

**PRARANCANGAN PABRIK ETHYL ASETAT DARI ETHANOL DAN
ASAM ASETAT KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan *Distillation Column* (DC-301))**

(Skripsi)

**OLEH
TITIN NA'AFIAH**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2023**

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK ETHYL ASETAT DARI ETHANOL DAN ASAM ASETAT DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN (Perancangan *Distillation Column* (DC-301))

Oleh

Titin Na'Afiah

Pabrik Ethyl asetat direncanakan akan didirikan di daerah kawasan industri Gresik, Jawa Timur dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, pemasaran produk serta sarana transportasi yang memadai. Pabrik direncanakan memproduksi Ethyl Asetat sebanyak 50.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Ethanol sebanyak 8.801,471 Kg/jam dan Asam Asetat sebanyak 5.979,168 Kg/jam.

Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik terdiri dari unit penyediaan air, pembangkit *steam*, pembangkit listrik, penyedia udara instrumentasi, dan pengolahan limbah.

Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 152 orang.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp. 1.037.884.805.437,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp. 183.156.142.135,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp. 1.221.040.947.573,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	44,73%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	26,54%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) ^b	=	1,943 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) ^a	=	2,316 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) ^b	=	35,25%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) ^a	=	28,20%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	=	35,26%

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

ABSTRACT

MANUFACTURING OF ETHYL ACETATE FROM ETHANOL AND ACETIC ACID CAPACITY 50.000 TONS/YEAR (Distillation Column Design (DC-301))

By

Titin Na'Afiah

Ethyl acetate plant is planned to be established in the industrial area of Gresik, East Java by considering the availability of raw materials, product marketing and adequate transportation facilities. The plant is planned to produce 50.000 tons/year of ethyl acetate, with an operation time 24 hours/day, and 330 hour/year. The Raw materials used are 8.801,471 kg/hour of Ethanol and 5.979,168 kg/hour of Acetic Acid.

The utility units consist of water supply system, steam supply system, power supply system, instrument air supply system, and water treatment system.

The bussines entity form is Limited Liability Company (Ltd) using line and staff organizational structure with 152 labors.

From the economic analysis, it is obtained that:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp. 1.037.884.805.437,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp. 183.156.142.135,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp. 1.221.040.947.573,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	44,73%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	26,54%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) ^b	=	1,943 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) ^a	=	2,316 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) ^b	=	35,25%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) ^a	=	28,20%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	=	35,26%

By considering the explanation above, it is appropriate that the establishment of Ethyl Acetate plant be studied further, because the plant is profitable and has good prospects.

**PRARANCANGAN PABRIK ETHYL ASETAT DARI ETHANOL DAN
ASAM ASETAT KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan *Distillation Column* (DC-301))**

Oleh:

TITIN NA'AFIAH

Skripsi

Diajukan 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
2023**

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK *ETHYL ACETATE*
DARI ETHANOL DAN ASAM ASETAT DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
(Perancangan *Distillation Column* (DC-
301))**

Nama Mahasiswa : **Titin Na' Afiah**

No. Pokok Mahasiswa : 1815041015

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



Simpardin Br. Ginting, S.T., M.T.
NIP. 19661111199402001

Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN

1. Tim Penguji

Ketua : Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.

Sekretaris : Yuli Darni, S.T., M.T.

Penguji Bukan Pembimbing : Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.

Dr. Sri Ismiyati D, S.T., M.Eng.

2. Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S. T., M. Sc.)
NIP. 197509282001121002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 10 April 2023

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 atau 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 pula bahwa skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

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

Bandar Lampung, 7 Juni 2023



Titin Na' Afiah

NPM. 1815041015

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Bandar Lampung, pada tanggal 9 Oktober 2000, sebagai anak ketiga dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Bejo Sutrisno dan Ibu Sumarsinah. Penulis menyelesaikan pendidikan di Taman Kanak – Kanak (TK) IKI

PTPN VII Way Galih pada tahun 2006, Sekolah Dasar Negeri (SDN) 2 Sabah Balau pada tahun 2012, Sekolah Menengah Pertama Negeri (SMPN) 24 Bandar Lampung pada tahun 2015, dan Sekolah Menengah Atas Negeri (SMAN) 5 Bandar Lampung pada tahun 2018. Pada tahun 2018, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur Seleksi Nasional Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SNMPTN).

Pada tahun 2021, penulis melakukan Kerja Praktek di PT. BUMA CIMA NUSANTARA UNIT PG. BUNGAMAYANG yang berlokasi di Desa Negara Tulang Bawang, Lampung Utara dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja *Evaporator Clear Juice*”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Ekstraksi Minyak Atsiri Daun Nilam (*Pogostemon Cablin Benth*) Menggunakan Metode *Microwave Assisted Hydrodistillation*”. Pada tahun 2021 penulis pernah menjadi Asisten Praktikum Instruksional II di Teknik Kimia Unila.

Selama masa perkuliahan, penulis tergabung dalam Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) Fakultas Teknik Universitas Lampung sebagai Staff Dana dan Usaha pada Periode 2019, sedangkan pada periode 2020 penulis menjabat kembali sebagai sekretaris divisi SCET Himatemia Fakultas Teknik Universitas Lampung. Selain itu pada periode 2019, penulis aktif dalam Badan Eksekutif Mahasiswa (BEM) Fakultas Teknik Universitas Lampung sebagai Staff Dinas Internal dan Advokasi

Motto Dan Persembahan

*”Karena sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan”
(Qs. Al-Insyirah :5)*

*”Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kesanggupannya”
(Qs. Al-Baqarah :286)*

*”Belajar dari kemarin, hidup untuk sekarang, berharap untuk hari esok.
Hal yang paling penting adalah jangan berhenti bertanya”
(Albert Einstein)*

*”Jangan terlalu bergantung pada siapapun di dunia ini. Karena bayanganmu saja akan meninggalkanmu di saat gelap”
(Ibnu Taymiyyah)*

*”Jika semua orang menjauh ketika engkau mendapat kesulitan, maka ketahuilah bahwa Allah ingin membuatmu kuat dan Ia akan menjadi penolongmu”
(Imam Syafi'i)*

*”Disiplin tidak menjamin keberhasilan, tapi tidak ada keberhasilan tanpa disiplin”
(Titin Na' Afiah)*

Sebuah Karya Kecilku...

Dengan segenap hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah SWT,

Atas berkat rahmat dan karunianya lah saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Ini dengan baik dan lancar.

Orang tuaku sebagai tanda baktiku, terima kasih atas segalanya, doa, kasih sayang, semangat dan pengorbanannya sehingga saya bisa sampai ke tahap ini. Semoga suatu saat nanti saya bisa menjadi kebanggaan kalian, Amin.

Kakak dan Saudaraku, terima kasih atas segalanya, kasih sayang, semangat dan doa yang diberikan selama ini.

Sabahat - Sahabatku, terima kasih telah menjadi bagian dari perjuanganku selama kuliah. Semoga kita bisa berjumpa kembali dengan kisah-kisah kesuksesan kita.

Dosen-dosenku sebagai tanda hormat saya, terima kasih atas ilmu yang telah diberikan.

Kepada Almamater tercinta,
semoga ilmu yang saya peroleh di Universitas Lampung ini mampu berguna dikemudian hari.

SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT atas berkat rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul Prarancangan Pabrik Ethyl Asetat dari Ethanol dan Asam Asetat Dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh derajat kesarjanaan (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. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.
2. Ibu Simparmin Br.Ginting, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing I, yang telah memberikan pengarahan, masukan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir.
3. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II, yang telah memberikan ilmu, saran, masukan, nasihat dan pengertiannya dalam membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

4. Ibu Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc. dan ibu Dr. Sri Ismiyati D, S.T., M.Eng. selaku Dosen Penguji yang telah memberikan saran, kritik dan masukannya sehingga tugas akhir ini menjadi lebih baik lagi.
5. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
6. Keluargaku tercinta, ibu dan bapak yang selalu memberikan doa, semangat, motivasi, cinta dan kasih sayangnya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Kakak-kakakku Mas Henda dan Mba Dina yang selalu memberikan motivasi, nasihat dan dukungan serta semangatnya kepada penulis. Untuk Mas Al dan Adek Nca terimakasih sudah menyemangati penulis dalam setiap senyum dan tingkah lucu kalian.
7. Yoan Yuda Veronica selaku *partner* sepejuangan dalam suka dan duka yang telah membantu penulis dalam penyelesaian laporan tugas akhir.
8. Sahabat terbaikku Agita Amy Rizky, Yuni Saputri, Rachel Mega Jessica Putri, Sri Oktapia, Elistia Nursafitri, Ghea Maulidaco yang telah membantu penulis selama hidup di Teknik Kimia Unila, terima kasih atas semua bantuan dan canda tawa selama ini. Semoga nantinya kita akan bertemu kembali dengan cerita sukses kita masing-masing ya.
9. M. Hilmi Akram, terimakasih sudah menjadi pendengar yang baik dan menemani hari-hari penulis sejak pertengahan tahun 2021 hingga sekarang. Semoga kita bisa meraih impian kita bersama di tahun-tahun

berikutnya.

10. Teman-teman SMA ku, yang telah memberikan semangat, doa dan motivasi kepada penulis. Terima kasih Shela, Monica, Winona dan Previta atas semuanya, *you make my days guys*.
11. Teman – teman Teknik Kimia Angkatan 2018, terimakasih telah menjadikan penulis bagian dari perjalanan kalian, terimakasih telah memberikan kebaikan,dukungan, dan semangat buat penulis.
12. Adik-adik dan kakak-kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia, yang banyak memberikan cerita, pembelajaran, dan pengalaman warna-warni selama beradadi kampus.
13. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini. Semoga Allah SWT membalas kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini berguna di kemudian hari.

