memungkinkan air pendingin ikut menjadi panas dan menguap sebagian terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir. Oleh karena itu, dipilih pendingin jenis *dowtherm A* yang mampu bekerja di suhu yang tinggi dan memiliki sifat fisika dan kimia yang lebih ringan. Pendingin *dowtherm A* terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter. *Dowtherm A* dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Jumlah *dowtherm A* yang dibutuhkan sebagai media pendinginan sebagai berikut:

Tabel 5. 1 Kebutuhan *dowtherm A*

Nama Alat	Kode	Kebutuhan <i>Dowtherm A</i> (kg/jam)
<i>Condensor</i> Parsial	CD-01	41.647,08
Reaktor-01	R-01	9.455,19
Cooler 2	C-04	13.841,41
Cooler 3	C-05	11.647,23
Cooler 4	C-06	4.894,99
Total		81.485,90

Perancangan *dowtherm A* dibuat over design sebesar 20%, maka kebutuhan *dowtherm A* menjadi 97.783,079 kg/jam.

5.3 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Tujuan diadakannya unit ini adalah untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi, dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan kapasitas 4.171,967 kg/jam, perancangan dibuat overdesign 20% sehingga kapasitas menjadi 5.006,361 kg/jam. Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu, diperlukan mengatur pHnya yaitu sekitar 10-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya akan semakin tinggi tinggi. Air umpan sebelum masuk ke boiler, dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 255°C, kemudian diumpankan ke boiler. Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang telah terkumpul selanjutnya akan dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

5.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit listrik berperan penting dalam utilitas untuk mengoperasikan pabrik. Kebutuhan listrik pada pabrik dietil eter ini direncanakan akan dipenuhi dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan. Prinsip kerja dari generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel dan dialirkan ke unit pemakai. Adapun rincian dari kebutuhan listrik pabrik dietil eter ini adalah sebagai berikut :

- a. Kebutuhan Listrik Proses
 1. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5. 2 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-101	0,5295	394,8317
Pompa-02	P-102	0,3113	232,1608
Pompa-03	P-103	0,2384	177,7962
Pompa-04	P-104	0,1632	121,6757
Pompa-05	P-105	0,0838	62,5230
Pompa-06	P-106	0,2022	150,7770
Pompa-07	P-107	0,0838	62,5230
Blower-01	BL-101	0,1839	137,1154

Tabel 5. 2 Kebutuhan listrik alat proses (lanjutan)

Comperssor-01	KM-102	7,9480	5926,8423
Total		9,7442	7266,2450

Total power yang dibutuhkan untuk peralatan proses :

$$P = 7.266,2450 \text{ Watt} = 7,2662 \text{ kW}$$

2. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5. 3 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	10,0000	7457,0000
Kompresor Udara	CP-01	5,0000	3728,5000
Pompa-01	PU-01	4,8577	3622,3501
Pompa-02	PU-02	5,6438	4208,6014
Pompa-03	PU-03	5,0853	3792,0781
Pompa-04	PU-04	0,0005	0,3928
Pompa-05	PU-05	5,3212	3967,9889
Pompa-06	PU-06	6,7285	5017,4790
Pompa-07	PU-07	3,2078	2392,0431
Pompa-08	PU-08	2,8791	2146,9183

Tabel 5. 3 Kebutuhan listrik alat utilitas (lanjutan)

Pompa-09	PU-09	3,9196	2922,8395
Pompa-10	PU-10	0,0000	0,0081
Pompa-11	PU-11	1,6277	1213,7928
Pompa-12	PU-12	1,6277	1213,7928
Pompa-13	PU-13	0,0160	11,9543
Pompa-14	PU-14	0,0160	11,9543
Pompa-15	PU-15	1,9370	1444,3945
Pompa-16	PU-16	1,9370	1444,3945
Pompa-17	PU-17	0,2037	151,8884
Pompa-18	PU-18	0,4236	315,8943
Pompa-19	PU-19	0,2198	163,9295
Pompa-20	PU-20	0,2204	164,3698
Pompa-21	PU-21	0,2198	163,9295
Total		63,0923	47047,8940

Total power yang dibutuhkan untuk utilitas :

$$P = 47.047,8 \text{ Watt} = 47,048 \text{ kW}$$

Total listrik yang dibutuhkan untuk motor penggerak :

$$P = 58.272,2 \text{ Watt} = 59,745 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan Listrik Lainnya

1. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Power yang dibutuhkan untuk alat kontrol diperkirakan 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 14,93 \text{ kW}$$

2. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Power yang dibutuhkan untuk alat penerangan diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 8,96 \text{ kW}$$

3. Kebutuhan Listrik untuk Peralatan Kantor

Power yang dibutuhkan untuk kantor seperti (AC, computer, dan lain-lain) diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 8,96 \text{ kW}$$

4. Kebutuhan listrik lain-lain

Power yang dibutuhkan untuk bengkel, laboratorium, dan lain-lain diperkirakan 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor:

$$P = 8,96 \text{ kW}$$

5. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik	= 1.300 Watt
Jumlah rumah	= 20
Kebutuhan listrik perumahan	= 26.000 Watt
	= 26 kW

5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat instrumen pengendali yang bekerja secara *pneumatic control*. Udara tekan dipilih memiliki tekanan 6,35 bar dan suhu 30°C. Adapun jumlah alat kontrol sebanyak 38 buah dengan total kebutuhan udara tekan keseluruhan sebesar 71,02 m³/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel*.

5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar memiliki fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan generator yaitu solar. Solar memiliki *heating value* sebesar 45.766 kJ/kg. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 15,011 kg/jam. Sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar *solar* sebesar 390,936 kg/jam. Bahan bakar tersebut dipesan dari Pertamina.

5.7 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik dietil eter ini menghasilkan limbah cair berupa cairan yang terdiri dari campuran air dan pengotor lainnya. Pengotor tersebut mengandung sedikit senyawa etanol dan dietil eter yang larut. Sehingga sebelum cairan dibuang harus dilakukan beberapa *treatment* agar sesuai dengan peraturan pemerintah. Adapun *treatment* yang harus dilakukan yaitu:

- a. Pre-Treatment: Pada tahap ini, proses pengendapan dilakukan dalam bak pengendapan untuk memisahkan dan menghilangkan padatan besar yang terdapat dalam limbah cair. Proses ini memanfaatkan gaya gravitasi untuk memastikan partikel-partikel besar mengendap di dasar bak.
- b. Treatment Pertama: Tahap ini bertujuan untuk meningkatkan kadar oksigen yang terkandung dalam limbah cair. Dalam proses ini, digunakan lumpur aktif organik yang mampu meningkatkan populasi bakteri pengurai limbah organik. Proses aerasi dilakukan secara terus menerus hingga nilai standar BOD, COD, dan DO tercapai, sehingga memastikan limbah cair telah memenuhi kualitas yang diinginkan.
- c. Treatment Kedua: Tahap ini diperlukan apabila limbah cair memiliki pH yang tidak netral. Proses penetralan pH dilakukan dengan menambahkan senyawa kimia yang sesuai untuk menetralkan pH atau dengan mencampurkan air tambahan ke dalam limbah cair tersebut. Langkah ini penting untuk menjaga keseimbangan pH agar limbah cair tidak merusak lingkungan.

- d. Treatment Ketiga: Tahap ini bertujuan untuk membunuh mikroorganisme patogen yang mungkin terdapat dalam limbah cair. Proses desinfeksi dilakukan dengan menginjeksikan gas klorin Cl_2 ke dalam limbah cair. Langkah ini sangat penting untuk memastikan bahwa limbah cair yang dihasilkan aman dan bebas dari mikroorganisme berbahaya sebelum dibuang ke lingkungan.

Diperlukan pengawasan yang ketat untuk proses *treatment* limbah cair yaitu dengan melakukan pengujian di laboratorium yang bertujuan agar limbah cair aman dan tidak merusak lingkungan sekitar pabrik.

5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Spesifikasi Pompa Utilitas

Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening ke Reservoir/Sedimentasi (B-01)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02) (bak penggumpal)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (B-02) (Bak penggumpal)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-01) menuju Bak Pengendap 2 (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-02) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)

<i>Power Motor (Hp)</i>	7,5 hP	7,5 hP	7,5 hP	0,05 hP	7,5 hP	10 hP	5 hP
Kecepatan Putar (rpm)	9.769,37 rpm	8.335,20 rpm	8.609,16 rpm	111,22 rpm	8.321,30 rpm	6.544,99 rpm	10.601,19 rpm
Harga	\$28.711,7	\$28.711,7	\$28.711,7	\$7.026,5	\$28.711,7	\$23.138,9	\$23.138,9

Tabel Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Parameter	PU-08	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-03) menuju ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari 142angka kloronasi menuju 142angka air bersih (T-01)	Mengalirkan air dari 142angka bersih (T-01) menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki air servis menuju Tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis

	Sementara (BU-03)						
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>

Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi							
Kapasitas (gpm)	585,146 gpm	585,146 gpm	0,008 gpm	111,264 gpm	111,264 gpm	1,473 gpm	1,473 gpm
Kecepatan Aliran (ft/s)	3,754 ft/s	3,754 ft/s	0,0071 ft/s	2,85 ft/s	2,80 ft/s	0,886 ft/s	0,886 ft/s
IPS (in)	8 in	8 in	0,13 in	4 in	4 in	0,75 in	0,75 in
Schedule No.	40	40	40	40	40	40	40

<i>Flow Area</i> (in)	50 in	50 in	0,06 in	12,70 in	12,70 in	0,53 in	0,53 in
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%	80%	80%	80%
Power Motor (Hp)	5 hP	5 hP	0,05 hP	2 hP	2 hP	0,05 hP	0,05 hP
Kecepatan Putar (rpm)	10.882,30 rpm	8.682,61 rpm	16,954 rpm	2.389,588 rpm	2.389,588 rpm	859,582 rpm	859,582 rpm
Harga	\$23.138,9	\$23.138,9	\$7.026,5	\$16.475,9	\$16.475,9	\$7.026,5	\$7.026,5

Tabel 5.4 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Parameter	PU-15	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-04) menuju ke Cooling Tower (CT-01)	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari bak air dingin	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl menuju Mixed Bed (TU-05)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin menuju Tangki	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (T-09) menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler

					Deaerator (De-01)		
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump

Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi							
Kapasitas (gpm)	446,529 gpm	446,529 gpm	25,879 gpm	25,879 gpm	25,879 gpm	25,879 gpm	25,879 gpm
Kecepatan Aliran (ft/s)	1,817 in	1,817 in	2,475 ft/s	2,475 ft/s	2,475 ft/s	2,475 ft/s	2,475 ft/s
IPS (in)	10 in	10 in	2 in	2 in	2 in	2 in	2 in
Schedule No.	40	40	40	40	40	40	40

