

TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK234801

DESAIN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* (PFAD) MELALUI KOMBINASI PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

JIMLY ASSHIDIQY
NRP 5008221018

MUHAMMAD HABIB TANWIRUL ULUM
NRP 5008221058

Dosen Pembimbing
Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.
NIP. 197809222008121001

Program Studi Teknik Kimia
Departemen Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2026



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK234801

DESAIN PABRIK BODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* (PFAD) MELALUI KOMBINASI PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

JIMLY ASSHIDIQY

NRP 5008221018

MUHAMMAD HABIB TANWIRUL ULUM

NRP 5008221058

Dosen Pembimbing

Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.

NIP. 197809222008121001

Program Studi Teknik Kimia

Departemen Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Dan Rekayasa Sistem

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2026



CHEMICAL PLANT DESIGN PROJECT – TK234801

**PLANT DESIGN OF BIODIESEL FROM PALM FATTY
ACID DISTILLATE (PFAD) THROUGH A COMBINATION
OF ESTERIFICATION AND TRANSESTERIFICATION
PROCESSES WITH A PRODUCTION CAPACITY OF
100.000 TONS/YEAR**

JIMLY ASSHIDIQY
NRP 5008221018

MUHAMMAD HABIB TANWIRUL ULUM
NRP 5008221058

Advisor

Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.
NIP. 197809222008121001

Study Program of Chemical Engineering
Department of Chemical Engineering
Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2026

LEMBAR PENGESAHAN

**DESAIN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* (PFAD)
MELALUI KOMBINASI PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**

TUGAS DESAIN PABRIK

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat
memperoleh gelar S.T pada
Program Studi S-1 Teknik Kimia
Departemen Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Jimly Asshidiqy

NRP. 5008221018

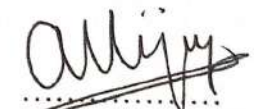
Muhammad Habib Tanwirul Ulum

NRP. 5008221058

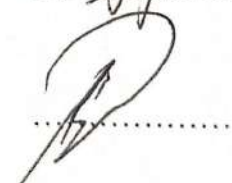
Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | |
|---|------------|
| 1. Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D. | Pembimbing |
| 2. Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng., IPM | Penguji 1 |
| 3. Dr. Ir. Susianto, DEA. | Penguji 2 |
| 4. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T. | Penguji 3 |


.....


.....


.....


.....

SURABAYA

Juli, 2026

APPROVAL SHEET

**PLANT DESIGN OF BIODIESEL FROM PALM FATTY ACID DISTILLATE
(PFAD) THROUGH A COMBINATION OF ESTERIFICATION AND
TRANSESTERIFICATION PROCESSES WITH A PRODUCTION CAPACITY OF
100.000 TONS/YEAR**

PLANT DESIGN PROJECT

Submitted to fulfil one of the requirements
for obtaining a Degree of Engineering (S.T) at
Undergraduate Study Program of Chemical Engineering
Department of Chemical Engineering
Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

Jimly Asshidiqy

NRP. 5008221018

Muhammad Habib Tanwirul Ulum

NRP. 5008221058

Approved by Final Project Examiner Team:

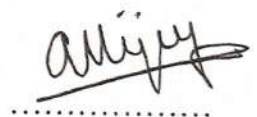
1. Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.

Advisor



2. Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng., IPM

Examiner 1



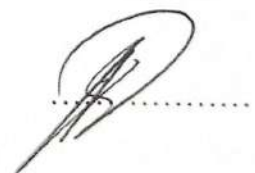
3. Dr. Ir. Susianto, DEA.

Examiner 2



4. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.

Examiner 3



SURABAYA

July, 2026

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama Mahasiswa/ NRP : 1. Jimly Asshidiqy / 5008221018
: 2. Muhammad Habib Tanwirul Ulum / 5008221058
Departemen : Teknik Kimia
Dosen Pembimbing / : Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D /
NIP 197809222008121001

dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir Desain Pabrik Kimia dengan judul “Desain Pabrik Biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) Melalui Kombinasi Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun” adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

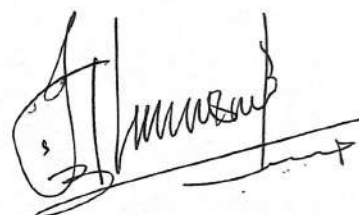
Surabaya, 21 Juli 2026

Mahasiswa I,



Jimly Asshidiqy
NRP. 5008221018

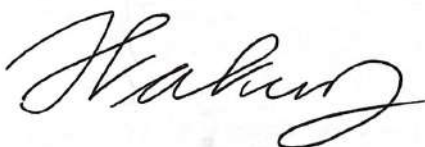
Mahasiswa 2,



Muhammad Habib Tanwirul Ulum
NRP. 5008221058

Mengetahui,

Dosen Pembimbing



Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D
NIP. 197809222008121001

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of student / NRP : 1. Jimly Asshidiqy / 5008221018
: 2. Muhammad Habib Tanwirul Ulum / 5008221058
Departement : Chemical Engineering
Advisor / NIP : Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D /
197809222008121001

Hereby declare the Research Project with the title of " Plant Design of Biodiesel From Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) Through a Combination of Esterification and Transesterification Processes with a Production Capacity of 100.000 Tons/Year" is the result of our own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then we are willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 21 July 2026

Student 1,

Student 2,



Jimly Asshidiqy
NRP. 5008221018



Muhammad Habib Tanwirul Ulum
NRP. 5008221058

Acknowledged,
Advisor



Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D
NIP. 197809222008121001

DESAIN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* (PFAD) MELALUI KOMBINASI PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN

Nama Mahasiswa/ NRP : 1. Jimly Asshidiqy / 5008221018
: 2. Muhammad Habib Tanwirul Ulum / 5008221058
Departemen : Teknik Kimia
Dosen Pembimbing / NIP : Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D /
197809222008121001

ABSTRAK

Pabrik biodiesel ini dirancang dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun menggunakan *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai bahan baku utama. PFAD dipilih karena ketersediaannya yang melimpah di Indonesia sebagai produk samping proses pemurnian minyak sawit, dengan produksi mencapai 2,45 juta ton pada tahun 2025, sehingga berpotensi menjadi bahan baku alternatif dalam pengembangan bahan bakar terbarukan. Proses produksi menggunakan kombinasi reaksi esterifikasi dan transesterifikasi. Tahap esterifikasi menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4) dengan konversi sebesar 98% untuk menurunkan kadar *Free Fatty Acid* (FFA), sedangkan tahap transesterifikasi menggunakan katalis natrium hidroksida (NaOH) dengan konversi sebesar 99% untuk menghasilkan *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME). Produk hasil reaksi selanjutnya dimurnikan melalui proses pencucian dan pengeringan untuk menghasilkan biodiesel sebagai produk utama dan gliserol 81% sebagai produk samping yang bernilai ekonomis. Berdasarkan perhitungan empiris menggunakan korelasi Krisnangkura (1986), biodiesel yang dihasilkan memiliki *cetane number* sebesar 63,32 yang telah memenuhi persyaratan SNI 7182:2015. Pabrik direncanakan berlokasi di Kawasan Industri Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang, Sumatera Utara. Perencanaan operasi dilakukan secara kontinyu selama 330 hari/tahun, dengan umur pabrik direncanakan selama 25 tahun dan masa konstruksi selama 5 tahun. Berdasarkan hasil perancangan, Untuk menghasilkan kapasitas tersebut dibutuhkan bahan baku yang meliputi PFAD sebesar 102.926,59 ton/tahun, Metanol sebesar 93.160,525 ton/tahun, NaOH sebesar 569,735 ton/tahun, H_2SO_4 sebesar 1693,8093 ton/tahun, dan *Bleaching earth* sebesar 2053,3160 ton/tahun. Selain itu, kebutuhan utilitas utama meliputi *steam* sebesar 24,830 ton/jam dan *cooling water* sebesar 36,675 ton/jam. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan kebutuhan *Capital Expenditure* (CAPEX) sebesar Rp 1.685.682.453.916 dan *Operating Expenditure* (OPEX) sebesar Rp 27.765.182.002 per tahun. Analisis kelayakan ekonomi menghasilkan *Net Present Value* (NPV) sebesar Rp1.316.569.479.801, *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 22,96 %, *Payback Period* (PBP) selama 8,5 tahun atau 3,5 tahun setelah produksi pertama, serta *Break Even Point* (BEP) sebesar 35,78%. Berdasarkan hasil evaluasi teknis dan ekonomi tersebut, pabrik biodiesel berbahan baku PFAD berkapasitas 100.000 ton/tahun dinyatakan layak untuk didirikan serta berpotensi mendukung pengembangan energi terbarukan dan peningkatan nilai tambah industri kelapa sawit di Indonesia.

Kata kunci: Biodiesel, Esterifikasi, Lubuk Pakam, Metil Ester, PFAD, Transesterifikasi

PLANT DESIGN OF BIODIESEL FROM PALM FATTY ACID DISTILLATE (PFAD) THROUGH A COMBINATION OF ESTERIFICATION AND TRANSESTERIFICATION PROCESSES WITH A PRODUCTION CAPACITY OF 100.000 TONS/YEAR

Name of student / NRP : 1. Jimly Asshidiqy / 5008221018
: 2. Muhammad Habib Tanwirul Ulum / 5008221058
Departement : Chemical Engineering
Advisor / NIP : Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D /
197809222008121001

ABSTRACT

This biodiesel plant is designed with a production capacity of 100,000 tons per year, utilizing Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) as the primary feedstock. PFAD was selected due to its abundant availability in Indonesia as a by-product of the palm oil refining process, with production reaching 2.45 million tons in 2025, making it a promising alternative feedstock for the development of renewable fuels. The production process consists of a combination of esterification and transesterification reactions. The esterification stage employs sulfuric acid (H_2SO_4) as the catalyst, achieving a 98% conversion to reduce the Free Fatty Acid (FFA) content. Subsequently, the transesterification stage utilizes sodium hydroxide (NaOH) as the catalyst, with a 99% conversion to produce Fatty Acid Methyl Ester (FAME). The reaction products are then purified through washing and drying processes to obtain biodiesel as the main product and 81% glycerol as a value-added by-product. Based on empirical calculations using the Krisnangkura (1986) correlation, the biodiesel produced has a cetane number of 63.32, which complies with the requirements of SNI 7182:2015. The proposed plant is planned to be located in the Lubuk Pakam Industrial Estate, Deli Serdang Regency, North Sumatra, Indonesia. The plant is designed for continuous operation over 330 days per year, with a projected plant lifetime of 25 years and a construction period of 5 years. According to the design calculations, the annual raw material requirements to achieve the specified production capacity include 102,926.59 tons of PFAD, 93,160.525 tons of methanol, 569.735 tons of NaOH, 1,693.8093 tons of H_2SO_4 , and 2,053.3160 tons of bleaching earth. The major utility requirements consist of 24.830 tons/h of steam and 36.675 tons/h of cooling water. The economic evaluation indicates a required Capital Expenditure (CAPEX) of IDR 1,685,682,453,916 and an Operating Expenditure (OPEX) of IDR 27,765,182,002 per year. The economic feasibility analysis yields a Net Present Value (NPV) of IDR 1,316,569,479,801, an Internal Rate of Return (IRR) of 22.96%, a Payback Period (PBP) of 8.5 years, equivalent to 3.5 years after the commencement of commercial operation, and a Break-Even Point (BEP) of 35.78%. Based on the technical and economic evaluation results, the proposed 100,000-ton-per-year PFAD-based biodiesel plant is considered technically and economically feasible for implementation and has significant potential to support the development of renewable energy while enhancing the added value of Indonesia's palm oil industry.

Keywords: Biodiesel, Esterification, Lubuk Pakam, Methyl Ester, PFAD, Transesterification

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh,

Puji syukur ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul "**DESAIN PABRIK BIODIESEL DARI *PALM FATTY ACID DISTILLATE* (PFAD) MELALUI KOMBINASI PROSES ESTERIFIKASI DAN TRANSESTERIFIKASI DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**" ini dengan baik. Penyusunan tugas akhir ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan Strata Satu di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Kami menyadari bahwa penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari bantuan, bimbingan, serta dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini saya ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Allah Subhanallahu wata'ala Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan Rahmat dan hidayahnya sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga kami yang selalu memberikan dukungan moral, doa, dan kasih sayang yang tiada henti.
3. Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan, ilmu, serta arahan dengan sabar dalam proses penyusunan tugas akhir ini.
4. Bapak Ibu pengajar di Departemen Teknik Kimia ITS FTIRS yang telah memberikan ilmu dan bekal pengetahuan selama masa studi.
5. Seluruh anggota Laboratorium Biokimia yang telah memberikan bantuan dan segenap informasi selama melakukan penyusunan laporan.
6. Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia Angkatan K62 yang telah memberikan dukungan kepada kami selama menyelesaikan penyusunan laporan.
7. Semua pihak yang telah membantu proses penyusunan laporan ini hingga selesai.

Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan rahmat dan ridho-Nya kepada semua pihak yang telah membantu saya. Semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi perkembangan ilmu pengetahuan dan menjadi amal jariyah bagi kita semua. Aamiin.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Surabaya, 21 Juli 2026
Hormat kami,

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	1
<i>APPROVAL SHEET</i>.....	2
PERNYATAAN ORISINALITAS	3
<i>STATEMENT OF ORIGINALITY</i>.....	4
ABSTRAK.....	5
<i>ABSTRACT</i>.....	6
KATA PENGANTAR.....	7
DAFTAR ISI.....	8
DAFTAR TABEL	10
DAFTAR GAMBAR	13
BAB 1 PENDAHULUAN	15
I.1 Tinjauan Pasar Produk.....	15
I.2. Teknologi Produksi dan Seleksi Proses	19
I.2.1. Teknologi Produksi.....	19
I.2.2 Seleksi Proses	23
I.3 Tujuan.....	33
BAB II DATA DASAR PERANCANGAN.....	34
II.1 Ketersediaan dan Kualitas Bahan Baku Produk	34
II.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	34
II.1.2 Distribusi Produksi CPO Indonesia	35
II.1.3 Ketersediaan PFAD dari Industri Produsen CPO	36
II.1.4 Kualitas Bahan Baku.....	37
II.1.5 Kualitas Produk.....	49
II.2 Kapasitas Produksi	57
II.2.1 Analisis Permintaan Biodiesel Indonesia.....	57
II.2.2 Proyeksi Permintaan Biodiesel Tahun 2030	58
II.3 Lokasi Pabrik dan Ketersediaan Utilitas	62
II.3.1 Kriteria Pemilihan Lokasi	62
II.3.2 Alternatif Lokasi yang Dikaji	63
II.3.3 Sumber Tenaga Kerja.....	65
II.3.4 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi.....	66
II.3.5 Iklim dan Topografi	67
II.3.6 Hukum dan Peraturan.....	70
II.3.7 Pertimbangan Komunitas Lokal.....	71
II.3.8 Dampak Terhadap Lingkungan.....	71
II.3.9 Analisis AHP dan Pemilihan Lokasi.....	71
II.3.10 Lokasi Terpilih: Lubuk Pakam	73
BAB III URAIAN PROSES TERPILIH	75
III.1 Diagram Balok.....	75
III.2 Diagram Alir Proses.....	76
III.3 Uraian Proses	77
III.3.1 Ruang Lingkup Proses dan <i>Battery Limit</i>	77
III.3.2 Persiapan Bahan Baku.....	77
III.3.3 Reaksi Esterifikasi	78
III.3.4 Reaksi Transesterifikasi.....	80
III.3.5 Tahap Pemurnian Biodiesel	81

III.3.6 Tahap Pengolahan Gliserol.....	83
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	85
IV.1 Neraca Massa dan Energi.....	85
IV.1.1 Neraca Massa	85
IV.1.2 Neraca Energi	107
IV.2 Kebutuhan Panas dan Power.....	130
IV.2.1 Kebutuhan Panas	130
IV.2.2 Kebutuhan Power	131
BAB V DAFTAR HARGA DAN PERALATAN	132
V.1 Standar Desain Mekanikal Peralatan	132
V.2 Daftar Peralatan	132
V.3 Harga Peralatan	144
V.4 Tata Letak Pabrik Secara Keseluruhan	146
V.5 P&ID Alat Utama dan <i>Preliminary</i> HAZOP	149
BAB VI ANALISIS EKONOMI DAN DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN	163
VI.1 Asumsi Perhitungan	163
VI.2 CAPEX dan OPEX	168
VI.2.1 <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX)	168
VI.2.2 <i>Operating Expenditure</i> (OPEX)	170
VI.3 Analisis Kelayakan Ekonomi	173
VI.3.1 <i>Cash Flow</i>	173
VI.3.2 <i>Net Present Value</i> (NPV)	173
VI.3.3 <i>Internal Rate of Return</i> (IRR).....	174
VI.3.4 Perlakuan Pajak dalam Perhitungan Biaya Modal (WACC).....	175
VI.3.5 Analisis Sensitivitas terhadap IRR	176
VI.3.6 <i>Pay Out Time</i> (POT)	177
VI.3.7 <i>Break Even Point</i> (BEP)	178
BAB VII KESIMPULAN	180
DAFTAR PUSTAKA	181