Bandar Lampung, 7 Juni 2023

Penulis,

Titin Na’Afiah

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
COVER DALAM	iii
HALAMAN PERSETUJUAN	iv
HALAMAN PENGESAHAN	v
PERNYATAAN	vi
RIWAYAT HIDUP	vii
MOTTO DAN PERSEMBAHAN	ix
SANWACANA	xi
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR TABEL	xviii
DAFTAR GAMBAR	xxviii

I. PENDAHULUAN

1.1	Latar Belakang	1
1.2	Kegunaan Produk.....	2
1.3	Ketersediaan Bahan Baku	2
1.4	Analisa Pasar.....	3
1.5	Kapasitas Rancangan Produksi	3
1.6	Tempat dan Lokasi Pabrik	9

II. DESKRIPSI PROSES

2.1	Jenis-Jenis Proses	13
2.2	Pemilihan Proses	15

III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1	Spesifikasi Bahan Baku.....	43
3.2	Spesifikasi Bahan Penunjang	44
3.3	Spesifikasi Produk.....	45

IV. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

4.1	Neraca Massa	46
4.2	Neraca Energi.....	54

V. SPESIFIKASI ALAT

5.1	Spesifikasi Alat Proses.....	64
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas.....	112

VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH

6.1	Unit Penyediaan Air.....	141
6.2	Unit Penyediaan Steam	156
6.3	Unit Pembangkit Tenaga Listrik	156
6.4	Unit Penyediaan Bahan Bakar	157
6.5	Unit Penyediaan Udara Tekan	157
6.6	Unit Pengolahan Limbah.....	157
6.7	Unit Laboratorium.....	159
6.8	Instrumen dan Pengendalian Proses.....	163

VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

7.1	Lokasi Pabrik	166
7.2	Tata Letak Pabrik	169
7.3	Estimasi Area Pabrik.....	174
7.4	Tata Letak Peralatan Proses	175

VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN OPERASI PERUSAHAAN

8.1.	Bentuk Perusahaan	177
8.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	180
8.3.	Tugas dan Wewenang	182
8.4.	Status Karyawan dan Sistem Penggajian	190
8.5.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	190
8.6.	Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan	194
8.7.	Kesejahteraan Karyawan.....	199

IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

9.1	Investasi	203
9.2	Evaluasi Ekonomi	209
9.3	Angsuran Pinjaman	212
9.4	<i>Discounted Cash Flow(DCF)</i>	212

X. KESIMPULAN DAN SARAN

10.1	Kesimpulan	214
10.2	Saran.....	214

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A (NERACA MASSA)

LAMPIRAN B (NERACA PANAS)

LAMPIRAN C (SPESIFIKASI ALAT)

LAMPIRAN D (UTILITAS)

LAMPIRAN E (INVESTASI EKONOMI)

LAMPIRAN F (TUGAS KHUSUS)

DAFTAR TABEL

Tabel	Halaman
1.1 Harga Bahan Baku untuk Pembuatan Etil Asetat	3
1.2 Harga Produk Etil Asetat	3
1.3 Impor Etil Asetat di Indonesia Tahun 2016-2021.....	4
1.4 Ekspor Etil Asetat di Indonesia Tahun 2017-2021	5
1.5 Konsumsi Etil Asetat di Indonesia Tahun 2015-2018	7
1.6 Kapasitas Produksi Pabrik Etil Asetat di Dunia.....	8
1.7 Pabrik yang Membutuhkan Etil Asetat	11
2.1 Harga Bahan Baku dan Produk.....	15
2.2 Harga Bahan Baku dan Produk.....	18
2.3 Harga Bahan Baku dan Produk.....	20
2.4 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen.....	24
2.5 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen	25
2.6 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen.....	26
2.7 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen	27
2.8 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen.....	28
2.9 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen	29
2.10 Harga ΔG_f° Masing-Masing Komponen.....	31
2.11 Harga ΔG_f° Masing-Masing Komponen.....	33

2.12 Harga ΔG_f° Masing-Masing Komponen.....	36
2.13 Perbandingan Proses Produksi Etil Asetat	38
4.1 Neraca Massa Pada <i>Mixed Point</i> (MP-101)	47
4.2 Neraca Massa Pada <i>Mixed Point</i> (MP-102)	47
4.3 Neraca Massa Pada <i>Mixed Point</i> (MP-103)	48
4.4 Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	48
4.5 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-301)	48
4.6 Neraca Massa Pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301)	49
4.7 Neraca Massa Pada <i>Decanter</i> (DEC-301).....	49
4.8 Neraca Massa Pada <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-301)	50
4.9 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-302).....	50
4.10 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-303).....	50
4.11 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-304).....	50
4.12 Neraca Massa Pada <i>Extractor Tank</i> (EX-301).....	51
4.13 Neraca Massa Pada <i>Extractor Tank</i> (EX-302).....	52
4.14 Neraca Massa Pada <i>Extractor Tank</i> (EX-303).....	52
4.15 Neraca Massa Pada <i>Extractor Tank</i> (EX-304).....	52
4.16 Neraca Massa Pada <i>Extractor Tank</i> (EX-305).....	53
4.17 Neraca Massa Pada <i>Distillation Column</i> (DC-305).....	53
4.18 Neraca Massa Pada <i>Mixed Point</i> (MP-104)	54
4.19 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-101)	54
4.20 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-102)	55
4.21 Neraca Energi Pada <i>Mixed Point</i> (MP-104)	55
4.22 Neraca Energi Pada Reaktor (RE-201)	55

4.23 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-201)	56
4.24 Neraca Energi Pada <i>Distillation column</i> (DC-301)	56
4.25 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-301)	56
4.26 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-301)	57
4.27 Neraca Energi Pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301)	57
4.28 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-301)	57
4.29 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-302)	58
4.30 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-303)	58
4.31 Neraca Energi Pada <i>Extractive Distillation column</i> (EDC-301)	58
4.32 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-303)	59
4.33 Neraca Energi Pada <i>Distillation column</i> (DC-302)	59
4.34 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-304)	59
4.35 Neraca Energi Pada <i>Distillation column</i> (DC-303)	60
4.36 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-305)	60
4.37 Neraca Energi Pada <i>Distillation column</i> (DC-304)	60
4.38 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-306)	61
4.39 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-307)	61
4.40 Neraca Energi Pada <i>Heater</i> (HE-304)	62
4.41 Neraca Energi Pada <i>Distillation column</i> (DC-305)	62
4.42 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-308)	62
4.43 Neraca Energi Pada <i>Cooler</i> (CO-309)	63
5.1.1 Spesifikasi <i>Storage Tank Asam Asetat</i> (ST-101)	64
5.1.2 Spesifikasi <i>Storage Tank Ethanol</i> (ST-102).....	65
5.1.3 Spesifikasi <i>Storage Tank Dimetil Sulfoksida</i> (ST-103).....	65

5.1.4 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Diisopropil Ether (ST-104)	66
5.1.5 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Etil Asetat (ST-301)	67
5.1.6 Spesifikasi Reaktor (RE-201)	67
5.1.7 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-301).....	68
5.1.8 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-301)	68
5.1.9 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-301).....	69
5.1.10 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-301)	70
5.1.11 Spesifikasi <i>Extractive Distillation Column</i> (EDC-301).....	70
5.1.12 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-101)	71
5.1.13 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-101).....	72
5.1.14 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-101)	72
5.1.15 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-302).....	73
5.1.16 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-302)	73
5.1.17 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-302).....	74
5.1.18 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-302)	75
5.1.19 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-303).....	75
5.1.20 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-303)	76
5.1.21 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-303).....	77
5.1.22 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-303)	77
5.1.23 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-304).....	78
5.1.24 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-304)	79
5.1.25 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-304).....	79
5.1.26 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-304)	80
5.1.27 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (DC-305).....	80

5.1.28 Spesifikasi <i>Condenser</i> (CD-305)	81
5.1.29 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-305).....	82
5.1.30 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-305).....	82
5.1.31 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-301).....	83
5.1.32 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DEC-301).....	84
5.1.33 Spesifikasi <i>Extractor Tank</i> (EX-301).....	84
5.1.34 Spesifikasi <i>Extractor Tank</i> (EX-302).....	86
5.1.35 Spesifikasi <i>Extractor Tank</i> (EX-303).....	87
5.1.36 Spesifikasi <i>Extractor Tank</i> (EX-304).....	88
5.1.37 Spesifikasi <i>Extractor Tank</i> (EX-305).....	89
5.1.38 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-101).....	90
5.1.39 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102).....	90
5.1.40 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-301).....	89
5.1.41 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-302).....	92
5.1.42 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-303).....	92
5.1.43 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-304).....	93
5.1.44 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-201).....	94
5.1.45 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-302)	94
5.1.46 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-303)	95
5.1.47 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-304)	96
5.1.48 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-305)	96
5.1.49 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-306)	97
5.1.50 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-309)	98
5.1.51 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-301)	98

5.1.52 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-307)	99
5.1.53 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-308)	100
5.1.54 Spesifikasi Pompa Proses (PP-101).....	101
5.1.55 Spesifikasi Pompa Proses (PP-102).....	101
5.1.56 Spesifikasi Pompa Proses (PP-103).....	102
5.1.57 Spesifikasi Pompa Proses (PP-104).....	102
5.1.58 Spesifikasi Pompa Proses (PP-105).....	103
5.1.59 Spesifikasi Pompa Proses (PP-106).....	103
5.1.60 Spesifikasi Pompa Proses (PP-107).....	104
5.1.61 Spesifikasi Pompa Proses (PP-108).....	105
5.1.62 Spesifikasi Pompa Proses (PP-109).....	105
5.1.63 Spesifikasi Pompa Proses (PP-110).....	106
5.1.64 Spesifikasi Pompa Proses (PP-111).....	106
5.1.65 Spesifikasi Pompa Proses (PP-112).....	107
5.1.66 Spesifikasi Pompa Proses (PP-113).....	107
5.1.67 Spesifikasi Pompa Proses (PP-114).....	108
5.1.68 Spesifikasi Pompa Proses (PP-115).....	108
5.1.69 Spesifikasi Pompa Proses (PP-116).....	109
5.1.70 Spesifikasi Pompa Proses (PP-117).....	109
5.1.71 Spesifikasi Pompa Proses (PP-118).....	110
5.1.72 Spesifikasi Pompa Proses (PP-119).....	110
5.1.73 Spesifikasi Pompa Proses (PP-120).....	111
5.1.74 Spesifikasi Pompa Proses (PP-121).....	111
5.1.75 Spesifikasi Pompa Proses (PP-122).....	112

5.2.1 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401).....	112
5.2.2 Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> Alum (DT-401).....	113
5.2.3 Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> NaOH (DT-402)	113
5.2.4 Spesifikasi <i>Dissolving Tank</i> Kaporit (DT-403).....	114
5.2.5 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CF-401).....	115
5.2.6 Spesifikasi Sand Filter (SF-401)	115
5.2.7 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-404).....	116
5.2.8 Spesifikasi <i>Storage Tank Domestic Water</i> (ST-409).....	116
5.2.9 Spesifikasi <i>Storage Tank Hydrant Water</i> (ST-410)	117
5.2.10 Spesifikasi Hot Basin (HB-401)	118
5.2.11 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401)	118
5.2.12 Spesifikasi Cold Basin (CB-401)	118
5.2.13 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401)	119
5.2.14 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401)	119
5.2.15 Spesifikasi Asam Sulfat (ST-405).....	120
5.2.16 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Dispersant (ST-406).....	120
5.2.17 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Inhibitor (ST-407)	120
5.2.18 Spesifikasi <i>Storage Tank Demin Water</i> (ST-408).....	122
5.2.19 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DA-401).....	123
5.2.20 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Hidrazin (ST-501)	123
5.2.21 Spesifikasi Boiler (BO-501).....	124
5.2.22 Spesifikasi Boiler (BO-502).....	124

5.2.23 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Bahan Bakar (ST-502)	125
5.2.24 Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS– 501)	125
5.2.25 Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS– 501)	126
5.2.26 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Air Kondensat (ST-503).....	126
5.2.27 Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CYC-601).....	126
5.2.28 Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD – 601).....	127
5.2.29 Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-601)	127
5.2.30 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 1 (BU – 601).....	128
5.2.31 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 2 (BU – 602).....	128
5.2.32 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 3 (BU – 603).....	128
5.2.33 Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 4 (BU – 604).....	128
5.2.34 Spesifikasi Generator Listrik (GS-701)	129
5.2.35 Spesifikasi <i>Storage tank</i> Limbah Cair (ST-801).....	129
5.2.36 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401)	130
5.2.37 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-402)	130
5.2.38 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403)	131
5.2.39 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404)	131
5.2.40 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405)	132
5.2.41 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406)	132
5.2.42 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407)	133
5.2.43 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408)	133
5.2.44 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409)	134
5.2.45 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410)	134
5.2.46 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411)	135