<i>Flow Area</i> (in)	78,80 in	78,80 in	3,35 in	3,35 in	3,35 in	3,35 in	3,35 in
Efisiensi Pompa	80%	80%	80%	80%	80%	80%	80%
Power Motor (Hp)	3 hP	3 hP	0,25 hP	0,5 hP	0,25 hP	0,25 hP	0,25 hP

Tabel 5. 4 Spesifikasi pompa utilitas (lanjutan)

Kecepatan Putar (rpm)	10.516,64 rpm	10.516,64 rpm	2.731,25 rpm	1.577,06 rpm	2.579,36 rpm	2.574,17 rpm	2.579,36 rpm
Harga	\$28.711,7	\$28.711,7	\$10.782	\$10.782	\$10.782	\$10.782	\$10.782

b. Spesifikasi Bak Utilitas

Tabel 5. 5 Spesifikasi bak utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi
Jenis	Bak persegi	Bak Silinder Tegak	Bak persegi
Bahan	Beton Bertulang	Beton Bertulang	Beton Bertulang
Spesifikasi			
Kapasitas (m ³ /jam)	166,914 m ³ /jam	158,434 m ³ /jam	158,569 m ³ /jam
Panjang (m)	12,605 m	-	12,391 m
Lebar (m)	12,605 m	-	12,391 m
Diameter (m)	-	5,865 m	-

Tinggi (m)	6,30 m	5,865 m	6,195 m
Harga	\$75.110,8	\$12.017,7	\$72.406,8

Tabel 5. 5 Spesifikasi bak utilitas (lanjutan)

Parameter	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi	Bak persegi	Bak Persegi Panjang
Bahan	Beton Bertulang	Beton Bertulang dan dilapisi porselin	Beton Bertulang
Spesifikasi			
Kapasitas (m ³ /jam)	150,640 m ³ /jam	113,198 m ³ /jam	86,382 m ³ /jam
Panjang (m)	12,181 m	6,476 m	17,071 m

Lebar (m)	12,181 m	6,476 m	17,071 m
Tinggi (m)	6,090 m	3,238 m	8,536 m
Harga	\$68.801,5	\$10.290,1	\$7.961,7

c. Spesifikasi Tangki Utilitas

Tabel 5. 6 Spesifikasi tangki utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 2 minggu	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder berpengaduk	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	3,315 m	0,416 m	3,204 m	9,243 m
Diameter (m)	1,657 m	0,416 m	3,204 m	9,243 m
Volume (m ³)	7,150 m ³	0,056 m ³	25,829 m ³	619,904 m ³
Harga	\$8.843,6	\$363,4	\$20.110,3	\$159.186,5

Tabel 5. 6 Spesifikasi tangki utilitas (lanjutan)

Parameter	TU-05	TU-06	TU-07	TU-08
Fungsi	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>Kation exchanger</i>	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>Anion exchanger</i>
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	2,186 m	2,186 m	1,458 m	1,227 m
Diameter (m)	2,186 m	2,186 m	1,458 m	1,227 m
Volume (m ³)	8,208 m ³	8,208 m ³	2,4354 m ³	1,449 m ³
Harga	\$9.570,5	\$9.570,5	\$4.118,9	\$2.665,2

Tabel 5. 6 Spesifikasi tangki utilitas (lanjutan)

Parameter	TU-09	TU-10	TU-11	TU-12
Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan <i>boiler</i>	Menyimpan larutan N_2H_4	Mencampur kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam alam boiler	Menampung bahan bakar solar
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon steel</i>			
Spesifikasi				
Tinggi (m)	5,684 m	1,981 m	1,970 m	8,571 m
Diameter (m)	5,684 m	1,981 m	1,970 m	4,285 m
Volume (m ³)	144,183 m ³	6,106 m ³	6,007 m ³	33,361 m ³
Harga	\$53.183,3	\$6.784,2	\$5.936,1	\$27.863,7

d. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Saringan Utilitas

Nama Alat dan Kode : *Screener* (FU-01)
 Fungsi : Menyaring kotoran yang berukuran besar
 Jenis : Aluminium

Spesifikasi

Kapasitas (kg/jam) : 146.292,178 kg/jam
 Panjang (m) : 10 ft
 Lebar (m) : 8 ft
 Diameter lubang saringan (cm) : 1 cm
 Harga : \$32.467,2

2. Saringan Pasir / *Sand Filter*

Nama Alat dan Kode : *Sand Filter* (SF-01)
 Fungsi : Menyaring partikel halus yang ada dalam air sungai
 Jenis : Bak berbentuk balok
 Material : *Spheres*
 Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Spesifikasi

Volume (m³) : 16,003 m³
 Panjang (m) : 3,175 m

Lebar (m)	: 3,175 m
Tinggi	: 1,587 m
Ukuran mesh	: 28 mesh
Harga	: \$1.201,7

3. *Cooling Tower* Utilitas

Nama Alat dan Kode	: <i>Cooling Tower</i> (CT-01)
Fungsi	: Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Spesifikasi

Panjang (m)	: 3,190 m
Lebar (m)	: 3,190 m
Tinggi (m)	: 3,571 m
Harga	: \$395.979

4. *Deaerator*

Nama Alat dan Kode	: DE-01
Fungsi	: Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i>

Spesifikasi

Kapasitas (m ³ /jam)	: 5.006,361 kg/jam
Tinggi (m)	: 1,970 m
Volume (m ³)	: 6,007 m ³

Diameter (m) : 1,970 m
Harga : \$6.784,2

5. *Blower Cooling Tower*

Nama Alat dan Kode : *Blower Cooling Tower (BL-01)*
Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk
dikontakkan dengan air yang didinginkan
Jenis : *Centrifugal Blower*
Bahan ; *Carbon Steel*

Spesifikasi

Kapasitas (ft³/jam) : 2.6.17.735,87 ft³/jam
Power (hp) : 10 hp
Harga : \$95.826,8

6. Kompresor

Nama Alat dan Kode : Kompresor (KO-01)
Fungsi : Menekan udara
Jenis : *Single Stage Reciprocating*
Bahan ; *Carbon Steel*

Spesifikasi

Kapasitas (m³/jam) : 71,026 m³/jam
Power (hp) : 7 Hp
Harga : \$8.722,5

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam perencanaan pabrik analisa ekonomi sangat diperlukan karena untuk mendapatkan estimasi kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi sebuah pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, dilakukannya evaluasi guna untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini ada beberapa faktor-faktor yang perlu ditinjau, yaitu:

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Break Even Point* (BEP)
- d. *Shut Down Point* (SDP)
- e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

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

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

Hal ini meliputi:

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Hal ini meliputi:

1. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
2. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

c. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan beberapa perkiraan, yaitu terhadap:

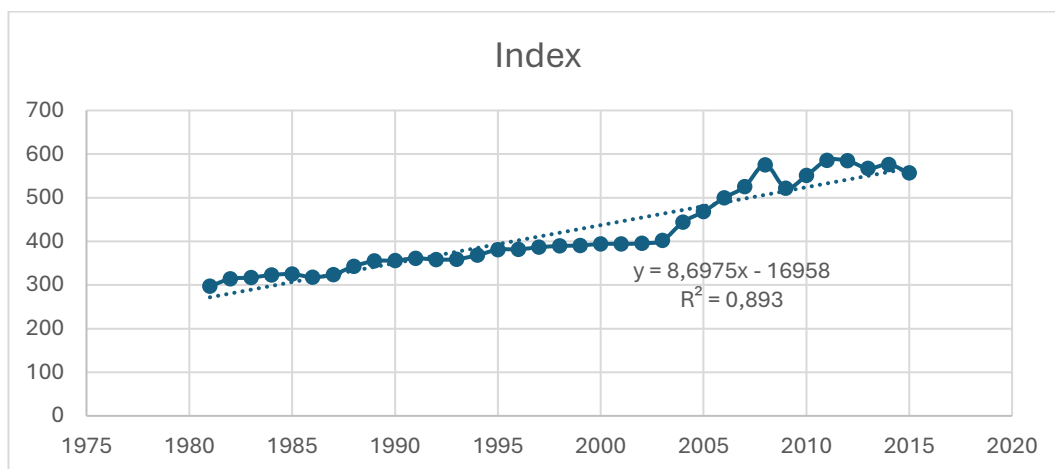
1. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
2. Biaya *variable* (*Variable Cost*)
3. Biaya tak pasti/mengambang (*Regulated Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga alat akan mengalami perubahan dari tahun ke tahun tergantung kondisi berkembangnya ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, perlu dilakukan cara untuk perkiraan suatu alat tertentu dengan mengetahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut yang bertujuan untuk mengetahui harga peralatan. Cara untuk mengetahui harga peralatan pada tahun tertentu dapat dilihat dari indeks harga yang ada. Indeks harga tersebut disebut dengan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) yang tertera pada tabel berikut:

Tabel 6. 1 Indeks harga alat

Tahun ke	Tahun	Index
1	1981	297
2	1982	314
3	1983	317
4	1984	323
5	1985	325
6	1986	318
7	1987	324
8	1988	343
9	1989	355
10	1990	356
11	1991	361,3
12	1992	358,2
13	1993	359,2
14	1994	368,1
15	1995	381,1
16	1996	381,7
17	1997	386,5
18	1998	389,5
19	1999	390,6
20	2000	394,1



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Indeks harga pada tahun berikutnya dapat dilakukan dengan menggunakan metode regresi linear dari persamaan yang diperoleh :

$$y = 8,6975 x - 16.958$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, dapat diperoleh harga indeks pada tahun perancangan dalam hal ini pada tahun 2030 yaitu sebesar 697,9. Selain itu, digunakan indeks pada tahun 2014 sebagai acuan atau referensi harga alat yaitu sebesar 576,1. Setelah diperoleh indeks harga, kemudian harga alat dapat ditentukan berdasarkan indeks tahun yang diinginkan dan juga indeks tahun referensi dengan menggunakan rumus (Newton & Aries, 1955):

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

Dimana :

E_x = Harga pembelian pada tahun 2030

E_y = Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x = Indeks harga pada tahun 2030

N_y = Indeks harga pada tahun referensi 2014

Berdasarkan perhitungan dengan rumus yang ada, diperoleh harga alat proses dan alat utilitas pada tabel 6.2

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 22.000 Ton/Tahun
	: 22.000.000 Kg/Tahun
Satu Tahun Operasi	: 330 Hari
Umur Pabrik	: 10 Tahun
Tahun Pendirian Pabrik	: 2030
Indeks Harga pada Tahun 2030	: 697,9
Upah Buruh Asing	: \$10 / <i>man hour</i>
Upah Buruh Indonesia	: Rp 20.000 / <i>man hour</i>
Kurs Dolar	: \$1 = Rp 16.174

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *manufacturing cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost adalah pengeluaran – pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

6.3.2 *General Exspense*

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

6.3.3 Analisa Kelayakan

Dilakukan suatu analisa kelayakan sebuah pabrik untuk mengetahui kategori keuntungan pabrik yang diperoleh besar atau tidak, sehingga apakah pabrik tersebut berpotensi atau tidak. Beberapa cara yang dapat digunakan untuk mengetahui kelayakan pabrik dietil eter ini, yaitu:

a. *Return on Investment (ROI)*:

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. *Return on investment* digunakan sebagai sebuah pertimbangan penting karena ROI menunjukkan seberapa cepat pengembalian investasi berdasarkan pada keuntungan. Persamaan untuk menentukan ROI adalah:

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

Keuntungan atau profit dihitung berdasarkan annual *sales* (S_a) dan total *manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian utang selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap cash flow dari pabrik ini. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 11% sedangkan pabrik

dengan resiko tinggi mempunyai nilai minimum ROI *before tax* sebesar 44%.