DAFTAR TABEL

Tabel I-1 Perbandingan Teknologi Produksi Biodiesel dari PFAD	24
Tabel I-2 Tinjauan Kualitatif Empat Kandidat Katalis Asam Esterifikasi PFAD.....	27
Tabel I-3 Perbandingan Katalis Asam untuk Proses Esterifikasi	29
Tabel I-4 Hasil Perhitungan AHP Seleksi Katalis Esterifikasi.....	30
Tabel I-5 Perbandingan Katalis Basa untuk Proses Transesterifikasi	31
Tabel I-6 Hasil Perhitungan AHP Seleksi Katalis Transesterifikasi	32
Tabel II-1 Produksi CPO dan Produksi PFAD di Indonesia Pada Tahun 2016–2025 ...	34
Tabel II-2 Distribusi Produksi CPO dan Produksi PFAD per Provinsi Pada Tahun 2024	35
Tabel II-3 Data Perusahaan Produsen CPO dan PFAD di Indonesia	36
Tabel II-4 Komposisi Utama PFAD	39
Tabel II-5 Perbandingan Komposisi Utama CPO vs PFAD.....	40
Tabel II-6 Komposisi Asam Lemak dalam PFAD	41
Tabel II-7 Karakteristik Fisika–Kimia PFAD	42
Tabel II-8 Ringkasan Kebutuhan PFAD dan <i>Free Fatty Acid</i> (FFA)	43
Tabel II-9 Sifat Fisika dan Kimia Metanol.....	43
Tabel II-10 Spesifikasi Metanol	44
Tabel II-11 Sifat Fisika dan Kimia Asam Sulfat	46
Tabel II-12 Sifat Fisika dan Kimia Natrium Hidroksida	46
Tabel II-13 Sifat Fisika dan Kimia Air.....	47
Tabel II-14 Sifat Fisika dan Kimia <i>Bleaching Earth</i>	48
Tabel II-15 Standar Mutu Biodiesel	50
Tabel II-16 Perbandingan Karakteristik antara Biodiesel dan Solar	51
Tabel II-17 Komposisi Produk Biodiesel Berdasarkan Hasil Neraca Massa	52
Tabel II-18 Estimasi Komposisi <i>Fatty Acid Methyl Ester</i> (FAME) Biodiesel	53
Tabel II-19 Hasil Estimasi <i>Cetane Number</i> Biodiesel.....	54
Tabel II-20 Standar Mutu <i>Crude</i> Gliserol	55
Tabel II-21 Sifat Fisika Gliserol	56
Tabel II-22 Data Historis Produksi dan Konsumsi Biodiesel Indonesia Tahun 2020–2024	57
Tabel II-23 Pasar Biodiesel di Indonesia Tahun 2030	59
Tabel II-24 Daftar Perusahaan Produksi Biodiesel di Indonesia	60
Tabel II-25 Kriteria dan Bobot Pemilihan Lokasi Pabrik (Metode AHP).....	62
Tabel II-26 Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) Tahun 2025.....	65
Tabel II-27 Tingkat Penyelesaian Pendidikan (%) Pada Tahun 2025	66
Tabel II-28 Upah Minimum Provinsi (UMP) dan Upah Minimum Kota (UMK) Pada Tahun 2025	66
Tabel II-29 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi Tahun 2025	67
Tabel II-30 Kondisi Iklim	67
Tabel II-31 Penilaian Alternatif Lokasi Pabrik Biodiesel (Metode AHP)	72
Tabel IV-1 Komposisi PFAD (<i>Palm Fatty Acid Distillate</i>)	85
Tabel IV-2 Neraca Massa Filter Press	86
Tabel IV-3 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Sementara PFAD.....	87
Tabel IV-4 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi	88
Tabel IV-5 Neraca Massa Decanter I	89
Tabel IV-6 Neraca Massa Evaporator	90

Tabel IV-7 Neraca Massa Mixer NaOH dan Metanol	91
Tabel IV-8 Neraca Massa Reaktor Transesterifikasi	91
Tabel IV-9 Neraca Massa Decanter II	92
Tabel IV-10 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Sementara Biodiesel	93
Tabel IV-11 Neraca Massa Tangki Pencuci	94
Tabel IV-12 Neraca Massa Decanter III.....	95
Tabel IV-13 Neraca Massa Flash Tank	96
Tabel IV-14 Neraca Massa Bleaching Tank	97
Tabel IV-15 Neraca Massa Filter Press	98
Tabel IV-16 Neraca Massa Tangki Penampung Produk Biodiesel	99
Tabel IV-17 Neraca Massa Tangki Penampungan Gliserol I	99
Tabel IV-18 Neraca Massa Decanter IV	100
Tabel IV-19 Neraca Massa Tangki Penampungan Gliserol II	101
Tabel IV-20 Neraca Massa Kolom Distilasi	102
Tabel IV-21 Neraca Massa Kondensor.....	102
Tabel IV-22 Neraca Massa Reboiler	103
Tabel IV-23 Neraca Massa Flash Tank	103
Tabel IV-24 Neraca Massa Decanter V	104
Tabel IV-25 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Gliserol	105
Tabel IV-26 Neraca Massa Recycle Metanol (<i>Mixpoint</i>).....	106
Tabel IV-27 Neraca Massa Splitter Metanol	106
Tabel IV-28 Kebutuhan Bahan Baku	106
Tabel IV-29 Neraca Energi Tangki Penyimpanan PFAD	107
Tabel IV-30 Neraca Energi Filter Press	108
Tabel IV-31 Neraca Energi Heater	109
Tabel IV-32 Neraca Energi Reaktor Esterifikasi	110
Tabel IV-33 Neraca Energi Decanter I	110
Tabel IV-34 Neraca Energi Evaporator	111
Tabel IV-35 Neraca Energi Cooler	112
Tabel IV-36 Neraca Energi Condensor	113
Tabel IV-37 Neraca Energi Mixing Tank	113
Tabel IV-38 Neraca Energi Reaktor Transesterifikasi	114
Tabel IV-39 Neraca Energi Decanter II	115
Tabel IV-40 Neraca Energi Tangki Penyimpanan Sementara.....	116
Tabel IV-41 Neraca Energi Tangki Pencuci	117
Tabel IV-42 Neraca Energi Decanter III	117
Tabel IV-43 Neraca Energi Heater	118
Tabel IV-44 Neraca Energi Flash Tank	119
Tabel IV-45 Neraca Energi Condensor	120
Tabel IV-46 Neraca Energi Bleaching Tank	120
Tabel IV-47 Neraca Energi Filter Press	121
Tabel IV-48 Neraca Energi Cooler	122
Tabel IV-49 Neraca Energi Tangki Penampungan Gliserol I	123
Tabel IV-50 Neraca Energi Decanter IV	124
Tabel IV-51 Neraca Energi Tangki Penampungan Gliserol II	124
Tabel IV-52 Neraca Massa Heater	125
Tabel IV-53 Neraca Energi Kolom Distilasi	126
Tabel IV-54 Neraca Energi Flash Tank	127
Tabel IV-55 Neraca Energi Decanter V	128

Tabel IV-56 Neraca Energi Condensor	129
Tabel IV-57 Neraca Energi Cooler	129
Tabel IV-58 Neraca Energi Cooler.....	130
Tabel IV-59 Rekapitulasi Kebutuhan Panas	130
Tabel IV-60 Rekapitulasi Kebutuhan Power	131
Tabel V-1 Standar Desain Mekanikal Reaktor	132
Tabel V-2 Daftar Peralatan Pabrik	133
Tabel V-3 Harga Peralatan di Pabrik.....	144
Tabel V-4 Lokasi Area Proses	146
Tabel V-5 Lokasi Area Utilitas.....	146
Tabel V-6 Lokasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk	147
Tabel V-7 Lokasi Area Pengolahan Limbah	147
Tabel V-8 Lokasi Area Fasilitas dan Fungsinya.....	147
Tabel V-9 Analisis HAZOP Pada Reaktor Esterifikasi	151
Tabel VI-1 Perhitungan <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX)	169
Tabel VI-2 Perhitungan <i>Operating Expenditure</i> (OPEX)	171
Tabel VI-3 Daftar Gaji Karyawan	171
Tabel VI-4 Kebutuhan Pabrik.....	172
Tabel VI-5 Perhitungan OPEX.....	173
Tabel VI-6 Perlakuan Pajak dalam Perhitungan WACC.....	176
Tabel VI-7 Hasil Analisis Sensitivitas Terhadap IRR.....	177
Tabel VI-8 Ringkasan Analisa Ekonomi	178

DAFTAR GAMBAR

Gambar I-1 Grafik Data Konsumsi Bahan Bakar Fosil Dunia	15
Gambar I-2 Konsumsi Energi Individu di Indonesia	16
Gambar I-3 Grafik Produksi dan Konsumsi Minyak Bumi di Indonesia dalam Barel	17
Gambar I-4 Pengembangan Biofuel di Indonesia (2021-2040)	18
Gambar I-5 Skema Reaksi Esterifikasi	20
Gambar I-6 Skema Reaksi Transesterifikasi	21
Gambar I-7 Skema Reaksi Saponifikasi	22
Gambar I-8 Analisis AHP Pemilihan Katalis Esterifikasi	30
Gambar I-9 Hasil Analisis AHP Katalis Esterifikasi Terbaik	30
Gambar I-10 Analisis AHP Pemilihan Katalis Transesterifikasi	32
Gambar I-11 Hasil Analisis AHP Katalis Transesterifikasi Terbaik	32
Gambar II-1 Mekanisme Reaksi Esterifikasi dengan Katalis Asam Sulfat	45
Gambar II-2 Kawasan Industri Dumai, Riau	63
Gambar II-3 Kawasan Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara	64
Gambar II-4 Kawasan Industri Karingan (KIK)-Balikpapan	65
Gambar II-5 Peta Administrasi Kota Dumai, Riau	68
Gambar II-6 Peta Administrasi Deli Serdang, Sumatera Utara	69
Gambar II-7 Peta Administrasi Kota Balikpapan	69
Gambar II-8 Analisis AHP Pemilihan Lokasi Pabrik	72
Gambar II-9 Hasil Analisis AHP Pemilihan Lokasi Pabrik	73
Gambar II-10 Lokasi Terpilih	74
Gambar III-1 Blok Diagram Pabrik Biodiesel dari PFAD	Error! Bookmark not defined.
Gambar III-2 <i>Process Flow Diagram</i> Biodiesel dari PFAD	76
Gambar IV-1 Blok Diagram Filter Press	86
Gambar IV-2 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Sementara PFAD	86
Gambar IV-3 Blok Diagram Reaktor Esterifikasi	87
Gambar IV-4 Blok Diagram Decanter I	88
Gambar IV-5 Blok Diagram Evaporator	89
Gambar IV-6 Blok Diagram Mixer NaOH dan Metanol	90
Gambar IV-7 Blok Diagram Reaktor Transesterifikasi	91
Gambar IV-8 Blok Diagram Decanter II	92
Gambar IV-9 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Sementara Biodiesel	93
Gambar IV-10 Blok Diagram Tangki Pencuci	94
Gambar IV-11 Blok Diagram Decanter III	95
Gambar IV-12 Blok Diagram Flash Tank	96
Gambar IV-13 Blok Diagram Bleaching Tank	97
Gambar IV-14 Blok Diagram Filter Press	98
Gambar IV-15 Blok Diagram Tangki Penampung Produk Biodiesel	98
Gambar IV-16 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol I	99
Gambar IV-17 Blok Diagram Decanter IV	100
Gambar IV-18 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol II	101
Gambar IV-19 Blok Diagram Kolom Distilasi	102
Gambar IV-20 Blok Diagram Flash Tank	103
Gambar IV-21 Blok Diagram Decanter V	104

Gambar IV-22 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Gliserol	105
Gambar IV-23 Blok Diagram Recycle Metanol	105
Gambar IV-24 Blok Diagram Splitter Metanol	106
Gambar IV-25 Blok Diagram Tangki Penyimpanan PFAD	107
Gambar IV-26 Blok Diagram Filter Press	108
Gambar IV-27 Blok Diagram Heater	109
Gambar IV-28 Blok Diagram Reaktor Esterifikasi	109
Gambar IV-29 Blok Diagram Decanter I	110
Gambar IV-30 Blok Diagram Evaporator. (V-215)	111
Gambar IV-31 Blok Diagram Cooler	112
Gambar IV-32 Blok Diagram Condensor	113
Gambar IV-33 Blok Diagram Mixing Tank	113
Gambar IV-34 Blok Diagram Reaktor trans-esterifikasi	114
Gambar IV-35 Blok Diagram Decanter II	115
Gambar IV-36 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Sementara	116
Gambar IV-37 Blok Diagram Tangki Pencuci	116
Gambar IV-38 Blok Diagram Decanter III	117
Gambar IV-39 Blok Diagram Heater	118
Gambar IV-40 Blok Diagram Flash Tank	119
Gambar IV-41 Blok diagram Condensor	120
Gambar IV-42 Blok Diagram Bleaching Tank	120
Gambar IV-43 Blok Diagram Filter Press	121
Gambar IV-44 Blok Diagram Cooler	122
Gambar IV-45 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol I	122
Gambar IV-46 Blok Diagram Decanter IV	123
Gambar IV-47 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol II	124
Gambar IV-48 Blok Diagram Heater	125
Gambar IV-49 Blok Diagram Kolom Distilasi	126
Gambar IV-50 Blok Diagram Flash Tank	127
Gambar IV-51 Blok Diagram Decanter V	128
Gambar IV-52 Blok Diagram Condensor	129
Gambar IV-53 Blok Diagram Cooler	129
Gambar IV-54 Blok Diagram Cooler	130
Gambar V-1 Layout Pabrik Secara Garis Besar	149
Gambar V-2 <i>Piping and Instrumentation Diagram</i> (P&ID) Reaktor Esterifikasi ...	150
Gambar V-3 Parameter Penilaian HAZOP	162
Gambar VI-1 Struktur Organisasi Perusahaan	165
Gambar VI-2 Grafik Sensitivitas terhadap IRR	177

BAB 1

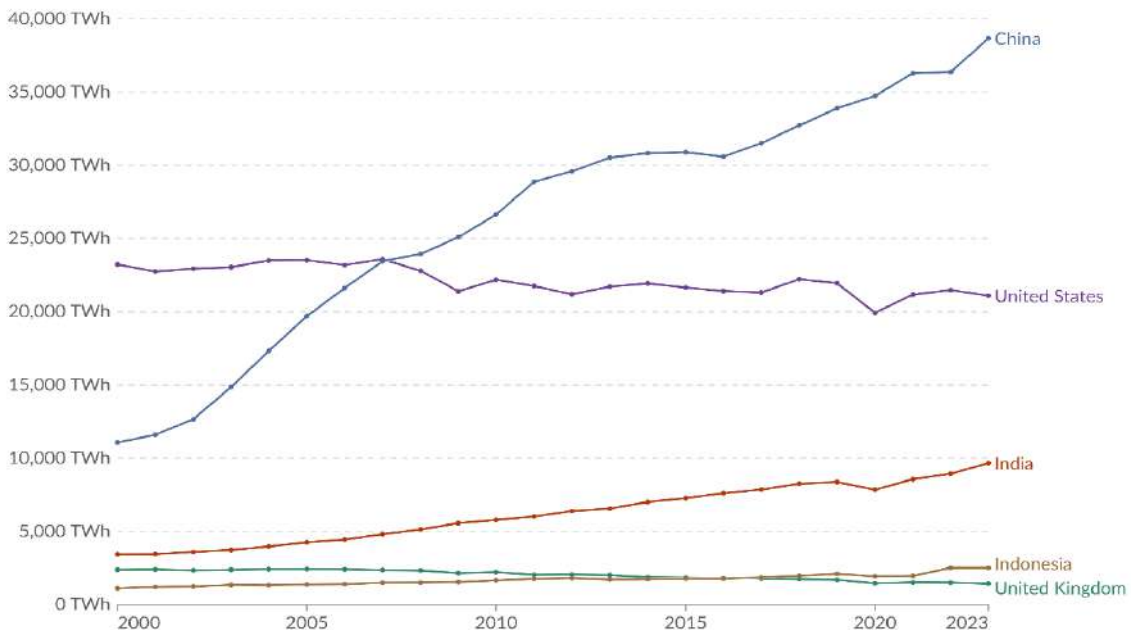
PENDAHULUAN

I.1 Tinjauan Pasar Produk

Dalam beberapa dekade terakhir, kebutuhan energi global terus mengalami peningkatan seiring dengan pertumbuhan populasi, industrialisasi, serta perkembangan sektor transportasi dan manufaktur. Berdasarkan data dari *Statistical Review of Energy* (2024), Tiongkok mengukuhkan posisinya sebagai negara dengan konsumsi energi fosil tertinggi di dunia, yakni mencapai 37.677,41 TWh. Posisi tersebut disusul oleh Amerika Serikat dengan total konsumsi sebesar 21.102,20 TWh, meskipun sejak tahun 2020 Amerika Serikat mulai menunjukkan tren dekarbonisasi melalui penurunan konsumsi bahan bakar fosil secara bertahap. Sebaliknya, negara berkembang seperti Indonesia justru menunjukkan tren peningkatan konsumsi yang konsisten setiap tahunnya, dengan angka menyentuh 2.514,42 TWh. Namun demikian, ketergantungan terhadap energi fosil, khususnya minyak bumi, masih sangat tinggi. Distribusi konsumsi energi dunia tersebut secara visual dapat dipresentasikan pada Gambar I-1.

Fossil fuel consumption

Measured in terawatt-hours¹.



Data source: Energy Institute - Statistical Review of World Energy (2024)

OurWorldinData.org/energy | CC BY

Gambar I-1 Grafik Data Konsumsi Bahan Bakar Fosil Dunia

Selain tingginya konsumsi energi secara total, peningkatan kebutuhan energi juga dapat dilihat dari tren konsumsi energi per kapita. Peningkatan konsumsi energi per kapita mencerminkan bertambahnya aktivitas ekonomi, pertumbuhan sektor industri, serta meningkatnya mobilitas masyarakat dalam berbagai sektor kehidupan (United Nations, 2020). Kondisi ini juga terjadi di Indonesia, dimana konsumsi energi per kapita menunjukkan tren peningkatan yang cukup signifikan dalam beberapa tahun terakhir. Berdasarkan data yang dihimpun oleh (Our World in Data, 2024) yang disajikan dalam Gambar 1.2 menunjukkan bahwa konsumsi energi per kapita Indonesia mengalami peningkatan antara 2018 hingga 2024, dengan capaian lebih dari 10.000 kWh per orang pada tahun 2024. Peningkatan tersebut dipengaruhi oleh pertumbuhan jumlah penduduk, urbanisasi yang pesat, serta ekspansi sektor industri dan transportasi yang membutuhkan pasokan energi dalam jumlah besar. Sayangnya,

kebutuhan energi yang semakin besar ini masih ditopang hampir sepenuhnya oleh energi fosil, sehingga mendorong semakin tingginya ketergantungan nasional terhadap sumber daya yang tidak terbarukan.