5.2.47 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412)	135
5.2.48 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413)	136
5.2.49 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414)	136
5.2.50 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415)	137
5.2.51 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416)	137
5.2.52 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417)	138
5.2.53 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418)	138
6.1 Kebutuhan Air Umum.....	142
6.2 Kebutuhan Air Proses	143
6.3 Kebutuhan Air Pendingin.....	144
6.4 Persyaratan Kualitas Air Pendingin	145
6.5 Kebutuhan Air Pembangkit Steam 250°C.....	148
6.6 Kebutuhan Air Pembangkit Steam 150°C.....	148
6.7 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	164
6.8 Pengendalian Variabel Utama Proses	165
7.1 Perincian Luas Area Pabrik Etil Asetat.....	174
8.1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu	193
8.2 Perincian Tingkat Pendidikan	194
8.3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses.....	196
8.4 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	197
8.5 Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan.....	198
9.1 <i>Fixed Capital Investment</i>	204
9.2 <i>Manufacturing Cost</i>	206
9.3 <i>General Expenses</i>	206

9.4 Biaya Administratif.....	207
9.5 Minimum <i>acceptable persent return on investment</i>	209
9.6 <i>Acceptable payout time</i> untuk tingkat resiko pabrik.....	210
9.6 Hasil uji kelayakan ekonomi.....	213

DAFTAR GAMBAR

Gambar	Halaman
1.1 Grafik Data Impor etil asetat Indonesia	4
1.2 Grafik Data Ekspor etil asetat Indonesia.....	6
1.3 Grafik Data Konsumsi etil asetat Indonesia.....	7
1.4 Peta Lokasi Pabrik Etil Asetat	10
6.1 Diagram <i>Cooling Water System</i>	147
7.1 Tata Letak Pabrik	173
7.2 Tata Letak Alat Proses	176
7.3 Area Pabrik Di Kabupaten Gresik.....	176
8.1 Gambar Struktur Organisasi	181
9.1 Grafik Analisa Ekonomi	211
9.2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	212

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di era globalisasi ini perkembangan industri kimia di Indonesia semakin menunjukkan peningkatan yang sangat signifikan. Hal ini dapat dilihat dengan semakin banyaknya pabrik kimia yang didirikan di Indonesia. Keberadaan pabrik – pabrik ini dapat berpengaruh terhadap perekonomian negara dan dapat mengurangi kebutuhan impor bahan – bahan kimia dari luar negeri.

Salah satu produk industri yang dibutuhkan saat ini adalah Etil Asetat. Etil asetat adalah salah satu ester karboksilat yang paling sederhana yang diperoleh melalui reaksi esterifikasi dengan mereaksikan ethanol dengan asam asetat menggunakan katalis untuk mempercepat reaksi pembentukan ester.

Etil asetat dengan rumus molekul ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$) merupakan cairan tidak berwarna yang mudah larut dalam air dan pelarut organik. Etil asetat merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan pelarut organik dalam pembuatan tinta, cat, pernis, lak, campuran pembersih, pembuatan resin dan terutama dalam industri farmasi dan kosmetik (Kirk and Othmer, 2004).

Hingga saat ini Indonesia hanya memiliki satu pabrik yang memproduksi etil asetat yaitu PT. Indo Acidatama, namun pabrik tersebut belum mampu

untuk memenuhi kebutuhan etil asetat didalam negeri, sehingga Indonesia harus mengimpor etil asetat dari negara lain.

Pada tahun 2017 kebutuhan etil asetat di Indonesia mencapai 56.694 ton. Angka ini terus meningkat hingga 62.832 ton di tahun 2021 yang seluruhnya diperoleh dari impor beberapa negara seperti, Cina, Singapura dan Malaysia. Dengan memperhatikan kebutuhan dalam negeri yang terus meningkat dan kegunaannya yang beragam, maka pabrik pembuatan etil asetat ini sangat potensial didirikan di Indonesia. Selain dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri yang akan mengurangi angka impor etil asetat di Indonesia, pendirian pabrik etil asetat ini juga dapat menciptakan lapangan kerja baru sehingga mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

1.2 Kegunaan Produk

Beberapa kegunaan dari Etil asetat adalah sebagai berikut:

- Digunakan sebagai bahan baku pada industri tinta cetak, industri resin katalis.
- Digunakan sebagai bahan pelarut cat dan bahan pembuatan plastik.
- Digunakan untuk kebutuhan industri farmasi.
- Sebagai bahan baku bagi pabrik parfum dan kosmetik.

(Kirk and Othmer, 2004)

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pembuatan pabrik etil asetat ini adalah ethanol dan asam asetat. Ethanol diperoleh dari PT. Molindo Raya Industrial, Malang Jawa Timur dengan kapasitas 80.000 kl/tahun dan Asam Asetat

diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk Solo, Jawa Timur dengan kapasitas 36.600 ton/tahun.

1.4 Analisa Pasar

Berikut ini merupakan harga bahan baku untuk pembuatan etil asetat

Tabel 1.1 Harga Bahan Baku untuk Pembuatan Etil Asetat

Bahan Baku	Harga (kg)
Ethanol	Rp 7.274,00
Asam Asetat	Rp 5.440,00

Sumber: Alibaba.com

Tabel 1.2 Harga Produk Etil Asetat

Produk	Harga (kg)
Etil Asetat	42.746,00

Sumber : Alibaba.com

1.5 Kapasitas Rancangan Produksi

Kapasitas produksi dari pabrik akan mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam prarancangan pabrik. Pabrik etil asetat yang dirancang direncanakan berdiri pada tahun 2027. Untuk memperoleh kapasitas prarancangan pabrik tersebut terdapat pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Data Impor Etil Asetat di Indonesia

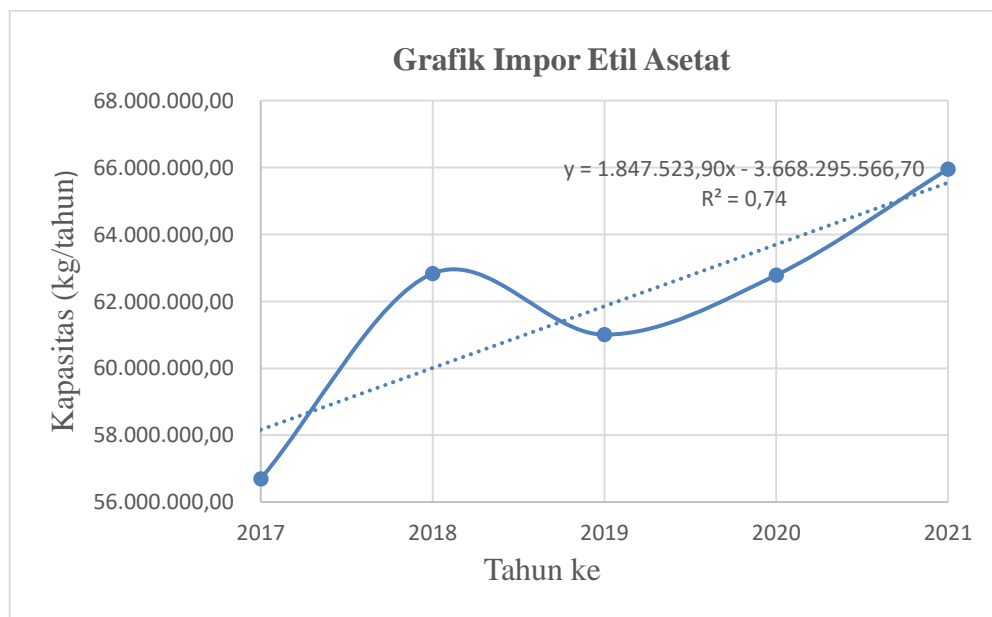
Penentuan kapasitas produksi dapat dilihat berdasarkan data impor Indonesia. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia memiliki kebutuhan impor etil asetat yang dapat dilihat pada Tabel 1.3 sebagai berikut:

Tabel 1.3 Impor Etil Asetat di Indonesia Tahun 2016-2021

Tahun	Volume (Kg)
2017	56.694.326
2018	62.832.837
2019	61.007.696
2020	62.785.428
2021	65.955.650

Sumber : (BPS, 2022)

Berdasarkan data Tabel 1.3 diperoleh persamaan regresi linier seperti gambar 1.1 dibawah ini:



Gambar 1.1 Grafik data impor etil asetat di Indonesia

Dari regresi linear diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$y = 1.847.523,90 x - 3.668.295.566,70$$

Berdasarkan persamaan diatas dapat diperkirakan data impor etil asetat di

Indonesia pada tahun 2027 mencapai:

$$y = 1.847.523,90 x - 3.668.295.556,70$$

$$y = 1.847.523,90 (2027) - 3.668.295.556,70$$

$$y = 62.446.378,60 \text{ kg/tahun}$$

2. Data Ekspor Etil asetat di Indonesia

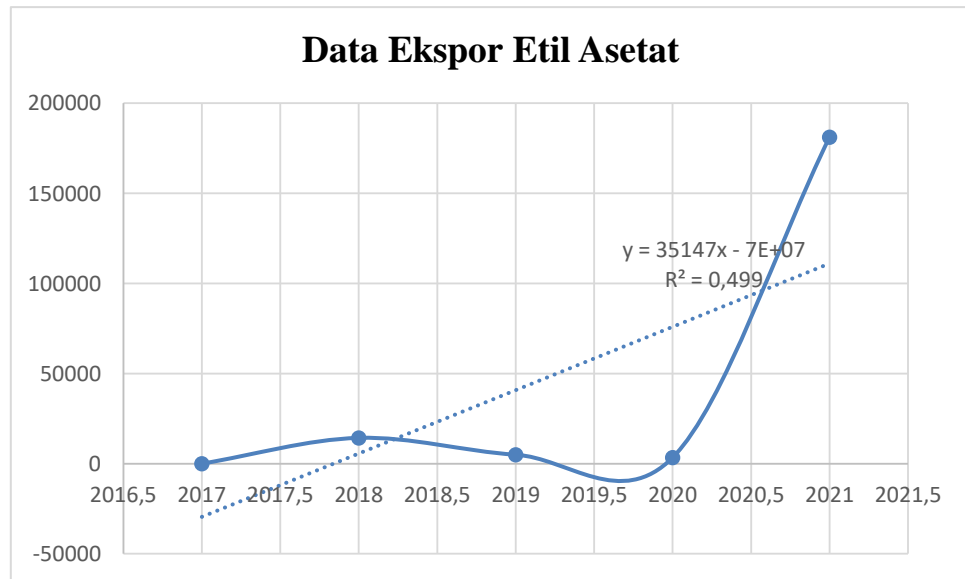
Penentuan kapasitas produksi dapat dilihat berdasarkan data ekspor Indonesia. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia memiliki kebutuhan ekspor Etil asetat yang dapat dilihat pada Tabel 1.4 sebagai berikut:

Tabel 1.4 Ekspor Etil asetat di Indonesia tahun 2017-2021

Tahun	Volume (Kg)
2017	30
2018	14.310
2019	4.981,25
2020	3.424,85
2021	181.210

Sumber : (BPS, 2022)

