

**PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI PROSES
DEHIDRASI ETANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
130.000 TON/TAHUN**

Tugas Khusus

Perancangan *Vaporizer* (VP-101)

(SKRIPSI)

Oleh :

DESTI RESSITA DEWI (2015041035)



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2024

ABSTRAK

**PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI PROSES
DEHIDRASI ETANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
130.000 TON/TAHUN
Perancangan Vaporizer (VP-101)**

**Oleh
Desti Ressita Dewi**

Pabrik Etilen (C_2H_4) berbahan baku etanol (C_2H_5OH) direncanakan didirikan di Ngoro, Jawa Timur. Pendirian pabrik didasarkan atas pertimbangan ketersediaannya bahan baku, sarana transportasi yang memadai, dan tenaga kerja yang mudah didapatkan serta kondisi lingkungan sekitar lokasi pabrik akan didirikan.

Pabrik dirancang akan memproduksi etilen sebanyak 130.000 ton/tahun, dengan waktu operasi yaitu 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah etanol sebanyak 16.414,1414 kg/jam. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik terdiri dari unit pengadaan air, pengadaan *steam*, pengadaan listrik, dan pengadaan udara *instrument*.

Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 141 orang.

Dari analisis ekonomi diperoleh :

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp825.275.894.509,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp145.636.922.560,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp970.912.817.069,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	58,75%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	47,01%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) ^b	=	1,48 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) ^a	=	2,09 tahun
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) ^a	=	49,54%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	=	40,09%

Mempertimbangkan paparan diatas, sudah selayaknya pendirian pabrik etilen ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dari sisi ekonomi dan mempunyai prospek yang relatif cukup baik.

ABSTRACT

PRELIMINARY DESIGN OF AN ETHYLENE PLANT BASE ON ETHANOL DEHYDRATION PROCESS WITH A CAPACITY OF 130.000 TONS/YEAR (Design Of Vaporizer (VP-101))

By :

Desti Ressita Dewi

An Ethylene (C_2H_4) plant using ethanol (C_2H_5OH) as raw material is planned to be established in Ngoro, East Java. The establishment of the plant is based on considerations of the availability of raw materials, adequate transportation facilities, and easily obtainable labor, as well as the environmental conditions around the planned plant location.

The plant is designed to produce 130,000 tons of ethylene per year, operating 24 hours a day, 330 days a year. The raw material used is ethanol, amounting to 16,414.1414 kg/hour. The plant's utility needs consist of a water supply unit, a steam supply unit, a power supply unit, and an instrument air supply unit.

The company is a limited liability company (PT) using a line and staff organizational structure with a total of 141 employees.

From the economic analysis, it is obtained:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp825.275.894.509,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp145.636.922.560,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp970.912.817.069,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	58,75%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	47,01%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) ^b	=	1,48 years
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) ^a	=	2,09 years
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) ^a	=	49,54%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	=	40,09%

Considering the above exposure, it is appropriate to further study the establishment of this ethylene plant, as it is a profitable plant from an economic standpoint and has a relatively good prospect.

**PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI PROSES
DEHIDRASI ETANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
130.000 TON/TAHUN**

Tugas Khusus

Perancangan *Vaporizer* (VP-101)

Oleh :

DESTI RESSITA DEWI (2015041035)

(SKRIPSI)

**Sebagai Salah Satu Syarat untuk Mencapai Gelar
SARJANA TEKNIK**

Pada

**Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2024

Judul Skripsi

**: PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI
PROSES DEHIDRASI ETANOL DENGAN
KAPASITAS PRODUKSI 130.000 TON/
TAHUN
Perancangan Vaporizer (VP-101)**

Nama Mahasiswa

: Desti Ressita Dewi

Nomor Pokok Mahasiswa : 2015041035

Program Studi

: Teknik Kimia

Fakultas

: Teknik

MENYETUJUI

1. Komisi Pembimbing


Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc.
NIP 19680902 199702 2 005


Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.
NIP 19661111 199402 2 001

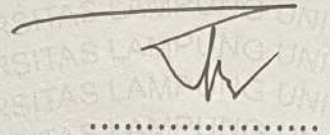
2. Ketua Jurusan


Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP 19740712 200003 2 001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

Ketua : **Dr. Elida Purba, S.T., M.Sc.**



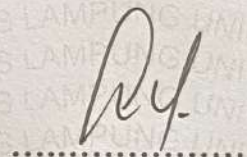
Sekretaris : **Simparkin Br. Ginting, S.T., M.T.**



Penguji
Bukan Pembimbing : **Dr. Heri Rustamaji, S.T., M.Eng.**



Lia Lismeri, S.T., M.T.



2. Dekan Fakultas Teknik



Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M.Sc.
NIP 19750928/200112 1 002



Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **23 Agustus 2024**

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 24 September 2024



Desti Ressita Dewi

NPM. 2015041035

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Way Kanan pada tanggal 28 Desember 2001, dan merupakan putri bungsu dari pasangan Bapak Indra Jaya dan Ibu Suwarti

Penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar Negeri 1 Kalipapan pada tahun 2014, Sekolah Menengah Pertama Negeri 3 Negeri Agung pada tahun 2017, dan Sekolah Menengah Atas Negeri 2 Negeri Agung pada tahun 2020.

Pada tahun 2020, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Jalur PMPAP 2020. Selama menjadi mahasiswa penulis aktif dalam organisasi sebagai staff Departemen Kaderisasi Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila periode 2021 dan staff ahli Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila periode 2022.

Pada tahun 2023, penulis melakukan Kerja Praktik di PT. Tanjungenim Lestari *Pulp and Paper* dengan tugas khusus “Evaluasi Kinerja *Evaporator* pada *section Power and Recovery Plant*”. Penulis juga melakukan penelitian dengan judul “Pengaruh Variasi Komposisi *Hyroxylpropyl Methyl Cellulose* dan *Polivynyl Alcohol* Terhadap Karakteristik Film Hidrogel”.

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

لَا يُكَلِّفُ اللَّهُ نَفْسًا إِلَّا وُسْعَهَا

“Allah tidak membebani seseorang, kecuali menurut kesanggupannya”

(Q.S Al-Baqarah : 286)

“Barang Siapa berjalan untuk menuntut ilmu maka Allah SWT akan memudahkan Baginya jalan menuju syurga”

(HR : Muslim)

“Cukuplah Allah menjadi penolong kami dan Allah adalah sebaik-baik pelindung”

(Q.S Ali Imran : 173)

“Keep Moving, Keep gooing, Keep doing, and you will get there”

(Dr. Elida Purba, NME Class ‘‘2020’')

Sebuah KaryaKu....

Dengan sepenuh hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah SWT

*Karena kehendak-Nya, semua ini dapat ku peroleh
Atas berkah dan karunia-Nya, aku bisa menyelesaikan karya kecil ini
Atas anugerah-Nya, aku bisa bertahan selama ini.*

*Kedua orang tuaku dan seluruh keluarga besar,
terima kasih atas doa, kasih sayang, pengorbanan, dan keikhlasannya.
Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan dengan
pengorbanan dan kasih sayang selama ini*

*Para pengajar sebagai tanda hormatku,
terima kasih atas ilmu yang telah diberikan selama ini, baik itu
berupa ilmu teknik kimia, maupun ilmu kehidupan yang tentunya
sangat berguna dan bermanfaat.*

*Sahabat-sahabatku,
terima kasih atas dukungan, doa, dan ketulusannya selama ini.*

*Dan tak lupa kupersembahkan kepada Almamaterku tercinta,
semoga kelak berguna dikemudian hari.*

SANWANCANA

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT, atas segala berkat dan rahmat-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Etilen dari Proses Dehidrasi Etanol dengan Kapasitas 130.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh gelar sarjana (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Kedua Orang Tua Desti (Ibu dan Bapak) serta Kakaku Selly Indriyani yang memberikan semangat, dukungan, dan motivasi kepada penulis serta doa yang tiada henti untuk penulis selama penulis mengerjakan tugas akhir ini.
2. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Universitas Lampung yang telah memberikan ilmu semasa perkuliahan.
3. Ibu Dr. Elida Purba, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing 1 yang telah banyak sekali memberikan ilmu yang luas, sabar yang tiada batas dalam membimbing penulis, serta motivasi yang begitu luas biasa untuk membangun karakter penulis untuk lebih baik.
4. Ibu Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing Pengganti 2 yang juga banyak memberikan saran dan kritikan yang baik dalam membangun tugas akhir ini semoga ilmu yang diberikan dapat bermanfaat bagi kami.
5. Bapak Muhammad Haviz, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing 2 yang memberikan ilmu akademik maupun agamis bagi penulis, semangat serta dukungan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.

6. Bapak Dr. Heri Rustamaji, S.T., M. Eng., selaku dosen Penguji 1 yang banyak memberikan masukan terhadap perbaikan tugas akhir agar lebih baik.
7. Ibu Lia Lismeri, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji 2 tugas akhir serta menjadi pembimbing penulis dalam tugas-tugas lainnya (Penelitian dan KP) semoga ilmu yang sudah diberikan akan menjadi ladang pahala baginya serta bermanfaat bagi penulis.
8. Ibu Panca Nugrahini F.N, S.T., M.T. selaku Dosen pembimbing Akademik Jurusan Teknik Kimia, Universitas Lampung.
9. Keluarga Besarku di Way Kanan yang selalu memberi dukungan baik moril dan materil yang senantiasa bertanya akan kelulusanku.
10. Arif Cahya Pradana, S.T. yang selalu membersamai penulis dan banyak membantu, juga mendukung penulis dalam penuh rasa kasih sayang, serta menjadi tempat berkeluh kesah penulis, dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
11. Muhammad Rizki Agustian, selaku partner dalam mengerjakan tugas akhir ini. Terimakasih atas kerjasama dan support untuk kita dalam proses pendewasaan ini.
12. Squad Sikembar goes to S.T untuk Bang George, Bang Ages, Rizki, Kak Manda, terimakasih atas kerjasama untuk saling berdiskusi terkait perjuangan kita dalam mengerjakan tugas akhir ini.
13. Teman-Temanku tercinta, terkhusus kepada Fadila, Latipah, Tania, Tevi, Lufita, Fitria, Rizki, yang selalu mendukung, mendoakan, dan membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
14. Teman-Teman seperjuangan Desti angkatan 2020 serta semua pihak yang telah ikut berkontribusi dalam membantu penulis dalam penyelesaian tugas akhir ini.
15. Adik-adik kost Nadia Putri, Nurul, Mila, Pandan, Ovy, yang juga selalu mendukung penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.