Energy use per person

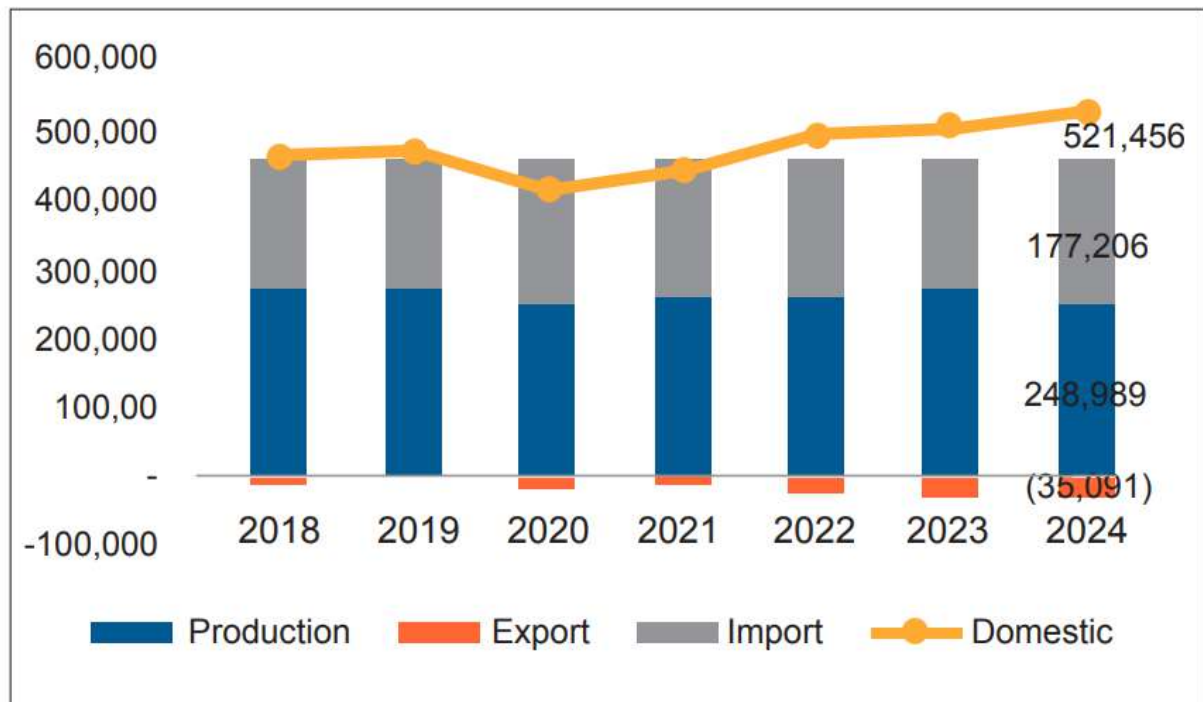
Measured in kilowatt-hours¹ per person. Here, energy refers to primary energy² using the substitution method³.



Data source: U.S. Energy Information Administration (2025); Energy Institute - Statistical Review of World Energy (2025); Population based on various sources (2024)

Gambar I-2 Konsumsi Energi Individu di Indonesia
(Our World in Data, 2024)

Di sisi lain, produksi minyak bumi domestik terus mengalami penurunan akibat fenomena *natural decline* pada sumur-sumur tua. Kondisi ini menjadi tantangan utama yang perlu dihadapi oleh Indonesia mengingat ketidakseimbangan antara konsumsi dan produksi minyak bumi dalam negeri. Produksi minyak nasional cenderung mengalami tren penurunan, sementara permintaan terus meningkat seiring dengan pertumbuhan populasi, ekspansi industri, serta perkembangan sektor transportasi yang masih sangat bergantung pada bahan bakar minyak. Saat ini, hasil produksi minyak dalam negeri hanya mampu memenuhi 50% dari total kebutuhan domestik, sehingga Indonesia harus meningkatkan impor bahan bakar minyak (BBM) untuk memenuhi kebutuhan transportasi dan industri. Ketergantungan terhadap impor energi tersebut tidak hanya berdampak pada meningkatnya defisit neraca perdagangan, tetapi juga menimbulkan kerentanan terhadap stabilitas dan ketahanan energi nasional (Kementerian ESDM, 2025). Produksi minyak mentah nasional terus mengalami fase penurunan (*decline*) yang persisten. Pada tahun 2024, produksi tercatat hanya sebesar 581 MBOPD atau setara dengan 212 juta barel. Kontradiksinya, volume penjualan bahan bakar domestik justru melonjak ke titik tertinggi sejak tahun 2013, mencapai 82,9 juta KL pada tahun 2024. Kesenjangan ini memaksa Indonesia untuk melakukan impor minyak mentah sebesar 127,7 juta barel dan produk BBM sebanyak 28,1 juta KL demi menutupi defisit energi nasional. Beban ekonomi ini semakin diperberat oleh fluktuasi harga minyak dunia, dengan rata-rata *Indonesian Crude Price* (ICP) pada level 78,12 USD/barel. Dinamika ketidakseimbangan pasokan dan permintaan minyak bumi Indonesia digambarkan pada Gambar I.3 berikut



Gambar I-3 Grafik Produksi dan Konsumsi Minyak Bumi di Indonesia dalam Barel
(Kementerian ESDM, 2024)

Menanggapi urgensi tersebut, Pemerintah Indonesia melalui Kebijakan Umum Bidang Energi menegaskan bahwa diversifikasi sumber energi merupakan strategi mutlak untuk menjamin kedaulatan energi nasional (*energy security*). Langkah ini krusial untuk mereduksi ketergantungan ekstrem terhadap minyak bumi, mengingat minyak mentah masih berperan vital sebagai sumber pendapatan devisa melalui jalur ekspor. Optimalisasi sumber energi non-minyak tidak hanya bertujuan untuk menjaga ketahanan energi, tetapi juga sebagai instrumen stabilitas makroekonomi melalui tata kelola sumber daya yang lebih berkelanjutan. Namun, laporan Dewan Energi Nasional menunjukkan bahwa bauran energi nasional tahun 2025 masih didominasi oleh batubara 40,46%, diikuti minyak bumi 30,18%, dan gas bumi 16,28%. Sedangkan energi baru terbarukan hanya mencapai 13,09%. Hingga tahun 2025, kontribusi energi baru terbarukan meningkat menjadi sekitar 16% (Kementerian ESDM, 2025). Menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), Indonesia memiliki potensi cadangan yang besar pada 124 cekungan minyak dan gas di mana 68 di antaranya belum tereksplorasi dengan potensi 2,41 miliar barel minyak proses eksplorasi hingga tahap produksi membutuhkan waktu yang sangat panjang, rata-rata mencapai 11 tahun. Oleh karena itu, pengembangan energi alternatif terbarukan (*renewable energy*) menjadi salah satu solusi strategis dalam jangka pendek maupun menengah untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor energi fosil.

Salah satu alternatif yang memiliki potensi besar untuk dikembangkan di Indonesia adalah bahan bakar cair yang berasal dari sumber daya hayati, yang dikenal sebagai biofuel. Pemanfaatan biofuel dinilai mampu menjadi solusi dalam memenuhi kebutuhan bahan bakar minyak (BBM), sekaligus mendukung upaya diversifikasi energi dan peningkatan ketahanan energi nasional (Yelmida et al., 2012). Indonesia adalah negara beriklim tropis dimana sumber daya alam yang dimiliki sangat melimpah, sehingga mempunyai potensi untuk memproduksi biofuel, khususnya biodiesel. Pada tahun 2040, target pemanfaatan biodiesel diproyeksikan mencapai sekitar 11,7 juta kiloliter, meningkat dibandingkan dengan konsumsi pada tahun-tahun sebelumnya. Peningkatan ini menunjukkan bahwa biodiesel akan tetap menjadi komponen utama dalam bauran bahan bakar nabati di Indonesia sebagai upaya untuk mendukung ketahanan energi nasional serta mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar

fosil.

(Juta kL)	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039	2040
Biodiesel	9.2	9.3	9.4	9.5	9.6	9.7	9.8	9.9	10.2	10.5	10.8	11.1	11.3	11.5	11.5	11.6	11.6	11.6	11.7	11.7
Co-processing Green Diesel	-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Standalone Green Diesel	-	0.2	0.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Co-processing Green Gasoline	-	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Standalone Green Gasoline	-	-	0.1	0.3	0.5	0.8	1.1	1.4	1.7	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0	2.0
Total BBN	9.2	9.6	10.0	11.3	11.6	12.0	12.4	12.8	13.4	14.0	14.3	14.6	14.8	15.0	15.0	15.1	15.1	15.1	15.2	15.2

Gambar I-4 Pengembangan Biofuel di Indonesia (2021-2040)

Dengan demikian pemerintah Indonesia mengakselerasi pemanfaatan biofuel, khususnya biodiesel ini sebagai bahan bakar terbarukan. Seiring dengan perkembangan kebijakan energi nasional, pemerintah Indonesia secara bertahap meningkatkan mandatori pencampuran biodiesel dalam bahan bakar diesel. Pada tahun 2014, tingkat pencampuran biodiesel ditetapkan sebesar 10% (B10). Selanjutnya, melalui Peraturan Menteri ESDM No. 12 Tahun 2015, tingkat pencampuran biodiesel untuk sektor transportasi dan industri ditingkatkan menjadi 15% (B15), sedangkan untuk sektor pembangkit listrik ditetapkan sebesar 25% (B25). Kebijakan tersebut terus berkembang hingga pada 1 Januari 2020 pemerintah secara resmi menerapkan program B30, yaitu pencampuran 30% biodiesel ke dalam bahan bakar solar secara nasional.

Sebagai langkah lanjutan dalam mendukung ketahanan energi nasional, pemerintah kemudian meningkatkan mandatori biodiesel menjadi B35 pada tahun 2024 dan menetapkan peningkatan lebih lanjut menjadi B40 pada tahun 2025, sebagaimana tertuang dalam Keputusan Menteri ESDM No. 341.K/EK.01/MEM.E/2024. Kebijakan ini bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan bakar fosil, meningkatkan ketahanan energi nasional, serta memberikan nilai tambah bagi industri kelapa sawit domestik. Mengingat Indonesia merupakan salah satu produsen utama kelapa sawit dunia, biodiesel di Indonesia umumnya diproduksi dari minyak kelapa sawit. Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI) menyatakan bahwa pada tahun 2025 produksi minyak sawit Indonesia mencapai sekitar 53,6 juta ton, sehingga menyediakan potensi bahan baku yang sangat besar bagi pengembangan industri biodiesel.

Dengan implementasi program B40, konsumsi biodiesel mencapai sekitar 15,6 juta kiloliter pada tahun 2025, dan pemerintah juga merencanakan peningkatan lebih lanjut hingga B50 pada tahun berikutnya. Selain memberikan manfaat berupa penghematan devisa melalui pengurangan impor bahan bakar minyak, kebijakan mandatori biodiesel juga memberikan dampak positif terhadap perekonomian nasional, terutama dalam mendorong pertumbuhan industri domestik serta meningkatkan penyerapan tenaga kerja. Implementasi program B35 pada tahun 2024 tercatat mampu menyerap sekitar 12 ribu tenaga kerja di sektor *off-farm* dan 1,64 juta tenaga kerja di sektor *on-farm*, sedangkan melalui program B40 pada tahun 2025 jumlah tenaga kerja yang terserap meningkat menjadi sekitar 14 ribu orang di sektor *off-farm* dan 1,95 juta orang di sektor *on-farm* (Kementerian ESDM, 2025).

Dengan implementasi mandatori B40 yang resmi berlaku pada awal tahun 2025, total konsumsi biodiesel nasional diproyeksikan mencapai 15,6 juta kiloliter (setara dengan $\pm 13,9$ juta ton). Angka ini merepresentasikan peningkatan sekitar 16% dibandingkan realisasi kuota tahun 2024 sebesar 13,4 juta kiloliter pada level B35. Tren permintaan yang terus menanjak ini menciptakan ceruk pasar yang masif bagi produsen baru, khususnya yang berinovasi menggunakan bahan baku non-pangan (*non-food grade*) seperti PFAD untuk menghindari

kompetisi dengan sektor pangan. Apabila Indonesia merealisasikan target B50 pada tahun 2027–2028 sesuai peta jalan Kementerian ESDM, total kebutuhan biodiesel diproyeksikan melonjak hingga melampaui 19,5 juta kiloliter/tahun. Hal ini menjadikan urgensi pembangunan kapasitas pabrik biodiesel baru—terutama yang berbasis PFAD—semakin tinggi dan bernilai strategis.

Namun demikian, pengembangan biodiesel masih menghadapi beberapa kendala, terutama biaya produksi yang relatif lebih tinggi dibandingkan bahan bakar berbasis petroleum. Tingginya biaya tersebut terutama disebabkan oleh harga bahan baku yang mahal, karena biodiesel umumnya diproduksi dari minyak nabati yang juga memiliki nilai ekonomis tinggi sebagai komoditas pangan. Penggunaan bahan baku berbasis pangan dapat menimbulkan kekhawatiran terkait persaingan antara kebutuhan energi dan kebutuhan pangan (*food vs fuel*), karena pemanfaatan minyak nabati dalam skala besar untuk energi berpotensi memengaruhi ketersediaan dan stabilitas harga pangan domestik. Oleh karena itu, diperlukan alternatif bahan baku yang tidak bersaing dengan sektor pangan agar produksi biodiesel dapat berlangsung secara lebih ekonomis dan berkelanjutan. Salah satu pendekatan yang dapat dilakukan adalah dengan memanfaatkan bahan baku berbiaya rendah yang memiliki kandungan *Free Fatty Acid* (FFA) tinggi, seperti minyak daur ulang, limbah minyak, maupun produk samping dari proses pemurnian minyak nabati. *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) menjadi salah satu alternatif yang potensial karena merupakan produk samping (*by-product*) dari proses pemurnian minyak kelapa sawit yang tidak digunakan untuk konsumsi pangan. Pemanfaatan PFAD sebagai bahan baku biodiesel tidak hanya dapat menekan biaya produksi, tetapi juga mendukung diversifikasi bahan baku energi terbarukan serta membantu menjaga stabilitas pasokan minyak goreng domestik tanpa mengurangi produktivitas industri biodiesel.

Berdasarkan analisis data historis konsumsi biodiesel nasional dan proyeksi program mandatori B40 yang telah ditetapkan oleh Pemerintah Indonesia melalui Keputusan Menteri ESDM No. 341.K/EK.01/MEM.E/2024, kapasitas produksi pabrik biodiesel ini ditetapkan sebesar 100.000 ton/tahun. Penetapan kapasitas ini didasarkan pada tiga pertimbangan utama: (1) data konsumsi biodiesel nasional tahun 2024 mencapai 13,4 juta kiloliter dengan tren pertumbuhan rata-rata 12–15% per tahun seiring implementasi program mandatori B35 dan B40; (2) kapasitas pabrik-pabrik biodiesel yang telah beroperasi di Indonesia umumnya berkisar 100.000–300.000 ton/tahun, sehingga kapasitas 100.000 ton/tahun berada pada skala yang kompetitif dan realistis secara investasi; serta (3) ketersediaan bahan baku PFAD di Provinsi Sumatera Utara lokasi pabrik yang dipilih mencapai 256.001 ton/tahun berdasarkan data BPS 2024, sehingga pasokan bahan baku untuk kapasitas tersebut dapat terpenuhi dengan *security of supply* yang memadai. Dengan asumsi utilitas pabrik 90% (330 hari operasi/tahun), kebutuhan bahan baku PFAD dihitung sebesar $\pm 102.994,37$ ton/tahun. Kebutuhan ini hanya memanfaatkan sekitar 40,23% dari total ketersediaan PFAD di Sumatera Utara, sehingga tidak terdapat risiko kelangkaan bahan baku yang berarti.

I.2. Teknologi Produksi dan Seleksi Proses

Ada beberapa macam proses dalam pembuatan biodiesel. Berikut ini adalah proses pembuatan biodiesel yang sudah dikembangkan untuk pembuatan biodiesel. diantaranya adalah esterifikasi, transesterifikasi, Pirolisis, dan *Ultrasonic Irradiation Method*.

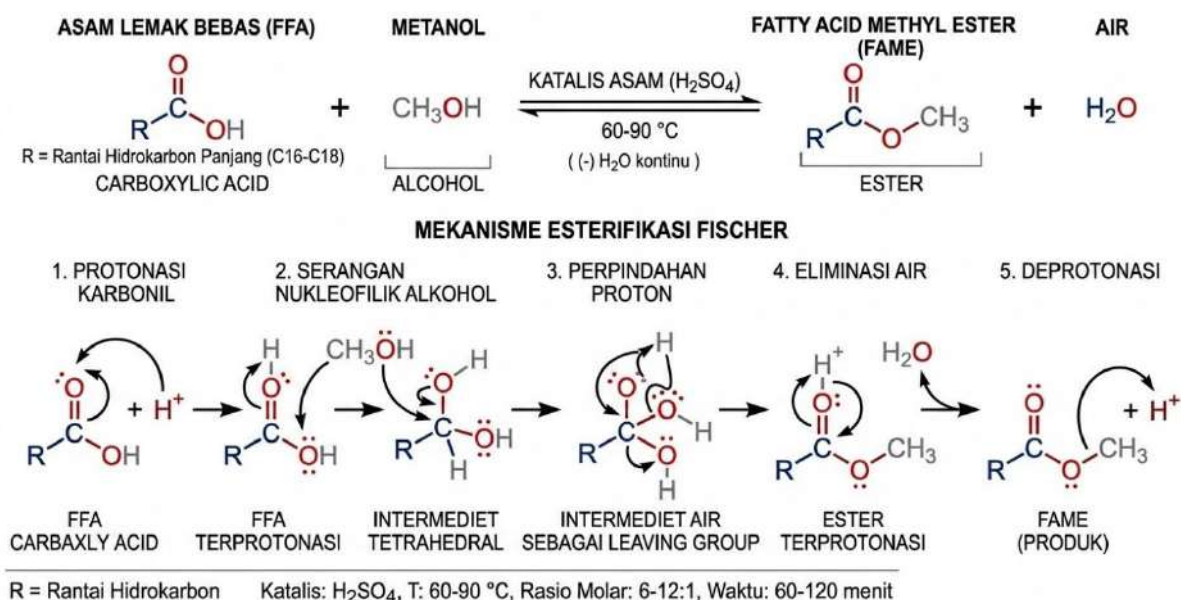
I.2.1. Teknologi Produksi

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif berbasis biomassa yang diproduksi dari minyak nabati, lemak hewani, maupun limbah minyak melalui reaksi kimia yang menghasilkan *fatty acid alkyl ester* (FAAE). Senyawa ini umumnya berupa *fatty acid methyl ester* (FAME) yang memiliki panjang rantai karbon antara C12 hingga C20 sehingga memiliki karakteristik fisik yang menyerupai bahan bakar diesel konvensional (Yusuf *et al.*, 2024).

Penggunaan biodiesel semakin berkembang karena sifatnya yang terbarukan, biodegradable, dan memiliki emisi gas rumah kaca yang lebih rendah dibandingkan bahan bakar fosil (Kumar *et al.*, 2025). Secara kimiawi, biodiesel memiliki kandungan oksigen internal sekitar 10–12% massa, yang meningkatkan kualitas pembakaran dan menurunkan emisi karbon monoksida serta partikulat selama proses pembakaran di mesin diesel. Selain itu, kandungan sulfur biodiesel yang sangat rendah menyebabkan risiko korosi mesin lebih kecil dibandingkan bahan bakar diesel berbasis petroleum (Naseef & Tulaimat, 2025).