Berdasarkan data Tabel 1.4 diperoleh persamaan regresi linier seperti gambar 1.2 dibawah ini:



Gambar 1.2 Grafik Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia

Dari regresi linear diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$y = 35.147 x - 7E+07$$

Berdasarkan persamaan diatas dapat diperkirakan data ekspor etil asetat di Indonesia pada tahun 2027 mencapai:

$$y = 35.147 x - 7E+07$$

$$y = (35.147 \times 2027) - 7E+07$$

$$y = 1.242.969 \text{ kg/tahun}$$

3. Data Konsumsi asetat di Indonesia

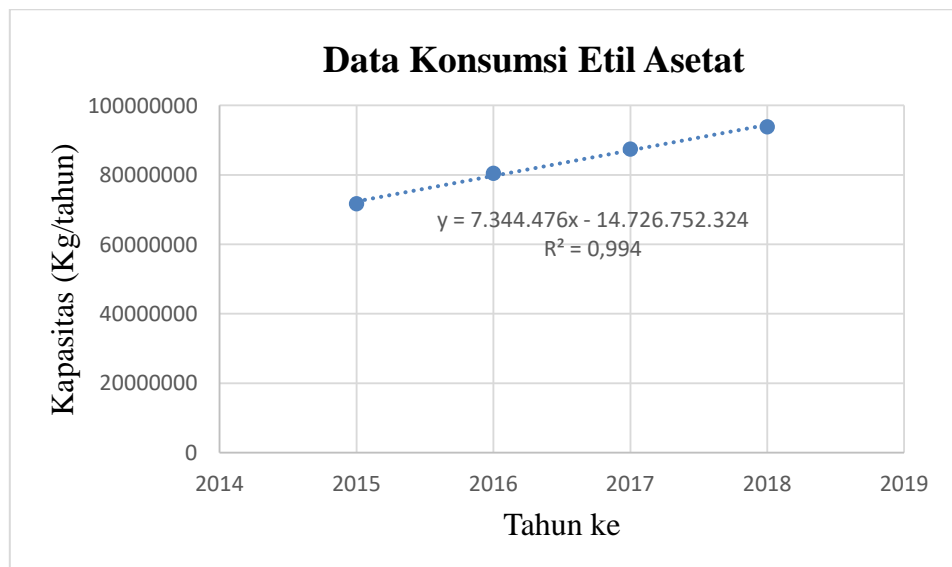
Penentuan kapasitas produksi dapat dilihat berdasarkan data konsumsi Indonesia. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), Indonesia memiliki kebutuhan konsumsi Etil asetat yang dapat dilihat pada Tabel 1.5 sebagai berikut:

Tabel 1.5 Konsumsi Etil asetat di Indonesia tahun 2015-2018

Tahun	Volume (Kg)
2015	71.717.197
2016	80.485.116
2017	87.458.187
2018	93.874.427

Sumber : (BPS, 2019)

Berdasarkan data Tabel 1.5 diperoleh persamaan regresi linier seperti gambar 1.3 dibawah ini:



Gambar 1.3 Grafik data konsumsi Etil asetat di Indonesia

Dari regresi linear diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$y = 7.344.476 x - 14.726.752.324$$

Berdasarkan persamaan diatas dapat diperkirakan data ekspor etil asetat di

Indonesia pada tahun 2027 mencapai:

$$y = 7.344.476 x - 14.726.752.324$$

$$y = (7.344.476 \times 2027) - 14.726.752.324$$

$$y = 160.500,528 \text{ kg/tahun}$$

4. Kapasitas Minimum Pabrik yang Sudah Berdiri

Untuk memproduksi Etil asetat harus melakukan perbandingan terhadap kapasitas produksi dari berbagai pabrik yang telah ada sebelumnya. Kapasitas pabrik etil asetat yang telah berdiri dapat dilihat pada tabel 1.6 dibawah ini :

Tabel 1.6 Kapasitas Produksi Pabrik Etil asetat di dunia

Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
hanghai Jinyimeng Chemical Co Ltd, China	30.000
Chiba Ethyl Acetate, Jepang	50.000
Shandong Jinyimeng Group Co. Ltd., China	80.000
International Ester Co Ltd, South Korea	75.000
BP Chemicals, UK	220.000
PT. Indo Acidatama, Indonesia	7.600

Sumber: (www.chemicalintelligence.com)

5. Produksi Etil Asetat di Indonesia

Saat ini pabrik etil asetat di Indonesia hanya terdapat pada PT. Indo Acidatama dengan kapasitas 7.600 ton/tahun.

Berdasarkan data impor, ekspor, konsumsi, serta produksi etil asetat di tahun 2027, maka dapat digunakan dalam menentukan peluang kapasitas pabrik etil asetat yang dapat dibangun pada tahun 2027 dengan menggunakan persamaan:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

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

$$= (1.242.969 + 160.500.528) - (62.446.378,60 + 7.600)$$

$$= 99.289.518,40 \text{ kg/tahun}$$

$$= 99.289,52 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan pertimbangan diatas dan berbagai persaingan yang nantinya akan terus berkembang, maka kapasitas produksi etil asetat tahun 2027 direncanakan sebesar 50% (merujuk pada UU. No. 5 Tahun 1999 pasal 25 tentang larangan praktek monopoli perdagangan) dari kapasitas produksi tahun 2027 yakni 49.644,76 ton/tahun \approx **50.000** ton/tahun. Sehingga dengan berdirinya pabrik etil asetat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat:

1. Memenuhi kebutuhan etil asetat dalam negeri dan meningkatkan pendapat negara di sector industri.
2. Meningkatkan pertumbuhan industri kimia di Indonesia dalam rangka menghadapi era pasar global yang penuh persaingan.
3. Memberikan lapangan pekerjaan baru sehingga mengurangi jumlah pengangguran serta meningkatkan perekonomian masyarakat.

1.6 Tempat dan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik akan berpengaruh secara langsung terhadap kelangsungan hidup pabrik yang menentukan keberhasilan dan kelancaran proses produksi. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dapat menekan biaya produksi dan dapat memberikan keuntungan lain. Rencana pembangunan pabrik etil asetat akan didirikan di Gresik, Jawa Timur.



Gambar 1.4 Peta Lokasi Pabrik Etil Asetat

Adapun faktor pemilihan lokasi pabrik di Gresik meliputi:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama agar pabrik dapat tetap berjalan. Lokasi pendirian pabrik di daerah Gresik dipilih dikarenakan cukup dekat dengan sumber bahan baku. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan etil asetat adalah ethanol (C_2H_5OH) yang diperoleh dari PT. Molindo Raya, Malang, Jawa Timur dengan jarak ± 111 km, asam Asetat (CH_3COOH) yang diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk, Solo, Jawa Tengah dengan jarak ± 261 km. Untuk bahan baku dimetil sulfoksida, diisopropil ether serta katalis *amberlyst-15* yang diimpor dari Negara Cina, pemilihan lokasi Gresik ini cukup tepat karena dekat dengan pelabuhan JIPE. Pemilihan lokasi ini diharapkan dapat mengurangi biaya transportasi dan mempercepat proses pengiriman.

b. Pemasaran Produk

Untuk memudahkan pemasaran produk, lokasi pabrik harus dekat dengan daerah pemasaran atau dekat dengan konsumen. Lokasi pabrik di Gresik

sangat strategis bila dilihat dari pemasaran, karena sebagian besar industri yang menggunakan etil asetat masih terpusat dipulau jawa. Pada tabel 1.7 menunjukkan lokasi beberapa pabrik yang membutuhkan etil asetat.

Tabel 1.7 Pabrik yang Membutuhkan Etil Asetat

No	Industri	Lokasi
1.	PT. <i>Atlantic Ocean Paint</i>	Jawa Timur
3.	PT. Warnatama Cemerlang	Jawa Timur
4.	PT. Master Jaya Sentosa	Jawa Timur
5.	PT. Kosmetika Global Indonesia	Jawa Timur

c. Fasilitas Transportasi

Ketersediaan transportasi sangat mempengaruhi distribusi produk dan bahan baku baik melalui darat maupun laut. Gresik merupakan wilayah yang cukup strategis untuk mendirikan sebuah pabrik dikarenakan telah tersedianya akses transportasi baik jalur darat maupun perairan. Kawasan Gresik memiliki beberapa pelabuhan diantaranya adalah Pelabuhan JIPE (Gresik), Pelabuhan Tanjung Perak (Surabaya), dan Pelabuhan Meneng (Banyuwangi) yang dapat mempermudah dalam penerimaan bahan baku maupun pengiriman produk. Selain itu, Jawa Timur mempunyai landasan udara yang cukup besar yaitu Bandara Djuanda.

d. Utilitas

Utilitas yang diperlukan dalam pabrik ini meliputi kebutuhan air, bahan bakar serta listrik. Dalam menjalankan suatu proses dalam pabrik, dibutuhkan air yang jumlahnya cukup besar yaitu untuk air pendingin, air

proses serta untuk kebutuhan sehari-hari bagi karyawannya dan masyarakat sekitar pabrik. Oleh sebab itu, lokasi pabrik harus berada di daerah dekat dengan sumber air. Di Gresik, air dapat dengan mudah diperoleh karena lokasi pabrik dekat dengan sungai Bengawan Solo yang memiliki panjang 600 km. Sementara itu, kebutuhan listrik diperoleh dari sumber pembangkit listrik PLTGU Gresik dan sekitarnya dan generator sebagai cadangan jika PLN mengalami gangguan.

e. Ketersediaan Tenaga Kerja

Kebutuhan tenaga kerja pabrik dapat terpenuhi dari daerah sekitar lokasi pabrik, mulai dari tenaga kerja terdidik, terlatih, terampil, hingga tenaga kerja kasar. Dengan memanfaatkan masyarakat sekitar sebagai tenaga kerja, maka berdirinya pabrik etil asetat dapat mengurangi pengangguran di daerah tersebut, dan mampu meningkatkan taraf hidup masyarakat setempat.

BAB II

PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES

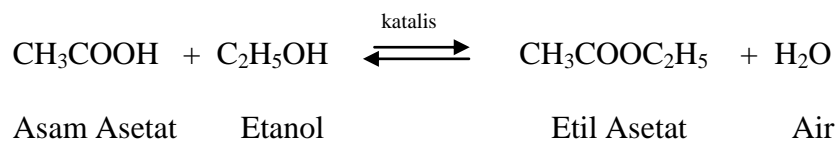
2.1 Jenis – Jenis Proses

Ada beberapa proses pembuatan etil asetat yang sering digunakan saat ini, yaitu :

2.1.1 Proses Esterifikasi dengan Katalis Amberlyst-15

Proses esterifikasi dalam industri dapat dilakukan secara *batch* maupun kontinyu. Pemilihan kedua macam proses tersebut tergantung pada kapasitas produksinya. Untuk kapasitas produksi yang relatif kecil sebaiknya jenis yang digunakan adalah proses *batch*. Sedangkan proses esterifikasi kontinyu dipilih untuk kapasitas produksi yang relatif besar.

Reaksinya ditunjukkan pada persamaan berikut:

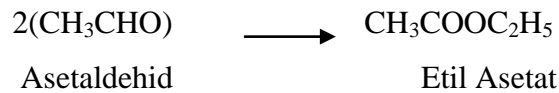


Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah etanol dan asam asetat dengan menggunakan katalis amberlyst-15. Reaktor yang digunakan adalah Reaktor *Fixed Bed* pada temperatur 50-90°C pada tekanan 1 atm dan konversi 75% (Kirbaslar dkk., 2000).