Penulis menyadari penyusunan tugas akhir masih jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari

pembaca. Penulis berharap laporan tugas akhir ini bermanfaat bagi para pembaca dan berguna bagi penulis dan semua pihak yang terkait.

Semoga Allah SWT membalas semua kebaikan kalian dengan nikmat yang lebih baik dan semoga tugas akhir ini dapat menjadi pelajaran yang bermanfaat dan kesan yang baik bagi semua pihak yang terkait. Amin.

Bandar Lampung, 24 September 2024

Penulis,

Desti Ressita Dewi

NPM. 2015041035

DAFTAR ISI

	Halaman
ABSTRAK	ii
HALAMAN JUDUL	vi
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
PERNYATAAN	viii
RIWAYAT HIDUP	ix
MOTTO DAN PERSEMBAHAN.....	x
SANWANCANA	xii
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk.....	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	2
1.4 Analisis Pasar.....	3
1.5 Kapasitas Produksi	7
1.6 Lokasi Pabrik	9
2.1 Jenis-Jenis Proses	13
2.2 Pemilihan Proses	15
2.3 Uraian Proses	26
2.4 Diagram Alir Proses	27
BAB III SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK	30
3.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	30
3.2 Spesifikasi Produk.....	31
3.3 Spesifikasi Katalis	32
BAB IV NERACA MASSA DAN PANAS	33
4.1 Neraca Massa	33
4.2 Neraca Panas.....	35

BAB V SPESIFIKASI ALAT	39
5.1 Alat Proses	39
5.2 Alat Utilitas	50
BAB VI UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	87
6.1 Unit Penyedia Air	87
6.2 Unit Penyedia <i>Steam</i>	99
6.3 Unit Penyedia Listrik	100
6.4 Unit Penyedia Udara Tekan	100
6.5 Pengelolaan Limbah	101
6.6 Laboratorium	101
BAB VII TATA LETAK PABRIK	112
7.1 Lokasi Pabrik	112
7.2 Tata Letak Pabrik	114
7.3 Estimasi Area Pabrik	117
7.4 Tata Letak dan Peralatan Proses	118
BAB VIII MANAJEMEN DAN ORGANISASI	121
8.1 Bentuk Perusahaan	121
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan	123
8.3 Tugas dan Wewenang	126
8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian	133
8.5 Pembagian Jam Kerja	136
8.6 Pengelolaan Jabatan dan Jumlah Karyawan	138
8.7 Kesejahteraan Karyawan	143
BAB IX INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	146
9.1 Ivestasi	146
9.2 Evaluasi Ekonomi	151
BAB X KESIMPULAN DAN SARAN	156
10.1 Kesimpulan	156
10.2 Saran	156
DAFTAR PUSTAKA	157

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Produksi Etanol di Indonesia	3
Tabel 1.2	Daftar Harga Bahan Baku dan Produk	3
Tabel 1.3	Data Kebutuhan Etilen di Indonesia	4
Tabel 1.4	Data Impor Etilen di Indonesia	5
Tabel 1.5	Data Ekspor Etilen di Indonesia.....	6
Tabel 1.6	Data Produksi Etilen di Dunia.....	7
Tabel 2.1	Daftar Harga Bahan dan Produk Pada Proses Dehidrasi Etanol..	16
Tabel 2.2	Berat Molekul.....	17
Tabel 2.3	Daftar Harga Bahan dan Produk Pada Proses <i>Thermal Craking</i>	20
Tabel 2.4	Nilai $\Delta H^{\circ}_{f\ 298}$ dan $\Delta G^{\circ}_{f\ 298}$	22
Tabel 2.5	Nilai $\Delta H^{\circ}_{f\ 298}$ dan $\Delta G^{\circ}_{f\ 298}$	24
Tabel 3.1	Spesifikasi Etanol.....	30
Tabel 3.2	Spesifikasi Etilen.....	31
Tabel 3.3	Spesifikasi Alumina.....	32
Tabel 4.1	Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	34
Tabel 4.2	Neraca Massa Reaktor (RE-201).....	35
Tabel 4.3	Neraca Massa Knock Out Drum (KO-301).....	35
Tabel 4.4	Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	36
Tabel 4.5	Neraca Panas Heater (HT-101).....	36
Tabel 4.6	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-102).....	36
Tabel 4.7	Neraca Panas Reaktor (RE-201)	36
Tabel 4.6	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-101).....	37
Tabel 4.8	Neraca Panas Total Kondensor (TC-301).....	37
Tabel 4.9	Neraca Panas Knock Out Drum (KO-301).....	38
Tabel 5.1	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Etanol (ST-101).....	39
Tabel 5.2	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Etilen (ST-102)	40
Tabel 5.3	Spesifikasi <i>Vaporizer</i> (VP-101).....	40
Tabel 5.4	Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-101).....	41

Tabel 5.5 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-102).....	42
Tabel 5.6 Spesifikasi Reaktor (RE-201).....	43
Tabel 5.7 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-101).....	45
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>Total Condenser</i> (TC-101).....	46
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (KO-301).....	47
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa (PP-101).....	47
Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa (PP-301).....	48
Tabel 5.12 Spesifikasi Blower (BL-101).....	49
Tabel 5.13 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS – 401).....	50
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Alum (ST– 401).....	50
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Kaporit (ST – 402).....	51
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST– 403).....	52
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST – 404).....	53
Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST – 405).....	53
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Dispersan (ST – 406).....	54
Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST – 407).....	55
Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Air Demin (ST – 408).....	56
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST– 409).....	57
Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST – 410).....	58
Tabel 5.24 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CF-401).....	59
Tabel 5.25 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF – 401).....	60
Tabel 5.26 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB – 401).....	61
Tabel 5.27 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB – 401).....	61
Tabel 5.28 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE – 401).....	62
Tabel 5.29 Spesifikasi Anion Exchanger (AE – 401).....	63
Tabel 5.30 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-401)	64
Tabel 5.31 Spesifikasi <i>Boiler</i> (B – 401).....	65
Tabel 5.32 Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BL – 401).....	65
Tabel 5.33 Spesifikasi Generator Listrik (GS-401).....	66
Tabel 5.34 Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CY – 401).....	66
Tabel 5.35 Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD – 401).....	67
Tabel 5.36 Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC – 401).....	68

Tabel 5.37 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BL – 402).....	68
Tabel 5.38 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BL – 403).....	69
Tabel 5.39 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BL – 404).....	69
Tabel 5.40 Spesifikasi <i>Blower Udara</i> (BL – 405).....	69
Tabel 5.41 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 401).....	70
Tabel 5.42 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 402).....	71
Tabel 5.43 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 403).....	71
Tabel 5.44 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 404).....	72
Tabel 5.45 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 405).....	73
Tabel 5.46 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 406).....	73
Tabel 5.47 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 407).....	74
Tabel 5.48 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 408).....	75
Tabel 5.49 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 409).....	76
Tabel 5.50 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 410).....	76
Tabel 5.51 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 411).....	77
Tabel 5.52 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU 4- 412).....	78
Tabel 5.53 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 413).....	79
Tabel 5.54 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 414).....	79
Tabel 5.55 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 415).....	80
Tabel 5.56 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 416).....	81
Tabel 5.57 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 417).....	81
Tabel 5.58 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 418).....	82
Tabel 5.59 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 419).....	83
Tabel 5.60 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 420).....	84
Tabel 5.61 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 421).....	84
Tabel 5.62 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 422).....	85
Tabel 5.63 Spesifikasi Gudang Bahan Bakar (GD – 401).....	86
Tabel 6.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	89
Tabel 6.2 Kebutuhan Air Umpan <i>Boiler</i>	92
Tabel 6.3 Kebutuhan Air Pabrik.....	93
Tabel 6.4 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	106
Tabel 6.5 Pengendalian Variabel Utama Proses.....	107

Tabel 7.1 Perincian Luas Area Pabrik Etilen.....	118
Tabel 8.1 Daftar Gaji Karyawan.....	134
Tabel 8.2 Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	137
Tabel 8.3 Perincian Tingkat Pendidikan.....	138
Tabel 8.4 Jumlah Operator Unit Proses Berdasarkan Jenis Alat.....	140
Tabel 8.5 Jumlah Operator Unit Utilitas Berdasarkan Jenis Alat.....	140
Tabel 8.6 Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	141
Tabel 9.1 <i>Fixed Capital Investment</i>	147
Tabel 9.2 <i>Manufacturing Cost</i>	148
Tabel 9.3 <i>General Expenses</i>	149
Tabel 9.4 Biaya Administratif.....	150
Tabel 9.5 <i>Minimum Acceptable Persent Return On Investment</i>	151
Tabel 9.6 <i>Acceptable Payout Time</i> Untuk Tingkat Risiko Pabrik.....	152
Tabel 9.7 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi.....	155

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Etilen di Indonesia.....	4
Gambar 1.2 Grafik Impor Etilen di Indonesia.....	5
Gambar 1.3 Grafik Ekspor Etilen di Indonesia.....	6
Gambar 1.4 Peta Perbatasan Lokasi Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur....	9
Gambar 1.5 Peta Digital Pabrik Etilen.....	10
Gambar 2.1 Diagram Alir Proses Dehidrasi Etanol.....	14
Gambar 2.2 Diagram Alir Proses.....	15
Gambar 2.3 Diagram Alir Proses Etilen dari Dehidrasi Etanol.....	28
Gambar 6.1 <i>Cooling Tower</i>	90
Gambar 6.2 <i>Diagram Cooling Water System</i>	91
Gambar 6.3 <i>Daerator</i>	93
Gambar 6.4 Diagram Alir Pengolahan Air.....	94
Gambar 7.1 Tata Letak Pabrik dan Area Perluasan.....	117
Gambar 7.2 Tata Letak Alat Pabrik.....	120
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	125
Gambar 9.1 Grafik Analisa Ekonomi.....	153
Gambar 9.2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	154

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara berkembang yang sedang berupaya meningkatkan perekonomiannya. Salah satu upaya untuk mendorong perekonomian negara adalah dengan meningkatkan pendapatan melalui sektor industri. Industri petrokimia memiliki keanekaragaman sumber daya alam yang melimpah sebagai bahan baku utama minyak, gas alam, batu bara dan biomassa. Berkembangnya industri-industri dalam negeri terkhusus pada industri petrokimia diharapkan mampu meningkatkan perekonomian negara dan sebagai solusi untuk meningkatkan devisa negara.