1.2.1.1. Esterifikasi

Esterifikasi merupakan reaksi kimia fundamental dalam sintesis organik yang menghasilkan senyawa ester. Mekanisme esterifikasi Fischer melibatkan pemanasan campuran asam karboksilat (asam lemak) dan alkohol dengan bantuan katalis asam, baik homogen maupun heterogen seperti katalis padat berbasis sulfonat atau *phosphotungstic acid* (Li *et al.*, 2024). Namun, efektivitasnya dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika. Untuk menggeser kesetimbangan ke arah produk, strategi yang umum diterapkan adalah penambahan reaktan alkohol secara berlebih atau melalui penghilangan molekul air (H_2O) yang terbentuk selama reaksi berlangsung (Naseef & Tulaimat, 2025).



Gambar I-5 Skema Reaksi Esterifikasi

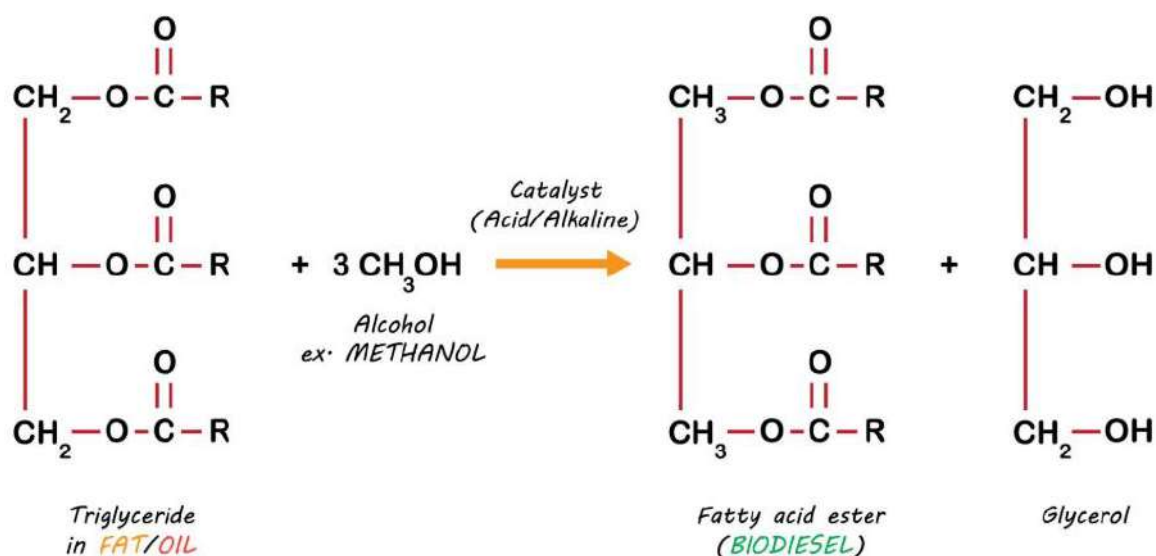
Dalam konteks pengolahan minyak dengan kadar asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*/FFA) tinggi, seperti *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD), tahap esterifikasi berfungsi sebagai proses pra-perlakuan kritis sebelum memasuki tahap transesterifikasi. Kondisi operasi optimum untuk menurunkan kadar FFA pada PFAD dari 93% menjadi kurang dari 1,5% berat dicapai pada perbandingan molar (metanol:PFAD: H_2SO_4) sebesar 8,8:1:0,05, dengan durasi reaksi 60 menit pada suhu 60 – 75°C dan tekanan 133 kPa (Khan *et al.*, 2021). Dengan demikian, esterifikasi berperan penting dalam meningkatkan kualitas biodiesel sebelum proses transesterifikasi lebih lanjut.

Penetapan kondisi operasi rasio molar metanol:PFAD: H_2SO_4 = 8,8:1:0,05 didasarkan pada hasil studi optimasi menyeluruh oleh Chongkhong *et al.* (2007) dan Khan *et al.* (2021) yang secara konsisten menunjukkan bahwa penggunaan metanol berlebih dengan rasio $\geq 8:1$ merupakan syarat kritis untuk mencapai konversi FFA di atas 96% secara stabil. Penggunaan metanol di bawah rasio 6:1 terbukti menghasilkan konversi yang fluktuatif dan tidak dapat diandalkan pada skala industri karena kesetimbangan termodinamika yang tidak menguntungkan. Adapun konsentrasi H_2SO_4 sebesar 0,05 mol (setara $\pm 1,0$ –1,5% berat

terhadap PFAD) dipilih berdasarkan pertimbangan bahwa konsentrasi yang lebih tinggi tidak meningkatkan konversi secara signifikan namun justru meningkatkan beban pengolahan limbah asam serta memperbesar risiko korosi pada peralatan. Metanol ditetapkan sebagai *limiting reactant (reaktan pembatas)* dalam perancangan neraca massa, karena meskipun digunakan dalam jumlah berlebih terhadap stoikiometri, konsumsi totalnya yang tinggi menjadikannya penentu utama biaya bahan baku variabel dan menjadi basis perhitungan konversi reaksi dalam neraca proses (Stamps et al., 2020; Saleh et al., 2010).

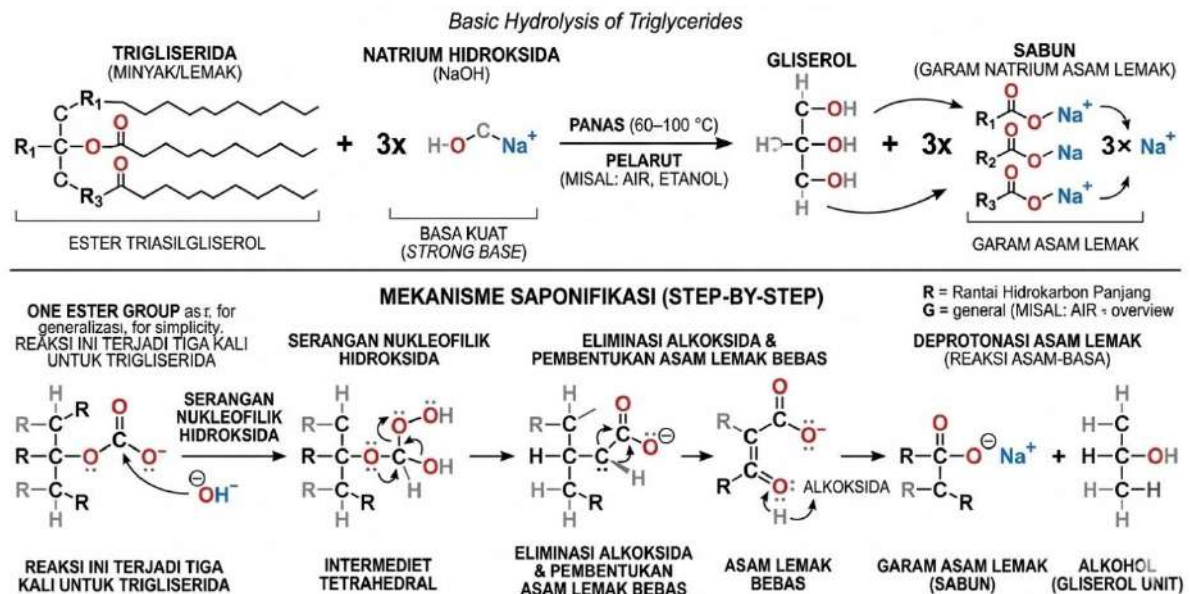
I.2.1.2. Transesterifikasi

Transesterifikasi, atau dikenal sebagai alkoholisis, adalah proses kimia untuk mengonversi trigliserida dalam minyak nabati atau lemak menjadi alkil ester (biodiesel) dan produk samping berupa gliserol melalui reaksi dengan alkohol rantai pendek seperti metanol atau etanol (Yusuf *et al.*, 2024). Proses ini dapat diakselerasi menggunakan katalis asam (seperti H_2SO_4 atau HCl) maupun katalis basa (seperti $NaOH$, KOH , atau $NaOCH_3$). Dalam skala komersial, katalis basa lebih dominan digunakan karena mampu menghasilkan konversi tinggi (98-99%) dengan laju reaksi yang lebih cepat serta kondisi operasi yang relatif moderat (suhu $< 150^\circ C$ dan tekanan ≈ 20 psi) (Freedman et al., 1986). Transesterifikasi, atau dikenal sebagai alkoholisis, adalah proses kimia untuk mengonversi trigliserida dalam minyak nabati atau lemak menjadi alkil ester (biodiesel) dan produk samping berupa gliserol melalui reaksi dengan alkohol. Metode ini merupakan standar industri karena efisiensi dan kemudahan operasinya (Yusuf *et al.*, 2024). Reaksi ini dapat diakselerasi menggunakan katalis basa homogen (seperti $NaOH$, KOH , atau $NaOCH_3$) karena mampu menghasilkan konversi tinggi dengan laju reaksi yang lebih cepat pada kondisi operasi moderat (Yusuf *et al.*, 2024).



Gambar I-6 Skema Reaksi Transesterifikasi

Mekanisme transesterifikasi berlangsung secara bertahap melalui tiga tahap reversible yaitu trigliserida diubah menjadi digliserida, kemudian monogliserida, dan akhirnya menghasilkan biodiesel serta gliserol. Pada setiap tahapan, satu molekul *fatty acid methyl ester* (FAME) dilepaskan (Kumar *et al.*, 2025). Namun, pada bahan baku dengan FFA tinggi seperti PFAD, penggunaan katalis basa secara langsung sangat tidak disarankan karena akan memicu reaksi saponifikasi yang menghasilkan sabun. Sabun ini mengganggu proses pemisahan gliserol dan menurunkan efisiensi produksi (Naseef & Tulaimat, 2025).



Gambar I-7 Skema Reaksi Saponifikasi

Saponifikasi atau pembentukan sabun ini tidak hanya mengurangi perolehan biodiesel tetapi juga menghambat proses pemisahan produk. Oleh karena itu, netralisasi FFA melalui esterifikasi asam wajib dilakukan terlebih dahulu agar produk akhir memenuhi spesifikasi standar SNI.

I.2.1.2.1. Metode *FoolProof*

Metode *FoolProof* menerapkan sistem transesterifikasi dua tahap (asam-basa). Tahap pertama berfokus pada reduksi kadar FFA menggunakan katalis asam, meskipun reaksinya cenderung lambat dan dibatasi oleh faktor kesetimbangan sehingga sulit mencapai konversi sempurna tanpa sistem *recovery* metanol yang efisien. Setelah kadar FFA turun, trigliserida yang tersisa diproses pada tahap kedua menggunakan katalis basa. Keunggulan utama metode ini terletak pada simplisitas peralatan dan adanya prosedur mitigasi jika terjadi peningkatan pH akibat akumulasi gliserol (biasanya mencapai pH 9-10) melalui teknik *bubble washing* guna mencegah pembentukan kerak pada mesin.

I.2.1.2.2. Metode Lurgi

Metode Lurgi beroperasi dengan prinsip dua tahap yang serupa dengan *FoolProof*, namun memiliki keunggulan teknis pada sistem pemurnian produk samping. Dalam proses Lurgi, gliserol yang dihasilkan diproses lebih lanjut hingga mencapai tingkat kemurnian sangat tinggi sebesar 99,5%. Selain itu, metode ini menawarkan fleksibilitas *feedstock* yang luar biasa, mulai dari minyak nabati hingga lemak hewani dan minyak daur ulang. Integrasi antara unit esterifikasi untuk FFA dan reaktor transesterifikasi untuk trigliserida memastikan seluruh komponen lipid terkonversi menjadi metil ester berkualitas tinggi.

I.2.1.3 Pirolisis (*Thermal Cracking*)

Proses pirolisis atau perengkahan katalitik adalah proses dekomposisi kimia termal dengan menggunakan katalis dan umumnya menyebabkan molukel menjadi lebih kecil. Menurut Agra (1995) pirolisis merupakan proses penguraian bahan organik secara termal tanpa oksigen serta produk yang dihasilkan berupa cairan dan gas. Hasil dari proses pirolisis ini dapat digunakan sebagai bahan bakar, petrokimia, dan monomer (Scheirs dan Kaminsky, 2006). Berdasarkan penelitian (Purwanto, 2020), karakteristik minyak *green diesel* dari minyak jelantah memenuhi standar untuk bahan bakar jenis solar. Karakteristik minyak yang dihasilkan memiliki nilai density 832,5 kg/m³, viskositas kinematik 2,620 mm²/s, *flash point* 54,5°C, *pour point* -9°C, pH 4,05, dan *cetane index* 50,3. Peningkatan reaksi meliputi *cracking*, dekarboksilasi, dekarbonilasi, *hydrocracking*, hidrogenasi, dan hidrideoksigenasi

pada sistem pirolisis dapat dilakukan dengan menambahkan katalis (Mortensen dkk, 2011). Dua jenis katalis yang telah banyak diteliti pada proses pirolisis yaitu hidrideoksigenasi dan perengkahan dengan zeolit (Dickerson dan Soria, 2013).

Proses pirolisis dilakukan di dalam suatu reaktor yang tahan terhadap suhu dan tekanan yang tinggi. Bahan konstruksi yang umumnya digunakan untuk reaktor ini adalah logam yang tahan karat dan tahan panas. Proses perengkahan di dalam reaktor pirolisis dapat berlangsung secara tertutup maupun terbuka. Proses pirolisis secara tertutup berarti tidak ada senyawa yang keluar selama proses perengkahan sedangkan proses terbuka berarti selama proses perengkahan adanya senyawa yang keluar dan terkondensasi menjadi fraksi cair (Riyadhi dan Syahrullah, 2016).

I.2.1.4 Microwave

Teknologi pembuatan biodiesel dengan bantuan gelombang mikro pada *microwave* ditujukan untuk mengatasi pembuatan biodiesel secara konvensional. Proses pemanasan dengan *microwave* memberikan waktu yang relatif lebih singkat untuk memanskan bahan baku tanpa adanya pemanasan awal (Lertsathapornsuk dkk, 2004). Menurut Terigar (2009), penggunaan *microwave* dapat membuat reaksi lebih efisien, dengan lama reaksi dan proses pemisahan yang singkat, menurunkan konsumsi energi serta menurunkan jumlah produk samping. Kebutuhan katalis juga dapat ditekan dengan penggunaan *microwave* (Rohman dkk, 2015). Efisiensi dari reaksi transesterifikasi *microwave* berasal dari sifat dielektrik campuran polar dan komponen ion dari minyak, katalis, serta pelarut. Pemanasan yang cepat serta efisien pada radiasi *microwave* dikarenakan gelombang *microwave* berinteraksi dengan sampel pada tingkatan molekular menghasilkan campuran intermolekul dan proses agitasi yang dapat meningkatkan peluang dari sebuah molekul minyak bertemu dengan sebuah molekul alkohol (Terigar, 2009).

I.2.1.5 Ultrasonik

Penggunaan dari gelombang ultrasonik dinilai memberikan pengaruh yang positif untuk meningkatkan produk biodiesel. Proses pencampuran menggunakan ultrasonik lebih baik dibandingkan dengan menggunakan pengadukan dikarenakan adanya efek kavitasi (Mahamuni dan Adewuyi, 2009). Gelombang ultrasonik memberikan efek kavitasi, termal, dan mekanik yang meningkatkan kecepatan reaksi. Peningkatan dari laju reaksi akan membuat proses pembuatan biodiesel berlangsung lebih cepat dan akan menghasilkan konversi pembentukan biodiesel yang lebih tinggi (Putri dkk, 2012). Pembentukan produk biodiesel yang lebih cepat ini dikarenakan gelombang ultrasonik menimbulkan peregangan dan pemampatan pada ruang antar cairan, sehingga menyebabkan terbentuknya gelembung mikro. Gelembung mikro berumur sangat singkat (kurang dari 1×10^{-7} detik) dan ukuran droplet metanol maupun minyak menjadi 42% lebih kecil dibandingkan metode konvensional ketika gelembung mikro tersebut pecah. Hal ini menyebabkan jumlah area antar muka kedua fase reaktan bertambah banyak (Ji dkk, 2006). Berdasarkan hasil penelitian Maisarah dan Hidayati (2019), karakteristik biodiesel dari minyak jelantah dengan menggunakan gelombang ultrasonik menghasilkan nilai viskositas kinematis (pada 40°C) 7,21 cSt, *flash point* 171°C, residu karbon 0,206%, dan angka asam 5,35 mgKOH/gram.

I.2.2 Seleksi Proses

Pemilihan teknologi proses merupakan tahapan krusial dalam perencanaan pabrik biodiesel karena menentukan konfigurasi peralatan, kondisi operasi, biaya investasi, dan kualitas produk yang dihasilkan. Setiap teknologi produksi biodiesel memiliki keunggulan dan keterbatasan teknis-ekonomi yang berbeda-beda, sehingga seleksi proses memerlukan analisis komparatif yang komprehensif berdasarkan karakteristik bahan baku yang digunakan. Dalam produksi biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) yang memiliki kandungan

Free Fatty Acid (FFA) sangat tinggi (81,7–93,0%), tidak semua teknologi konvensional dapat diterapkan secara langsung tanpa modifikasi proses yang signifikan.

Analisis seleksi proses dilakukan dengan membandingkan 4 teknologi utama yang secara komersial telah diaplikasikan dalam produksi biodiesel, yakni: (1) proses esterifikasi langsung berbasis katalis asam, (2) proses kombinasi esterifikasi-transesterifikasi (termasuk Metode Lurgi), (3) proses pirolisis katalitik, dan (4) proses ultrasonik. Setiap teknologi dievaluasi berdasarkan parameter teknis yang relevan meliputi kondisi operasi, tingkat konversi, *yield* produk, kesesuaian terhadap jenis bahan baku, dan aspek ekonomi produksi.