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay out Time (POT) dapat diartikan sebagai:

1. Jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *capital investment* dengan profit yang belum dikurangi depresiasi
2. Waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap yang tertanamkan atas dasar penjumlahan antara keuntungan per tahun dan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang didapatkan dari keuntungan. Perhitungan ini diperlukan dengan tujuan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi akan kembali.

Persamaan untuk menentukan POT adalah:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit}} \times 100\%$$

c. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) dapat diartikan sebagai titik impas produksi dimana menunjukkan tingkat jumlah biaya dan penghasilan dengan nilai yang sama. Titik ini melambangkan kondisi pabrik dimana tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi diatas titik impas (BEP), begitu juga sebaliknya pabrik

akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah BEP.

Persamaan untuk menentukan BEF adalah:

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

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost*

Ra : *Annual Regulated Expenses*

Va : *Annual Variable Value*

Sa : *Annual Sales Value*

d. *Shut Down Point (SDP)*

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

Persamaan untuk menentukan SDP adalah:

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

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menentukan DCFRR adalah:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n WC + SV$$

6.4 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik dietil eter ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan.

Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 6.2. sampai dengan Tabel 4.14.

Tabel 6. 2 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp53.948.768.832,767	\$3.335.524,226
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp13.487.192.208,192	\$833.881,057
3	<i>Instalasi Cost</i>	Rp40.461.576.624,575	\$2.501.643,170
4	Pemipaan	Rp66.356.985.664,303	\$4.102.694,798
5	Instrumentasi	Rp19.421.556.779,796	\$1.200.788,721
6	Insulasi	Rp7.013.339.948,260	\$433.618,149
7	Listrik	Rp5.394.876.883,277	\$500.328,634
8	Bangunan	Rp41.612.000.000,000	\$2.572.771,114
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp21.460.500.000,000	\$1.326.851,737
Total		Rp269.156.796.941,170	\$16.808.101,606

Tabel 6. 3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	PPC	Rp269.156.796.941,170	\$16.808.101,606
2	<i>Engineering and Constrution</i>	Rp53.831.359.388,234	\$3.361.620,321
Total DPC		Rp322.988.156.329,404	\$20.169.721,928

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp322.988.156.329,404	\$20.169.721,928
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp32.298.815.632,940	\$1.008.486,096
3	<i>Contingency</i>	Rp80.747.039.082,351	\$5.042.430,482
Jumlah		Rp436.203.770.796,623	\$26.220.638,506

Tabel 6. 5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp2.792.292.256.857,000	\$172.640.797,382
2	<i>Labor</i>	Rp13.656.000.000,000	\$844.318,041
3	<i>Supervision</i>	Rp2.048.400.000,000	\$126.647,706
4	<i>Maintenance</i>	Rp25.445.556.431,831	\$1.573.238,310
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp3.816.833.464,775	\$235.985,747
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp200.477.200.000,000	\$12.395.029,059
7	<i>Utilities</i>	Rp26.833.050.563,548	\$1.659.023,777
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp3.064.580.724.548,210	\$189.475.040,022

Tabel 6. 6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.048.400.000,00	\$126.647,706
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.365.600.000,00	\$84.431,804
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp6.828.000.000,00	\$422.159,021
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp200.477.200.000,000	\$12.395.029,059
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp210.719.200.000,000	\$13.028.267,590

Tabel 6. 7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp33.927.408.575,775	\$2.097.651,080
2	<i>Property taxes</i>	Rp4.240.926.071,972	\$262.206,385
3	<i>Insurance</i>	Rp4.240.926.071,972	\$262.206,385
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp42.409.260.719,718	\$2.622.063,851

Tabel 6. 8 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp3.064.569.297.317,160	\$189.475.040,022
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp210.719.200.000,000	\$13.028.267,590
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp42.409.260.719,718	\$2.622.063,851
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp3.317.697.758.036,870	\$205.125.371,463

Tabel 6. 9 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp253.844.750.623,364	\$15.694.617,944
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp150.804.443.547,131	\$9.323.880,521
3	<i>Product Inventory</i>	Rp301.608.887.094,261	\$18.647.761,042
4	<i>Extended Credit</i>	Rp121.501.333.333,333	\$7.512.138,824
5	<i>Available Cash</i>	Rp301.608.887.094,261	\$18.647.761,042
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp1.129.368.301.692,350	\$69.826.159,373

Tabel 6. 10 General Expenses (GE)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp99.530.932.741,106	\$6.153.761,144
2	<i>Sales Expense</i>	Rp165.884.887.901,844	\$10.256.268,573
3	<i>Research</i>	Rp122.754.817.047,364	\$7.589.638,744
4	<i>Finance</i>	Rp31.069.218.177,791	\$1.920.935,958
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp419.239.855.868,105	\$25.920.604,419

Tabel 6. 11 Total Production Cost (TPC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp3.317.697.758.036,870	\$205.125.371,463
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp419.239.855.868,105	\$25.920.604,419
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp3.736.937.613.904,980	\$231.045.975,881

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	Rp33.927.408.575,775	\$2.097.651,080
2	<i>Proerty Taxes</i>	Rp4.240.926.071,972	\$262.206,385
3	Asuransi	Rp4.240.926.071,972	\$262.206,385
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp42.409.260.719,718	\$2.622.063,851

Tabel 6. 13 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp13.656.000.000,000	\$844.318,041
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.048.400.000,000	\$126.647,706
3	<i>Supervision</i>	Rp2.048.400.000,000	\$126.647,706
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp6.828.000.000,000	\$422.159,021
5	<i>Laboratorium</i>	Rp1.365.600.000,000	\$84.431,804
6	General Expense	Rp419.239.855.868,105	\$25.920.604,419
7	Maintenance	Rp25.445.556.431,831	\$1.573.238,310
8	Plant Supplies	Rp3.816.833.464,775	\$235.985,747
<i>Total Regulated Cost (Ra)</i>		Rp474.448.645.764,711	\$29.334.032,754

Tabel 6. 14 *Variabel Cost (Va)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp2.792.292.256.857,000	\$172.640.797,382
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp200.477.200.000,000	\$12.395.029,059
3	<i>Utilities</i>	Rp26.833.050.563,548	\$1.659.023,777
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp200.477.200.000,000	\$12.395.029,059
Total Variabel Cost (Va)		Rp3.220.079.707.420,550	\$199.089.879,277

6.5 Analisa Kelayakan

Penjualan Dietil Eter

Produksi = 22.000.000 kg/tahun

Harga Jual = Rp 182.252 /kg

Total Penjualan = Rp 4.009.544.000.000/tahun

Pajak = 30 %

Biaya Pajak = Rp 82.266.891.361,625

Keuntungan setelah pajak = Rp 191.956.079.843,792

6.5.1 *Return on Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan *high risk* minimum adalah 44%. (Aries & Newton, 1955).

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 63 %

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

ROI setelah pajak = 47 %

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan *high risk* maksimum adalah 2 tahun. (Aries & Newton, 1955).

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 1,4 tahun

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi}}$$

POT setelah pajak = 1,8 tahun

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40 – 60 %.

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

$$\text{BEP} = 40,4 \%$$

6.5.4 *Shut Down Point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = 31,1 \%$$

6.5.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 436.034.011.044$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 1.129.368.301.692$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 33.927.408.575$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{Annual Profit} + \text{Depresiasi} + \\ &\quad \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 269.451.416.324 \end{aligned}$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 0,177$

$$\text{DCFR} = 17,7 \%$$

$$\text{Minimum nilai DCFR} = 1,5 \times \text{bunga pinjaman}$$

$$\text{Bunga bank} = (1,5 \times 6,25 \% = 9,38 \%)$$

6.6 Analisa Resiko Pabrik

Dalam pendirian pabrik resiko pabrik penting untuk diperhatikan karena untuk mengetahui apakah pabrik tersebut apa beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Beberapa parameter yang dapat dilihat pada pabrik dietil eter ini termasuk pabrik yang beresiko rendah atau tinggi, diantaranya yaitu:

Tabel 6. 15 Analisis resiko pabrik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	Kondisi	T = 1 - 315 °C		✓
	Operasi	P = 1 – 13,4 atm		✓
2	Sifat produk yang dihasilkan			
	C ₂ H ₄	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, Kategori 4		✓
		<i>Reactivity</i> : Bahan yang mudah mengalami perubahan kimia, Kategori 2	✓	
	C ₄ H ₁₀ O	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, Kategori 4		✓
		<i>Reactivity</i> : Tidak stabil jika dipanaskan, Kategori 1	✓	
3	Kebahayaan Bahan Baku yang digunakan			

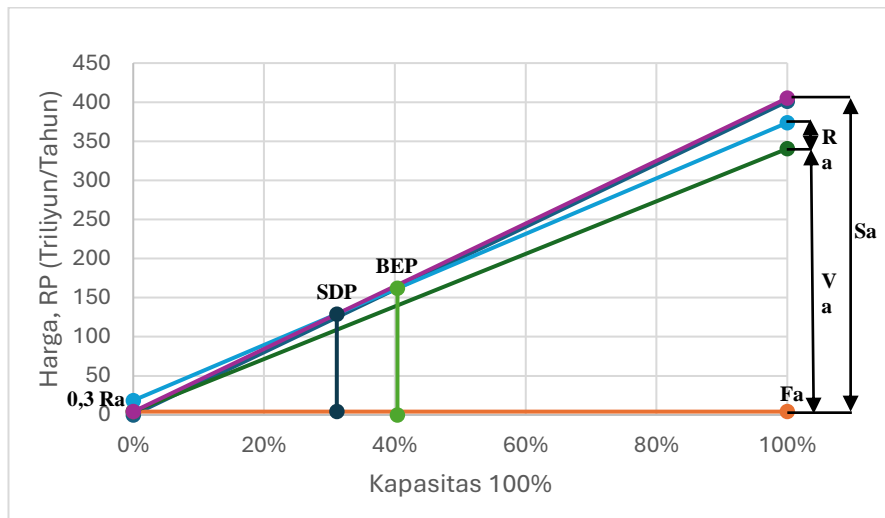
Tabel 6. 15 Analisis resiko pabrik (lanjutan)

	C ₂ H ₅ OH	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, Kategori 3		✓
		<i>Reactivity</i> : Stabil, Kategori 0	✓	
4	Ketersediaan Bahan Baku			
	C ₂ H ₅ OH		✓	
5	Limbah yang dihasilkan	Air masih mengandung etanol		✓

Dari hasil analisa resiko pabrik di atas, karena dari beberapa parameter seperti karakteristik bahan baku dan produk, masih terdapat sedikit limbah etanol, serta dari hasil kelayakan ekonominya dapat disimpulkan bahwa pabrik dietil eter ini termasuk ke dalam pabrik beresiko tinggi (*high risk*).