Etilen merupakan senyawa kimia berbentuk gas yang tidak berwarna dengan kemurnian 90-99% memiliki titik beku -25°C , hampir 75% produk petrokimia merupakan turunan dari etilena diantaranya asetal dehidra, asam asetat, etilen oksida, etilen glikol, dan sebagainya. Etilen digunakan sebagai bahan utama dalam pembuatan plastik seperti polietilena, polivinil klorida, dan polistrena. Produksi etilen dianggap sebagai salah satu indikator untuk mengukur tingkat perkembangan petrokimia di seluruh dunia (Minghua Zhang, 2013).

Kebutuhan akan impor etilen terus meningkat seiring dengan berkembangnya industri petrokimia di Indonesia, nilai impor bahan baku plastik di Indonesia mampu mencapai US \$170 juta. Kemenperin menyebutkan bahwa setidaknya diperlukan 2 juta ton produksi etilen agar dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Sementara etilen yang di produksi di PT Chandra Asri Petrokimia hanya memproduksi 900.000 ton/tahun etilen menggunakan bahan baku nafta yang artinya kapasitas tersebut belum dapat memenuhi kebutuhan etilen dalam negeri. Untuk itu diperlukan pembangunan pabrik etilen di Indonesia sehingga mampu memecah masalah tersebut. Selain itu mengacu pada peraturan Kementerian Perindustrian Republik Indonesia No.14/M-IND/PER/1/2010 tentang peta panduan (*Road Map*) Pengembangan sektor Industri Petrokimia. Pada penjelasan tersebut memuat sasaran jangka panjang kapasitas produksi industri

petrokimia hulu khususnya etilen dari 750.000 ton/tahun menjadi 1,6 juta ton/tahun dan UU No. 3 Tahun 2014 tentang peran pemerintah dalam mendorong sektor industri mendatang dilakukan secara terencana dan tersusun secara sistematis dalam suatu dokumen perencanaan dan menjadi pedoman bagi pemerintah dan pelaku industri sehingga dapat tercapai tujuan penyelenggaraan perindustrian.

1.2 Kegunaan Produk

Etilen yang di produksi melalui proses dehidrasi etanol merupakan proses yang paling sederhana dan ekonomis, hal tersebut dikarenakan dehidrasi etanol dapat berlangsung pada temperatur yang rendah, bahan baku lebih murah, dan produk samping yang sedikit sehingga tidak diperlukan lagi pemisahan yang kompleks. Mengingat cadangan gas alam dan minyak bumi di Indonesia yang semakin sedikit. Sehingga proses dehidrasi merupakan proses yang paling tepat diterapkan di Indonesia.

Adapun contoh produk yang dihasilkan dari etilen meliputi polietilena densitas rendah, polietilena densitas linier rendah, polietilena densitas tinggi (LDPE, LLDPE, HDPE), etilen diklorida, vinil klorida, alfa olefin, etilen oksida yang digunakan untuk membuat monoetilen glikol (MEG) untuk digunakan dalam produksi poliester dan anti beku, vinil asetat (MVA), etil alkohol (etanol), etilen monomerdiena propilen, etil benzen, stirena, polistirena, dan lain-lain.

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi etilen menggunakan proses dehidrasi berupa etanol. Pada prarancangan pabrik ini etanol direncanakan diperoleh dari pabrik pabrik etanol yang berlokasi di sekitar Indonesia sebesar 190.773,810 ton/tahun. Data pabrik yang memproduksi etanol yang ditunjukkan pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data produksi etanol di Indonesia

Nama Perusahaan	Produksi (ton/tahun)	Lokasi
PT. Indo Lampung Distillery	47.358,00	Lampung Tengah
PT. Aneka Kimia Nusantara	3.946,50	Mojokerto
PT. Basis Indah	12.628,80	Bone
PT. Energi Agro Nusantara	23.679,00	Mojokerto
PT. Indo Acidata Chemicals	39.465,00	Karanganyar
PT. Madu Baru	5.288,31	Bantul
PT. Molindo Raya industrial	7.893,00	Malang
PTPN XI	4.735,80	Surabaya
PT. Sampurna	13.260,24	Jawa Timur
PT. RNI dan Choi Biofuel Co	8.840,16	Cirebon
PT. Kanematsu Co	23.679,00	Cikarang

1.4 Analisis Pasar

Analisis pasar merupakan langkah untuk mengetahui seberapa besar minat pasar terhadap suatu produk, dalam hal ini adalah etilen. Target pemasaran etilen ini yaitu untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor etilen.

1.4.1 Harga Bahan Baku dan Produk

Harga bahan baku pabrik etilen tertera pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2. Daftar harga bahan baku dan produk

Jenis	Harga (/Kg)
Etanol	Rp 30.000
Alumina	Rp 10.000
Etilen	Rp 150.000

Sumber : <http://www.alibaba.com>

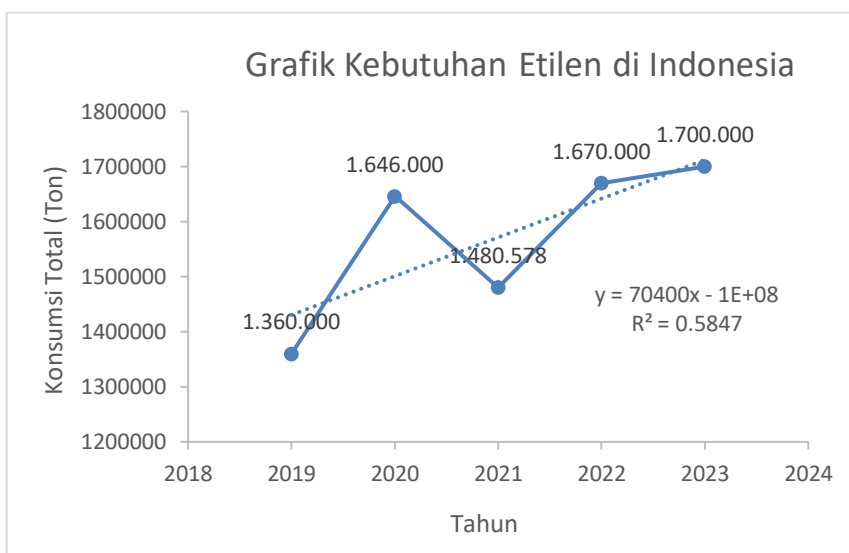
1.4.2 Konsumsi Etilen di Indonesia

Banyaknya kegunaan dari etilen, membuat perusahaan menggunakan etilen sebagai bahan penunjang dalam melakukan proses produksinya. Kebutuhan etilen di Indonesia terus meningkat. Berdasarkan data dari PT Chandra Asri Petrochemical, data kebutuhan etilen dari tahun 2019 sampai 2023 ditunjukkan pada Tabel 1.3.

Tabel 1.3. Data Kebutuhan Etilen di Indonesia

Tahun	Konsumsi Total (Ton)
2019	1.360.000
2020	1.646.000
2021	1.480.578
2022	1.670.000
2023	1.700.000

Sumber : PT Chandra Asri Petrochemical



Gambar 1.1. Grafik Kebutuhan Etilen di Indonesia.

Dari gambar 1.1 untuk data kebutuhan etilen di Indonesia, dikarenakan nilainya yang fluktuatif atau naik turun, maka kebutuhan etilen di Indonesia pada tahun 2027 dapat diprediksi dengan menggunakan metode persen pertumbuhan adalah sebesar 2.181.476 ton/tahun, dengan nilai persen pertumbuhan sebesar 25,56%.

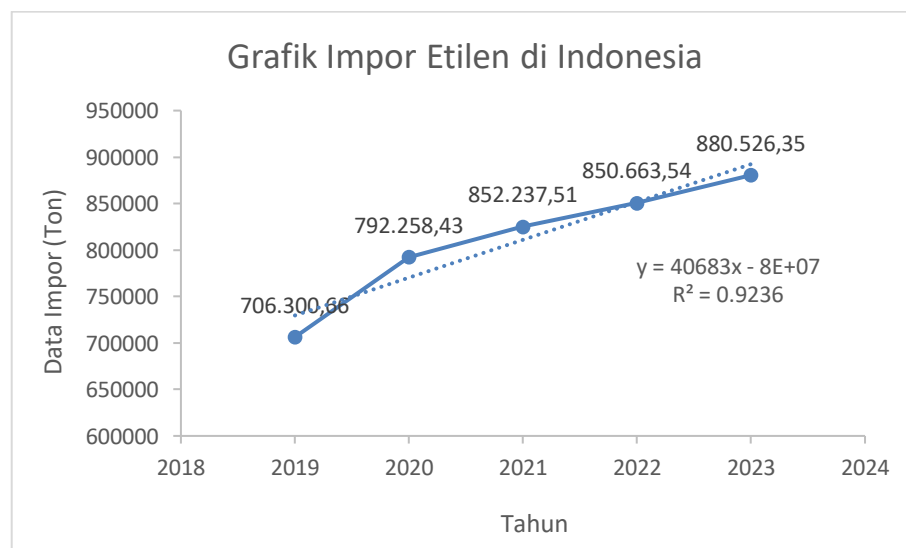
1.4.3 Impor Etilen

Menurut data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik (2024), berikut ini merupakan impor etilen di Indonesia dari tahun 2019-2023.