Tabel I-1 Perbandingan Teknologi Produksi Biodiesel dari PFAD

Parameter Teknis	Esterifikasi Langsung (Asam)	Esterifikasi–Transesterifikasi (Dua Tahap)	Pirolisis Katalitik	Ultrasonik
Temperatur Operasi (°C)	60–80	Esterifikasi: 60–80 Transesterifikasi: 50–70	350–550	40 - 65
Tekanan Operasi (atm)	1,0–2,0	1,0–2,0	0,19–0,59	±1 (atmosferik)
Jenis Katalis	Asam (H ₂ SO ₄ , p-TSA)	Esterifikasi: asam (H ₂ SO ₄) Transest.: basa (NaOH/KOH)	Garam logam / zeolit	(NaOH / KOH)
Konversi FFA (%)	80–98	FFA: 95–98 Trigliserida: 85–98,5	70–90	85-95
<i>Yield</i> Biodiesel (%)	55–75	80–95	50–70	85-90
Kesesuaian Bahan Baku FFA Tinggi	Sesuai untuk bahan baku FFA > 20%	Sangat sesuai untuk FFA > 20% (PFAD: 81,7%)	Dapat digunakan, namun kurang selektif	Cukup baik untuk minyak dengan FFA tinggi, tetap memerlukan <i>pretreatment</i> esterifikasi
Produk Utama	Biodiesel (FAME)	Biodiesel (FAME)	Campuran hidrokarbon (mirip diesel)	Biodiesel (FAME)
Produk Samping	Air	Gliserol & air	Gas, char, tar	Gliserol
Kemurnian Produk Samping	Tidak ada produk samping bernilai	Gliserol: 80–99,5% (tergantung proses)	Tidak ada produk samping bernilai	Gliserol 80–90% (tergantung proses pemurnian)

Parameter Teknis	Esterifikasi Langsung (Asam)	Esterifikasi–Transesterifikasi (Dua Tahap)	Pirolisis Katalitik	Ultrasonik
Kelebihan Utama	Proses sederhana; cocok untuk FFA murni; peralatan minimal	Konversi total tinggi; gliserol bernilai ekonomis; fleksibel terhadap bahan baku	Tidak membutuhkan alkohol; dapat digunakan untuk biomassa <i>mixed</i>	Waktu reaksi sangat cepat; peningkatan transfer massa akibat fenomena kavitasi.
Keterbatasan Utama	Tidak mengkonversi trigliserida; <i>yield</i> rendah untuk PFAD	Membutuhkan dua reaktor; lebih kompleks; perlu <i>recovery</i> metanol	Kondisi operasi ekstrem (T sangat tinggi); biaya energi sangat besar; kualitas produk tidak konsisten	Alat mahal dan membutuhkan peralatan ultrasonik khusus; efisiensi menurun pada volume reaktor besar
Biaya Investasi Relatif	Rendah	Menengah	Tinggi	Tinggi
Biaya Operasi Relatif	Menengah	Menengah	Tinggi	Tinggi
Potensi Skala Komersial	Terbatas	Sangat tinggi (telah terbukti komersial)	Sedang (masih berkembang)	Sedang
Standar Produk SNI 7182:2015	Dapat dipenuhi	Dapat dipenuhi (lebih konsisten)	Sulit dipenuhi tanpa pemurnian ekstensif	Dapat dipenuhi dengan pemurnian yang tepat
Referensi	Chongkhong <i>et al.</i> (2007)	Lurgi GmbH (2009); Khan <i>et al.</i> (2021)	Luo (2025); Mortensen <i>et al.</i> (2011)	Ahmad <i>et al.</i> , (2014)

Sumber: Kompilasi dari Chongkhong *et al.* (2007); Lurgi GmbH (2009); Khan *et al.* (2021); Mortensen *et al.* (2011); Luo (2025); Ahmad *et al.*, (2014).

Berdasarkan perbandingan komprehensif pada Tabel I-1, proses kombinasi esterifikasi–transesterifikasi dengan Metode Lurgi dipilih sebagai teknologi proses terbaik untuk produksi biodiesel dari PFAD. Landasan teknis dari keputusan ini dapat diuraikan sebagai berikut;

1. Komposisi PFAD yang memiliki kandungan FFA 81,7–93,0% dan trigliserida 14,4% mengharuskan penerapan dua tahap reaksi secara berurutan. Proses esterifikasi dengan katalis asam kuat pada tahap pertama berfungsi menurunkan kadar FFA hingga di bawah 2% berat ambang batas maksimal yang dapat diterima oleh katalis basa pada tahap transesterifikasi berikutnya. Apabila proses transesterifikasi berbasis katalis basa diterapkan langsung pada PFAD tanpa *pretreatment*, reaksi saponifikasi akan terjadi secara dominan, menghasilkan sabun yang sulit dipisahkan dan menurunkan *yield* biodiesel secara drastis (Naseef & Tulaimat, 2025).

2. Proses esterifikasi langsung (Alternatif 1) tidak dapat mengkonversi fraksi trigliserida yang terkandung dalam PFAD (14,4%), sehingga *yield* biodiesel totalnya lebih rendah dan tidak efisien secara ekonomi. Sementara itu, proses pirolisis (Alternatif 3) membutuhkan suhu operasi 350–550°C yang menyebabkan konsumsi energi yang jauh lebih besar, tidak dapat memenuhi spesifikasi SNI 7182:2015 tanpa pemurnian ekstensif, serta menghasilkan produk samping berupa *char* dan *tar* yang tidak bernilai ekonomis. Di sisi lain, teknologi ultrasonik (Alternatif 4) meskipun mampu mempercepat reaksi transesterifikasi melalui fenomena kavitasi yang meningkatkan perpindahan massa, masih memiliki keterbatasan pada biaya investasi peralatan ultrasonik yang relatif tinggi, kebutuhan energi listrik tambahan untuk generator ultrasonik, serta kesulitan dalam proses *scale-up* pada kapasitas produksi besar. Oleh karena itu, teknologi ini masih lebih banyak digunakan pada skala laboratorium atau pilot plant
3. Metode Lurgi secara spesifik dipilih di antara varian proses esterifikasi–transesterifikasi yang ada karena beberapa keunggulan distingtif, yakni: (a) menghasilkan gliserol dengan kemurnian tinggi hingga 99,5% sebagai produk samping yang bernilai ekonomis untuk industri kosmetik, farmasi, dan oleokimia; (b) fleksibilitas bahan baku yang tinggi sehingga dapat memproses CPO, minyak biji-bijian, lemak hewani, dan minyak daur ulang; (c) proses berlangsung pada kondisi operasi yang relatif ringan ($T < 100^{\circ}\text{C}$, $P \approx 1 \text{ atm}$) sehingga lebih hemat energi dan mudah dioperasikan; serta (d) telah terbukti secara komersial di lebih dari 30 instalasi biodiesel skala besar di seluruh dunia dengan kapasitas total melebihi 3 juta ton/tahun (Lurgi GmbH, 2009; Kumar *et al.*, 2025).

1.2.2.1 Seleksi Jenis Katalis Proses Esterifikasi

Tahap esterifikasi merupakan tahap *pretreatment* yang bertujuan mengkonversi asam lemak bebas (FFA) dalam PFAD menjadi *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) menggunakan katalis asam. Pemilihan jenis katalis asam yang tepat sangat menentukan efisiensi konversi FFA, laju reaksi, konsumsi energi, dan biaya produksi secara keseluruhan. Dalam literatur dan praktik industri biodiesel, setidaknya terdapat empat kandidat katalis asam yang telah dikaji untuk proses esterifikasi bahan baku berkadar FFA tinggi: asam sulfat (H_2SO_4), asam klorida (HCl), asam asetat (CH_3COOH), dan asam oksalat ($\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$).

1.2.2.1.1 Tinjauan Kualitatif Empat Kandidat Katalis Asam

A. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Asam sulfat merupakan asam kuat diprotik dengan nilai $\text{pK}_{a1} \approx -3,0$ dan $\text{pK}_{a2} = 1,99$. Pada kondisi yang sangat encer, H_2SO_4 terdisosiasi hampir sempurna menghasilkan ion H^+ dalam konsentrasi tinggi. Mekanisme katalitiknya bekerja melalui protonasi gugus karbonil pada asam lemak bebas, yang meningkatkan elektrofilitas atom karbon karbonil sehingga serangan nukleofilik oleh metanol berlangsung lebih cepat dan efisien (Fessenden & Fessenden, 1989). Pada kondisi operasi optimum ($T = 65\text{--}75^{\circ}\text{C}$; rasio molar metanol:PFAD: $\text{H}_2\text{SO}_4 = 8,8:1:0,05$; waktu 60 menit), konversi FFA pada PFAD dapat mencapai lebih dari 98% dengan *yield* biodiesel 96,0–98,0% (Khan *et al.*, 2021; Chongkhong *et al.*, 2007).

B. Asam Klorida (HCl)

Asam klorida adalah asam kuat monoprotik ($\text{pK}_a \approx -7$) yang secara teori memiliki aktivitas katalitik tinggi, setara bahkan sedikit melebihi H_2SO_4 . Namun, penggunaannya sebagai katalis esterifikasi di industri biodiesel skala besar sangat tidak direkomendasikan dan praktis tidak ditemukan dalam instalasi komersial manapun. Alasan utamanya bersifat fundamental dan tidak dapat diatasi: ion klorida (Cl^-) yang dihasilkan dari disosiasi HCl bersifat sangat agresif terhadap material logam, termasuk semua grade stainless steel, melalui

mekanisme *pitting corrosion* (korosi sumur) yang berlangsung secara lokal, tidak kasat mata, dan sulit dideteksi sebelum terjadi kegagalan struktural peralatan (Roberge, 2008). Ion sulfat dari H_2SO_4 tidak memiliki kecenderungan ini. Selain itu, residu ion klorida yang terbawa dalam produk biodiesel dapat merusak sistem injeksi bahan bakar mesin diesel dan secara langsung melanggar batas maksimum kandungan klorida dalam SNI 7182:2015. Berdasarkan dua batasan desain ini yang bersifat *non-negotiable*, HCl dieliminasi dari pertimbangan lebih lanjut.

C. Asam Asetat (CH_3COOH)

Asam asetat adalah asam lemah monoprotik dengan $\text{pK}_a = 4,76$. Dibandingkan dengan H_2SO_4 , derajat ionisasi asam asetat dalam larutan hanya sekitar 1,3% pada konsentrasi 1 M (berbanding >99% untuk H_2SO_4), sehingga konsentrasi ion H^+ aktif yang tersedia sebagai katalis jauh lebih rendah. Akibatnya, laju protonasi gugus karbonil asam lemak sangat lambat dan konversi FFA yang dapat dicapai terbatas, bahkan pada konsentrasi penggunaan yang tinggi. Pada bahan baku PFAD dengan kadar FFA sangat tinggi (81,7–93,0%), kelemahan ini sangat kritis: dibutuhkan dosis asam asetat 5,0–10,0% berat terhadap PFAD untuk mendekati kinerja H_2SO_4 yang hanya memerlukan 1,0–2,0%, namun yield biodiesel yang dicapai tetap lebih rendah (83,3% dibanding 96,0–98,0%) (Prastianto & Febriyadi, 2023). Di samping itu, asam asetat sendiri merupakan senyawa organik yang dapat bereaksi dengan metanol membentuk metil asetat sebagai produk samping yang dapat mencemari biodiesel. Dari perspektif tekno-ekonomi, penggunaan asam asetat untuk esterifikasi PFAD tidak rasional biaya katalis per ton biodiesel yang dihasilkan jauh lebih tinggi namun performa yang diperoleh lebih rendah. Oleh karena itu, asam asetat dieliminasi dari pertimbangan lebih lanjut.

D. Asam Oksalat ($\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$)

Asam oksalat adalah asam organik diprotik dengan $\text{pK}_{a1} = 1,23$ dan $\text{pK}_{a2} = 4,19$. Dengan nilai pK_{a1} yang relatif rendah dibandingkan asam organik lainnya, asam oksalat memiliki kekuatan asam yang lebih tinggi dari asam asetat namun tetap jauh lebih lemah dibandingkan H_2SO_4 . Beberapa penelitian skala semi-pilot telah mengkaji penggunaan asam oksalat sebagai katalis esterifikasi biodiesel karena memiliki profil keamanan lingkungan yang lebih baik: dapat terdegradasi secara biologis, tidak menghasilkan emisi gas beracun saat terdekomposisi, dan berpotensi digunakan sebagai pupuk setelah netralisasi (Prastianto & Febriyadi, 2023). Namun, kelemahannya dari sisi teknis antara lain: laju reaksi yang lebih rendah (membutuhkan $T = 80\text{--}90^\circ\text{C}$ dan waktu ≥ 120 menit untuk mencapai konversi yang sebanding dengan H_2SO_4 pada 60 menit), dosis penggunaan lebih tinggi (5,0–10,0% berat), yield biodiesel lebih rendah (83,3%), serta harga komersial yang lebih mahal (USD 195–220/ton versus USD 75–90/ton untuk H_2SO_4). Meskipun demikian, asam oksalat tetap layak dibandingkan secara kuantitatif dengan H_2SO_4 karena tidak memiliki *hard constraint* yang mendiskualifikasi secara langsung seperti HCl maupun asam asetat. Kandidat ini dilanjutkan ke analisis AHP bersama H_2SO_4 .

Tabel I-2 Tinjauan Kualitatif Empat Kandidat Katalis Asam Esterifikasi PFAD

Parameter	H_2SO_4	HCl	Asam Asetat	Asam Oksalat
Jenis asam	Kuat diprotik ($\text{pK}_{a1} \approx -3,0$)	Kuat monoprotik ($\text{pK}_a \approx -7$)	Lemah ($\text{pK}_a = 4,76$)	Lemah diprotik ($\text{pK}_{a1} = 1,23$)
Aktivitas katalitik	Tinggi	Tinggi	Rendah	Sedang
Dosis penggunaan (% berat thd PFAD)	1,0–2,0%	2,0–5,0%	5,0–10,0%	5,0–10,0%

Yield biodiesel (%)	96,0–98,0	~95 (lab scale)	~83,3	~83,3
Konversi FFA (sisa FFA)	< 1,5%	~3–5%	~5–8%	2,5–4,0%
T operasi optimal (°C)	65–75	60–75	80–90	80–90
Waktu reaksi optimal (menit)	60	60–90	120–180	120–180
Risiko korosi peralatan	Tinggi, dapat dikelola (SS-316L)	Sangat tinggi, <i>pitting corrosion</i> Cl ⁻ tidak dapat diatasi	Rendah	Rendah
Residu dalam produk biodiesel	Dapat dieliminasi di pencucian	Cl ⁻ sulit dihilangkan, melanggar SNI	Metil asetat sebagai produk samping	Kristalisasi oksalat, dapat dikelola
Kelayakan industri	Tinggi, standar global	Rendah, tidak ada instalasi komersial	Rendah, tidak ekonomis	Sedang, masih skala lab/semi-pilot
Harga komersial (USD/ton, 2024)	75–90	100–150	400–500 (per mol setara)	195–220
Keputusan awal	Lanjut ke AHP	Dieliminasi	Dieliminasi	Lanjut ke AHP

Sumber: Chongkhong et al. (2007); Khan et al. (2021); Prastianto & Febriyadi (2023); Roberge (2008); SNI 7182:2015.

1.2.2.1.2. Justifikasi Pengurangan Kandidat sebelum Analisis AHP

Berdasarkan tinjauan kualitatif pada Tabel I.2, HCl dan asam asetat dieliminasi sebelum memasuki analisis AHP dengan justifikasi yang berbeda secara sifat namun sama-sama merupakan batasan teknis yang tidak dapat dikompromikan (*non-negotiable technical constraints*):

- HCl dieliminasi karena mengandung dua *hard constraint* sekaligus: (1) ion Cl⁻ menyebabkan *pitting corrosion* yang tidak dapat dimitigasi dengan material konstruksi konvensional maupun premium dalam jangka panjang pada skala pabrik, dan (2) residu klorida dalam produk biodiesel secara langsung melanggar SNI 7182:2015. Ini bukan preferensi desain ini adalah batasan regulasi dan keselamatan yang bersifat mutlak. Meskipun aktivitas katalitik HCl secara kimiawi tinggi, karakteristik ini tidak relevan apabila produk tidak dapat memenuhi standar mutu wajib.
- Asam asetat dieliminasi karena kekuatan asamnya yang rendah (asam lemah, pK_a = 4,76) secara fundamental tidak memadai untuk mengkatalisis esterifikasi FFA pada bahan baku berkadar asam lemak bebas sangat tinggi seperti PFAD (>80%). Penggunaannya hanya ekonomis untuk bahan baku dengan kadar FFA rendah (<20%), bukan untuk PFAD. Memasukkan asam asetat ke AHP akan mendistorsi bobot kriteria karena perbedaan kinerja antar kandidat menjadi terlalu ekstrem dan tidak mencerminkan persaingan yang bermakna.

Metode AHP dengan perangkat lunak *Expert Choice* memberikan hasil yang paling bermakna dan dapat dipertanggungjawabkan ketika alternatif yang dibandingkan merupakan kandidat yang benar-benar bersaing secara teknis artinya, tidak ada satu pun yang sudah terdiskualifikasi secara fundamental sebelum analisis dimulai. Oleh karena itu, seleksi AHP dilanjutkan dengan dua kandidat final yang relevan dan setara secara teknis: H₂SO₄ (katalis

asam kuat berbasis mineral, standar industri) dan asam oksalat (katalis asam organik, alternatif lebih ramah lingkungan yang telah dikaji di skala semi-pilot).