Tabel 6. 16 Analisis ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	63%	<i>Minimum high risk 44%</i>	Aries Newton, P.193
ROI setelah pajak	47%		
POT sebelum pajak	1,4	<i>Maksimum high risk 2th</i>	Aries Newton, P.196
POT setelah pajak	1,8		
BEP	40,4%	kisaran 40-60%	
SDP	31,1%		
DCFRR	17,7%	> 1,5 bunga bank = minimum	



Gambar 6. 2 Grafik Analisis Biaya per Kapasitas

Dari Tabel 6.15 dapat dianalisa kelayakan ekonomi pabrik dietil eter ini memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi pabrik *high risk*.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil yang diperoleh dari perancangan pabrik dietil eter dari etanol dengan kapasitas 22.000 ton/tahun dapat diperoleh kesimpulan, yaitu:

1. Pendirian Pabrik dietil eter dengan kapasitas 20.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dietil eter dalam negeri, meningkatkan pertumbuhan ekonomi dalam negeri dan posisi industri nasional di pasar kimia global.
1. Pabrik dietil eter dengan kapasitas produksi 22.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku etanol sebesar 4.958,857 kg/tahun.
2. Pabrik dietil eter didirikan di daerah Kabupaten Probolinggo, Jawa Timur dengan luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dietil eter sebesar 14.307 m².
3. Pabrik dietil eter dengan kapasitas 10.000 ton/tahun membutuhkan utilitas berupa :
 - a. Air = 113.198,098 kg/jam
 - b. *Dowtherm A* = 97.783,079 kg/jam
 - c. Bahan bakar = 405,947 kg/jam
 - d. Listrik = 122,136 kW
4. Pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 169 pekerja.
5. Perancangan pabrik dietil eter bila ditinjau dari kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan produk, analisa kelayakan ekonomi, serta limbah pabrik,

maka pabrik dietil eter dari etanol menggunakan katalis alumina dengan proses dehidrasi kapasitas 22.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi (*high risk*).

6. Nilai ROI pabrik dietil eter ini adalah :

ROI sebelum pajak = 63%

ROI setelah pajak = 47%

Pabrik ini beresiko tinggi memiliki syarat ROI sebelum pajak minimal 44 % dan pabrik ini memenuhi syarat.

7. Nilai POT pabrik dietil eter :

POT sebelum pajak = 1,4 tahun

POT setelah pajak = 1,8 tahun

Pabrik beresiko tinggi memiliki syarat POT sebelum pajak maksimal 2 tahun dan pabrik ini memenuhi syarat.

8. Nilai BEP, SDP dan DCFRR pabrik dietil eter ini adalah

Nilai BEP = 40,4%

Nilai SDP = 31,1%

Nilai DCFRR = 17,7%

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi di atas maka pabrik dietil eter dari etanol dengan proses dehidrasi menggunakan katalis alumina kapasitas 22.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam merancang sebuah pabrik kimia, pemahaman mendalam mengenai konsep-konsep dasar sangat penting untuk meningkatkan kelayakan pendirian dan operasional pabrik. Beberapa konsep dasar tersebut meliputi:

1. Pemilihan alat proses dan bahan baku harus dilakukan pertimbangan untuk mencapai efisiensi maksimal dan meminimalkan biaya produksi. Oleh karena itu, perlu dilakukan analisis menyeluruh terhadap berbagai alternatif peralatan dan bahan baku yang tersedia.
2. Setiap perancangan pabrik kimia pasti akan menghasilkan limbah, sehingga penting untuk mengembangkan pabrik yang lebih ramah lingkungan. Diharapkan penerapan teknologi pengolahan limbah yang efisien untuk mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan.
3. Mengingat belum adanya pabrik dietil eter di Indonesia, pendirian pabrik ini sangat diperlukan untuk memenuhi kebutuhan domestik. Pendirian pabrik dietil eter tidak hanya akan mengurangi ketergantungan pada impor, tetapi juga memastikan ketersediaan bahan kimia ini untuk berbagai keperluan industri di dalam negeri.
4. Pendirian pabrik dietil eter di Indonesia dapat memberikan dampak positif yang signifikan terhadap perekonomian nasional. Selain menciptakan lapangan kerja, pabrik ini juga dapat mendorong pertumbuhan sektor industri kimia domestik dan meningkatkan posisi industri nasional di pasar kimia global.

DAFTAR PUSTAKA

- Anggraini, S. P. A., Yuniningsih, S., & Sota, M. M. (2017). Pengaruh pH terhadap Kualitas Produk Etanol dari Molasses melalui Proses Fermentasi. *Reka Buana: Jurnal Ilmiah Teknik Sipil dan Teknik Kimia*, 2(2), 98-105.
- Alibaba. (2024). <https://www.alibaba.com/>. Diakses pada Juni 2024
- Badan Pusat Statistik.(2022). <https://www.bps.go.id/id> Diakses pada november 2023
- Brown, G.G. (1978). Unit Operations. John Wiley and Sons Inc. New York
Brownell.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering Design", Elsevier
Butterworth-Heinemann, Oxford
- Couper, J. R. (2005). *Chemical process equipment: selection and design*. Gulf professional publishing.
- Dani, M. I., Putri, S. W., Roesyadi, A., & Ni'mah, H. (2020). Pra Desain Pabrik Dietil Eter dari Etanol dengan Proses Dehidrasi. *Journal of Fundamentals and Applications of Chemical Engineering (JFACHE)*, 1(2), 31-34.
- Dowtherm, A. (1997). Heat transfer fluid. *product technical data*.
- Fadhah, I.A., Syarifudin, & Supriyadi, A. (2020). PENGARUH PENAMBAHAN DIETIL ETER 35% PADA BAHAN BAKAR PERTALITE TERHADAP EMSI DAN PERFORMA MESIN BENSIN GL160
- Garbarino, G., Vijayakumar, R. P. P., Riani, P., Finocchio, E., & Busca, G. (2018). *Ethanol and diethyl ether catalytic conversion over commercial alumina*

and lanthanum-doped alumina: Reaction paths, catalyst structure and coking. Applied Catalysis B: Environmental, 236, 490-500.

Kern, D.Q.(1950). *Process Heat Transfer*. Mc. Graw-Hill International Book Company Inc. New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., (1986), *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Seader, J.D., and Henley, E.J., 2006, *Separation Process Principles, Eight Edition*, New York: John Wiley & Sons, Inc.

Smith, J.M., Van Ness, H.G., and Abbott, M., 1997, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", *Eight Edition.*, New York : Mc Graw Hill Book Companies, Inc.

Ullmann, (1987), "*Encyclopedia of Industrial Chemistry*", Vol, A.10, 5th edition, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim Federal Republic of Germany.

Walker, C.A., Butt, J.B., and Bliss, H., 1962. *Rates of Reaction in a Recycling System Dehydration of Ethanol and Diethyl Ether Over Alumina*. A.I.Ch.E. Journal, Vol. 8 (1) : 42-47.

Widayat dan Satriadi, H. 2008. *Optimasi Pembuatan Dietil eter dengan Proses Reaktif Distilasi*. Reaktor. Vol. 12 (1) : 7-11.

Yaws, C.L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Handbooks. New York.

Zhang, *et al.* 2014. *Catalysts for Forming Diethyl Ether*. Patent, US 2014/0275636.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

Perhitungan Reaktor

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>		
Fungsi	: Mereaksikan etanol (C_2H_5OH) pada fase gas dengan katalisator padat alumina (Al_2O_3) menjadi dietil eter ($C_4H_{10}O$) sebagai produk utama dan etilen (C_2H_4) sebagai produk samping		
Kondisi Operasi	: Suhu		= 250 °C
	: Tekanan		= 1 atm
	: Konversi		= 84,6%
	: Reaksi Ekostermis, Isothermal		

Neraca Massa Reaktor

Persamaan Neraca Massa Reaktor

Input = output

Arus 3 = Arus 5

Arus 3 (Arus masuk *reactor*)

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)	Laju Alir Mol (kmol/jam)
Dietil Eter ($C_4H_{10}O$)	0,274	0,004
Etanol (C_2H_5OH)	5583,888	121,389
Air (H_2O)	198,477	11,027
Total	5782,640	132,42

Konversi total etanol = 84,6%

Selektivitas Reaksi 1 = 85,9% terhadap etanol

Selektivitas Reaksi 2 = 14,1 % terhadap etanol

Reaksi 1

	$2\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	\rightarrow	$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	+	H_2O
Mula-mula	121,389		0,004		11,027
Reaksi	88,215		44,107		44,107
Sisa	33,174		44,111		55,134

Reaksi 2

	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	\rightarrow	C_2H_4	+	H_2O
Mula-mula	33,174		0,000		55,134
Reaksi	14,480		14,480		14,480
Sisa	18,694		14,480		69,614

Arus 5 (Arus keluar reactor)

Dalam satuan kmol/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Etilen (C}_2\text{H}_4) &= \text{C}_2\text{H}_4 \text{ mula-mula} + \text{C}_2\text{H}_4 \text{ bereaksi} \\
 &= 14,480 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Dietil Eter (C}_4\text{H}_{10}\text{O)} &= \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O mula-mula} + \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O bereaksi} \\
 &= 44,111 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Etanol (C}_2\text{H}_5\text{OH)} &= \text{C}_2\text{H}_5\text{OH mula-} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH bereaksi} \\
 &\quad \text{mula}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 18,694 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Air (H}_2\text{O)} &= \text{H}_2\text{O mula-mula} + \text{H}_2\text{O bereaksi} \\
 &= 69,614 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Dalam satuan kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Etilen (C}_2\text{H}_4) &= \text{Mol C}_2\text{H}_4 + \text{Berat molekul C}_2\text{H}_4 \\
 &= 14,480 + 28 \\
 &= 405,440 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dietil Eter (C}_4\text{H}_{10}\text{O)} &= \text{Mol C}_4\text{H}_{10}\text{O} + \text{Berat molekul C}_4\text{H}_{10}\text{O} \\
 &= 44,111 + 74 \\
 &= 3264,229 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