Tabel 1.4. Data Impor Etilen di Indonesia

Tahun	Impor Etilen (Ton)
2019	706.300,66
2020	792.258,43
2021	825.237,51
2022	850.633,54
2023	880.526,35

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2019-2023



Gambar 1.2. Grafik Impor Etilen di Indonesia.

Berdasarkan gambar 1.2 data impor etilen, untuk memperkirakan jumlah impor etilen pada tahun 2027 digunakan metode persen pertumbuhan. Dari data tersebut didapatkan kebutuhan impor pada tahun 2027 melalui rata-rata dari data tersebut adalah sebesar 1.101.760 ton/tahun.

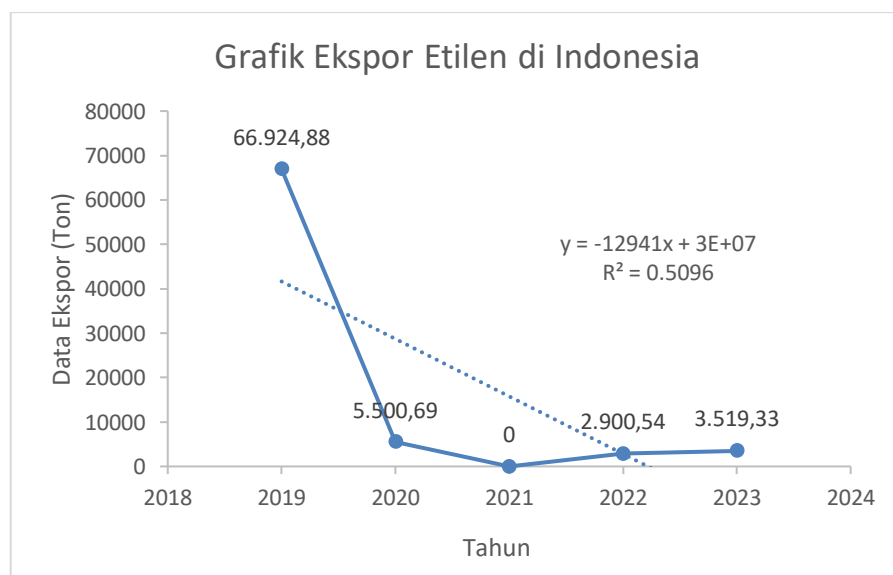
1.4.4 Ekspor Etilen

Menurut data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik (2024), berikut ini merupakan ekspor etilen di Indonesia dari tahun 2019-2023.

Tabel 1.5. Data Ekspor Etilen di Indonesia

Tahun	Ekspor Etilen (Ton)
2019	66.924,88
2020	5.500,69
2021	0
2022	2.900,54
2023	3.519,33

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2019-2023



Gambar 1.3. Grafik Ekspor Etilen di Indonesia.

Berdasarkan gambar 1.3 data ekspor etilen, untuk memperkirakan jumlah impor etilen pada tahun 2027 digunakan metode persen pertumbuhan. Dari data tersebut didapatkan kebutuhan impor pada tahun 2027 melalui rata-rata dari data tersebut adalah sebesar 919,55 ton/tahun.

1.4.5 Produksi Etilen Dalam Negeri

Sampai saat ini Indonesia mempunyai satu pabrik etilen yang telah beroperasi yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical. PT Chandra Asri *Petrochemical* hingga sekarang masih menjadi penunjang dalam ketersediaan produk etilen di dalam negeri. Produksi etilen dari PT. Chandra Asri Petrochemical sendiri adalah sebanyak 860.000 ton/tahun. Oleh karena itu, produksi etilen dapat diperkirakan sebanyak 860.000 ton pada tahun 2027.

1.5 Kapasitas Produksi

Tabel 1.6. Data Produksi Etilen di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Ton/tahun
Formosa Petrochemical Corporation	Mailiao, Taiwan	2.935.000
Nova Chemicals Corporation	Joffre, Alberta, Canada	2.811.792
Arabian Petrochemical Company	Jubail, Saudi Arabia	2.250.000
Exxon Mobil Chemical Company	Baytown, TX, USA	2.197.000
Chevron Phillips Chemical Company	Sweeny, TX, USA	1.865.000
Dow Chemical Company	Terneuzen, Netherlands	1.800.000
Ineos Olefins & Polymers	Chocolate Bayou, TX, USA	1.752.000
Yanbu Petrochemical Company	Yanbu, Saudi Arabia	1.705.000
Equate Petrochemical Company	Shuaiba, Kuwait	1.650.000
Chandra Asri Petrochemical	Indonesia	860.000
Braskem	Triunfo, Brazil	200.000

Perusahaan	Lokasi	Ton/tahun
Solvay Indupa	Santo Andre, Brazil	60.000

Sumber : Fan *et al.*, 2013

Apabila ditinjau dari data pada tabel 1.6, kapasitas pabrik etilen yang ditentukan berdasarkan perkiraan data kekosongan pasar terhadap etilen pada tahun 2027 merupakan kapasitas yang termasuk dalam rentang kapasitas produksi dari produsen etilen yang telah ada di dunia yaitu antara 60.000 sampai 2.935.000 ton/tahun.

Kapasitas produksi suatu pabrik ditentukan berdasarkan kebutuhan konsumsi produk dalam negeri yang disesuaikan dengan ketersediaan bahan baku di Indonesia. Untuk di dalam negeri sendiri, Indonesia sudah memproduksi etilen yang berproduksi di PT. Chandra Asri Petrochemical. Diperkirakan pada tahun 2027 kebutuhan etilen di Indonesia adalah sebesar 2.181.476 ton.

Oleh karena itu, data konsumsi, impor, ekspor, serta produksi etilen di Indonesia dapat digunakan untuk menentukan kapasitas produksi pabrik yang akan dirancang.

Penentuan Kapasitas Pabrik :

$$= Demand - Supply$$

$$= (\text{Konsumsi dalam negeri} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi dalam negeri} + \text{Impor})$$

$$= (2.181.476 + 919,55) \text{ ton/tahun} - (860.000 + 1.101.760) \text{ ton/tahun}$$

$$= (2.182.395,15 - 1.961.759,74) \text{ ton/tahun}$$

$$= 220.635,40 \text{ ton/tahun} * 60\% (\text{Peluang})$$

$$= 130.000 \text{ ton/tahun}$$

Dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku yang mencukupi, dan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri serta akan diekspor ke beberapa negara, maka kapasitas produksi pabrik etilen direncanakan sebesar 130.000 ton/tahun. Adapun

tujuan didirikannya pabrik etilen di Indonesia dengan kapasitas produksi 130.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga mengurangi impor dari negara lain.
2. Kedepannya di ekspor keluar negeri.
3. Membuka lapangan pekerjaan baru sehingga dapat mengurangi jumlah pengangguran.
4. Mendorong terciptanya industri-industri berbahan baku etilen.

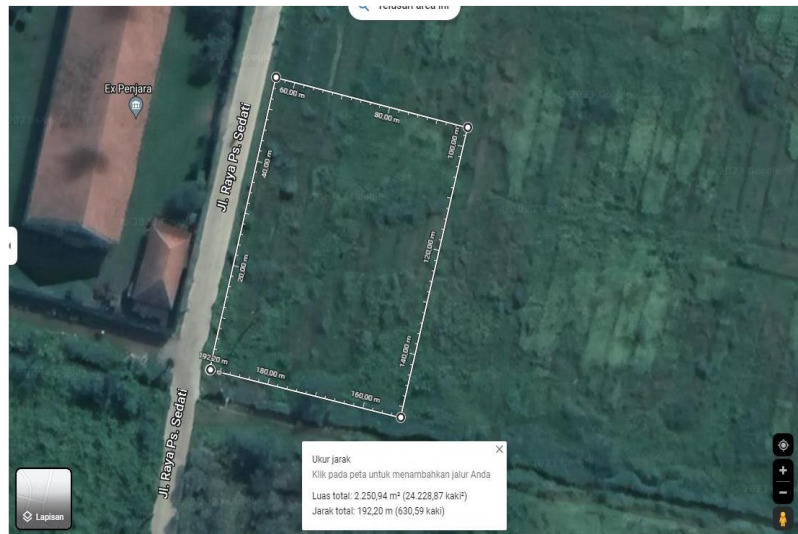
1.6 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan aspek penting yang akan menentukan keberhasilan pabrik yang akan dibangun. Lokasi pabrik akan mempengaruhi daya saing pabrik serta menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik. Pertimbangan ekonomis dan teknis diperlukan untuk menentukan lokasi pabrik yang tepat. Beberapa pertimbangan yang dijadikan acuan dalam menentukan lokasi pabrik adalah lokasi pabrik dengan bahan baku operasional atau penunjang pabrik, transportasi, tenaga kerja, lokasi pabrik dan target penjualan, sosial politik dan keamanan, serta kebijakan dari pemerintah setempat.



Gambar 1.4. Peta Perbatasan Lokasi Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur

Sumber : google.com, 2024



Gambar 1.5. Peta Digital Lokasi Pabrik Etilen

Sumber : google.com, 2024

Pabrik etilen ini direncanakan akan didirikan di wilayah Ngoro Industrial park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur. Pemilihan ini bertujuan untuk mencapai manfaat baik secara ekonomis dan teknis berdasarkan beberapa pertimbangan berikut :

1) Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku menjadi prioritas utama karena dalam proses industri hal pertama yang penting untuk di perhatikan adalah sumber bahan baku yang tidak jauh sari tempat pabrik yang akan di dirikan. Bahan baku untuk memproduksi etilen sendiri adalah etanol. Lokasi pabrik direncanakan akan dibangun di daerah jawa timur, hal ini dikarenakan didaerah tersebut mempunyai potensi besar berupa keuntungan dekat dengan sumber bahan baku. Dengan mempertimbangkan jumlah produksi yang memadai serta dekat dengan lokasi pabrik etilen, maka dipilihlah tiga perusahaan utama etanol yaitu PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata *Chemicals*, PT. Sampurna.

Air yang digunakan pada pabrik ini merupakan air sungai yang dapat mendukung kelancaran operasional pabrik seperti air proses, air umpan ketel, air pendingin, serta air minum maupun air untuk keperluan lainnya. Air sebagai kebutuhan primer pabrik akan diperoleh dari Sungai Brantas.