Tabel I-3 Perbandingan Katalis Asam untuk Proses Esterifikasi

Parameter Perbandingan	Asam Sulfat (H_2SO_4)	Asam Oksalat ($\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$)
Jenis Asam	Asam kuat ($pK_a \approx -3,0 / 1,99$)	Asam lemah diprotik ($pK_{a1} = 1,23; pK_{a2} = 4,19$)
Mekanisme Katalitik	Protonasi gugus karbonil asam lemak via pembentukan ion H_3O^+ ; menggeser kesetimbangan ke arah ester secara efektif	Pembentukan kompleks intermediet dengan gugus OH alkohol; protonasi berlangsung lebih lambat akibat konstanta disosiasi rendah
Laju Reaksi Relatif	Tinggi, mampu mencapai konversi optimal dalam waktu 60–90 menit	Rendah, membutuhkan waktu reaksi lebih panjang (> 120 menit) untuk konversi setara
Jumlah Penggunaan (%berat terhadap PFAD)	1,0–2,0% berat	5,0–10,0% berat
Yield Biodiesel (%)	96,0 – 98,0 (Chongkhong <i>et al.</i> , 2007)	83,3 (Prastianto & Febriyadi, 2023)
Konversi FFA Pada Kondisi Optimal	$< 1,5\%$ sisa FFA tercapai (Khan <i>et al.</i> , 2021)	2,5–4,0% sisa FFA (Prastianto & Febriyadi, 2023)
Kondisi Operasi Optimal	$T = 65\text{--}75^\circ\text{C}$; Molar ratio MeOH:FFA = 8,8:1; Waktu = 60 menit	$T = 80\text{--}90^\circ\text{C}$; Molar ratio MeOH:FFA = 10:1; Waktu = 120–180 menit
Energi yang Dibutuhkan	Rendah (T reaksi lebih rendah)	Tinggi (T reaksi lebih tinggi + waktu lebih lama)
Harga Komersial (USD/ton, 2024)	~75–90 USD/ton (98% teknis)	~195–220 USD/ton (99% teknis)
Risiko Korosi Peralatan	Tinggi, peralatan memerlukan material SS-316L atau Hastelloy	Rendah, lebih kompatibel dengan material konvensional
Penanganan Limbah Katalis	Memerlukan netralisasi dengan NaOH sebelum dibuang; potensi emisi SO_2 apabila terjadi dekomposisi termal	Degradasi biologis lebih cepat; tidak menghasilkan emisi gas beracun; potensial sebagai pupuk setelah netralisasi
Kemurnian Produk Biodiesel	Tinggi, katalis mudah dipisahkan pada tahap pencucian	Sedang, kristalisasi oksalat dapat mencemari produk
Status Penggunaan Industri	Standar industri; digunakan di mayoritas pabrik biodiesel skala komersial global	Terbatas; lebih banyak digunakan skala laboratorium dan semi-pilot

Sumber: Chongkhong *et al.* (2007); Khan *et al.* (2021); Prastianto & Febriyadi (2023).

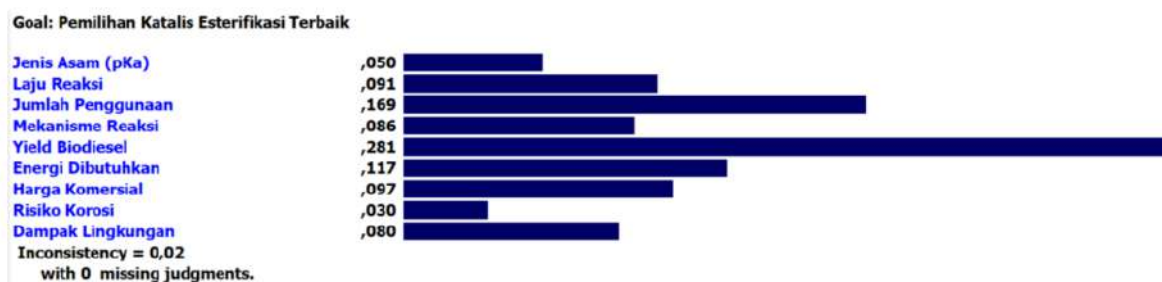
1.2.2.1.3. Seleksi Kuantitatif dengan Metode AHP

Penentuan katalis esterifikasi terpilih dilakukan secara kuantitatif menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) dengan perangkat lunak *Expert Choice*. Metode ini memungkinkan pertimbangan multi-kriteria diintegrasikan secara sistematis dengan bobot kepentingan yang ditentukan melalui proses perbandingan berpasangan (*pairwise comparison*) yang konsisten. Dua kandidat yang dianalisis adalah H_2SO_4 dan asam oksalat, sebagaimana telah dijustifikasi di atas. Hasil perhitungan disajikan pada Tabel I-3.

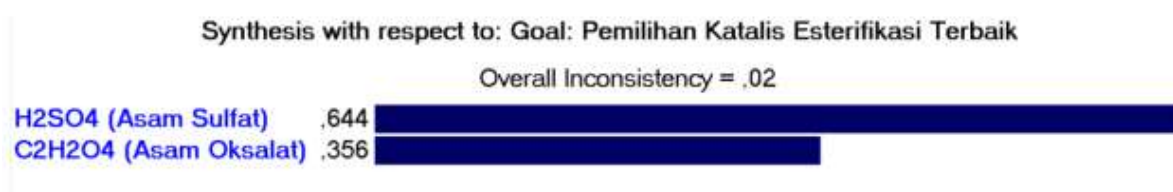
Tabel I-4 Hasil Perhitungan AHP Seleksi Katalis Esterifikasi

Parameter	Bobot (w)	H_2SO_4 Skor	H_2SO_4 Tertimbang	$\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$ Skor	$\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4$ Tertimbang
Jenis Asam (<i>pKa</i>)	0,050	0,56	0,038	0,44	0,029
Laju Reaksi	0,091	0,65	0,070	0,35	0,037
Jumlah Penggunaan	0,169	0,65	0,101	0,35	0,055
Mekanisme Reaksi	0,086	0,47	0,031	0,53	0,035
Yield Biodiesel	0,281	0,68	0,140	0,32	0,066
Energi Dibutuhkan	0,117	0,60	0,059	0,40	0,040
Harga Komersial	0,097	0,68	0,096	0,32	0,045
Risiko Korosi	0,030	0,38	0,018	0,62	0,030
Dampak Lingkungan	0,080	0,32	0,035	0,68	0,075
SKOR TOTAL	1,000	—	0,588	—	0,412

Inconsistency Ratio (CR) = 0,011 < 0,10 → Konsisten. Katalis terpilih: Asam Sulfat (H_2SO_4) dengan skor AHP 0,588 vs 0,412.



Gambar 1-8 Analisis AHP Pemilihan Katalis Esterifikasi



Gambar 1-9 Hasil Analisis AHP Katalis Esterifikasi Terbaik

Berdasarkan hasil analisis AHP pada Tabel I.3 dan Gambar 1.9, asam sulfat (H_2SO_4) terpilih sebagai katalis esterifikasi dengan skor tertimbang 0,588, mengungguli asam oksalat yang memperoleh skor 0,412. Keunggulan H_2SO_4 dipimpin oleh kriteria *yield* biodiesel (bobot 0,281; skor tertimbang 0,140) dan jumlah penggunaan (bobot 0,169; skor tertimbang 0,101), di mana H_2SO_4 menunjukkan performa yang jauh lebih baik secara kuantitatif. Meskipun H_2SO_4 mendapatkan skor lebih rendah pada kriteria dampak lingkungan dan risiko korosi,

kontribusi kedua kriteria tersebut terhadap skor total relatif kecil (bobot gabungan 0,110) sehingga tidak mampu membalikkan keunggulan H_2SO_4 pada kriteria-kriteria yang lebih penting. H_2SO_4 dipilih karena secara kombinasi keseluruhan parameter memberikan rasionalitas tekno-ekonomi terbaik: aktivitas katalitik tertinggi yang menghasilkan konversi FFA >98%, dosis penggunaan paling minimal (1,0–2,0% berat), *yield* biodiesel tertinggi (96,0–98,0%), harga paling kompetitif (USD 75–90/ton), kondisi operasi paling ringan ($T = 65\text{--}75^\circ\text{C}$, waktu 60 menit), dan infrastruktur mitigasi risiko korosi yang telah mapan di industri proses kimia global.

I.2.2.2 Seleksi Jenis Katalis Transesterifikasi

Setelah FFA dalam PFAD dikonversi menjadi FAME melalui proses esterifikasi, tahap transesterifikasi dilakukan untuk mengkonversi sisa fraksi trigliserida dan digliserida menjadi biodiesel tambahan menggunakan katalis basa. Dua katalis basa homogen yang paling umum digunakan dalam produksi biodiesel komersial dibandingkan, yaitu natrium hidroksida (NaOH) dan kalium hidroksida (KOH). Perbandingan komprehensif antara keduanya disajikan pada Tabel I.4.

Tabel I-5 Perbandingan Katalis Basa untuk Proses Transesterifikasi

Parameter Perbandingan	Natrium Hidroksida (NaOH)	Kalium Hidroksida (KOH)
Jenis Basa	Basa kuat <i>monovalent</i> ($\text{pKb} \approx -0,56$)	Basa kuat <i>monovalent</i> ($\text{pKb} \approx -0,5$)
Mekanisme Katalitik	Pembentukan natrium metoksida (NaOCH_3) yang berfungsi sebagai nukleofil kuat menyerang gugus karbonil trigliserida	Pembentukan kalium metoksida (KOCH_3) dengan mekanisme serupa; sedikit lebih reaktif karena polarisabilitas ion K^+ lebih tinggi
Laju Reaksi Relatif	Cepat dan efisien pada $T = 55\text{--}65^\circ\text{C}$	Cepat dan efisien pada $T = 50\text{--}60^\circ\text{C}$; sedikit lebih cepat
Jumlah Penggunaan (%berat terhadap minyak)	0,2–1,0% berat	0,2–1,0% berat
<i>Yield</i> Biodiesel (%)	92,0 – 96,0 (Jain <i>et al.</i> , 2023)	94,0 – 97,0 (Helwani <i>et al.</i> , 2021)
Kemurnian Gliserol Produk Sampling	75–85% (<i>crude glycerol</i>) Dapat dimurnikan hingga 99%	80–88% (<i>crude glycerol</i>) Dapat dimurnikan hingga 99,5%
Suhu Operasi Optimal	55–65°C	50–60°C
Sensitivitas terhadap Air dan FFA	Sensitif; kandungan air > 0,1% dan FFA > 2% memicu saponifikasi	Sensitif; karakteristik serupa dengan NaOH
Kemampuan Mengurangi Kadar Air Biodiesel	Lebih baik — Na^+ memiliki afinitas lebih tinggi terhadap air (higroskopis lebih kuat)	Lebih rendah dibanding NaOH dalam pengurangan kadar air
Harga Komersial (USD/ton, 2024)	~60–80 USD/ton (pasar domestik Indonesia)	~380–420 USD/ton (pasar domestik Indonesia)
Ketersediaan di Indonesia	Sangat tersedia; diproduksi oleh PT Sulfindo Adiusaha (kapasitas 700.000 ton/tahun)	Tersedia namun sebagian besar merupakan produk impor; harga lebih fluktuatif
Kontaminasi Logam pada Biodiesel	Potensi kontaminasi Na^+ lebih tinggi; memerlukan pencucian lebih	Kontaminasi K^+ lebih mudah dihilangkan melalui pencucian;

Parameter Perbandingan	Natrium Hidroksida (NaOH)	Kalium Hidroksida (KOH)
	intensif (< 5 mg/kg per SNI)	biodiesel lebih bersih
Dampak Lingkungan Limbah	pH limbah cair tinggi; memerlukan netralisasi sebelum dibuang ke lingkungan	Dampak serupa; limbah KOH memiliki potensi kontaminasi logam berat lebih rendah
Status Penggunaan Industri	Paling umum digunakan di Indonesia dan Asia Tenggara	Lebih umum di Eropa; terbatas di Asia akibat harga relatif mahal

Sumber: Jain *et al.* (2023); Helwani *et al.* (2021); Atadashi *et al.* (2013); PT Sulfindo Adiusaha (2023).

Seleksi katalis transesterifikasi dilakukan secara kuantitatif menggunakan metode AHP yang sama dengan seleksi katalis esterifikasi. Bobot setiap kriteria ditentukan berdasarkan relevansinya terhadap proses transesterifikasi skala industri, dengan penekanan lebih besar pada aspek *yield* produk, harga, dan ketersediaan bahan. Hasil perhitungan disajikan pada Tabel I-5

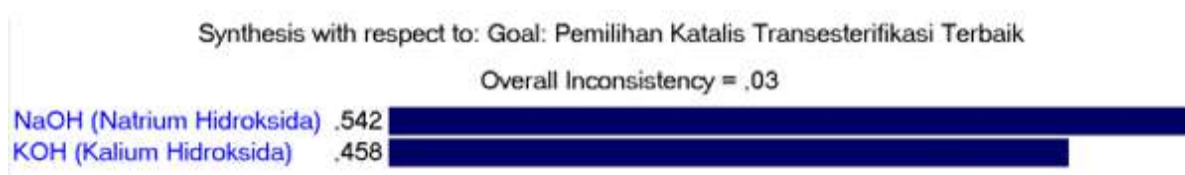
Tabel I-6 Hasil Perhitungan AHP Seleksi Katalis Transesterifikasi

Parameter	Bobot (w)	NaOH Skor	NaOH Tertimbang	KOH Skor	KOH Tertimbang
Jenis Basa (Kekuatan)	0,076	0,50	0,038	0,50	0,038
Laju Reaksi	0,170	0,48	0,082	0,52	0,088
Jumlah Penggunaan	0,130	0,50	0,065	0,50	0,065
Yield Biodiesel	0,221	0,45	0,099	0,55	0,122
Suhu Operasi Optimal	0,081	0,50	0,041	0,50	0,041
Harga Komersial	0,149	0,82	0,122	0,18	0,027
Ketersediaan Lokal	0,092	0,80	0,074	0,20	0,018
Dampak Lingkungan	0,081	0,40	0,032	0,60	0,049
SKOR TOTAL	1,000	–	0,553	–	0,448

Inconsistency Ratio (CR) = 0,00084 < 0,10 → Sangat konsisten. Katalis terpilih: Natrium Hidroksida (NaOH) dengan skor AHP 0,553 vs 0,448.



Gambar 1-10 Analisis AHP Pemilihan Katalis Transsterifikasi



Gambar 1-11 Hasil Analisis AHP Katalis Transesterifikasi Terbaik

Berdasarkan hasil analisis AHP, NaOH terpilih sebagai katalis transesterifikasi dengan skor tertimbang 0,553 dibandingkan KOH yang memperoleh skor 0,448. Dominasi NaOH pada kriteria harga komersial (bobot 0,149; skor 0,82) dan ketersediaan lokal (bobot 0,092; skor 0,80) memberikan keunggulan komparatif yang signifikan. Meskipun KOH unggul pada kriteria *yield* biodiesel dan laju reaksi, selisih tersebut tidak cukup besar untuk mengimbangi perbedaan harga yang mencapai 5–6 kali lipat. Dari perspektif tekno-ekonomi, penggunaan NaOH berpotensi menurunkan biaya bahan baku katalis hingga 80% dibandingkan penggunaan KOH, sehingga secara signifikan meningkatkan profitabilitas pabrik.

Berdasarkan seluruh analisis yang telah dilakukan, rangkuman keputusan seleksi proses untuk pabrik biodiesel dari PFAD ini adalah sebagai berikut:

- 1) Teknologi proses yang dipilih adalah kombinasi antara esterifikasi dan transesterifikasi dua tahap dengan Metode Lurgi
- 2) Katalis esterifikasi menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) dengan konsentrasi 1,0–1,5% berat terhadap PFAD
- 3) Katalis transesterifikasi menggunakan natrium hidroksida (NaOH) dengan konsentrasi 0,5–1,0% berat terhadap minyak.

1.3 Tujuan

Tujuan utama dari perancangan Tugas Akhir ini adalah untuk menghasilkan sebuah desain teknis yang komprehensif bagi Pabrik Biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) Melalui Kombinasi Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi, dengan rincian luaran sebagai berikut.

1. Menyusun deskripsi dan uraian proses terpilih secara mendalam.
2. Menyusun *Process Flow Diagram* (PFD)
3. Melakukan perhitungan neraca massa dan neraca energi pada setiap peralatan.
4. Melakukan analisis keselamatan kerja melalui metode HAZOP serta penyusunan *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID).
5. Menyusun estimasi biaya peralatan, melakukan analisis kelayakan ekonomi, serta mengevaluasi dampak lingkungan dari operasional pabrik.

BAB II

DATA DASAR PERANCANGAN

II.1 Ketersediaan dan Kualitas Bahan Baku Produk

II.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) merupakan produk samping (*by-product*) yang dihasilkan dari proses pemurnian *Crude Palm Oil* (CPO) menjadi *Refined, Bleached, and Deodorized Palm Oil* (RBDPO). Dalam setiap ton CPO yang diproses melalui tahap deodorisasi, dihasilkan PFAD sebesar 4–6% dari massa bahan baku (Chongkhong *et al.*, 2007; Fadhil *et al.*, 2020). Ketersediaan PFAD secara intrinsik berkorelasi langsung dengan volume produksi CPO suatu negara, sehingga analisis rantai pasokan PFAD harus diawali dari kajian produksi minyak kelapa sawit secara global dan nasional.

Pada skala global, Indonesia dan Malaysia secara konsisten mendominasi produksi minyak kelapa sawit dunia, dengan kontribusi gabungan mencapai lebih dari 80% total produksi global (Pirker *et al.*, 2016). Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI) mengatakan bahwa pada tahun 2025, produksi minyak sawit Indonesia mencapai 53,6 juta ton. Ketersediaan PFAD di Indonesia sangat melimpah seiring dengan posisi Indonesia sebagai produsen sawit terbesar dunia. Pada tahun 2025, ketersediaan PFAD nasional mencapai 2,45 juta ton per tahun (Badan Pusat Statistik, 2025). Tren produksi CPO Indonesia dari tahun 2016 hingga 2025 menunjukkan kecenderungan pertumbuhan yang konsisten, meskipun mengalami fluktuasi akibat faktor iklim, kebijakan moratorium perluasan lahan sawit, serta dinamika harga komoditas global. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) dan Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI), berikut disajikan data produksi CPO dan estimasi PFAD nasional selama sepuluh tahun terakhir.

Tabel II-1 Produksi CPO dan Produksi PFAD di Indonesia Pada Tahun 2016–2025

Tahun	Produksi CPO (Juta Ton/Tahun)	Produksi PFAD 4% (Juta Ton/Tahun)	Produksi PFAD 6% (Juta Ton/Tahun)
2016	31,49	1,260	1,889
2017	34,94	1,398	2,096
2018	42,88	1,715	2,573
2019	47,12	1,885	2,827
2020	45,74	1,830	2,744
2021	45,12	1,805	2,707
2022	46,82	1,873	2,809
2023	47,08	1,883	2,825
2024	50,10	2,004	3,006
2025	53,6	2,114	3,216

Sumber: BPS (2025); GAPKI (2025).

Berdasarkan Tabel II-1, estimasi produksi PFAD nasional pada tahun 2025 berkisar antara 2,114 hingga 3,216 juta ton per tahun. Angka ini menunjukkan ketersediaan bahan baku yang sangat memadai untuk mendukung pembangunan pabrik biodiesel berskala komersial. Dengan menggunakan rasio konversi rata-rata sebesar 5%, maka ketersediaan PFAD pada tahun 2025 diperkirakan mencapai 2,68 juta ton.