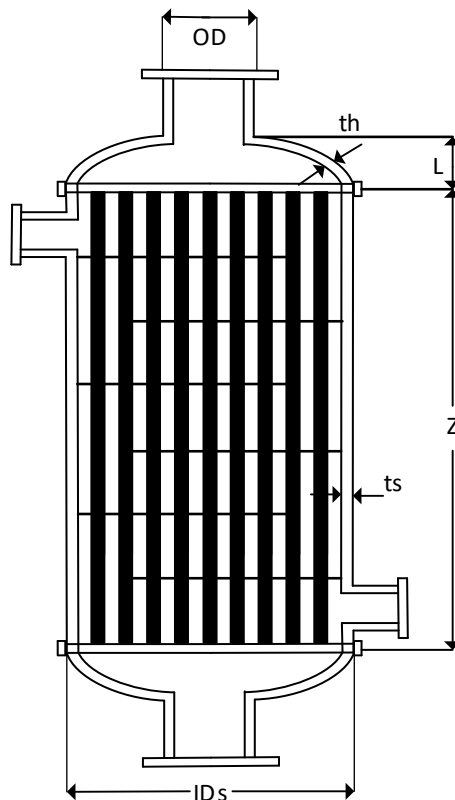
$$\begin{aligned}
 \text{Etanol (C}_2\text{H}_5\text{OH)} &= \text{Mol C}_2\text{H}_5\text{OH} + \text{Berat molekul C}_2\text{H}_5\text{OH} \\
 &= 18,694 + 46 \\
 &= 859,919 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air (H}_2\text{O)} &= \text{Mol H}_2\text{O} + \text{Berat molekul H}_2\text{O} \\
 &= 69,614 + 18 \\
 &= 1253,052 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor

Komponen	Laju Alir Massa (kg/jam)	Laju Alir Massa (kg/jam)
	Arus 3	Arus 5

Etilen (C_2H_4)	0,000	405,440
Dietil Eter $C_4H_{10}O$)	0,274	3264,229
Etanol (C_2H_5OH)	5583,888	859,919
Air (H_2O)	198,477	1253,052
Total	5782,640	5782,640



1. Menentukan jenis Reaktor

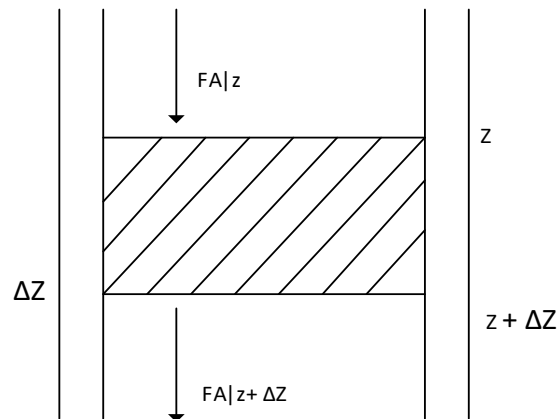
Dipilih Reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Reaksi yang berlangsung fase gas dengan katalis padat
- Katalis Alumina yang digunakan berumur Panjang
- Tidak memerlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reactor

- d. Konstruksi Reaktor fixed bed multitube lebih sederhana
- e. Biaya operasional, pembuatan, dan perawatan lebih mudah

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Persamaan Differensial Neraca Massa pada Elemen Volume



rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

karna *steady state*, maka $R_{acc} = 0$

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

$$\Delta v = \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z$$

Δv = Volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z = 0$$

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta Z} = (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t \times \Delta Z$$

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ :

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_a) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times N_t$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0} - F_{A0}X$$

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

$$F_{A0} \frac{dX}{dZ} = (-ra) \times \frac{\pi ID^2}{4} \times Nt$$

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-ra)\pi ID^2 Nt}{4F_{A0}}$$

Keterangan : F_{A0} = laju reaksi masuk reaktor, kmol/jam

$\frac{dX}{dZ}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

T = temperature, K

Nt = Jumlah Tube

ID = Diameter dalam pipa

Z = Tebal tumpukan katalisator

(-ra) = Kecepatan reaksi

Nilai Kecepatan Reaksi (-ra) :

Nilai (-ra) di dapatkan dari jurnal (Walker, C.A., Butt, J.B., and Bliss, H., 1962.

Rates of Reaction in a Recycling System Dehydration of Ethanol and Diethyl Ether Over Alumina. A.I.Ch.E. Journal, Vol. 8 (1) : 42-47).

Tabel 2.1. Nilai K pada suhu 274, 294, dan 314

$\frac{\text{Rate constant g. moles}}{\text{min., g. catalyst}}$	Value	Temperature
$\frac{K_{S1}L}{\text{(Reaction A)}}$	$0,099 \times 10^{-3}$	274
	$0,137 \times 10^{-3}$	294
	$0,188 \times 10^{-3}$	314
$\frac{K_{S2}L}{\text{(Reaction B)}}$	$0,627 \times 10^{-3}$	274
	$1,41 \times 10^{-3}$	294
	$3,03 \times 10^{-3}$	314

Tabel 2.2. Activition Energy

Reaction	Activition Energy (E)
A	10.000 cal./g.-mole
B	25.900 cal./g.-mole

Tabel 2.3. Nilai Adsorption parameter

Adsorption parameter	Value
K_A	$1,35 \times 10^{-3}$
	$1,00 \times 10^{-3}$
	$0,73 \times 10^{-3}$
K_E	$1,00 \times 10^{-3}$
	$0,80 \times 10^{-3}$
	$0,61 \times 10^{-3}$

K _w	1,51 x 10 ⁻³
	1,22 x 10 ⁻³
	1,02 x 10 ⁻³

Karna nilai k belum diketahui pada 250 °C, Maka nilai kinetika reaksi kimia dilakukan dengan menggunakan persamaan Arrhenius, yang menghubungkan laju reaksi dengan suhu dan energi aktivasi. Persamaan ini dinyatakan sebagai:

$$k = Ae^{-\frac{Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln Ae^{-\frac{Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{R}\right)\left(\frac{1}{T}\right) \gg y = a + bx$$

Nilai k pada reaksi samping/dehidrasi etanol menjadi etilen

$$K = 0.099 \times 10^{-3} \times \exp\left(\frac{-41.840}{8,31}\right) \times \left(\frac{1}{523,15} - \frac{1}{547,15}\right)$$

$$K = 0,00646 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Nilai k pada reaksi utama/dehidrasi etanol menjadi dietil eter

$$K = 0.627 \times 10^{-2} \times \exp\left(\frac{-108.365}{8,31}\right) \times \left(\frac{1}{523,15} - \frac{1}{547,15}\right)$$

$$K = 0,2092 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

NOTATION

E'	= activation energy, cal./g.-mole
K'	= chemical reaction equilibrium constant
K	= adsorption equilibrium constant, mm. Hg ⁻¹
$K_{s_1}L$	= monomolecular surface reaction rate constant; reactions A, C, and D, g.-moles/min., g. of catalyst
$K_{s_2}L$	= bimolecular surface reaction rate constant; reaction B, g.-moles/min., g. of catalyst
L	= concentration of active sites, moles/unit weight of catalyst
P	= total pressure, mm. Hg
p	= partial pressure, mm. Hg
r	= rate of reaction, g.-moles/min., g. of catalyst

Subscripts

A	= ethanol
E	= diethyl ether
O	= ethylene
o	= initial conditions
W	= water

Diketahui : $K_{S_1}L = 0,00646 \text{ kmol/m}^3\cdot\text{jam}$ (Reaksi Samping)

$K_{S_2}L = 0,2092 \text{ kmol/m}^3\cdot\text{jam}$ (Reaksi Utama)

$K_A = 0,0006 \text{ mmHg}^{-1}$

$K_w = 0,0024 \text{ mmHg}^{-1}$

$K_E = 0,0012 \text{ mmHg}^{-1}$

$p_A = 52.744,5510 \text{ mmHg}$

$K_w = 29.795,1647 \text{ mmHg}$

$K_E = 61.892,4204 \text{ mmHg}$

Maka :

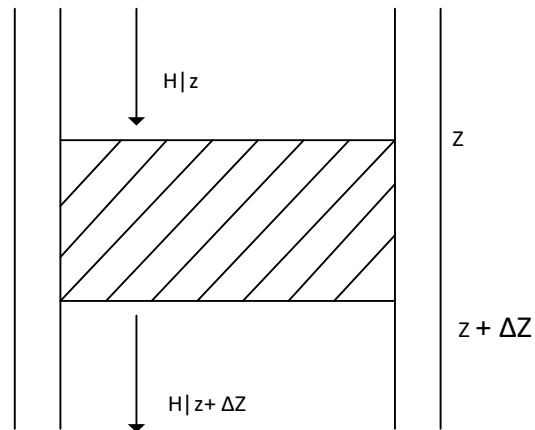
$$r = \frac{K_{S_1}LK_A p_A}{D} + \frac{K_{S_2}LK_A^2 p_A^2}{4D^2}$$

$$D = 1 + p_A K_A + p_w K_w + p_E K_E$$

$D = 178.4260$

$r = 0,0372 \text{ kmol/m}^3\cdot\text{jam}$

b. Persamaan Differensial Neraca Panas pada Elemen Volume



heat of input – heat of output + heat of generation – heat transfer = Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} + (-ra) \times \Delta HR \times V - U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} + (-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times \Delta Z \times N_t - U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times \frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times$$

$$\Delta Z \times N_t + U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ :

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times \frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times N_t + U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -(-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times N_t + U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

$$- \frac{dH}{dZ} = - (-ra) \times \Delta HR \times \frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt + Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp)$$

$$\frac{dH}{dZ} = - (-ra) \times \Delta HR \times \frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt + Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum Fi Cpi (T - Tref)$$

$$dH = \sum Fi CpidT$$

$$\sum Fi \times Cpi \times \frac{dT}{dZ} = (-ra) \times \Delta HR \times$$

$$\frac{\pi ID^2}{4} \times ID^2 \times Nt - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR \times F_{A0} \times \frac{dx}{dZ} - Ud \times Nt \times \pi \times OD \times (T - Tp)}{\sum Fi \times Cpi}$$

Keterangan :

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan suhu persatuan Panjang

ΔHR = Panas reaksi, kkal/jam

Ud = Koefisien perpindahan panas

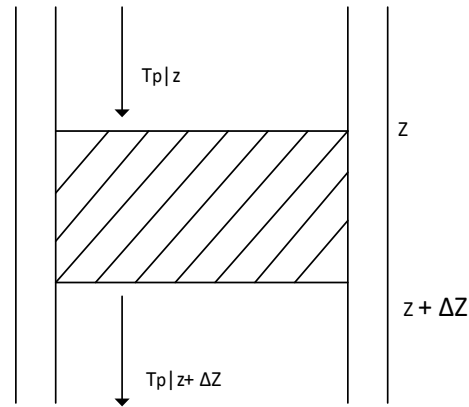
Tp = Suhu pendingin, K

OD = Diameter luar pipa, cm

Fi = Laju umpan masuk, kmol/jam

Cpi = Kapasitas panas komponen, kkal/gramK

Persamaan Differensial Neraca Panas pada Media Pendingin



heat of input – heat of output – heat transfer = Acc

$$W_p \times C_{p_p} \times T_p|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p|_{z+\Delta Z}$$

$$+ U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p) = 0$$

$$W_p \times C_{p_p} \times T_p|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p|_{z+\Delta Z} = - U_d \times N_t \times \Delta Z \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ :

$$\frac{W_p \times C_{p_p} \times T_p|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = - U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{W_p \times C_{p_p} \times T_p|_z - W_p \times C_{p_p} \times T_p|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = - U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dZ} = - \frac{U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)}{W_p \times C_{p_p}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = \frac{U_d \times N_t \times \pi \times OD \times (T - T_p)}{W_p \times C_{p_p}}$$