Selain itu, air juga digunakan untuk sumber pembangkit *steam*. Tenaga listrik diperoleh dari pembangkit listrik yang disuplai oleh PLN dan dibangkitkan oleh generator. Lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku ini diharapkan agar pasokan bahan baku dapat tercukupi dengan lancar.

2) Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu aspek yang sangat mempengaruhi dalam kelayakan pendirian pabrik. Apabila dalam proses pemasaran tepat sasaran, maka dapat memberikan keuntungan serta menjamin kelangsungan proyek. Produk etilen yang telah diproduksi akan ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor. Seperti yang diketahui bahwa produksi etilen sendiri hanya diproduksi oleh PT. Chandra Asri Petrochemical, sehingga dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat membantu pemenuhan kebutuhan etilen dalam negeri yang sebelumnya masih impor dari negara lain. Untuk sasaran ekspor etilen diharapkan memasuki pasar global khususnya pada negara ASEAN. Pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut, hal ini disebabkan dari lokasi pendirian pabrik mempunyai fasilitas jalan yang sangat baik dan dekat dengan badan Sungai Brantas yang akan mempermudah pemasaran produk baik didalam maupun di luar negeri.

3) Sumber Daya Manusia

Provinsi Jawa Timur merupakan daerah dengan jumlah penduduk yang cukup tinggi yaitu sebanyak 41,41 juta jiwa pada tahun 2023 (BPS, 2023). Dengan banyaknya jumlah penduduk tersebut penyediaan tenaga kerja relatif mudah terpenuhi. Tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja ahli, terdidik, maupun tenaga ahli.

4) Sarana Transportasi

Provinsi Jawa Timur merupakan jalur transportasi yang sangat strategis. Provinsi Jawa Timur mempunyai akses jalan yang sangat baik yang akan memudahkan transportasi darat untuk melakukan distribusi sumber bahan baku dan pendistribusian produk etilen.

5) Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah dan lahan kosong di Ngoro Industrial Park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur yang relatif masih luas dengan struktur tanah yang datar dan kuat. Karena kawasan ini memang ditujukan sebagai kawasan industri, sehingga tanah di sekitarnya cukup stabil. Dengan didukung iklim yang stabil sepanjang tahun, pemilihan lokasi di wilayah ini akan sangat menguntungkan dalam kelangsungan proyek. Terlebih lagi juga telah banyak industri yang menempati daerah ini.

6) Kebijakan Pemerintah

Pemerintah Provinsi Lampung merencanakan pembangunan industri melalui Peraturan Pemerintah 142 tahun 2015 mengenai kawasan industri, sehingga pendirian pabrik etilen di kawasan Ngoro Industrial Park, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur akan mendapatkan kemudahan dari sisi non teknis dan pemerintah sebagai fasilitator untuk memfasilitasi penerbitan izin pendirian pabrik, pajak, dan hal-hal lain terkait dengan pelaksanaan pendirian pabrik.

BAB II

PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES

2.1 Jenis-Jenis Proses

Proses produksi dalam pabrik petrokimia membutuhkan berbagai macam sistem proses yang dirangkai dalam satu skala besar yang disebut dengan teknologi proses.

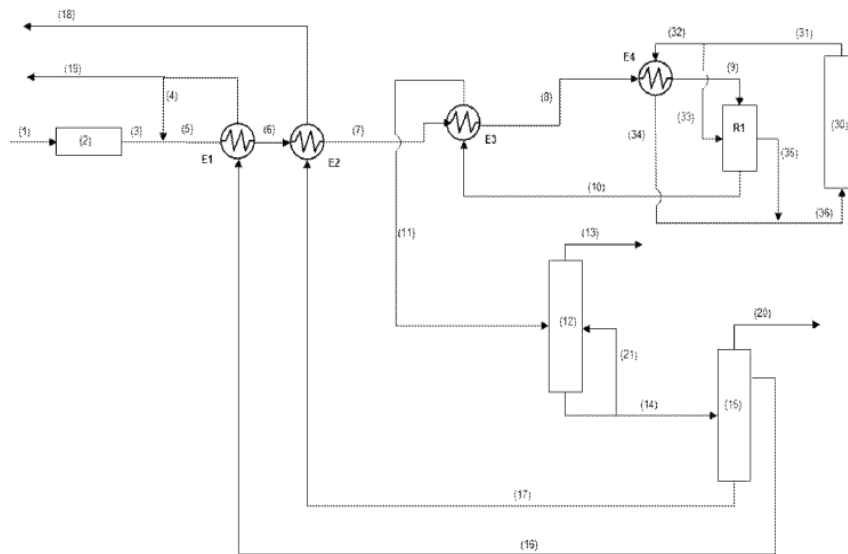
Pembuatan etilen dapat melalui beberapa cara, berikut merupakan beberapa proses untuk melakukan produksi etilen :

2.1.1 Proses Dehidrasi Etanol

Produk etilen dari dehidrasi etanol masih jarang digunakan untuk memproduksi etilen dalam skala industri. Reaksi dehidrasi etanol menjadi etilen merupakan reaksi yang diharapkan menjadi sumber alternatif produksi etilen. Pembuatan etilen dari dehidrasi etanol ditunjukkan pada persamaan reaksi 1.



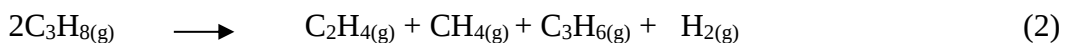
Berdasarkan US Paten No. 11,358,911 B2 reaksi dehidrasi akan berjalan dengan baik apabila menggunakan katalis. Pada publikasi ini dijelaskan bahwa katalis alumina mampu membantu mengoptimalkan laju reaksi dehidrasi etanol. Reaksi tersebut dioperasikan pada suhu 400 °C, yang selanjutnya akan menghasilkan produk berupa etilen dan air. Untuk mendapatkan konsentrasi etilen yang lebih tinggi dilakukan pemurnian untuk memisahkan kadar H₂O dan C₂H₅OH yang masih terkandung. Pembentukan etilen dari reaksi dehidrasi etanol cukup menguntungkan dengan nilai konversi reaksi mencapai 99 % pada tekanan 7 atm. Diagram alir proses pembuatan etilen dengan proses dehidrasi etanol ditunjukkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1. Diagram alir proses etanol menjadi etilen dengan proses dehidrasi etanol (*US Patent* No. 11,358,911 B2).

2.1.2 Proses *Cracking* Hidrokarbon

Proses pirolisis hidrokarbon dapat menghasilkan etilen dalam skala besar, dimana pada umumnya digunakan etana, propana, dan butana sebagai bahan bakunya. Pada proses pirolisis hidrokarbon, bahan baku hidrokarbon bersamaan dengan steam dimasukkan kedalam reaktor pirolisis (*furnace*). Reaksi yang terjadi di dalam *furnace* bersifat endotermis dan non isotermal. Pembuatan etilen dari *cracking* hidrokarbon ditunjukkan pada persamaan reaksi 2 dan 3.



Proses berlangsung secara kontinyu dengan suhu 650 – 950 °C dengan perbandingan *steam* 0,3 – 0,7 dari bahan baku. Gas hasil reaksi didinginkan secara cepat dengan *quenching tower* guna menghindari terjadinya proses polimerisasi. Selanjutnya dilakukan pemurnian untuk memisahkan komponen-komponen hidrokarbon yang terbentuk dari reaksi dengan menggunakan kolom fraksinasi. Diagram alir proses pembuatan etilen dengan proses *cracking* hidrokarbon ditunjukkan pada Gambar 2.2.

- Volume etanol $= \frac{1,64 \text{ Kg}}{0,789 \text{ Kg/m}^3}$
 $= 2,08 \text{ m}^3$
 $= 2.082,2 \text{ L}$
- Massa etilen $= \text{Mol etilen} \times \text{BM etilen}$
 $= 0,98 \text{ Kg}$
- Volume etilen $= \frac{0,98 \text{ Kg}}{567,8 \text{ Kg/m}^3}$
 $= 0,001725 \text{ m}^3$
 $= 1,73 \text{ L}$
- Mol Alumina $= \text{mol etilen terbentuk}$
 $= 0,035 \text{ Kmole}$
- Massa terbentuk $= 0,035 \text{ Kmole} \times 87,065 \text{ Kg/Kmole}$
 $= 3,05 \text{ kg}$

Tabel 2.1. Daftar harga bahan dan produk pada proses dehidrasi etanol

Senyawa	Harga
C ₂ H ₅ OH	Rp 43.000/Kg
C ₂ H ₄	Rp 150.000/Kg
Al ₂ O ₃	Rp 10.000/kg

Sumber : www.alibaba.com

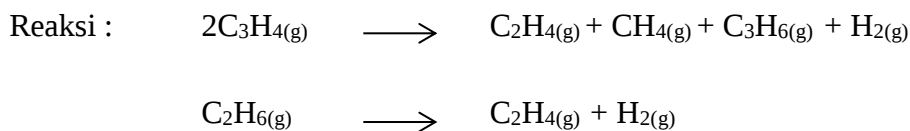
Keterangan :

Kurs Dollar = Rp. 15.601,55/\$ (kursdollar.net Pada Februari 2024)

Sehingga untuk menghasilkan 1 kg etilen dibutuhkan biaya bahan baku sebesar :

- Etanol $= 1,64 \text{ Kg} \times \text{Rp. } 30.000$
 $= \text{Rp } 49.200$
- Massa Alumina $= 1\% \text{ (US paten 2017/0022123)} \times \text{massa etanol}$
bereaksi
 $= 0,01 \times 1,64$
 $= 0,0164 \text{ Kg}$
- Katalis $= 0,0164 \text{ Kg} \times \text{Rp. } 10.000$
 $= \text{Rp. } 164$
- Selisih harga $= \text{harga produk} - \text{harga bahan baku}$
 $= (\text{harga produk}) - (\text{harga etanol} + \text{katalis})$
 $= (\text{Rp. } 150.000) - (\text{Rp. } 49.200 + \text{Rp. } 164)$
 $= \text{Rp } 100.636$