2.1.2 Proses Reaksi *Tischenko*

Proses pembuatan etil asetat dengan reaksi *Tischenko*, menghasilkan konversi 61% ester dengan penambahan aluminum etoksit dalam asetaldehid pada suhu -20°C dan tekanan 1 atm

(Priotowski, 2021). Pengembangan produk pada skala industri berada di Eropa selama awal pertengahan abad, lalu asetaldehid menjadi produk intermediet penting dalam bahan dasar pembuatan asetilen. Reaksinya ditunjukkan pada persamaan berikut:

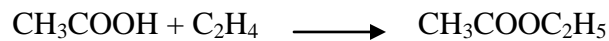


Proses ini terdiri dari 4 bagian. Pertama, katalis cair aluminium etoksit disiapkan dengan mereaksikan langsung alkohol dengan aluminium, salah satu alkohol yang dapat digunakan yaitu etanol. AlCl_3 ditambahkan sebagai inisiator. Kedua, proses terjadi di reaktor, asetaldehid masuk ke reaktor dari tangki penyimpanan dan katalis cair masuk secara kontinu. Campuran hasil reaksi masih mengandung aluminium etoksit sehingga harus dipisahkan dari sistem reaksi dengan penambahan air. Sehingga terjadi reaksi antara aluminium etoksit dengan air membentuk $\text{Al}(\text{OH})_3$. Kemudian campuran akan masuk ke proses evaporasi untuk memisahkan $\text{Al}(\text{OH})_3$. Campuran keluaran evaporator akan masuk ke kolom distilasi untuk memisahkan asetaldehid sebagai produk atas dan etil asetat sebagai produk bawah (Patent CN1245794A).

2.1.3 Etil Asetat dari Etilen dan Asam Asetat

Proses ini dijelaskan pada US Pat. No. 5973193 dimana bahan baku yang digunakan adalah gas etilen dan asam asetat. Produksi etil asetat

terjadi pada suhu 200-250°C dengan tekanan 300-1500 psig di dalam Reaktor *Batch* menggunakan katalis zeolit. Proses ini menghasilkan konversi 43,6%. Reaksi yang berlangsung ditunjukkan pada persamaan berikut:



2.2 Pemilihan Proses

Dalam pemilihan proses yang akan digunakan harus mempertimbangkan beberapa faktor seperti faktor ekonomis yang meliputi biaya bahan baku serta harga jual produk, dan juga kelayakan teknis yang meliputi suhu operasi, tekanan operasi, entalpi reaksi pembentukan standar (ΔH_f°) dan energi bebas gibbs (ΔG_f°).

2.3 Tinjauan Ekonomi

a. Proses Esterifikasi dengan Katalis *Amberlyst-15*

Harga bahan baku dan produk untuk proses pembentukan etil asetat melalui proses esterifikasi dengan katalis *Amberlyst-15* dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1 Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (Rp)/kg
Etanol	46	7.274
Asam asetat	60	5.440
Etil asetat	88	42.746
Air	18	0

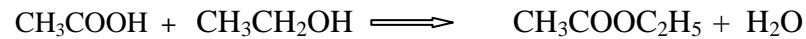
(Sumber: Alibaba.com)

Kurs 1 US\$ 6 Juli 2022 = Rp 14.981,76

Konversi	= 75%
Kapasitas Produksi etil asetat	= 50.000 ton/tahun
	= 6.313,13 kg/jam

Perbandingan molar asam asetat dan etanol = 1:2

Reaksi pembentukan etil asetat:



M	F_{A0}	F_{B0}	F_{C0}	F_{D0}
R	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} \cdot X_A$
S	$F_{A0} \cdot (1 - X_A)$	$(F_{B0} - F_{A0} \cdot X_A)$	$F_{C0} + F_{A0} \cdot X_A$	$F_{D0} + F_{A0} \cdot X_A$

Keterangan :

$$F_{C0} + F_{A0} \cdot X_A \quad ; \quad X_A = \text{konversi} \quad ; \quad F_{C0} = 0$$

$$F_{A0} = \frac{F_C}{X_A}$$

F_C = massa etil asetat / BM

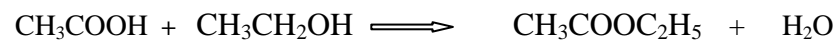
$$F_C = 71,740 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{A0} = \frac{71,740}{0,75} = 95,6535 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{B0} = 2 \times 95,6535 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{B0} = 191,307 \text{ kmol/jam}$$

Maka :



M	95,6535	191,307	-	-
R	71,740	71,740	71,740	71,740
S	23,913	119,567	71,740	71,740

Asam Asetat

$$\begin{aligned}
 \text{Massa asam asetat} &= \text{mol asam asetat} \times \text{BM asam asetat} \\
 &= 95,6535 \text{ kmol/jam} \times 60 \text{ kg/kmol} \\
 &= 5,739,21 \text{ kg/jam} = 45.454.545,45 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga asam asetat per tahun} &= \text{massa asam asetat} \times \text{harga per kg} \\
 &= 45.454.545,45 \text{ kg/tahun} \times 5.440 \\
 &= \text{Rp } 247.272.727.272,73/\text{tahun} \\
 &= 16.504.918,47 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Etanol

$$\begin{aligned}
 \text{Massa etanol} &= \text{mol etanol} \times \text{BM etanol} \\
 &= 191,307 \text{ kmol/jam} \times 46 \text{ kg/kmol} \\
 &= 8.800,122 \text{ kg/jam} \\
 &= 69.696.966,24 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga etanol per tahun} &= \text{massa etanol} \times \text{harga etanol per kg} \\
 &= 69.696.966,24 \text{ kg/tahun} \times 7.274 \\
 &= \text{Rp } 506.975.732.429,76/\text{tahun} \\
 &= 33.839.531,032 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga bahan baku} &= \text{harga asam asetat} + \text{harga etanol} \\
 &= (16.504.918,47 + 33.839.531,032) \text{ \$/tahun} \\
 &= 50.344.449,500 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Etil Asetat

$$\begin{aligned}
 \text{Massa etil asetat} &= \text{mol etil asetat} \times \text{BM etil asetat} \\
 &= 71,740 \text{ kmol/jam} \times 88 \text{ kg/kmol} \\
 &= 6.313,13 \text{ kg/jam} \\
 &= 50.000.000 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga etil asetat per tahun} &= \text{massa etil asetat} \times \text{harga per kg} \\
 &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 42.746 \\
 &= \text{Rp } 2.137.300.000.000 \\
 &= 142.660.141,40 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

H₂O

$$\begin{aligned}
 \text{Harga H}_2\text{O per tahun} &= 0 \text{ \$/tahun} \\
 \text{Total harga jual produk} &= \text{harga etil asetat} + \text{harga H}_2\text{O} \\
 &= 142.660.141,40 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Sehingga keuntungan yang diperoleh dari proses ini :

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{harga jual produk} - \text{harga bahan baku} \\
 &= (142.660.141,40 - 50.344.449,500) \text{ \$/tahun} \\
 &= \mathbf{92.315.691,902 \text{ \$/tahun}}
 \end{aligned}$$

b. Proses Reaksi *Tischenko*

Harga bahan baku dan produk untuk proses pembentukan etil asetat melalui reaksi *tischenko* dapat dilihat pada Tabel 2.2

Tabel 2.2 Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (Rp)/kg
Asetaldehid	44,95	44.945,37
Etil asetat	88,11	42.746,00

(Sumber: Alibaba.com)

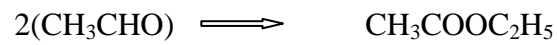
Kurs 1 US\$ 6 Juli 2022 = Rp 14.981,76

$$\text{Konversi} = 61\%$$

$$\text{Kapasitas Produksi etil asetat} = 50.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 6.313,13 \text{ kg/jam}$$

Reaksi pembentukan etil asetat:



	F_{A0}	\rightleftharpoons	F_{C0}	
M				
R	$(F_{A0} \cdot X_A)$		$\frac{1}{2} (F_{A0} \cdot X_A)$	
S	$F_{A0} \cdot (1 - X_A)$		$F_{C0} + \frac{1}{2} (F_{A0} \cdot X_A)$	

Keterangan :

$$F_C = F_{C0} + \frac{1}{2} (F_{A0} \cdot X_A) \quad ; \quad X_A = \text{konversi} \quad ; \quad F_{C0} = 0$$

$$F_{A0} = \frac{2F_C}{X_A} \quad ; \quad F_C = \text{massa etil asetat} / \text{BM}$$

$$F_C = 71,740 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{A0} = \frac{2(71,740)}{0,61} = 235,213 \text{ kmol/jam}$$

Maka :

	$2(\text{CH}_3\text{CHO})$	\rightleftharpoons	$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	
M	235,213		-	
R	143,480		71,740	
S	91,733		71,740	

Asetaldehid

$$\begin{aligned} \text{Massa asetaldehid} &= \text{mol asetaldehid} \times \text{BM asetaldehid} \\ &= 235,213 \text{ kmol/jam} \times 44,05 \text{ kg/kmol} \\ &= 10.572,84 \text{ kg/jam} \\ &= 83.736.959 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga asetaldehid per tahun} &= \text{massa asetaldehid} \times \text{harga per kg} \\ &= 83.736.959 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 44.945,37 \\ &= \text{Rp } 3.763.588.639.157,97/\text{tahun} \end{aligned}$$

$$= 251.211.382,32 \text{ \$/tahun}$$

Etil Asetat

$$\begin{aligned} \text{Massa etil asetat} &= \text{mol etil asetat} \times \text{BM etil asetat} \\ &= 71,740 \text{ kmol/jam} \times 88 \text{ kg/kmol} \\ &= 6.313,13 \text{ kg/jam} \\ &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga etil asetat per tahun} &= \text{massa etil asetat} \times \text{harga per kg} \\ &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 42.746 \\ &= \text{Rp } 2.137.300.000.000 \\ &= 142.660.141,40 \text{ \$/tahun} \end{aligned}$$

Sehingga keuntungan yang diperoleh dari proses ini :

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{harga jual produk} - \text{harga bahan baku} \\ &= (142.660.141,40 - 251.211.382,32) \text{ \$/tahun} \\ &= \mathbf{-180.551.240,92 \text{ \$/tahun}} \end{aligned}$$

c. Etil Asetat dari Etilen dan Asam Asetat

Harga bahan baku dan produk untuk proses pembentukan etil asetat dari etilen dan asam asetat tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2.3 Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (Rp)/kg
Etilen	28,05	31.461,696
Asam asetat	60	5.440,00
Etil Asetat	88	42.746,00

(Sumber: Alibaba.com)

Kurs 1 U\$ 6 Juli 2022 = Rp 14.981,76

Konversi = 43,6%

Kapasitas Produksi etil asetat = 50.000 ton/tahun

= 6.313,13 kg/jam

Perbandingan molar asam asetat dan etilen = 1:1

Reaksi pembentukan etil asetat:



	M	F _{A0}	F _{B0}		F _{C0}
	R	F _{A0} ·X _A	F _{A0} ·X _A		F _{A0} ·X _A
	S	F _{A0} ·(1-X _A)	(F _{B0} - F _{A0} ·X _A)		F _{C0} + C _{A0} ·X _A

Keterangan :

F_{C0} + C_{A0}·X_A ; X_A = konversi ; F_{C0} = 0

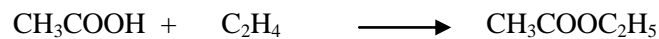
F_{A0} = $\frac{F_C}{X_A}$; F_C = massa etil asetat / BM

F_C = 71,740 kmol/jam

F_{A0} = $\frac{71,740}{0,436} = 164,541$ kmol/jam

F_{B0} = 164,541 kmol/jam

Maka :



	M	164,541	164,541		-
	R	71,40	71,40		71,40
	S	102,450	102,450		79,199

Etilen

$$\begin{aligned}
 \text{Massa etilen} &= \text{mol etilen} \times \text{BM etilen} \\
 &= 164,541 \text{ kmol/jam} \times 28,05 \text{ kg/kmol} \\
 &= 4.615,39 \text{ kg/jam} \\
 &= 36.553.899,08 \text{ kg/tahun} \\
 \\
 \text{Harga etilen per tahun} &= \text{massa etilen} \times \text{harga per kg} \\
 &= 36.553.899,08 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 31.461,70 \\
 &= \text{Rp } 1.150.047.660.550,46 \\
 \\
 &= 76.763.188,07 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Asam Asetat

$$\begin{aligned}
 \text{Massa asam asetat} &= \text{mol asam asetat} \times \text{BM asam asetat} \\
 &= 164,541 \text{ kmol/jam} \times 60 \text{ kg/kmol} \\
 &= 9.872,4947 \text{ kg/jam} \\
 &= 78.190.158,47 \text{ kg/tahun} \\
 \\
 \text{Harga asam asetat per tahun} &= \text{massa asam asetat} \times \text{harga per kg} \\
 &= 78.190.158,47 \text{ kg/tahun} \times 5.440 \\
 &= \text{Rp } 425.354.426.051,71 \\
 \\
 &= 28.391.488,19 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total harga bahan baku} &= \text{harga asam asetat} + \text{harga etilen} \\
 &= (28.391.488,19 + 76.763.188,07) \text{ \$/tahun} \\
 &= 105.154.676,26 \text{ \$/tahun}
 \end{aligned}$$

Etil Asetat

$$\begin{aligned}
 \text{Massa etil asetat} &= \text{mol etil asetat} \times \text{BM etil asetat} \\
 &= 71,740 \text{ kmol/jam} \times 88 \text{ kg/kmol} \\
 &= 6.313,13 \text{ kg/jam} \\
 &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} \\
 \\
 \text{Harga etil asetat per tahun} &= \text{massa etil asetat} \times \text{harga per kg} \\
 &= 50.000.000 \text{ kg/tahun} \times \text{Rp } 42.746
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 2.137.300.000.000$$

$$= 142.660.141,40 \text{ \$/tahun}$$

Sehingga keuntungan yang diperoleh dari proses ini :

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{harga jual produk} - \text{harga bahan baku} \\ &= (142.660.141,40 - 105.154.676,26) \text{ \$/tahun} \\ &= \mathbf{37.505.465,14 \text{ \$/tahun}} \end{aligned}$$

2.4 Tinjauan Termodinamika

1. Entalpi Pembentukan (ΔH_f°)

ΔH_f° menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Besar atau kecil nilai ΔH_f° tersebut menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan. ΔH_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar ΔH_f° maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan. Sedangkan ΔH_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi.

Untuk mencari nilai ΔH_f° pada proses ini, dapat digunakan persamaan yang ada di buku J. Smith – Van Ness persamaan 4.18 sebagai berikut :

$$\Delta H_r = \Delta H_{298} + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT \dots\dots\dots (2.1)$$

$$MCPH = \frac{(\Delta C_p)_H}{R} = \Delta A + \frac{\Delta B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{\Delta D}{\tau T_0^2} \dots\dots\dots (2.2)$$

$$ICPH = \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = MCPH (T - T_0) \dots\dots\dots (2.3)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0} \dots\dots\dots (2.4)$$

a. Proses Esterifikasi dengan Katalis Amberlyst-15

Berikut ini merupakan data energi pembentukan standar (ΔH_f°)

pada 25°C (298 K) untuk masing–masing komponen pada pembentukan etil asetat melalui proses esterifikasi dengan katalis Amberlyst-15 yang dapat dilihat pada Tabel 2.4 berikut

Tabel 2.4 Harga ΔH_f° Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
CH ₃ COOH	-435,84
C ₂ H ₅ OH	-234,81
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-442,92
H ₂ O	-240,56

(Sumber : Dean,1972)

Perhitungan Entalpi pada suhu 298 K

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_{f\text{produk}} - \Delta H_{f\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta H_{298} = \sum(n \times (\Delta H_f)\text{produk}) - \sum(n \times (\Delta H_f)\text{reaktan})$$

$$\Delta H_{298} = ((\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 + (\Delta H_f \text{ H}_2\text{O})) - ((\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH} + (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}))$$

$$\Delta H_{298} = ((-442,92) + (-240,56)) - ((-435,84) + (-234,81))$$

$$\Delta H_{298} = -12,83 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{298} = -12830 \text{ J/mol}$$

Nilai konstanta A, B, C dan D pada setiap komponen dapat dilihat pada Tabel 2.5

Tabel 2.5 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
----------	---	---	---	---

CH ₃ COOH	-18,944	1,0971E+00	-2,8921E-03	2,9275E-06
C ₂ H ₅ OH	59,342	3,6358E-01	-1,2164E-03	1,8030E-06
CH ₃ COOC ₂ H ₅	62,832	8,4097E-01	-2,6998E-03	3,6631E-06
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E--07

(Sumber : Yaws,1999)

Dari Tabel 2.5 Maka diperoleh besarnya ΔA , ΔB , dan ΔC sebagai berikut

$$\Delta A = \sum_i n_i A_i$$

$$\Delta A = (-1) \times (-18,944) + (-1) \times (59,342) + (1 \times 62,832) + (1 \times 92,053)$$

$$\Delta A = 114,487$$

Dengan cara yang sama didapatkan :

$$\Delta B = 6,63 \times 10^{-1}$$

$$\Delta C = 1,29 \times 10^{-3}$$

$$\Delta D = -5,35 \times 10^{-7}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_o = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = 80^\circ\text{C} (353,15 \text{ K})$$

$$\tau = \frac{353,15 \text{ K}}{298,15 \text{ K}} = 1,184$$

Nilai-nilai tersebut disubstitusikan ke persamaan 2.1 sehingga diperoleh

$$MCPH = 35,6017 \text{ J/mol}$$

$$ICPH = 1.958,09 \text{ J.K/mol}$$

$$\Delta H_r = -12.830 \text{ J/mol} + (8,314 \text{ J/K.mol}) \times (1.958,0967 \text{ J.K/mol})$$

$$\Delta H_r = -3.450,6 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat melalui proses esterifikasi asam asetat dan etanol menghasilkan ΔH sebesar $-3.450,6 \text{ J/mol}$. Nilai ΔH yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis atau melepaskan panas.

b. Proses Reaksi *Tischenko*

Berikut ini merupakan data energi pembentukan standar (ΔH_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing–masing komponen pada pembentukan etil asetat melalui reaksi *tischenko* yang dapat dilihat pada Tabel 2.6 berikut:

Tabel 2.6 Harga ΔH_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
CH_3CHO	-192,2
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	-442,92

(Sumber : Dean,1972)

Perhitungan Entalpi pada suhu 298K

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_{f\text{produk}} - \Delta H_{f\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta H_{298} = \sum(n \times (\Delta H_f)\text{produk}) - \sum(n \times (\Delta H_f)\text{reaktan})$$

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) - (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{CHO})$$

$$\Delta H_{298} = (-442,92) - (2 \times (-192,2))$$

$$\Delta H_{298} = - 58,52 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{298} = - 58.520 \text{ J/mol}$$

Nilai konstanta A, B, C dan D pada setiap komponen dapat dilihat pada

Tabel 2.7

Tabel 2.7 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ CHO	45,046	4,485E-01	-1,661E-03	2,770E-06
CH ₃ COOC ₂ H ₅	62,832	8,4097E-01	-2,6998E-03	3,6631E-06

(Sumber : Yaws,1999)

Dari Tabel 2.7 Maka diperoleh besarnya ΔA , ΔB , dan ΔC sebagai berikut

$$\Delta A = \sum_i n_i A_i$$

$$\Delta A = (-2) \times (45,046) + (1 \times 62,832)$$

$$\Delta A = -27,28$$

Dengan cara yang sama didapatkan :

$$\Delta B = -5,61 \times 10^{-2}$$

$$\Delta C = 6,22 \times 10^{-4}$$

$$\Delta D = -1,74 \times 10^{-6}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = -20^\circ\text{C} (253,15 \text{ K})$$

$$\tau = \frac{253,15 \text{ K}}{298,15 \text{ K}} = 0,849$$

Nilai-nilai tersebut disubstitusikan ke persamaan 2.1 sehingga diperoleh

$$MCPH = 4,59 \text{ J/mol}$$

$$ICPH = -207 \text{ J.K/mol}$$

$$\Delta H_r = -58.520 \text{ J/mol} + (8,314 \text{ J/K.mol}) \times (-207 \text{ J.K/mol})$$

$$\Delta H_r = -60.239,1 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat melalui proses *tischenko* menghasilkan

ΔH sebesar $-60.239,1$ J/mol. Nilai ΔH yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis atau melepaskan panas.

c. Etil Asetat dari Etilen dan Asam Asetat

Berikut ini merupakan data energi pembentukan standar (ΔH_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing-masing komponen pada pembentukan etil asetat dari etilen dan asam asetat yang dapat dilihat pada Tabel 2.8 berikut:

Tabel 2.8 Harga ΔH_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)
CH_3COOH	-484,4
C_2H_4	52,5
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	-442,92

(Sumber : Dean,1972)

Perhitungan Entalpi pada suhu 298K

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_{f\text{produk}} - \Delta H_{f\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta H_{298} = \sum(n \times (\Delta H_f)_{\text{produk}} - \sum(n \times (\Delta H_f)_{\text{reaktan}})$$

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) - (\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH} + \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4)$$

$$\Delta H_{298} = (-442,92) - ((-484,4) + 52,5)$$

$$\Delta H_{298} = - 11,02 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{298} = -11.020 \text{ J/mol}$$

Nilai konstanta A, B, C dan D pada setiap komponen dapat dilihat pada

Tabel 2.9

Tabel 2.9 Nilai Konstanta A, B, C dan D Masing-Masing Komponen

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ COOH	-18,944	1,0971E+00	-2,8921E-03	2,9275E-06
C ₂ H ₄	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07
CH ₃ COOC ₂ H ₅	62,832	8,4097E-01	-2,6998E-03	3,6631E-06

(Sumber : Yaws,1999)

Dari Tabel 2.9 Maka diperoleh besarnya ΔA , ΔB , dan ΔC sebagai berikut

$$\Delta A = \sum_i n_i A_i$$

$$\Delta A = (-1) \times (-18,944) + (-1) \times (32,083) + (1 \times 62,832)$$

$$\Delta A = 49,7$$

Dengan cara yang sama didapatkan :

$$\Delta B = -2,44 \times 10^{-1}$$

$$\Delta C = 3,25 \times 10^{-5}$$

$$\Delta D = 9,68 \times 10^{-7}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = 200^\circ\text{C} (473,15 \text{ K})$$

$$\tau = \frac{473,15 \text{ K}}{298,15 \text{ K}} = 1,5869$$

Nilai-nilai tersebut disubstitusikan ke persamaan 2.1 sehingga diperoleh

$$MCPH = -39,572 \text{ J/mol}$$

$$ICPH = -6.925,075 \text{ J.K/mol}$$

$$\Delta Hr = -11.020 \text{ J/mol} + (8,314 \text{ J/K.mol}) \times (-6.925,075 \text{ J.K/mol})$$

$$\Delta Hr = -46.558,5 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat menggunakan etilen dan asam asetat menghasilkan ΔHr sebesar $-46.558,5 \text{ J/mol}$. Nilai ΔH yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis atau melepaskan panas.