Keterangan :

$$\frac{dT_p}{dZ} = \text{Perubahan suhu pendingin persatuan panjang}$$

$$T_p = \text{Suhu pendingin}$$

C_{pp} = Kapasitas panas pendingin

W_p = Laju alir pendingin

c. Menghitung *pressure drop*

Aliran gas akan melewati tumpukan katalis sehingga terjadi *pressure drop*. Persamaan yang paling banyak digunakan untuk menghitung *pressure drop* dalam *fixed bed reactor* adalah persamaan Ergun :

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho_g \times g \times D_p} \times \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \times \left[\frac{150 \times (1-\epsilon)}{D_p} + 1,75 \times G \right]$$

Keterangan :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa

P = Densitas gas

D_p = Densitas partikel katalisator

g = Gaya Gravitasi

ϵ = Porositas katalisator

μ = Viskositas gas

3. Perancangan Reaktor

a. Menghitung Kapasitas Panas Gas Umpan

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel 3.1.Data Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	32,083	-0,0148	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11
C ₄ H ₁₀ O	35,979	0,2844	-1,27E-06	-1,01E-07	3,45E-11

C ₂ H ₅ OH	27,091	0,1106	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11
H ₂ O	33,933	-0,0084	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Total	129,086	0,3718	3,87E-04	-5,07E-07	1,53E-10

Tabel 3.2. Perhitungan Kapasitas Panas Gas

Komponen	kmol/jam	Y _i	C _p (Joule/mol.K)	C _p (Kj/kmol.K)	C _p (Kj/kg.K)	C _p Camp (Kj/kg.K)
C ₂ H ₄	0,000	0,000	12019,436	12019,436	429,266	0,000
C ₄ H ₁₀ O	0,004	0,000	32903,440	32903,440	444,641	0,012
C ₂ H ₅ OH	121,389	0,917	18433,208	18433,208	400,722	367,343
H ₂ O	11,027	0,083	7755,728	7755,728	430,874	35,879
Total	132,419	1,000	71111,811	71111,811	1705,502	403,234

CP Umpan = 403,234 kjpg.K

b. Menghitung Viskositas Gas

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

Tabel 3.3. Data Viskositas Gas

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-3,99	0,387	-1,12E-04
C ₄ H ₁₀ O	-7,93	0,302	-7,39E-05
C ₂ H ₅ OH	1,50	0,307	-4,45E-05
H ₂ O	-36,82	0,429	-1,62E-05

Tabel 3.4. Perhitungan Viskositas Gas

Komponen	kmol/jam	Yi	μ (mP)	μ (cP)	BM ^{0.5}	Yi* μ i	Yi*BM ^{0.5}
C ₂ H ₄	0,000	0,00,E+00	1,68,E+02	1,68,E-05	5,29,E+00	0,00,E+00	0,00,E+00
C ₄ H ₁₀ O	0,004	0,000	1,30,E+02	1,30,E-05	8,60,E+00	3,63,E-10	2,40,E-04
C ₂ H ₅ OH	121,389	0,917	1,50,E+02	1,50,E-05	6,78,E+00	1,37,E-05	6,22,E+00
H ₂ O	11,027	0,083	1,83,E+02	1,83,E-05	4,24,E+00	1,53,E-06	3,53,E-01
Total	132,419	1,000	6,31,E+02	6,31,E-05	2,49,E+01	1,53,E-05	6,57,E+00

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \times \mu_i) \times (BM_i)^{0,5}}{\sum y_i \times BM_i^{0,5}}$$

Viskositas(μ g) Campuran = 5,79E-05 gr/cm.s

$$= 0,0208 \text{ kg/m.jam}$$

c. Menghitung Densitas Gas

$$\rho = \frac{BM_{\text{camp}} \times P}{Z \times R \times T}$$

Diketahui :

BM campuran = 43,669 kg/mol

R = 0,083 bar.m³/kmol.K

P = 1 atm

T = 523,15 K

Z = 0,924 bar/K

Densitas Umpan Campuran = 1,660 kg/m³

d. Menghitung Konduktivitas Gas

Tabel 3.5. Data Konduktivitas Gas

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-1,23E-03	3,62E-05	1,25E-07
C ₄ H ₁₀ O	-3,20E-04	1,65E-05	1,17E-07
C ₂ H ₅ OH	-5,56E-03	4,36E-05	8,50E-08
H ₂ O	5,30E-04	4,71E-05	4,96E-08

Tabel 3.6. Perhitungan Konduktivitas Gas

Komponen	kmol/jam	Yi	K (W/m.K)	BM ^{0.33}	Yi*K	Yi*BM ^{0.33}
C ₂ H ₄	0,0000	0,0000	0,0519	3,0030	0,0000	0,0000
C ₄ H ₁₀ O	0,0037	0,0000	0,0403	4,1385	0,0000	0,0001
C ₂ H ₅ OH	121,3889	0,9167	0,0405	3,5376	0,0371	3,2429
H ₂ O	11,0265	0,0833	0,0387	2,5956	0,0032	0,2161
Total	132,4191	1,0000	0,1715	13,2748	0,0404	3,4592

$$k_{\text{mix}} = \frac{\sum (y_i \times k_i) \times (BM_i)^{0,33}}{\sum y_i \times BM_i^{0,33}}$$

Konduktivitas Campuran = 0,155 W/m.K

= 0,5577 Kj/jam.m.K

e. Menghitung Panas Reaksi

Tabel 3.7. Data Panas Pembentukan Standar (Yaws, 1999)

Komponen	(ΔH°_f)
C ₂ H ₄	52,5
C ₄ H ₁₀ O	-250,8
C ₂ H ₅ OH	-235,0
H ₂ O	-241,8

Reaksi Utama pada persamaan reaksi

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{R298,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{produk} - \Delta H^\circ_f \text{reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (2 \times \Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= ((-252.100) + (-241.814)) - (2 * (-234.950)) \text{ kJ/kmol} \\ &= -24.014 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Qreaksi 1 = $\Delta H^\circ_R \times n$ C₂H₅OH yang bereaksi

$$\begin{aligned}&= -24.014 \times 88,215 \\ &= -2.118.294,85\end{aligned}$$

Karena Harga $\Delta H^\circ_{R298,15K}$ negatif, maka reaksi bersifat eksotermis

Reaksi samping pada persamaan reaksi

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{R298,15K} &= \Delta H^\circ_f \text{produk} - \Delta H^\circ_f \text{reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_4 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= ((52510) + (-241814)) - ((-234950)) \text{ kJ/kmol} \\ &= 45.464 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reaksi 2}} &= \Delta H^{\circ}R \times n \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH yang bereaksi} \\
 &= -24.014 \times 14,480 \\
 &= 660.953,76
 \end{aligned}$$

Karena Harga $\Delta H^{\circ}R$ 298,15K positif, maka reaksi bersifat endotermis

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } Q_{\text{reaksi 1}} + Q_{\text{reaksi 2}} &= -2.118.294,85 + 660.953,76 \\
 &= -1.457.441,08
 \end{aligned}$$

Karena Q_{reaksi} bernilai minus (-), maka reaksi bersifat eksotermis)

f. Data Katalis

Jenis = Aluminium Oxide (Al_2O_3)

Diameter = 0,01 m

Massa jenis = 3,987 g/cm³

Surface Area = 150

Porositas = 0,06

g. Dimensi Reaktor

Diameter pipa reaktor dipilih dengan mempertimbangkan agar perpindahan panas berlangsung secara efisien. Pengaruh rasio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang diisi dengan butiran katalisator dibandingkan dengan pipa kosong telah diteliti oleh *Colburn's* (Smith, page 571), yaitu:

Tabel 3.8. Ratio Dp/Dt dan hw/h

Dp/Dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Diambil harga maksimum hw/h pada Dp/Dt = 0,15

Diameter dalam tube (ID) = Dt = Dp/0,15

Dimana :

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp = diameter katalisator

Dt = diameter tube

Sehingga :

$Dp/Dt = 0,15$

$Dp = 1 \text{ cm}$

$Dt = 1 / 0,15 = 6,67 \text{ cm} = 2,6247 \text{ in}$

Dari hasil yang di dapatkan , maka dipilih ukuran pipa standard dari tabel

11 Kern (*Dimensions os steel pipe, page 844*) dipilih pipa dengan

spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 3 in

Outside diameter (OD) = 3,5 in = 8,89 cm = 0,0889 m

Schedule number = 40

Inside diameter (ID) = 3,068 in = 7,79 cm = 0,0779 m

$$\text{Flow area per pipe} = 7,380 \text{ in}^2 = 47,612 \text{ cm}^2 = 0,00476 \text{ m}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,917 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$\text{Weight per lin ft} = 7,58 \text{ lb stell}$$

- Kecepatan linier umpan

Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas didalam tube harus turbulen.

$$\text{Asumsi: } N_{re} = 4100$$

dimana:

$$D_p = \text{diameter partikel katalis} = 1 \text{ cm}$$

$$\rho_p = \text{densitas katalis} = 3,98 \text{ g/cm}^3$$

$$f_d = \text{friction factor} = 2$$

- Kecepatan *Mass Velocity* (Gt)

$$\text{Diketahui : } \mu_g = 0,0208 \text{ kg/m.jam}$$

$$D_t = 0,078 \text{ m}$$

$$N_{re} = 4100$$

$$G = 5.782,640 \text{ kg/jam}$$

$$G_t = \frac{\mu_g \times N_{re}}{D_t}$$

$$G_t = 1096,80 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

$$= 0,0305 \text{ g/cm}^2.\text{s}$$

- Luas Penampang Tube (At)

$$\text{Diketahui : } G = 5.782,640 \text{ kg/jam}$$

$$G_t = 1096,80 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

Maka :

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

$$A_t = 5,272 \text{ m}^2$$

- Luas Penampang Tube (A_o)

$$A_o = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

$$A_o = 0,00477 \text{ m}^2$$

- Jumlah Tube Maksimal (N_{tmax})

$$N_{tmax} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$N_{tmax} = 1105,989 \text{ buah}$$

- V_{max}

$$\text{Diketahui : } \rho_b = 3.98 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 1,660 \text{ kg/m}^3$$