2.2.1.2. Proses *Thermal Cracking*



Tabel 2.2. Berat Molekul

No	Senyawa	Berat Molekul
1	C_5H_8	44
2	H_2	2
3	CH_4	16
4	C_2H_4	28
5	C_2H_6	30
6	C_3H_6	42

Produk yang terbentuk diatas adalah etilen (C_2H_4). Jika pada kedua reaksi tersebut etilen yang terbentuk 1 kg, maka untuk setiap mol C_2H_4 yang terbentuk pada masing-masing reaksi adalah 0,5 kg. Perhitungan stoikiometri (dalam kmol) pada reaksi 1 adalah :



Awal	0,022	-	-	-	-
Reaksi	0,02	0,018	0,01	0,01	0,01
Sisa	0,002	0,018	0,01	0,01	0,01

- $$\begin{aligned} \text{Mol etilen bereaksi} &= \frac{\text{massa}}{BM} \\ &= \frac{0,5 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg/Kmol}} \\ &= 0,018 \end{aligned}$$

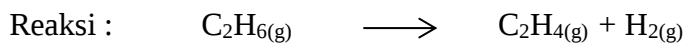
Berdasarkan perbandingan stoikiometri, maka :

- $$\begin{aligned} \text{Mol } C_3H_8 \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol etilen} \\ &= 2 \times 0,018 \text{ kmol} \\ &= 0,036 \text{ kmol} \\ &= 1,57 \text{ kg} \end{aligned}$$
- $$\begin{aligned} \text{Mol } C_3H_8 \text{ bereaksi} &= \text{Konversi} \times \text{kmol } C_3H_8 \text{ terbentuk} \\ &= 91\% \text{ } 0,022 \text{ kmol} \\ &= 0,02 \text{ kmol} \\ &= 0,88 \text{ kg} \end{aligned}$$
- $$\begin{aligned} \text{Mol } C_3H_8 \text{ sisa} &= \text{Mol } C_3H_8 \text{ awal} - \text{Mol } C_3H_8 \text{ reaksi} \\ &= 0,022 - 0,020 \\ &= 0,002 \text{ kmol} \\ &= 0,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

Produk yang diperoleh yaitu :

- Mol CH₄ $= \frac{1}{2} \times \text{kmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi}$
 $= \frac{1}{2} \times 0,020 \text{ kmol}$
 $= 0,01 \text{ kmol}$
- Massa CH₄ $= \text{BM} \times \text{Kmol}$
 $= 16 \text{ kg.kmol}^{-1} \times 0,01 \text{ kmol}$
 $= 0,16 \text{ kg}$
- Mol H₂ $= \frac{1}{2} \times \text{kmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi}$
 $= \frac{1}{2} \times 0,020 \text{ kmol}$
 $= 0,01 \text{ kmol}$
- Massa H₂ $= \text{BM} \times \text{mol H}_2$
 $= 2 \text{ Kg.kmol}^{-1} \times 0,01 \text{ kmol}$
 $= 0,02 \text{ Kg}$
- Mol C₃H₆ $= \frac{1}{2} \times \text{kmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi}$
 $= \frac{1}{2} \times 0,020 \text{ kmol}$
 $= 0,01 \text{ kmol}$
- Massa C₃H₆ $= \text{BM} \times \text{mol C}_3\text{H}_6$
 $= 42 \text{ Kg.kmol}^{-1} \times 0,01 \text{ kmol}$
 $= 0,42 \text{ kg}$

Perhitungan stoikiometri pada reaksi 2



Awal	0,018	-	-	-
Reaksi	0,011	0,018	0,01	0,011
Sisa	0,007	0,018	0,01	0,011

- Mol etilen bereaksi $= \frac{massa}{BM}$
 $= \frac{0,5 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg/Kmol}}$
- Mol C₂H₆ terbentuk = koefisien C₂H₆ x mol C₂H₄
 $= 1 \times 0,018 \text{ kmol}$
 $= 0,018 \text{ kmol}$
 $= 0,54 \text{ kg}$
- Mol C₂H₆ bereaksi = konversi x mol C₂H₆ terbentuk
 $= 65\% \times 0,018 \text{ kmol}$
 $= 0,01 \text{ kmol}$
 $= 0,35 \text{ kg}$
- Mol C₂H₆ sisa = Mol C₂H₆ awal – Mol C₂H₆ bereaksi
 $= 0,018 - 0,011 \text{ kmol}$
 $= 0,007 \text{ kmol}$

Produk samping yang diperoleh yaitu :

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2 &= \text{Koefisien H}_2 \times \text{Mol C}_2\text{H}_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 1 \times 0,011 \text{ kmol} \\
 &= 0,022 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel 2.3. Daftar Harga bahan baku pada proses *Thermal Cracking*

Senyawa	Harga
C ₂ H ₆	Rp 24.000
C ₃ H ₈	Rp 29.000
C ₂ H ₄	Rp 108.000
CH ₄	Rp 8.000
C ₃ H ₆	Rp. 15.000

Sumber : www.alibaba.com

Keterangan :

Kurs Dollar = Rp. 15.601,55/\$ (kursdollar.net Pada Februari 2024)

Sehingga untuk menghasilkan 1 kg etilen dibutuhkan bahan baku sebesar :

- Harga C_3H_8 = Rp 29.000 x massa C_3H_8
= Rp 29.000 x 1,57 kg
= Rp 45.530

- Harga C_2H_6 = 24.000 x massa C_2H_6
= 24.000 x 0,54 kg
= Rp 12.960

Sedangkan produk samping berupa :

- CH_4 (Metana) = Rp 8.000 x massa CH_4
= Rp 8.000 x 0,16
= Rp 1.350,89

- C_3H_6 = Rp 15.000 x massa C_3H_6
= Rp 15.000 x 0,42 kg
= Rp 6.300

Selisih Harga = Harga produk – Harga bahan baku

$$= (\text{Harga produk utama} + \text{Harga produk samping}) - (\text{Harga propana} + \text{Harga etana})$$
$$= (\text{Rp } 108.000 + \text{Rp } 1.350,89 + \text{Rp } 6.300) - (\text{Rp } 45.530 + \text{Rp } 12.960)$$
$$= \text{Rp. } 57.480,8$$

2.2.2 Tinjauan Termodinamika

Untuk mengetahui kondisi operasi dalam proses produksi etilen juga harus mempertimbangkan beberapa faktor, salah satunya adalah faktor kelayakan proses secara teknis. Faktor ini mempertimbangkan beberapa hal seperti suhu operasi, tekanan operasi, energi bebas *gibbs* pembentukan (ΔG°_f), serta panas pembentukan standar (ΔH°_f). Suhu dan tekanan operasi yang digunakan dapat mempengaruhi besarnya konversi dan produk yang dihasilkan.

Energi *Gibbs* standar menunjukkan spontan atau tidaknya suatu reaksi kimia. Apabila ΔG° bernilai positif (+), maka menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan sedikit energi yang dibutuhkan. ΔG° yang bernilai positif (+) harus dihindari dalam pemilihan proses karena tidak layak untuk pendirian pabrik secara komersial.

Panas pembentukan standar (ΔH) merupakan besarnya panas reaksi yang mampu dihasilkan atau dibutuhkan untuk berlangsungnya suatu reaksi kimia. Jika ΔH bernilai positif (+), maka reaksi tersebut membutuhkan panas untuk melangsungkan reaksi kimia (*endoterm*). Sedangkan untuk ΔH yang bernilai negatif (-), hal tersebut menunjukkan bahwa reaksi menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi (*eksoterm*).

2.2.2.1 Proses Dehidrasi Etanol

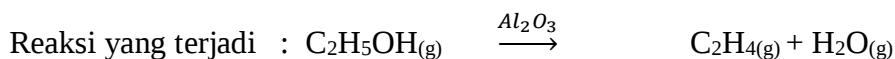
Nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi *gibbs* (ΔG°_f), untuk masing-masing komponen pada suhu 298 °K ditunjukkan pada tabel 2.4.

Tabel 2.4. Nilai $\Delta H^\circ_{f\ 298}$ dan $\Delta G^\circ_{f\ 298}$

No	Senyawa	$\Delta H^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)	$\Delta G^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)
1	C ₂ H ₅ OH _(g)	- 234,81	- 168,490
2	C ₂ H _{4(g)}	+ 52,3	+ 68,460

No	Senyawa	$\Delta H^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)	$\Delta G^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)
3	H ₂ O _(l)	- 241,8	- 237,129

Sumber : Smith Van Ness.Handbook 6th ed,2001



- Menghitung nilai $\Delta H^\circ_{f\ 298}$:

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{f\ 298}\ \text{K} &= \sum(n\Delta H^\circ_f) \text{ Produk} - \sum(n\Delta H^\circ_f) \text{ Reaktan} \\
 &= [(\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_4) + (\Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O})] - [(\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH})] \\
 &= [(52,3 - 241,83)] + [234,81] \\
 &= [(-189,50 + 234,81)] \\
 &= + 45,31 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

- Menghitung nilai $\Delta G^\circ_{f\ 298}$:

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{f\ 298}\ \text{K} &= \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ Produk} - \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ Reaktan} \\
 &= [(\Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_4) + (\Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O})] - [(\Delta G^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH})] \\
 &= [(68,460 - 237,129)] - [-168,490] \\
 &= [(-168,669 + 168,490)] \\
 &= - 179 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

2.2.2.2 Proses *Thermal Cracking*

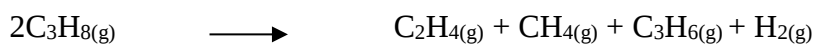
Nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) dan energi *gibbs* (ΔG°_f), untuk masing-masing komponen pada suhu 298 °K ditunjukkan pada tabel 2.5.