Selanjutnya dilakukan analisis *Compound Annual Growth Rate* (CAGR) untuk mengetahui laju pertumbuhan rata-rata produksi *Crude Palm Oil* (CPO) Indonesia selama periode 2016–2025. Perhitungan CAGR dilakukan menggunakan persamaan berikut:

$$CAGR = \left(\frac{V_f}{V_i} \right)^{\frac{1}{n}} - 1$$

dimana V_f merupakan nilai produksi pada tahun akhir, V_i merupakan nilai produksi pada tahun awal, dan n adalah jumlah tahun pengamatan. Berdasarkan data produksi CPO sebesar 31,49 juta ton/tahun pada tahun 2016 dan proyeksi produksi sebesar 53,6 juta ton/tahun pada tahun 2025, dan $n = 9$ tahun maka,

$$CAGR = \left(\frac{53,6 \text{ juta ton/tahun}}{31,49 \text{ juta ton/tahun}} \right)^{\frac{1}{9}} - 1$$

$$CAGR = 6,1\%/tahun$$

diperoleh nilai CAGR sebesar sekitar 6,1% per tahun. Nilai ini menunjukkan bahwa produksi CPO Indonesia mengalami pertumbuhan rata-rata sebesar 6,1% setiap tahun secara majemuk selama periode tersebut. Pertumbuhan ini mengindikasikan bahwa ketersediaan bahan baku turunan kelapa sawit, termasuk *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai produk samping dari proses pemurnian CPO, diperkirakan akan terus meningkat sehingga berpotensi memberikan jaminan pasokan bahan baku yang stabil bagi pengembangan industri biodiesel di Indonesia.

II.1.2 Distribusi Produksi CPO Indonesia

Distribusi geografis produksi CPO Indonesia tersebar di berbagai provinsi dengan karakteristik agroekologi yang mendukung budidaya kelapa sawit. Pemahaman terhadap distribusi ini penting dalam konteks perencanaan rantai pasok bahan baku, karena lokasi pabrik yang berdekatan dengan sentra produksi CPO dan unit *refinery* akan menurunkan biaya logistik secara signifikan serta menjamin kontinuitas pasokan PFAD.

Tabel II-2 Distribusi Produksi CPO dan Produksi PFAD per Provinsi Pada Tahun 2024

Provinsi	Luas Lahan (Ha)	Total Produksi CPO (Ton)	Total Produksi PFAD 5% (Ton)	Pangsa Nasional (%)
Riau	3.371.424	9.136.101	456.805	20,11
Kalimantan Tengah	2.147.083	7.458.143	237.907	10,47
Sumatera Utara	1.351.372	5.120.024	256.001	11,27
Kalimantan Barat	2.209.636	4.958.544	247.927	10,91
Sumatera Selatan	1.285.224	3.967.386	198.369	8,73
Kalimantan Timur	1.441.493	3.905.186	195.259	8,59
Jambi	956.452	2.113.972	105.699	4,65
Sumatera Barat	444.779	1.410.636	70.532	3,10
Lainnya	2.805.576	10.066.205	503.310	22,15
Total Indonesia	16.013.039	45.436.197	2.271.810	100,00

Sumber: BPS (2024). PFAD dihitung dengan asumsi rasio 5% dari total CPO yang diproses melalui unit *refinery*.

Pangsa nasional produksi CPO menunjukkan kontribusi suatu provinsi terhadap total produksi CPO Indonesia. Nilai ini dihitung dengan membandingkan produksi CPO suatu provinsi dengan total produksi CPO nasional menggunakan persamaan:

$$\text{Pangsa Nasional (\%)} = \frac{\text{Produksi CPO Provinsi}}{\text{Total Produksi CPO Nasional}} \times 100\%$$

Keterangan

- Produksi CPO Provinsi = jumlah produksi CPO dari provinsi tertentu (ton)
- Total Produksi CPO Nasional = total produksi CPO seluruh provinsi (ton)

Berdasarkan Tabel II.2, Provinsi Riau merupakan sentra produksi kelapa sawit terbesar di Indonesia dengan kontribusi sebesar (20,11%) dari total produksi nasional, diikuti oleh Sumatera Utara (11,27%) dan Kalimantan Barat (10,47%). Konsentrasi produksi di Pulau Sumatera dan Kalimantan menjadi pertimbangan strategis dalam pemilihan lokasi pabrik, mengingat kedua pulau tersebut memiliki infrastruktur industri pengolahan kelapa sawit yang relatif lebih berkembang dibandingkan wilayah lainnya (Darlington *et al.*, 2022).

Dari aspek ketersediaan unit *refinery* sebagai penghasil PFAD, Riau memiliki kepadatan instalasi pabrik pengolahan CPO menjadi RBDPO tertinggi di Indonesia, dengan beberapa pemain besar seperti PT Wilmar Bioenergi Indonesia, PT Sari Dumai Sejati, dan PT Intibenua Perkasatama yang berlokasi di kawasan industri Dumai. Unit-unit *refinery* ini secara rutin menghasilkan PFAD sebagai produk samping dalam jumlah yang terukur dan konsisten.

II.1.3 Ketersediaan PFAD dari Industri Produsen CPO

Dalam produksi biodiesel diperlukan analisa ketersediaan bahan baku yang tepat. Dari beberapa data perusahaan produsen CPO yang juga akan menghasilkan PFAD sebagai produk samping dari penyulingan CPO, maka, dipilihlah produsen dengan mempertimbangkan jumlah dan luas lahan serta produksi yang paling besar. Selain itu, hal ini menjadi bahan pertimbangan dalam menentukan lokasi pendirian pabrik selanjutnya. Berikut merupakan data perusahaan produsen CPO dan hasil samping berupa PFAD yang akan dihasilkan di Indonesia yang dapat dilihat pada tabel II.3 berikut.

Tabel II-3 Data Perusahaan Produsen CPO dan PFAD di Indonesia

No	Perusahaan	Luas Lahan (Ha)	Produksi CPO (Ton/tahun)	Produksi PFAD 5% (Ton/tahun)	Lokasi
1.	PT Agro Astra Lestari Tbk Area Borneo 3	286.8777 (total)	213.698	8.547,9	Kalimantan Timur
2.	PTPN 13 (4 pabrik)	55.440,49	1.300.000	52.000	Kalimantan Barat, Timur, Tengah, Kalimantan Selatan
3.	PTPN V	83.759,15	600.000	24.000	Provinsi Riau
4.	PT Smart Tbk Padang Halaban Mill	14.047,85	88.123,30	3.524,932	Sumatera Utara
5.	PT Smart Tbk Tanah Laut Mill	3.746.68	19.303,10	772,1	Kalimantan Selatan
6.	PT Tapian Nadenggan Hanau Mill	13.776,63	81.125,58	3.245,02	Kalimantan Tengah
7.	PT Tapian Nadenggan Batu Ampar Mill	12.929,75	24.152,57	966,1	Kalimantan Selatan

No	Perusahaan	Luas Lahan (Ha)	Produksi CPO (Ton/tahun)	Produksi PFAD 5% (Ton/tahun)	Lokasi
8.	PT Maskapai Perkebunan Leidong West Indonesia Leidong West Mill	8.931,32	41.400,00	1.656	Bangka Belitung
9.	PT Kresna Duta Agroindo Muara Wahau Mill	6.614,6	33.000	1.320	Kalimantan Timur
10	PT Kresna Duta Agroindo Langling Mill	861,86	4.486,07	179,4	Jambi
11.	PT Kresna Duta Agroindo Jelatang Mill	203.3	1.062,63	42,5	Jambi
12.	PT Satya Kisma Usaha Sungai Bengkel Mill	4.361,06	19.270	770,8	Jambi
13.	PT Tapian Nagenggan Jal Luay Mill	13.068,49	67.500	2.700	Kalimantan Timur
14.	PT Kresna Duta Agroindo Pelakar Mill	7.813,64	28.000	1.120	Jambi
15.	PT Sawit Sumbermas Sarana	82.500	572.000	22.880	Kalimantan Tengah
16.	PT Sampoerna Agro Tbk	84.000	385.000	15.400	Sumatera Selatan
17	PT Cisadane Sawit Raya Tbk	7.700	356.400	14.256	Sumatera Utara

Sumber: Perusahaan-perusahaan Produksi CPO di Indonesia

Dari perbandingan jumlah produksi tersebut, PT SMART Tbk – Padang Halaban Mill, Sumatera Utara tercatat sebagai produsen dengan potensi produksi PFAD tertinggi, yaitu sebesar 3.524,932 ton/tahun. Besarnya produksi PFAD pada perusahaan tersebut menunjukkan bahwa ketersediaan bahan baku untuk produksi biodiesel dari PFAD relatif lebih terjamin apabila pabrik didirikan di sekitar wilayah tersebut. Selain itu, kapasitas produksi CPO yang besar serta luas lahan perkebunan yang dimiliki juga menjadi indikator bahwa kontinuitas pasokan bahan baku dapat dipertahankan dalam jangka panjang.

Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia (GAPKI) menyatakan bahwa pada tahun 2025 produksi minyak sawit Indonesia diperkirakan mencapai sekitar 53,6 juta ton, sehingga menyediakan potensi bahan baku yang sangat besar bagi pengembangan industri biodiesel di dalam negeri. Seiring dengan implementasi program mandatori biodiesel B40, konsumsi biodiesel nasional pada tahun 2025 diproyeksikan mencapai sekitar 15,6 juta kiloliter. Selain itu, pemerintah juga merencanakan peningkatan lebih lanjut menuju implementasi B50 pada tahun-tahun berikutnya sebagai bagian dari strategi transisi energi dan penguatan ketahanan energi nasional. Kondisi ini menunjukkan bahwa ketersediaan bahan baku berbasis kelapa sawit, termasuk produk samping seperti Palm Fatty Acid Distillate (PFAD), memiliki potensi yang sangat besar untuk mendukung pengembangan industri biodiesel secara berkelanjutan di Indonesia.

II.1.4 Kualitas Bahan Baku

Kualitas bahan baku yang digunakan dalam proses produksi biodiesel secara langsung menentukan efisiensi konversi reaksi, spesifikasi katalis yang diperlukan, serta

kemurnian produk akhir yang dihasilkan. Oleh karena itu, karakterisasi bahan baku secara komprehensif merupakan tahapan esensial dalam desain pabrik.

II.1.4.1 Palm Fatty Acid Distillate (PFAD)

A. Pengertian dan Posisi PFAD dalam Rantai Proses Refinery Kelapa Sawit

Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) adalah produk samping (*by-product*) yang dihasilkan secara spesifik dari tahap deodorisasi dalam proses pemurnian *Crude Palm Oil* (CPO) menjadi *Refined, Bleached, and Deodorized Palm Oil* (RBDPO). Untuk memahami secara tepat dari mana PFAD berasal, perlu dipahami keseluruhan alur proses refinery CPO secara berurutan, karena PFAD hanya keluar dari satu tahap tertentu bukan dari semua tahap pemurnian. Proses refinery CPO berlangsung melalui tiga tahap utama.

Tahap 1 — Degumming dan Netralisasi (Penghilangan Gum dan FFA)

CPO yang baru diekstraksi dari tandan buah segar (TBS) masih mengandung berbagai pengotor, antara lain fosfolipid (*gum*), asam lemak bebas (FFA) dalam kadar tinggi (3–10% berat), logam berat, dan pigmen karotenoid. Pada tahap degumming, fosfolipid dihilangkan dengan menambahkan air atau asam fosfat encer yang menyebabkan hidrasi fosfolipid sehingga mudah dipisahkan. Pada proses netralisasi (*physical refining* atau *chemical refining*), FFA dapat direduksi melalui reaksi dengan alkali (NaOH) pada *chemical refining* atau dibiarkan untuk kemudian dihilangkan sepenuhnya di tahap deodorisasi pada *physical refining*. PFAD tidak dihasilkan pada tahap ini.

Tahap 2 — Bleaching (Pemucatan/Penghilangan Warna)

Minyak sawit memiliki warna oranye-merah yang berasal dari pigmen karotenoid (β -karoten) dan klorofil. Pada tahap *bleaching*, minyak dipanaskan pada suhu 100–120°C dan dikontakkan dengan *bleaching earth* (tanah pemucat) yang berfungsi sebagai adsorben padat untuk menyerap pigmen warna, logam berat, sisa fosfolipid, dan produk oksidasi lipid. Setelah proses adsorpsi selesai, *spent bleaching earth* dipisahkan dari minyak melalui filtrasi bertekanan. Hasil tahap ini adalah minyak yang lebih jernih yang disebut Bleached Palm Oil (BPO). PFAD tidak dihasilkan pada tahap ini.

Tahap 3 — Deodorisasi: Tahap PFAD Dihasilkan

Tahap deodorisasi adalah tahap terakhir dalam proses refinery CPO dan merupakan satu-satunya tahap di mana PFAD dihasilkan. BPO hasil tahap *bleaching* masih mengandung senyawa-senyawa penyebab bau tidak sedap, antara lain: aldehid, keton, senyawa karbonil volatil hasil oksidasi lemak, dan yang terpenting masih mengandung asam lemak bebas (FFA) dalam jumlah signifikan (pada *physical refining*, semua FFA yang ada sejak CPO dibiarkan sampai tahap ini).

Proses deodorisasi berlangsung di dalam deodorizer yang beroperasi pada kondisi:

- Suhu tinggi: 230–270°C
- Tekanan sangat rendah (vakum): 2–5 mbar (jauh di bawah tekanan atmosfer)
- Injeksi uap air (steam stripping): uap air jenuh diinjeksikan ke dalam minyak yang sedang dipanaskan untuk membantu "menyeret" (*strip*) senyawa-senyawa volatil keluar dari fase cair minyak menuju fase uap

Pada kondisi suhu tinggi dan tekanan vakum ini, komponen-komponen dengan titik didih rendah dan tekanan uap tinggi yaitu asam lemak bebas (FFA), aldehid, keton, tokoferol, squalene, dan sterol akan menguap dan terangkat bersama uap air yang diinjeksikan. Uap campuran ini kemudian dialirkan ke dalam sistem kondensasi (*fatty matter scrubber* atau *deodorizer distillate condenser*), di mana uap didinginkan dan dikondensasikan menjadi cairan. Cairan kondensat inilah yang disebut PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*). Nama "*distillate*" dalam PFAD secara harfiah mendeskripsikan asal-usulnya: PFAD adalah fraksi yang terdistilasi keluar dari minyak sawit selama proses deodorisasi berlangsung pada kondisi vakum dan suhu tinggi. PFAD bukan limbah padat, bukan air limbah, melainkan distilat

cair/semi-padat yang mengandung seluruh komponen volatil yang terangkat dari CPO/BPO selama deodorisasi. Dalam setiap ton CPO yang diproses melalui unit refinery fisik (*physical refining*), dihasilkan PFAD sebesar 4–6% berat dari massa CPO yang diolah (Chongkhong et al., 2007; Fadhil et al., 2020). Proporsi ini dapat bervariasi tergantung pada kadar FFA awal CPO, kondisi operasi deodorizer (suhu, tekanan, dan laju injeksi uap), serta efisiensi sistem kondensasi distilat.

B. Karakteristik Fisik PFAD

PFAD yang terkondensasi dari tahap deodorisasi memiliki karakteristik fisik yang khas dan berbeda dari CPO maupun RBDPO:

- Wujud: Semi-padat pada suhu kamar (25°C), dengan konsistensi menyerupai margarin atau lemak lunak. Hal ini disebabkan oleh campuran asam lemak jenuh (padat) dan tidak jenuh (cair) yang dimilikinya.
- Warna: Coklat cerah kekuningan pada suhu kamar; berubah menjadi cairan berwarna coklat lebih gelap saat dipanaskan di atas titik lelehnya (~40–45°C).
- Bau: Khas seperti asam lemak, sedikit tengik, berbeda dari RBDPO yang telah dideodorisasi sempurna.
- Titik leleh: Berkisar 40–48°C, bergantung pada komposisi asam lemak jenuh/tidak jenuh.

Pada proses pembuatan minyak sawit secara keseluruhan, hasil fraksinasi RBDPO menghasilkan: 73% RBD olein (minyak cair, bahan baku minyak goreng), 21% RBD stearin (lemak padat, bahan baku margarin dan industri oleokimia), 5–6% PFAD (distilat deodorisasi), dan 0,5–1% CPO parit sebagai residu (Wiguna, 2013). PFAD yang merupakan 5–6% dari total CPO yang diproses selama ini belum banyak dimanfaatkan secara optimal, padahal kandungan FFA-nya yang sangat tinggi (hingga 93%) menjadikannya bahan baku ideal untuk produksi biodiesel melalui proses esterifikasi. Tabel II.4 menyajikan komposisi tipikal PFAD berdasarkan kompilasi data dari beberapa penelitian yang telah dipublikasikan.

Tabel II-4 Komposisi Utama PFAD

Komponen	Rumus/Keterangan	Komposisi (%berat)
Asam Lemak Bebas (FFA)	Campuran asam lemak C14–C24	81,7 – 93,0
Trigliserida	Ester gliserol tiga rantai asam lemak	5,0 – 14,4
1,3-Diasilgliserol	Ester gliserol dua rantai (posisi 1,3)	1,85
1,2-Diasilgliserol	Ester gliserol dua rantai (posisi 1,2)	0,39
1-Monoasilgliserol	Ester gliserol satu rantai	0,36
Tokoferol (Vit. E)	α -, β -, γ -, δ -tokoferol	0,40 – 0,80
Squalene	Triterpenoid C ₃₀ H ₅₀	0,50 – 0,80

Komponen	Rumus/Keterangan	Komposisi (%berat)
Sterol	β -sitosterol, stigmasterol	0,30 – 0,50
Lainnya	Pigmen, oksida lipid	1,80 – 2,20

Sumber: Gapor (2010); Tay *et al.* (2009); Jumaah *et al.* (2018).

Tabel II-5 Perbandingan Komposisi Utama CPO vs PFAD

Komponen	CPO (% berat)	PFAD (% berat)	Keterangan
Trigliserida (TAG)	~93–95%	5,0–14,4%	Komponen utama CPO; tekanan uap rendah → sebagian besar tetap di RBDPO, hanya sebagian kecil terbawa ke PFAD
Asam Lemak Bebas (FFA)	3–10%	81,7–93,0%	Komponen minor dalam CPO; tekanan uap tinggi → terkonsentrasi di PFAD selama deodorisasi
Digliserida (DAG)	~4–6%	~2,24% (total 1,2-DAG + 1,3-DAG)	Terikut sebagian ke PFAD
Monogliserida (MAG)	~0,1–0,3%	~0,36%	Kadar rendah di keduanya
Tokoferol (Vit. E)	0,05–0,10%	0,40–0,80%	Lebih terkonsentrasi di PFAD karena volatilitas lebih tinggi dibanding TAG
Squalene	~0,01%	0,50–0,80%	Triterpen volatil, mengkonsentrasi di PFAD
Sterol	~0,03–0,05%	0,30–0,50%	Fitosterol volatil, sebagian terdistilasi ke PFAD
β-Karoten (Karotenoid)	500–700 ppm	~tidak ada / sangat rendah	Pigmen non-volatil; dihilangkan di tahap bleaching dan tetap di RBDPO
Fosfolipid	~0,05–0,1% (pasca degumming)	~tidak ada	Dihilangkan di tahap degumming/netralisasi; tidak hadir dalam PFAD
Air	~0,1%	~sedikit	Kadar air rendah di keduanya

Sumber: Gapor (2010); Tay *et al.* (2009); Jumaah *et al.* (2018); Fadhil *et al.* (2020).