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

$$D_p = 0,01 \text{ m}$$

$$fD = 2$$

Maka :

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4 \times (\rho_b - \rho_g) \times g \times D_p}{3 \times \rho_g \times fD}}$$

$$V_{max} = 12.525 \text{ m/s}$$

$$= 45.091,823 \text{ m/jam}$$

$$\text{Diketahui : } Q = 3.484,308 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{max} = 45.091,823 \text{ m/jam}$$

Maka :

$$A_t = \frac{Q}{V_{\max}}$$

$$A_t = 0,0772 \text{ m}^2$$

- Jumlah Tube Minimal ($N_{t\min}$)

Maka :

$$N_{t\min} = \frac{A_t}{A_o}$$

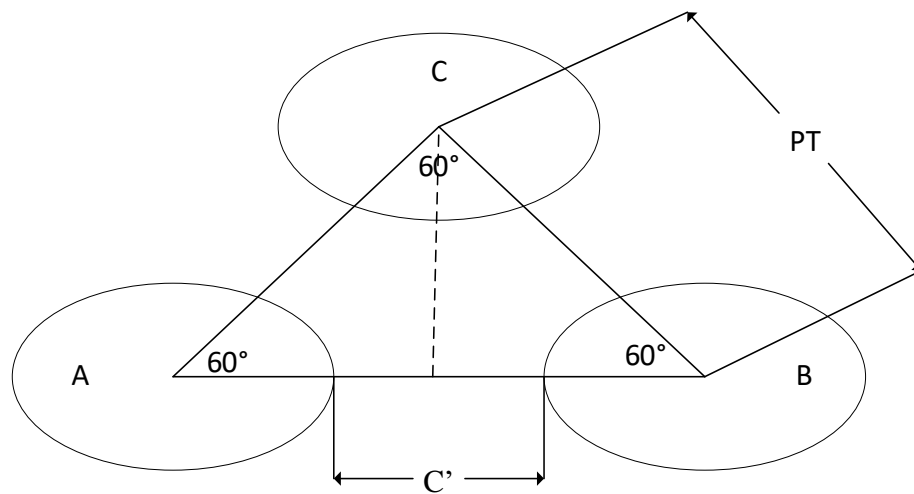
$$N_{t\min} = 16,209 \text{ buah}$$

Jumlah Tube yang diambil = 395 buah

h. Diameter Shell

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dikarenakan :

- Susunan ini menghasilkan turbulensi yang lebih besar daripada susunan bujur sangkar karena fluida yang mengalir di antara pipa yang berdekatan akan langsung menumbuk pipa pada deretan berikutnya.
- Peningkatan turbulensi pada aliran fluida dalam shell diharapkan akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o).
- Susunan ini dianggap lebih kuat dan lebih mudah dibersihkan.



$$\begin{aligned}
 Pt &= 1,25 \times ODt \\
 &= 1,25 \times 3,5 = 4,375 \text{ in} = 11,112 \text{ cm} = 0,111 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C' &= PT - OD \\
 &= 4,375 - 3,5 = 0,875 \text{ in} = 2,222 \text{ cm} = 0,022 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter shell (IDs)} = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times PT^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$\text{IDs} = 91,318 \text{ in} = 231,948 \text{ cm} = 2,319 \text{ m}$$

i. Pendingin Reaktor (Dowtherm A)

Pada kondisi 30 °C

$$\text{Diketahui : } C_p = 0,535 \text{ Btu/lb.F} = 2,239 \text{ Kj/Kg.K}$$

$$\text{Densitas} = 64,146 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Konduktivitas} = 0,07643 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas} = 2,18 \text{ cP}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = -1.270.720,86 \text{ Kj/jam}$$

$$m_{\text{pendingin}} = 9.455,190 \text{ kg/jam}$$

j. Koefisien Perpindahan Panas Overall (UD)

• **Tube Side**

Diketahui :	C_p	= 96,3108 Btu/lb.°F
	μ	= 0,014 lb/ft.jam
	k	= 0,0895 Btu/jam.ft.°F
	PR	= 15,074
	L	= 20 ft
	L/D	= 78,125
	IDt	= 0,256 ft
	OD	= 0,291 ft
	JH	= 14

$$PR = \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)$$

$$PR = 15,074$$

$$h_i = jH \left(\frac{k}{IDt} \right) \times (Pr)^{1/3}$$

$$h_i = 12,091 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$h_o = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$h_o = 10,636 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

• **Shell Side**

Diketahui :	ID	= 7,609 ft
	B (baffle)	= 5,707 ft
	PT (pitch tube)	= 0,364 ft
	C'	= 0,0729 ft

$$W \text{ (laju pendingin)} = 20.845,102 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Flow area shell (as)} = \frac{ID \times C'B}{PT \times 144}$$

$$as = 0,0603 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter equivalent (des)} = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2PT} \times 0,86PT - \frac{0,5 \times \pi \times d}{4} \right)}{0,5 \times \pi \times do}$$

$$des = 2,4912 \text{ in} = 0,2076 \text{ ft}$$

$$\text{Mass velocity fluida dalam shell (Gs)} = \frac{W}{as}$$

$$Gs = 345.559,248 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Bilangan Reynold Shell (Res)} = \frac{Gs \times Des}{\mu_s}$$

$$Res = 32.907,927$$

Dari fig.28 Kern, hal 838 didapat $jH = 50$

$$ho = jH \left(\frac{ks}{De} \right) \times \left(\frac{Cps \times \mu_s}{ks} \right)^{1/3}$$

$$ho = 45,6577 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

k. Clean Overall Coefficient (UC)

$$UC = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$UC = 8,6269 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Dari tabel 12 Kern, hal 845 didapat:

Diketahui : $Rd \text{ shell} = 0,0015$

$$Rd \text{ tube} = 0,001$$

$$Rd = Rd \text{ shell} + Rd \text{ tube} = 0,0025$$

Sehingga diperoleh :

$$UD = \frac{1}{Rd + \frac{1}{UC}}$$

$$UD = 8,444 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

1. Menentukan Panjang Reaktor

Kondisi masuk reaktor	(Xo) = 0
Posisi awal katalis	(Zo) = 0
Suhu masuk pipa	(To) = 523,15 K
Tekanan masuk pipa	(Po) = 1 atm
Aliran massa umpan masuk pipa	(FAo) = 132,4191 kmol/jam
Aliran massa masuk pendingin	(Ws) = 9.455,190 kg/jam

Tabel 3.9. Hasil Perhitungan Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Runge Kutta

Δz	0,5			
z (m)	x	Tp (K)	T (K)	dP/dz
0	0	303	523,1500	2,79E-04
0,5	0,0264	305,1800	523,1408	2,79E-03
1	0,0529	307,3384	523,1316	2,79E-03
1,5	0,0793	309,4753	523,1226	2,78E-03
2	0,1058	311,5910	523,1136	2,78E-03
2,5	0,1322	313,6856	523,1047	2,78E-03
3	0,1586	315,7593	523,0960	2,77E-03

3,5	0,1851	317,8125	523,0873	2,77E-03
4	0,2115	319,8452	523,0787	2,76E-03
4,5	0,2379	321,8578	523,0702	2,76E-03
5	0,2644	323,8503	523,0617	2,76E-03
5,5	0,2908	325,8230	523,0534	2,75E-03
6	0,3173	327,7761	523,0451	2,75E-03
6,5	0,3437	329,7097	523,0370	2,75E-03
7	0,3701	331,6241	523,0289	2,74E-03
7,5	0,3966	333,5195	523,0209	2,74E-03
8	0,4230	335,3961	523,0129	2,73E-03
8,5	0,4494	337,2540	523,0051	2,73E-03
9	0,4759	339,0934	522,9973	2,73E-03
9,5	0,5023	340,9145	522,9897	2,72E-03
10	0,5288	342,7175	522,9821	2,72E-03
10,5	0,5552	344,5026	522,9745	2,72E-03
11	0,5816	346,2699	522,9671	2,71E-03
11,5	0,6081	348,0196	522,9597	2,71E-03
12	0,6345	349,7520	522,9524	2,70E-03
12,5	0,6609	351,4671	522,9452	2,70E-03
13	0,6874	353,1652	522,9380	2,70E-03
13,5	0,7138	354,8464	522,9310	2,69E-03
14	0,7403	356,5108	522,9240	2,69E-03

14,5	0,7667	358,1587	522,9170	2,69E-03
15	0,7931	359,7903	522,9102	2,68E-03
15,5	0,8196	361,4056	522,9034	2,68E-03
16	0,8460	363,0048	522,8967	2,68E-03
16,5	0,8724	364,5881	522,8900	2,67E-03
17	0,8989	366,1557	522,8834	2,67E-03
17,5	0,9253	367,7077	522,8769	2,67E-03
18	0,9518	369,2443	522,8705	2,66E-03
18,5	0,9782	370,7656	522,8641	2,66E-03

m. Mechanical Design Reaktor

- Tebal dinding reaktor (shell)

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan (Brownell)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design,

Psi Bahan yang digunakan Stainless steel SA 283 Grade C

$E = 0,85$

$f = 12650$ psi

$C = 0,125$

$$D = 91,318 \text{ in}$$

$$r = 45,659 \text{ in}$$

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

Maka :

$$\text{Tebal Shell (ts)} = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

$$ts = 0,1999 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar, yaitu 1 in. . (Tabel 5.6, halaman 88, Brownell)

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor (ODs)} &= ID + 2 \times ts \\ &= 93,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{ODs standar} = 96 \text{ in}$$

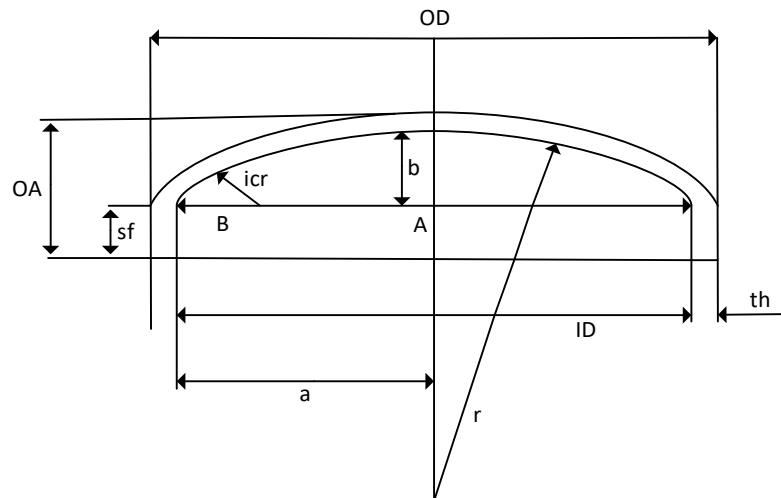
Sehingga dipilih Diameter luar shell reaktor standar, yaitu 96 in. (Tabel 5.7, halaman 90, Brownell)

n. Menghitung Head Reaktor

- Tebal Head Reaktor

$$\text{Bentuk Head} = \textit{Torispherical head}$$

$$\text{Bahan yang digunakan} = \text{Carbon Stell SA-283 Grade C}$$



Keterangan Gambar :