Tabel 2.5. Nilai $\Delta H^\circ_{f\ 298}$ dan $\Delta G^\circ_{f\ 298}$

No	Senyawa	$\Delta H^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)	$\Delta G^\circ_{f\ 298}$ (J/mol)
1	C ₃ H ₈	- 104,680	- 24,290
2	CH ₄	- 74,520	- 50,460
3	C ₂ H ₆	- 83,820	- 31,855
4	C ₂ H ₄	52,510	68,460
5	H ₂	0,00	0,00
6	C ₃ H ₆	19,710	62,205

Sumber : Smith Van Ness.Handbook 6th ed,2001

Reaksi yang terjadi :



- Menghitung nilai $\Delta H^\circ_{f\ 298}$ pada reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{f\ 298\ K} &= \sum(n\Delta H^\circ_f) \text{ Produk} - \sum(n\Delta H^\circ_f) \text{ Reaktan} \\
 &= [(\Delta H^\circ_f \text{ H}_2) + (\Delta H^\circ_f \text{ CH}_4) + (\Delta H^\circ_f \text{ C}_2\text{H}_4) + (\Delta H^\circ_f \text{ C}_3\text{H}_6)] - \\
 &\quad [(\Delta H^\circ_f \text{ C}_3\text{H}_8)] \\
 &= [(0) + (-74,520) + (52,510) + (19,710)] - [(2)(-104,680)] \\
 &= [(-2,3 + 209,360)] \\
 &= 207,06 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

- Menghitung nilai $\Delta G^\circ_{f\ 298}$ pada reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{f\ 298}\ K &= \sum(n\Delta G^\circ_f)\ \text{Produk} - \sum(n\Delta G^\circ_f)\ \text{Reaktan} \\
 &= [(\Delta G^\circ_f\ H_2) + (\Delta G^\circ_f\ CH_4) + (\Delta G^\circ_f\ C_2H_4) + (\Delta G^\circ_f\ C_3H_6)] - \\
 &\quad [(\Delta G^\circ_f\ C_3H_8)] \\
 &= [(0) + (-50,460) + (68,460) + (62,205)] - [(2)(-24,290)] \\
 &= [(80,205) - (-48,580)] \\
 &= 128,79\ J/mol
 \end{aligned}$$

- Menghitung nilai $\Delta H^\circ_{f\ 298}$ pada reaksi 2 :

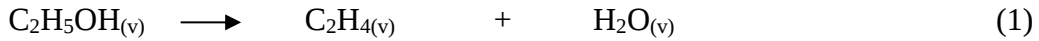
$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{f\ 298}\ K &= \sum(n\Delta H^\circ_f)\ \text{Produk} - \sum(n\Delta H^\circ_f)\ \text{Reaktan} \\
 &= [(\Delta H^\circ_f\ C_2H_4) + (\Delta H^\circ_f\ H_2) - (\Delta H^\circ_f\ C_2H_6)] \\
 &= [(52,510 + 0) - (-83,820)] \\
 &= [(52,510 + 83,820)] \\
 &= 136,33\ J/mol
 \end{aligned}$$

- Menghitung nilai $\Delta G^\circ_{f\ 298}$ pada reaksi 2 :

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{f\ 298}\ K &= \sum(n\Delta G^\circ_f)\ \text{Produk} - \sum(n\Delta G^\circ_f)\ \text{Reaktan} \\
 &= [(\Delta G^\circ_f\ C_2H_4) + (\Delta G^\circ_f\ H_2) - (\Delta G^\circ_f\ C_2H_6)] \\
 &= [(68,460 + 0) - (-31,855)] \\
 &= [(68,460 + 31,855)] \\
 &= 100,32\ J/mol
 \end{aligned}$$

2.2.3 Tinjauan Kinetika

Persamaan reaksi dehidrasi etanol merupakan reaksi orde satu yang dinyatakan dalam persamaan kecepatan reaksi berikut :



$$r = k.C_a$$

$$\text{Dengan } k = 3 \times 10^8 \exp \frac{-26.600}{RT}$$

(Butler, J.D., 1968)

2.3 Uraian Proses

dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi. Etanol akan dipompakan menuju Proses dalam pembuatan etilen dari proses dehidrasi meliputi : tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi, tahap pemisahan, dan tahap penanganan produk.

1. Tahap persiapan bahan baku

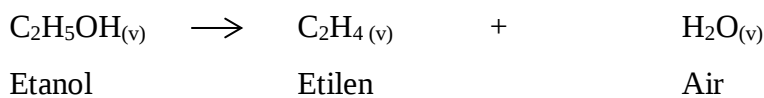
Bahan baku etanol yang di suplai oleh PT. Energi Agro Nusantara, PT. Indo Acidata Chemicals, PT. Madu Baru, PT. Molindo Raya Industrial, PTPN XI, PT. Sampurna , PT. RNI dan Choi Biofuel Co, dan PT. Kanematsu Co sebanyak 130.000 ton/tahun dengan menggunakan mobil tangki. Kemudian etanol tersebut akan diletakan kedalam *Storage Tank* (ST-101) dengan tekanan 1 atm dan suhu 30°C untuk dapat digunakan pada proses selanjutnya.

Sebelum etanol memasuki tahap reaksi di dalam reaktor (RE-201), etanol harus dalam fasa uap dengan suhu dan tekanan yang tinggi. Etanol dari *Storage Tank* (ST-101) dialirkan menggunakan pompa *multistage* untuk dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 7 atm yang selanjutnya akan diumpankan menuju *Vaporizer* (VP-101) untuk dirubah fasanya dari cair menjadi uap sebesar 80 %, sisa dari etanol yang tidak teruapkan akan di *recycle* kembali kedalam *Vaporizer* (VP-101). Etanol yang keluar dari *Vaporizer* (VP-101) dengan suhu 150°C akan dipanaskan menggunakan *Heater* (HT-101) hingga mencapai suhu 210°C, kemudian dipanaskan kembali menggunakan *Heat Exchanger* (HE-101) hingga mencapai

kondisi operasi 400⁰C dan tekanan 7 atm sebelum masuk kedalam reaktor (RE-201).

2. Reaksi pembentukan etilen

Reaksi dehidrasi etanol akan dilakukan pada reaktor *Fixed Bed* dan tipe *Multi Tubular Reactor*. Reaksi tersebut menggunakan bantuan katalis alumina. Pada reaktor (RE-201) etanol terkonversi menjadi etilen dan air. Reaksi berjalan pada fasa uap dengan tekanan 7 atm dan suhu 400⁰C. Konversi reaksi yang dihasilkan cukup tinggi yakni berkisar 99 %. Mekanisme yang terjadi adalah sebagai berikut



3. Pemisahan Produk

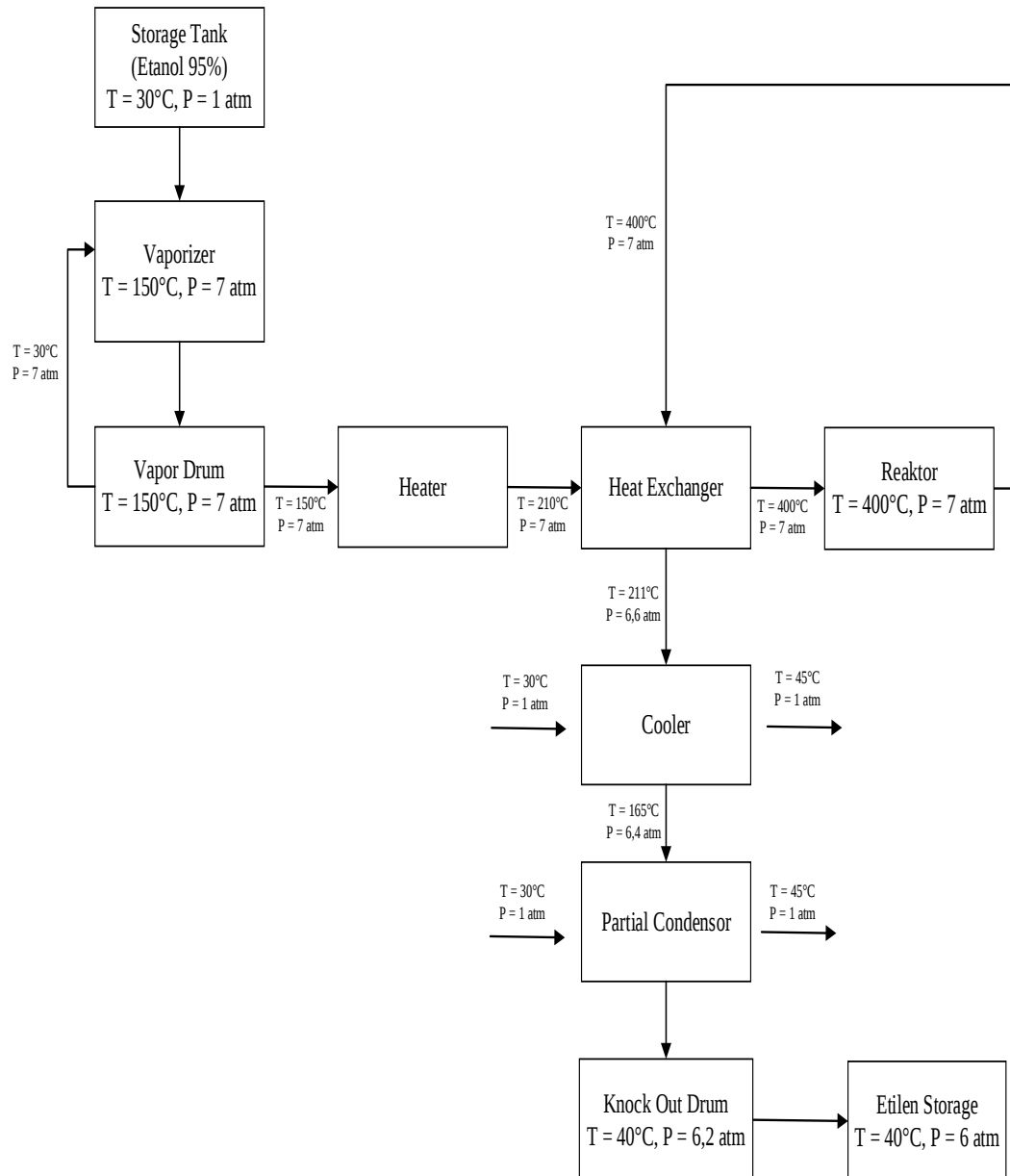
Produk keluaran reaktor adalah etilen, etanol, dan air dalam fasa uap. Hasil keluaran dari komponen-komponen tersebut akan dikembalikan kedalam *Heat Exchanger* (HE-101) hingga mencapai suhu 211⁰C. Setelah itu, produk didinginkan terlebih dahulu kedalam *Cooler* (CO-301) hingga mencapai suhu 165⁰C. Selanjutnya produk diumpankan menuju *Total Condensor* (TC-301) untuk dirubah fasa uap pada etanol dan air menjadi *liquid* dengan suhu keluaran sebesar 40⁰C. Fasa uap pada etilen dan fase *liquid* pada etanol dan air akan dilakukan pemisahan didalam *Knockout Drum* (KO-301) berdasarkan perbedaan densitas dari ketiga komponen tersebut, dimana uap yang kaya akan etilen akan naik keatas dan *liquid* pada etanol dan air akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

4. Tahap Penanganan Produk

Selanjutnya produk etilen akan disimpan kedalam *Storage Tank* (ST-301) dalam fasa gas.