2. Energi Bebas Gibbs

ΔG_f° menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. ΔG_f° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan ΔG_f° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan, reaksinya bergerak ke arah produk dan hanya sedikit membutuhkan energi dari luar. Oleh karena itu, semakin kecil atau negatif ΔG_f° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil (Smith,2001).

Untuk mencari ΔG_r° diperoleh dari persamaan 6.39 pada buku J. Smith

– Van Ness sebagai berikut :

$$\Delta G_r = \Delta H_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H_0 - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta Cp}{R} \frac{dT}{T}$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta Cp}{R} dT$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{T T_0} \right)$$

Untuk mencari nilai $\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$ menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[(\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 x T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0)$$

(Smith, 2001)

a. Proses Esterifikasi dengan Katalis Amberlyst-15

Berikut merupakan data energi Gibbs (ΔG_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing-masing komponen pada pembuatan etil asetat melalui proses esterifikasi dengan katalis Amberlyst-15 yang dapat dilihat pada Tabel 2.10 berikut :

Tabel 2.10. Harga ΔG_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₃ COOH	-390,2
CH ₃ CH ₂ OH	-174,8
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-332,7
H ₂ O	-237,14

(Sumber : Dean, 1972)

Perhitungan Energi Gibbs pada suhu 298 K

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{298} \text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5 + \Delta G_{298} \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G_{298} \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta G_{298} \text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH})$$

$$\Delta G_{298} = ((-332,7) + (-237,14)) - ((-390,2) + (-174,8))$$

$$\Delta G_{298} = -4,84 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = -4.840 \text{ J/mol}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = 80^\circ\text{C} (353,15 \text{ K})$$

$$\Delta H_{f298} = -12.830 \text{ J/mol}$$

Dari Tabel 2.5 diperoleh nilai:

$$\Delta A = 114,487$$

$$\Delta B = 6,63 \times 10^{-1}$$

$$\Delta C = 1,29 \times 10^{-3}$$

$$\Delta D = -5,35 \times 10^{-7}$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° ,

sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G_r = \Delta H_0 - \frac{T}{T_0}(\Delta H_0 - \Delta G_0) \\ + R \left[\Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) \right. \\ \left. + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{T T_0} \right) \right] - RT \left[\Delta A \ln \frac{T}{T_0} \right. \\ \left. + \left[\left(\Delta B + \left(\Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 x T^2} \right) \left(\frac{T + T_0}{2} \right) \right) \right] (T - T_0) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta G_r = & -12.830 - \frac{353,15}{T_0}(-12.830 - (-4.840)) \\
& + R \left[114,487 (353,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{6,63 \times 10^{-1}}{2} (353,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{1,29 \times 10^{-3}}{3} (353,15^3 - 298,15^3) + -5,35 \\
& \left. \times 10^{-7} \left(\frac{353,15 - 298,15}{353,15 \times 298,15} \right) \right] \\
& - 8,314 \times 353,15 \left[114,487 \ln \frac{353,15}{298,15} \right. \\
& + \left[\left(6,63 \times 10^{-1} \right. \right. \\
& + \left. \left. \left(1,29 \times 10^{-3} \right. \right. \right. \\
& \left. \left. \left. + \frac{-5,35 \times 10^{-7}}{298,15^2 \times 353,15^2} \right) \left(\frac{353,15 + 298,15}{2} \right) \right] (353,15 - 298,15) \right]
\end{aligned}$$

$$\Delta G_r = -109.840 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat melalui proses esterifikasi asam asetat dan etanol menghasilkan ΔG sebesar -109.840 J/mol . Nilai ΔG yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan.

b. Proses Reaksi *Tischenko*

Berikut merupakan data energi bebas gibbs (ΔG_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing-masing komponen pada pembuatan etil asetat melalui proses reaksi *tischenko* yang dapat dilihat pada Tabel 2.11 berikut :

Tabel 2.11, Harga ΔG_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₃ CHO	-127,6
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-332,7

(Sumber : Dean, 1972)

Perhitungan Energi Gibbs pada suhu 298 K

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) - (\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{CHO})$$

$$\Delta G_{298} = (-332,7) - (2 \times (-127,6))$$

$$\Delta G_{298} = -77,5 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = -77.500 \text{ J/mol}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = -20^\circ\text{C} (253,15 \text{ K})$$

$$\Delta H_{f298} = -58.520 \text{ J/mol}$$

Dari Tabel 2.5 diperoleh nilai:

$$\Delta A = -27,28$$

$$\Delta B = -5,61 \times 10^{-2}$$

$$\Delta C = 6,22 \times 10^{-4}$$

$$\Delta D = -1,74 \times 10^{-6}$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° ,

sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
\Delta G_r = & -58.520 - \frac{253,15}{298,15} (-58.520 - (-77.500)) \\
& + 8,3145 \left[-27,28 (253,15 - 298,15) \right. \\
& + \frac{-5,61 \times 10^{-2}}{2} (253,15^2 - 298,15^2) \\
& + \frac{6,22 \times 10^{-4}}{3} (253,15^3 - 298,15^3) + -1,74 \\
& \times 10^{-6} \left(\frac{253,15 - 298,15}{253,15 \times 298,15} \right) \left. \right] \\
& - 8,3145 \times 253,15 \left[-27,28 \ln \frac{253,15}{298,15} \right. \\
& + \left[\left(-5,61 \times 10^{-2} \right. \right. \\
& + \left(6,22 \times 10^{-4} \right. \\
& \left. \left. + \frac{-1,74 \times 10^{-6}}{298,15^2 \times 253,15^2} \right) \left(\frac{253,15 + 298,15}{2} \right) \right] (253,15 \\
& \left. - 298,15) \right]
\end{aligned}$$

$$\Delta G_r = -69.401,9 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat melalui proses *tischenko* menghasilkan ΔG sebesar $-69.401,9 \text{ J/mol}$. Nilai ΔG yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan.

c. Etil Asetat dari Etilen dan Asam Asetat

Berikut merupakan data energi bebas gibbs (ΔG_f°) pada 25°C (298 K) untuk masing-masing komponen pada pembuatan etil asetat dari etilen dan asam asetat yang dapat dilihat pada Tabel 2.12 berikut :

Tabel 2.12 Harga ΔG_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
CH ₃ COOH	-390,2
C ₂ H ₄	68,4
CH ₃ COOC ₂ H ₅	-332,7

(Sumber : Dean, 1972)

Perhitungan Energi Gibbs pada suhu 298 K

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}})_{298}$$

$$\Delta G_{298} = (\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5) - (\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{CHO} + \Delta G_{298} \text{ C}_2\text{H}_4)$$

$$\Delta G_{298} = (-332,7) - ((-390,2) + (68,4))$$

$$\Delta G_{298} = -10,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = -10.900 \text{ J/mol}$$

Dengan :

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$T = 200^\circ\text{C} (473,15 \text{ K})$$

$$\Delta H_{f298} = -11.020 \text{ /mol}$$

Dari Tabel 2.5 diperoleh nilai:

$$\Delta A = 49,7$$

$$\Delta B = -2,44 \times 10^{-1}$$

$$\Delta C = 3,25 \times 10^{-5}$$

$$\Delta D = 9,68 \times 10^{-7}$$

Selanjutnya, substitusikan nilai ΔA , ΔB , ΔC , dan ΔD pada rumus ΔG° , sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G_r = & -11.020 - \frac{473,15}{T_0}(-11.020 - (-10.900)) \\ & + 8,3145 \left[49,7 (473,15 - 298,15) \right. \\ & + \frac{-2,44 \times 10^{-1}}{2} (473,15^2 - 298,15^2) \\ & + \frac{3,25 \times 10^{-5}}{3} (473,15^3 - 298,15^3) + 9,68 \\ & \times 10^{-7} \left(\frac{473,15 - 298,15}{473,15 \times 298,15} \right) \left. \right] \\ & - 8,3145 \times 473,15 \left[49,7 \ln \frac{473,15}{298,15} \right. \\ & + \left[\left(-2,44 \times 10^{-1} \right. \right. \\ & + \left. \left. \left(3,25 \times 10^{-5} \right. \right. \right. \\ & + \left. \left. \left. \frac{9,68 \times 10^{-7}}{298,15^2 \times 473,15^2} \right) \left(\frac{473,15 + 298,15}{2} \right) \right] (473,15 \right. \\ & \left. \left. \left. - 298,15) \right] \right] \right] \end{aligned}$$

$$\Delta G_r = -166.347,13 \text{ J/mol}$$

Pada proses produksi etil asetat dari etilen dan asam asetat menghasilkan ΔG sebesar $-166.347,13 \text{ J/mol}$. Nilai ΔG yang bernilai negatif ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan.

Berdasarkan uraian diatas, maka diperoleh perbandingan proses produksi etil asetat yang ditunjukkan pada Tabel 2.13 berikut :

Tabel 2.13 Perbandingan Proses Produksi Etil Asetat

Proses/ Parameter	Esterifikasi Asam Asetat dan Etanol	Proses <i>Tischenko</i>	Etilen dan Asam Asetat
Bahan Baku	Asam Asetat dan Etanol	Asetaldehid	Asam Asetat dan Etilen
Suhu (°C)	80	-20	200
Tekanan (atm)	1	1	20
Konversi (%)	75	61	43,6
ΔH (J/mol)	-3.450,6	-60.239,1	-46.558,5
ΔG (J/mol)	-109.840	-69.401,9	-166.347,13
Keuntungan (\$/th)	92.315.691,902	-180.551.240,92	37.505.465,14

Dari beberapa parameter diatas, maka dipilih proses esterifikasi asam asetat dan etanol untuk menghasilkan produk etil asetat dengan beberapa pertimbangan seperti :

1. Secara perhitungan ekonomi kasar keuntungan yang diperoleh relative lebih besar dibandingkan dengan proses yang lain.
2. Kondisi operasi ditinjau dari suhu operasi relatif lebih rendah dari proses yang lain.
3. Konversi yang dihasilkan lebih tinggi dibandingkan proses yang lain.