ID = Diameter dalam head

OD = Diameter luar head

a = Jari – jari dalam head

t = Tebal head

r = Jari – jari head

icr = Jari – jari dalam sudut dish

b = Tinggi head

sf = *Straight Flange*

OA = Tinggi total head

Diketahui :

IDs = diameter dalam reactor, in = 91,318 in

Poperasi = 1 atm = 14,6959 psi

Pdesign = $(120/100) \times 14,6959 \text{ psi} = 17,6351 \text{ psi}$

Tekanan yang diizinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,85

Faktor korosi © = 0,125 in

Maka :

$$\text{Tebal head (th) reaktor} = \frac{P \times ID_s}{2f \times E - 0,2P} + C$$

$$th = 0,27 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reaktor standar, yaitu 1 in (Tabel 5.6, halaman 88, Brownell)

- Tinggi Head Reaktor

Diketahui :

$$OD_s = 96 \text{ in}$$

$$ts = 1 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } irc = 11,5 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 45,659 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 34,159 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 78,500 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 70,678 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 19,321 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 1 in didapat sf = 1,5 – 3,5

in (dalam perancangan digunakan sf = 4 in)

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$hH = th + b + sf$$

$$= 23,597 \text{ in} \quad = 1,966 \text{ ft} \quad = 0,599 \text{ m}$$

- Tinggi Total Reaktor

Tinggi Total Reaktor (HR) = Panjang tube (Z) + Top head reaktor

$$= (629,921 + 23,597) \text{ in}$$

$$= 653,518 \text{ in} = 54,459 \text{ ft} = 16,6 \text{ m}$$

o. Menghitung Volume Reaktor

- Volume head (Vh) = $0,000049 \times \text{IDs}^3$

$$= 0,0006 \text{ m}^3$$

- Volume Shell (Vs) = $(3,14/4) \times \text{IDs}^2 \times \text{Panjang Tube (Z)}$

$$= 67,573 \text{ m}^3$$

- Volume Reaktor (Vr) = Volume head + Volume Shell

$$= 67,573 \text{ m}^3$$

p. Menghitung Diameter Reaktor

$$r^2 = \frac{V}{\pi \cdot t}$$

$$r^2 = 1,296 \text{ m}^2 = 0,65 \text{ m}$$

Diameter Reaktor = $r \times 2$

$$= 1,3 \text{ m}$$

q. Spesifikasi Noozle

Diketahui :

$$D_{\text{opt}} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$D_{\text{opt}} = 310 \text{ mm} = 12,237 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar (Kern, tabel 11, hal. 844)

$$\text{ID} = 13,25 \text{ in}$$

$$OD = 14 \text{ in}$$

r. Menghitung Berat Katalis

$$\text{Diketahui : } \rho_b = 3,987 \text{ g/ cm}^3$$

$$N_t = 395 \text{ buah}$$

$$ID_t = 7,79 \text{ cm}$$

$$Z = 1600 \text{ cm}$$

$$\epsilon = 0,06$$

Maka :

$$\text{Berat Katalis (w)} = \frac{\rho_b \times N_t \times \pi}{4 ID_t^2 \times Z (1 - \epsilon)}$$

$$w = 112889382,0629 \text{ gr} = 112889,382 \text{ kg}$$

s. Volume Katalis (V)

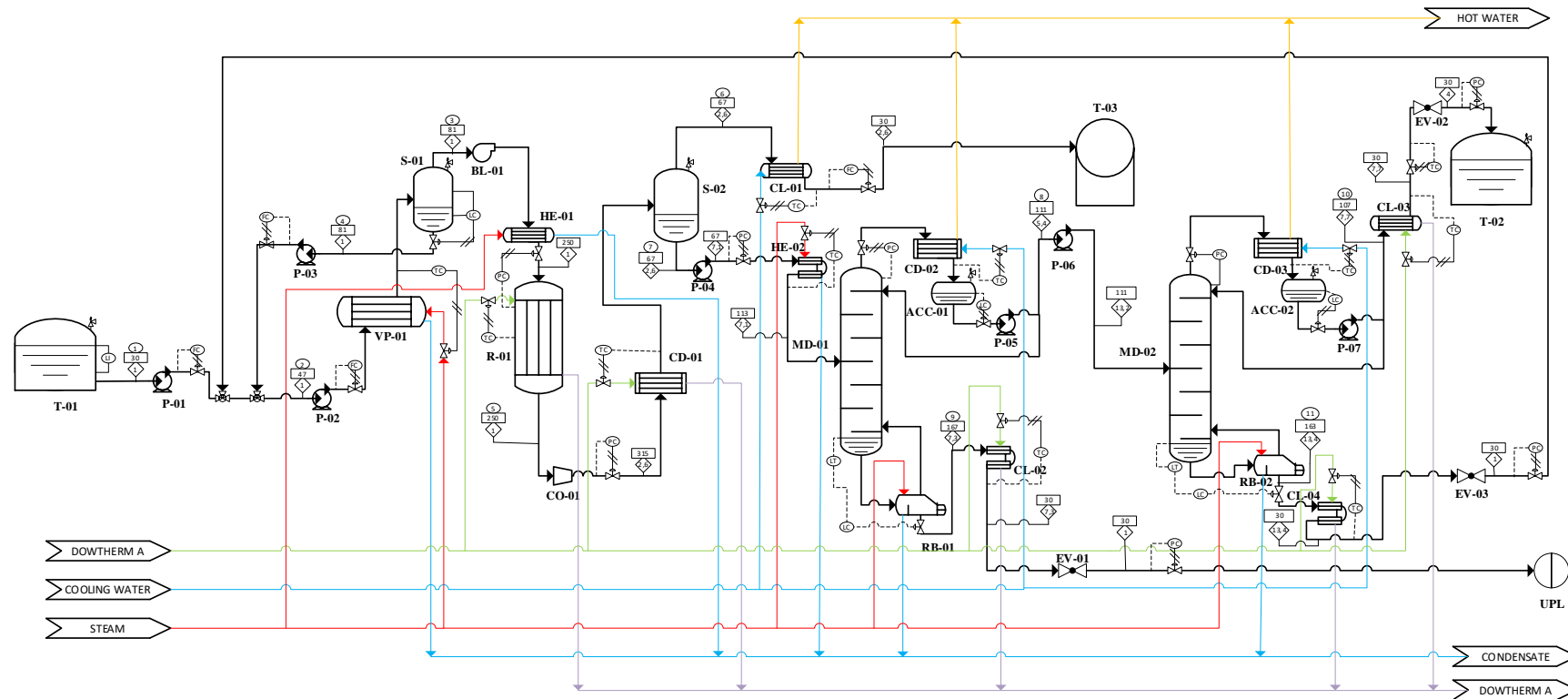
$$\text{Volume Katalis (V)} = \frac{\rho_b}{w}$$

$$V = 28314367 \text{ cm}^3 = 28,314 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN B

Process Engineering Flow Diagram (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	LAJUR ALIR (KG/JAM)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
ETHYLENE	0,00	0,00	0,00	0,00	405,44	369,24	36,20	36,20	0,00	36,20	0,00
DEE	0,00	0,29	0,27	0,017	3.264,23	522,46	2.741,77	2.741,77	0,00	2.741,49	0,27
ETHANOL	4.760,50	6.845,26	5.583,89	1.261,37	859,92	35,63	824,29	823,47	0,82	0,08	823,38
WATER	198,35	300,26	198,48	101,78	1.253,05	22,95	1.230,10	0,12	1229,98	0,00	0,12
TOTAL	4.958,85	7.145,80	5.782,64	1.363,17	5.782,64	950,28	4.832,36	3.601,56	1230,80	2.777,78	823,78

KETERANGAN ALAT	
T	Tangki Penyimpanan
P	Pompa
VP	Vaporizer
S	Separator
BL	Blower
HE	Heater
CO	Cooler
R	Reaktor
CD	Kompressor
MD	Menara Distilasi
ACC	Condensator
RB	Accumulator
EV	Reboiler
	Expansion Valve

Simbol	Keterangan
	Pressure Relief
	Control Valve
	Mixing Valve
	Level Indicator
	Flow Control
	Temperature Control
	Level Control
	Pressure Control
	Flow Transmitter
	Pneumatic Signal
	Electrical Signal
	Nomor Arus
	Suhu
	Tekanan

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDONESIA
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK DIETIL ETER (DEE) DARI ETANOL DENGAN
PROSES DEHIDRASI MENGGUNAKAN KATALIS ALUMINA KAPASITAS
PRODUKSI 22.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

1. Tanfizz Amrullah (20521181)
2. Samiyah Intan Khoirunnisa (20521158)

Dosen Pembimbing :

1. Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C Kartu Konsultasi Bimbingan

Prarancangan Pabrik

1. Nama Mahasiswa : Tanfizz Amrullah

NIM : 20521181

2. Nama Mahasiswa : Samiyah Intan Khoirunnisa

NIM : 20521158

Judul Pra Rancangan : Pra Rancangan Pabrik Dietil Eter dari Etanol dengan
Proses Dehidrasi Menggunakan Katalis Alumina
Kapasitas Produksi 22.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 14 September 2023

Batas Akhir Bimbingan : 13 September 2024

Dosen Pembimbing : Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

No	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	27/09/2023	Diskusi dan pengenalan awal perancangan pabrik	
2	12/10/2023	Diskusi tentang produk dietil eter dan bahan baku	
3	18/10/2023	Pemilihan proses yang digunakan	
4	25/10/2023	Konsultasi perancangan diagram alir	
5	17/11/2023	Diskusi perhitungan neraca massa	
6	27/11/2023	Diskusi perhitungan neraca massa	
7	20/12/2023	Konsultasi perhitungan neraca panas	

8	26/01/2024	Pembahasan perancangan reaktor	f
9	9/02/2024	Pembahasan perancangan reaktor	f
10	6/03/2024	Konsultasi perancangan alat besar Menara distilasi	f
11	29/03/2024	Konsultasi perancangan alat besar Menara distilasi	f
12	26/04/2024	Konsultasi perancangan alat separator	f
13	15/05/2024	Konsultasi perancangan alat pendukung dan penyimpanan	f
14	31/05/2024	Konsultasi perancangan alat penukar panas (HE)	f
15	7/6/2024	Konsultasi perancangan alat penukar panas (<i>cooler</i>)	f
16	14/6/2024	Mengkaji ulang perancangan alat penukar panas, vaporizer	f
17	21/6/2024	Konsultasi perancangan alat transportasi bahan	f
18	5/7/2024	Konsultasi perancangan pada utilitas	f
19	11/7/2024	Konsultasi evaluasi ekonomi dan PEFD	f
20	26/7/2024	Mengkaji ulang evaluasi ekonomi	f