2.4 Diagram Alir Proses

Untuk skema atau diagram alir proses akan tersaji pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3. Diagram Alir Proses Pembuatan Etilen dari dehidrasi Etanol

Tabel 2.6. Pemilihan Proses Pembuatan Etilen

No.	Parameter	Dehidrasi Etanol	<i>Thermal Cracking</i>
1	Temperatur reaksi	380-490 ⁰ C	650-900 ⁰ C
2	Tekanan reaksi	1-10 atm	6-18 atm
3	Konversi	99%	90%
4	Fasa	Gas-gas	Gas-gas
5	Katalis	Alumina (Al ₂ O ₃)	-
6	Jenis Reaktor	FBR	PFR
7	Keuntungan	Rp. 100.636	Rp. 57.430,8
8	Panas reaksi (ΔH_f)	+45,31 Kj/mol	+343,39 Kj/mol
9	Produk samping	air	Metana, etana
10	Bahan baku	190.773,810 ton/tahun	123.552.00 ton/tahun

BAB III SPESIFIKASI BAHAN DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 3.1. Spesifikasi Etanol

Sifat Bahan	Etanol
Rumus molekul	C ₂ H ₅ OH
Berat molekul	46,07 g/mol
Kemurnian	96,5 %
Impuritas	5 % H ₂ O
Titik didih	78,2 °C
Titik lebur	-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	1,2 cP (20 °C)
Kelarutan	Larut dalam air
Sifat bahan	Mudah terbakar, <i>Volatile</i>
<i>Hazard</i>	Mudah terbakar, mudah menguap, dapat menyebabkan iritasi pada mata dan kulit, dan menyebabkan gangguan pernapasan apabila terhirup

Sumber : PubChem

3.2 Spesifikasi Produk

Tabel 3.2. Spesifikasi Etilen

Sifat Bahan	Etilen
Rumus molekul	C_2H_4
Berat molekul	28,05 g/mol
Kemurnian	99 %
Titik didih	-103,8 °C
Titik lebur	-169,18 °C
Titik nyala	-100 °C
Tekanan uap	0,0000521
Densitas	0,96 kg/l
Bentuk	Gas tak berwarna
Viskositas	0,01 cP (20 °C)
Kelarutan	0,131 mg/ml air (25 °C)
Sifat bahan	Tidak berwarna, berbau khas, mudah terbakar
<i>Hazard</i>	Mudah terbakar, mudah menguap, dan dapat menyebabkan iritasi pada mata dan kulit

Sumber : PubChem

3.3 Spesifikasi Katalis

Tabel 3.3. Spesifikasi Alumina

Sifat Bahan	Alumina
Rumus molekul	Al_2O_3
Berat Molekul	101,96 g/mol
Bentuk	<i>Spherical</i>
Warna	Putih
Wujud	Butiran padat
Ukuran	3 mm
<i>Bulk density</i>	0,75 kg/L
Porositas	0,18-0,45 mL/g
<i>BET Surface Area</i>	250 m ² /g
<i>Pore Volume</i>	0,25 cm ³ /g
<i>Realative Crystallization</i>	100 %

Sumber : ACS Material

BAB X

KESIMPULAN DAN SARAN

10.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Etilen dari Proses Dehidrasi Etanol dengan kapasitas 130.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut :

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak adalah 53,80%.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak adalah 1,96 tahun
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 53,84% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 20 – 60% kapasitas produksi. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 41,15%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 40,09%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

10.2 Saran

Pabrik Etilen dari Proses Dehidrasi Etanol dengan kapasitas 130.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2024. www.alibaba.com. Diakses 30 Februari 2024 pukul: 14.25.
- Anonimous G, 2024. www.matches.com 2014. Diakses pada tanggal 18 Juli 2024 pukul 14.35 WIB.
- Badan Pusat Statistik, 2024, Statistic Indonesia, www.bps.go.id, Indonesia. Diakses 30 Februari 2024.
- Banchero, Julius T. and Walter L. Badger. 1988. Introduction to Chemical Engineering. McGraw Hill : New York.
- Bank Indonesia. 2024. Nilai Kurs. www.bi.go.id. Diakses 7 Mei 2024.
- Brannan, C.R. 2002. Rules of Thumb for Chemical Engineer. Gulf Publising, United States of America.
- Brown. G. George., 1950. Unit Operation 6ed . Wiley&Sons: USA.
- Brownell. L. E. and Young. E. H., 1959, Process Equipment Design 3ed, John Wiley & Sons, New York.
- Butler, J. D. (1968). Kinetics of the catalytic dehydration of ethanol over alumina. *Journal of the Chemical Society B: Physical Organic*, 905-908.
- Coulson J.M., and Richardson J.F. 1983. *Chemical Engineering Volume 2 5th Edition Particle Technology and Separation Process*. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Couper, J.R. and Penney W.R., 2005. *Chemical Process Equipment Selection and Design 2nd Edition*. Elsevier Inc. USA.

Demaskusumo, R. V. 2022. Penentuan Status Mutu Sungai Bengawan Solo Dengan Metode Storet, Metode Indeks Pencemaran, Ccme Dan Bwqi Di Kabupaten Gresik. Universitas Islam Indonesia. Yogyakarta.

Departemen Kesehatan Republik Indonesia. 2019. Standar Kualitas Air Bersih.

Engineering ToolBox. 2001. www.engineeringtoolbox.com.

Evans, Alan W. 1972. *On The Theory Of The Valuation And Allocation Of Time*. Scottish Journal of Political Economy, Volume 19, Issue 1 p. 1-17.

Faith, W.L., Keyes, D.B and Clark, R.L. 1975. Industrial Chemistry. John Wiley and Sons. London.

Fogler, H. Scott. 1992. Elements of Chemical Reaction Engineering 2 nd edition. Prentice Hall International Inc. : United States of America.

Foust, A. S., 1980, Principles of Unit Operation, 2nd edition, John Willey and Sons, New York.

Geankoplis. Christie. J., 1993, Transport Processes and unit Operation 3th ed, Allyn & Bacon Inc, New Jersey.

Hesse, H.C., & Rushton, J.H. 1959. Process Equipment Design. Von Nostrand Company Inc. New York

Himmeblau. David., 1996, Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, Prentice Hall Inc, New Jersey.

Holman, J.P. 2002. *Heat Transfer*, Mc.Graw-Hill, Inc. Amerika Serikat.

J. M. and Ricardson. J. F., 1983, Chemical Engineering vol 6, Pergamon Press Inc, New York.

Joshi, M.V. 1976. Process Equipment Design. New Delhi: Macmillan.

Kementrian Perindustrian. 2024. kemenperin.go.id. Indonesia. Diakses 30 Februari 2024 pukul: 11.00.

Kern, Donald Q. 1965. Process Heat Transfer. Mcgraw-Hill Co, New York.

Kirk, R. E. A. O., D. F. 1991. Wiley Inter Science Publisher Inc. Encyclopedia of Chemical Technology. New York.

Matches. 1980. Matches' Engineering to Chemical Energy Manufacturing Metallurgical Industries. www.matche.com/about/default.html.

McCabe. W. L. and Smith. J. C., 1985, Operasi Teknik Kimia, Erlangga, Jakarta.

Megyesy. E. F., 1983, Pressure Vessel Handbook, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. Perry's Chemical Engineers' Handbook 8 th edition. McGraw Hill : New York.

Peter. M. S. and Timmerhaus. K. D., 1991, Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3ed, Mc Graww-Hill Book Company, New York.

Powell, S. T., 1954, Water Conditioning for Industry, Mc Graw Hill Book Company, New York.

- Prasetya, F. B., IhdalUmam, Y., & Budiyanto, R. (2023). Analisis Parameter Pencemaran Air dalam Penentuan Kualitas Sungai Brantas. *Evolusi : Journal Of Mathematics And Sciences*, 7(1), 8-13.
- Praveen, Verma. 2004. Cooling Water Treatment Handbook. Albatross Fine Chem Ltd., India. Rase. 1977. Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol. 1st, Principles and Techniques. John Wiley and Sons : New York.
- Pubchem. 2024. pubchem.ncbi.nlm.nih.gov. Diakses 30 Februari 2024 pukul: 09.40.
- Van Ness, and M.M. Abbott. 2001. Chemical Engineering Thermodynamics 6th edition. McGraw Hill : New York.
- Treyball. R. E. 1980. Mass Transfer Operation 3rd edition. McGraw-Hill Book Company, New York.
- Twort, A. C., Ratnayaka, D. D., Brandt, M. J. 2000. Water Supply 5th edition. Butterworth-Heinemann : Oxford.
- Ulrich. G. D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. John Wiley & Sons Inc, New York.
- Ullman., 2012., "Ullman's Chemical Engineering and Plant Design", wiley & Sons Inc, New 124 York.
- US Patent, 11,358,911 B2. Low-energy consumption method for dehydrating ethanol into ethylene.
- Walas, Stanley M. 1990. Chemical Process Equipment. Butterworth-Heinemann : Washington.

Wilson, E. T. 2005. Clarifier Design. Mc Graw Hill Book Company : London

Yaws, C. L. 1999. Chemical Properties Handbook. Mc Graw Hill Book Co., New York.