2.5 Uraian Proses

Proses produksi etil asetat ($\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$) dengan proses esterifikasi dapat dibagi menjadi 3 tahapan proses yaitu:

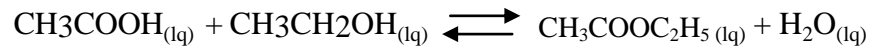
1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Pembentukan Produk
3. Tahap Pemurnian Produk

2.5.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada produksi etil asetat adalah asam asetat (CH_3COOH) 99,98% dan ethanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) 96% dengan perbandingan 1:2. Asam asetat yang disimpan pada tangki penyimpanan (ST-101) dalam fase cair pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Asam asetat (CH_3COOH) yang berasal dari ST-101 dialirkan menuju *heater* (HE-101) untuk dinaikkan suhunya hingga 80°C . Sedangkan etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$) 96% yang disimpan pada sebuah tangki penyimpanan (ST-102) pada fase cair dengan suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 1 atm, dinaikkan suhunya dengan *heater* (HE-102) hingga 70°C lalu dialirkan menuju *mixed point* untuk mencampurkan dengan aliran asam asetat. Keluaran dari *mixed point* (MP-103) selanjutnya akan di alirkan menuju reaktor (RE-201) yang telah terisi katalis *amberlyst-15*. Katalis ini merupakan jenis resin penukar ion asam yang berbentuk padatan.

2.5.2 Tahap Pembentukan Produk

Reaktor yang digunakan yaitu Reaktor *Fixed Bed* (RE-201) dengan suhu operasi 98,592°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi ditunjukkan pada persamaan dibawah ini:



Produk keluaran dari reaktor kemudian didinginkan dengan *cooler* (CO-201) dan selanjutnya dialirkan menuju Distillation Column untuk tahap pemurnian produk.

2.5.3 Tahapan Pemurnian

Hasil keluaran reactor akan dialirkan menuju DC-301 untuk memisahkan asam asetat sebagai hasil bawah, sedangkan hasil atas DC-301 adalah etil asetat, ethanol, dan air yang selanjutnya dialirkan menuju *mixing tank* (MT-301) untuk menambahkan air. Produk bawah DC-301 akan dialirkan menuju ekstraktor dengan menambahkan solven diisopropil ether (DIPE) untuk memurnikan asam asetat yang dapat *direcycle* ke reaktor. Hasil atas DC-301 yang telah di alirkan ke *mixing tank* selanjutnya dialirkan menuju *decanter* (DEC-301). Pada *decanter* ini bertujuan untuk memisahkan ethanol dan etil asetat berdasarkan perbedaan kelarutan dan berat jenis. Hasil *decanter* akan terbentuk dua lapisan yaitu fase berat dan fase ringan. Dimana fase berat yang dihasilkan berupa air dan etanol, sedangkan fase ringan berupa produk etil asetat yang masih

bercampur dengan air dan sedikit ethanol.

Fase ringan dari decanter akan dialirkan menuju *Extractive Distillation Column* (EDC-301) dengan penambahan entrainer yaitu dimetil sulfoksida (DMSO) untuk mendapatkan kemurnian produk etil asetat 99,99% pada hasil atas distilasi. Produk etil asetat akan dialirkan menuju cooler (CO-301) untuk menurunkan suhu sebelum disimpan di tangki penyimpanan (ST-301), sedangkan hasil bawah dari EDC-301 selanjutnya dialirkan menuju DC-302 untuk memisahkan DMSO dan air dari campuran sedikit ethanol dan etil asetat. Hasil bawah DC-302 selanjutnya dialirkan menuju DC-303, sedangkan hasil atas DC-302 dialirkan menuju *mixing tank* (MT-301).

DMSO yang berasal dari DC-302 masi bercampur dengan air sehingga dialirkan menuju DC-303 untuk memurnikan DMSO supaya dapat dijadikan entrainer kembali pada EDC-301, sementara itu hasil atas DC-303 dialirkan menuju saluran pembuangan limbah cair.

Fase berat yang dihasilkan oleh decanter akan dialirkan menuju DC-304 untuk memisahkan air dengan ethanol, sehingga didapatkan ethanol pada hasil atas distilasi yang dapat *direcycle* ke reaktor (RE-201) sedangkan hasil bawah DC-304 akan di alirkan menuju *mixing tank* (MT-301).

Ekstraktor (EX-301) yang digunakan untuk memurnikan

asam asetat akan menghasilkan 2 keluaran, yaitu ekstrak dan *raffinate*. Hasil ekstrak akan dialirkan menuju DC-305 untuk memisahkan asam asetat dengan solvent DIPE , sedangkan hasil *raffinate* akan ditampung menuju tangki penyimpanan limbah (ST-801) secara sementara sebelum dikirim oleh pihak ketiga.

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Bahan Baku

Adapun bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan etil asetat adalah sebagai berikut :

a. Ethanol

Rumus molekul	: C_2H_5OH
Berat molekul	: 46 g/mol
Kemurnian	: 96%
Wujud	: Cair
Densitas	: $0,7893 \text{ g/cm}^3$
Titik didih	: $78,29 \text{ }^\circ\text{C}$
Titik lebur	: $-114,14 \text{ }^\circ\text{C}$
Viskositas (20°C)	: 1,17 cP
Tekanan Kritis	: 6383,48 kPa
Suhu Kritis	: $243,1^\circ\text{C}$
Kelarutan dalam air	: Sangat Larut

(Kirk and Othmer, 2004)

b. Asam Asetat

Rumus molekul	: CH_3COOH
Berat molekul	: 60 g/mol
Wujud	: Cairan Tidak Berwarna
Densitas	: $1,049 \text{ g/cm}^3$
Titik didih	: $117,87 \text{ }^\circ\text{C}$
Titik lebur	: $16,635 \text{ }^\circ\text{C}$
Viskositas (20°C)	: 1,22 cP

Tekanan Kritis	: 4.530 kPa
Suhu Kritis	: 319,56 °C

(Kirk and Othmer, 2004)

c. Amberlyst-15

Wujud	: Padatan
Densitas	: 770 kg/m ³
Diameter partikel	: 0,0007 m
Porisitas	: 0,4
Surface area	: 53 m ² /g
Kelarutan dalam air	: Tidak larut

(Kirbaslar,2001; *Lenntech.com*)

3.2 Bahan Penunjang

Adapun bahan penunjang yang digunakan dalam proses pembuatan etil asetat adalah sebagai berikut :

1. Dimetil Sulfoksida (DMSO)

Rumus molekul	: C ₂ H ₆ OS
Berat molekul	: 78,13 g/mol
Kemurnian	: 99,9%
Wujud	: Cair
Densitas	: 1,1 g/cm ³
Titik didih	: 189 °C
Titik lebur	: 19 °C
Viskositas (20°C)	: 1,996 cP

(Kirk and Othmer, 2004)

2. Diisopropil Ether (DIPE)

Rumus molekul	: C ₆ H ₁₄ O
Berat molekul	: 102,177 g/mol
Kemurnian	: 99,9%
Wujud	: Cair
Densitas	: 0,725 g/ml

Titik didih	: 68,5 °C
Titik lebur	: -60 °C
Viskositas (20°C)	: 1,996 cP
Kelarutan dalam air	: 2 g/L (20°C)

(Kirk and Othmer, 2004)

3.3 Spesifikasi Produk

a. Etil Asetat

Rumus molekul	: C ₄ H ₈ O ₂
Berat molekul	: 88 g/mol
Wujud	: Cair
Densitas	: 0,902 g/cm ³
Titik didih	: 77,15°C
Titik lebur	: -83,6 °C
Viskositas (20°C)	: 0,455 cP
Kelarutan dalam air	: 1,6% berat pada 25°C
Tekanan Kritis	: 37,8 atm
Suhu Kritis	: 250,1°C

(Kirk and Othmer, 2004)

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

A. Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Etil Asetat dari Etanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut :

1. *Percent Return on Investment (ROI)* sesudah pajak adalah 28,20%.
2. *Pay Out Time (POT)* sesudah pajak adalah 2,316 tahun
3. *Break Even Point (BEP)* sebesar 44,90% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 20 – 60 % kapasitas produksi. *Shut Down Point (SDP)* sebesar 26,01%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF)* sebesar 35,26%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang yaitu 10,159% sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

B. SARAN

Pabrik Etil Asetat dari Etanol dan Asam Asetat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2019. www.alibaba.com. Diakses 7 Juli 2022 pukul: 13.15.
- Anonimous G, 2020. www.matches.com. Diakses pada tanggal 7 Juli 2022 pukul 19.35WIB.
- Badan Pusat Statistik. 2022. *Statistic Indonesia*. www.bps.go.id. Indonesia. Diakses 8 Juli 2022 pukul: 14:20.
- Brown G.George. 1950. *Unit Operation 6^{ed}*. Wiley & Sons. USA.
- Brownell Lloyd E. and Young Edwin H. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
- Chemical Engineering Essentials For The Cpi Professional. 2021. www.chemengonline.com. Diakses 11 Februari 2021 pukul: 14.30.
- Coulson J.M., and Richardson J.F. 1983. *Chemical Engineering Volume 2 5th Edition Particle Technology and Separation Process*. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Geankoplis, Christie J. 1993. *Transport Processes and unit Operation 3th Edition*. Allyn & Bacon Inc. New Jersey.
- Google Maps. 2022 www.google.com/maps. Diakses 19 Desember 2022

pukul: 17.00.

Himmeblau, David. 1996. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering 6th Edition*. Prentice Hall Inc. New Jersey.

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

Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Mc-Graw-Hill. New York.

Kirbaslar, S.I, Baykal, Z., K., and Dramur, U., (2000), *Esterification of Methyl Acetic acid with Ethanol Catalysed by an Acidic Ion-Exchange Resin*. J. Chinese Journal of Chemical Engineering 9(1): 569-577

Kirk, R.E and Othmer. 1983. *Encyclopedia of Chemical Technology*. International Student Edition. Mc.Graw-Hill Kogasuka Company Ltd, Tokyo.

Mc. Cabe W.L. and Smith J.C., 1985. *Operasi Teknik Kimia*. Erlangga. Jakarta.

Paryanto, Suprpto, M., Rosihan, A. 2022. *Kajian Kualitas Air Wilayah Sungai Bengawan Solo PLTA Wonogiri*. Inovasi Teknik Kimia. Wonogiri.

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

Pertamina. 2022. pertamina.com. Diakses 22 Februari 2022 pukul: 20.00.

PLN. 2022. web.pln.co.id. Diakses 21 Februari 2022 pukul: 10.46.

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

Pubchem. 2022. pubchem.ncbi.nlm.nih.gov. Diakses 22 November 2022 pukul: 09.40.

Rase, H.F and Holmes JR. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques*. John Wiley and Sons, Inc., New York.

Smith, J.M., H.C. Van Ness, and M.M. Abbott. 2006. *Chemical Engineering Thermodynamics 7th edition*. McGraw Hill : New York.

Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 1991. *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3th edition*. Mc-Graw Hill Book Company. New York.

Treyball, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation 3rd edition*. McGraw-Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo.

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

Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann. Washington.

Yaws, Carl L. 1996. *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*. Gulf Publishing Company. Huston, Texas.

Zhang, Q., Liu, M., Li, C. 2017. *Design and control of extractive distillation process for separation of the minimum-boiling azeotrope ethyl-acetate and ethanol. Chemical Engineering Research and Design.* China