Dari tabel di atas, perbedaan paling fundamental antara CPO dan PFAD dapat diringkas dalam dua poin utama:

1. Trigliserida vs FFA sebagai komponen dominan: CPO didominasi oleh trigliserida (~93–95% berat) karena trigliserida memang merupakan komponen utama lipid dalam buah kelapa sawit. Sebaliknya, PFAD didominasi oleh FFA (81,7–93,0% berat) sebuah inversi komposisi yang signifikan. Inversi ini terjadi karena proses deodorisasi secara selektif mengangkat FFA (yang memiliki berat molekul lebih kecil dan tekanan uap lebih tinggi) ke fase distilat, sementara trigliserida (berat molekul 800–900 g/mol, tekanan uap sangat rendah) hampir seluruhnya tetap tinggal dalam fase minyak RBDPO.
2. Konsentrasi senyawa minor yang lebih tinggi di PFAD: Tokoferol, squalene, dan sterol yang terkandung dalam CPO hanya dalam jumlah kecil (ratusan hingga ribuan ppm)

terkonsentrasi di PFAD karena volatilitas relatif mereka lebih tinggi dibandingkan trigliserida. Akibatnya, kadar tokoferol dan squalene di PFAD jauh lebih tinggi secara proporsi dibandingkan di CPO, menjadikan PFAD berpotensi sebagai sumber tokoferol (Vitamin E) alami jika diproses lebih lanjut meskipun pada desain pabrik ini, fokus pemanfaatan PFAD adalah sebagai bahan baku biodiesel.

Dari sudut pandang rekayasa proses, kandungan FFA yang tinggi dalam PFAD (81,7–93,0%) menjadi tantangan utama dalam produksi biodiesel, karena reaksi transesterifikasi berbasis katalis basa tidak dapat diterapkan secara langsung. Kehadiran FFA dalam konsentrasi tinggi akan bereaksi dengan katalis basa membentuk sabun (saponifikasi), yang selain mengurangi *yield* biodiesel juga menyulitkan proses pemisahan produk. Oleh karena itu, tahap *pretreatment* berupa esterifikasi menggunakan katalis asam kuat diperlukan untuk menurunkan kadar FFA sebelum proses transesterifikasi dilanjutkan (Chongkhong *et al.*, 2007; Khan *et al.*, 2021).

Tabel II-6 Komposisi Asam Lemak dalam PFAD

Jenis Asam Lemak	Nama Umum	Rumus Molekul	BM (g/mol)	Komposisi (%berat)
Asam Lemak Jenuh				
C12:0 – Asam Laurat	Lauric acid	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	200,32	0,2 – 0,4
C14:0 – Asam Miristat	Myristic acid	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	228,37	1,0 – 1,2
C16:0 – Asam Palmitat	Palmitic acid	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	256,42	45,6 – 47,5
C18:0 – Asam Stearat	Stearic acid	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	284,48	3,5 – 4,5
C20:0 – Asam Arakidat	Arachidic acid	C ₂₀ H ₄₀ O ₂	312,53	0,2 – 0,3
Asam Lemak Tak Jenuh				
C16:1 – Asam Palmitoleat	Palmitoleic acid	C ₁₆ H ₃₀ O ₂	254,41	0,1 – 0,2
C18:1 – Asam Oleat	Oleic acid	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	282,46	33,3 – 37,1
C18:2 – Asam Linoleat	Linoleic acid	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280,45	7,7 – 9,6
C18:3 – Asam Linolenat	Linolenic acid	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	278,43	0,3 – 0,5
Total Jenuh	-	-	-	51,0 – 53,5
Total Tak Jenuh	-	-	-	46,5 – 49,0

Sumber: Chongkhong *et al.* (2007); Gapor (2010); Jumaah *et al.* (2018).

Komposisi asam lemak pada Tabel II.6 menunjukkan bahwa asam palmitat (C16:0) mendominasi komposisi FFA dalam PFAD dengan proporsi 45,6–47,5%, diikuti oleh asam oleat (C18:1) sebesar 33,3–37,1%. Profil komposisi ini secara langsung menentukan sifat-sifat fisikokimia biodiesel yang dihasilkan, termasuk nilai *cetane number*, titik *cloud* dan *pour point*, serta stabilitas oksidasi. Dominasi asam palmitat menjadikan biodiesel dari PFAD memiliki angka setana yang tinggi (>51), namun juga berimplikasi pada titik tuang yang relatif lebih tinggi dibandingkan biodiesel berbasis minyak kedelai atau minyak kanola.

Tabel II-7 Karakteristik Fisika–Kimia PFAD

Parameter	Satuan	Nilai	Metode/Referensi
Asam lemak bebas (sebagai palmitat)	% berat	81,7 – 93,0	AOCS Ca 5a-40
Bilangan asam	mg KOH/g	155 – 165	AOCS Cd 3d-63
Bilangan penyabunan	mg KOH/g sampel	204 – 210	AOCS Cd 3-25
Bilangan iod	g I ₂ /100 g	46,5 – 55,0	AOCS Cd 1d-92
Bilangan tak tersabunkan	%	1,6 – 2,1	AOCS Ca 6b-53
Kadar air	% berat	0,09 – 0,56	ASTM E203
Densitas (50°C)	kg/L	0,871 – 0,873	ASTM D4052
Viskositas kinematik (40°C)	cSt	28,5 – 29,0	ASTM D445
Titer (<i>solidification point</i>)	°C	45 – 47	AOCS Cc 12-59
Berat jenis (25°C)	g/mL	0,870 – 0,872	ASTM D4052
Warna (25°C)	-	Kuning kecoklatan	Visual

Sumber: Gapor (2010); Tay *et al.* (2009); Jumaah *et al.* (2018).

Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) merupakan bahan baku utama dalam proses produksi biodiesel pada pabrik ini. PFAD tersusun atas campuran asam lemak bebas (*Free Fatty Acid*, FFA), trigliserida, digliserida, monogliserida, serta sejumlah kecil komponen minor lainnya. Pada proses esterifikasi, komponen yang bereaksi secara langsung dengan metanol adalah FFA, sedangkan fraksi trigliserida selanjutnya dikonversi menjadi biodiesel pada tahap transesterifikasi. Oleh karena itu, selain kebutuhan PFAD secara keseluruhan, perlu diketahui besarnya kebutuhan FFA sebagai reaktan utama pada reaksi esterifikasi.

Berdasarkan hasil neraca massa, kebutuhan PFAD untuk menghasilkan biodiesel berkapasitas **100.000 ton/tahun** adalah sebesar **102.926,5878 ton/tahun** atau **12.995,781 kg/jam**. Dengan menggunakan kandungan FFA basis desain sebesar **81,7% massa**, maka kebutuhan FFA yang masuk ke reaktor esterifikasi dapat dihitung sebagaimana disajikan pada Tabel II-8.

Tabel II-8 Ringkasan Kebutuhan PFAD dan Free Fatty Acid (FFA)

No.	Parameter	Dasar Perhitungan	Nilai	Satuan
1	Kapasitas biodiesel	Basis desain	100.000	ton/tahun
2	Lama operasi	Asumsi desain	330	hari/tahun
3	Waktu operasi	330×24	7.920	jam/tahun
4	Kebutuhan PFAD	Hasil neraca massa	102.926,5878	ton/tahun
5	Kebutuhan PFAD	$102.926.587,8 \div 7.920$	12.995,781	kg/jam
6	Kandungan FFA dalam PFAD	Data komposisi PFAD (Tabel II-6)	81,7	% massa
7	Kebutuhan FFA	$102.926,5878 \times 0,817$	84.091,0222	ton/tahun
8	Kebutuhan FFA	$84.091.022,2 \div 7.920$	10.617,5546	kg/jam

(Sumber: Hasil perhitungan berdasarkan neraca massa Appendix A.1)

Berdasarkan Tabel II-8, untuk menghasilkan biodiesel berkapasitas **100.000 ton/tahun** diperlukan PFAD sebesar **102.926,5878 ton/tahun**. Dengan kandungan FFA sebesar **81,7% massa**, maka kebutuhan **Free Fatty Acid (FFA)** yang bereaksi pada tahap esterifikasi adalah sebesar **84.091,0222 ton/tahun** atau **10.617,5546 kg/jam**. Nilai tersebut merupakan jumlah FFA yang tersedia sebagai reaktan utama untuk dikonversi menjadi **Fatty Acid Methyl Ester (FAME)** melalui reaksi esterifikasi.

Nilai tersebut menunjukkan jumlah FFA yang dikonversi menjadi **Fatty Acid Methyl Ester (FAME)** melalui reaksi esterifikasi. Sementara itu, fraksi non-FFA yang masih terdapat di dalam PFAD, terutama trigliserida, tidak bereaksi pada tahap esterifikasi, tetapi dikonversi menjadi biodiesel pada tahap transesterifikasi. Dengan demikian, kebutuhan PFAD sebagai bahan baku tidak seluruhnya digunakan pada reaksi esterifikasi, melainkan dimanfaatkan secara bertahap melalui kombinasi proses esterifikasi dan transesterifikasi sehingga seluruh potensi pembentukan biodiesel dari PFAD dapat dimanfaatkan secara optimal.

II.1.4.2 Metanol

Metanol (CH_3OH) berfungsi sebagai alkohol pereaksi dalam proses esterifikasi dan transesterifikasi. Pemilihan metanol sebagai reaktan didasarkan pada beberapa pertimbangan teknis dan ekonomi: (1) metanol memiliki reaktivitas tinggi karena rantai karbon yang pendek sehingga mempercepat kinetika reaksi; (2) harga metanol relatif lebih murah dibandingkan etanol; (3) kelarutan metanol dengan minyak dan katalis yang baik memudahkan pencampuran reaktan; serta (4) proses *recovery* metanol yang tidak bereaksi dapat dilakukan dengan distilasi sederhana mengingat titik didihnya yang rendah ($64,7^\circ\text{C}$) (Liu *et al.*, 2020; Semwal *et al.*, 2011).

Perbandingan molar metanol terhadap PFAD yang optimal dalam proses esterifikasi dilaporkan sebesar 8,8:1 mol/mol, sedangkan dalam proses transesterifikasi perbandingan molar metanol terhadap trigliserida adalah 6:1 mol/mol. Kelebihan metanol yang digunakan bertujuan untuk menggeser kesetimbangan reaksi ke arah pembentukan produk ester sesuai prinsip *Le Chatelier*.

Tabel II-9 Sifat Fisika dan Kimia Metanol

Parameter	Data	Satuan
Rumus Molekul	CH_3OH	-
Berat Molekul	32,04	g/mol

Parameter	Data	Satuan
Fase (25°C, 1 atm)	Cair	-
Warna	Tidak berwarna	-
Bau	Khas alkohol	-
Titik Didih (1 atm)	64,7	°C
Titik Lebur	-97,8	°C
<i>Flash Point</i>	11,0	°C
Densitas (20°C)	0,792	g/cm ³
Viskositas (20°C)	0,544	mPa·s
Indeks Bias (20°C)	1,3284	-
Kelarutan dalam air	Tak terbatas	<i>miscible</i>
Suhu Kritis	239,5	°C
Tekanan Kritis	80,97	bar
Panas Penguapan (65°C)	37,4	kJ/mol
Kemurnian (komersial)	≥ 99,85	% berat

Sumber: IMPCA Methanol Reference Specification (2022); National Institute of Standards and Technology (NIST) Webbook.

Tabel II-10 Spesifikasi Metanol

Parameter	Metode	Sepesifikasi
<i>Apperance</i>	IMPCA 003	<i>Clear and free from suspended matter</i>
Kemurnian	IMPCA 001	Min 99,85% W/W
Acetone	IMPCA 001	Max 30 mg/kg
Ethanol	IMPCA 001	Max 50 mg/kg
Warna	ASTM D 1209 ASTM D 5386	Max 5 Pt-Co
Air	ASTM E 1064	Max 0,1 % W/W
<i>Distillation Range at 760 mmHg</i>	ASTM D 1078	Max 1°C
<i>Specific Gravity</i>	ASTM D 4052	0,7910-0,7930
<i>Potassium Permanganate Time Test at 15 oC</i>	ASTM D 1363	Min 60 menit

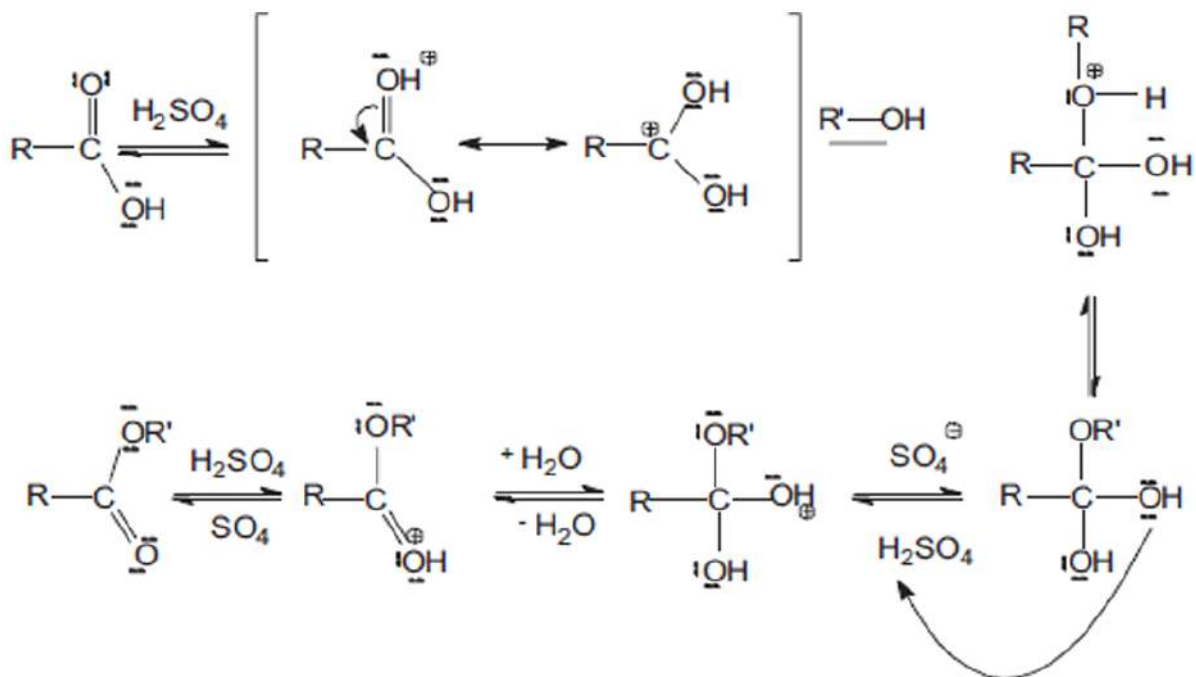
Parameter	Metode	Sepesifikasi
Chloride as Cl-	IMPCA 002	Max 0,5 mg/kg
Sulfur	ASTM D 3961 ASTM D 5453	Max 0,5 mg/kg
Carbonizables	ASTM E 346	Max 30 Pt-Co
Acidity as Acetic Acid	ASTM D 1613	Max 30 mg/kg
Iron in Solution	ASTM E 394	Max 0,1 mg/kg
Non-Volatile Matter	ASTM D 1353	Max 8 mg/1000 ml

Sumber : IMPCA Methanol Reference Specification

II.1.4.3 Asam Sulfat (H_2SO_4)

Asam sulfat (H_2SO_4) digunakan sebagai katalis asam homogen dalam tahap esterifikasi. Katalis berperan untuk menurunkan energi aktivasi sehingga nilai konstanta kecepatan reaksi akan meningkat dan kecepatan reaksinya semakin meningkat. Mekanisme katalitik asam sulfat dalam reaksi esterifikasi beroperasi melalui protonasi gugus karbonil asam lemak bebas, yang kemudian diikuti oleh serangan nukleofilik atom oksigen pada metanol, membentuk intermediat tetrahedral, dan akhirnya menghasilkan ester serta air sebagai produk (Fessenden & Fessenden, 1989). Konsentrasi asam sulfat yang digunakan dalam proses esterifikasi PFAD umumnya berkisar 0,5–2,0% berat terhadap massa PFAD yang diproses, dengan konsentrasi optimal dilaporkan sekitar 1,0–1,5% berat untuk mencapai konversi FFA di atas 96% (Chongkhong *et al.*, 2007; Khan *et al.*, 2021). Asam sulfat pekat dapat menggeser arah reaksi ke arah produk sehingga produk yang dihasilkan menjadi lebih banyak (Darojat & Rachmaditasari, 2023).

Berikut adalah mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam sulfat :



Gambar II.1 Mekanisme Reaksi Esterifikasi dengan Katalis Asam Sulfat
(Sumber: Fessenden & Fessenden, 1989)

Sifat-sifat fisika dan kimia dari Asam sulfat ditunjukkan pada tabel berikut ini:

Tabel II-11 Sifat Fisika dan Kimia Asam Sulfat

Parameter	Data	Satuan
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄	-
Berat Molekul	98,08	g/mol
Warna	Tidak berwarna	-
Bau	Tidak berbau	-
Titik Didih	337,0	°C
Titik Lebur	10,3	°C
Densitas (25°C)	1,840	g/mL
pH larutan 1 M	~0,3	-
Kadar komersial	98,0 – 98,5	% berat
Kelarutan dalam air	Larut sempurna (eksotermis)	-
Viskositas (25°C)	21,4	mPa·s

Sumber: Sander (1983); Badan Standardisasi Nasional/SNI 0225:2011.

II.1.4.4 Natrium Hidroksida (NaOH)

Natrium hidroksida (NaOH) digunakan sebagai katalis basa dalam tahap transesterifikasi. NaOH dipilih atas dasar keunggulan komparatifnya dibandingkan KOH, meliputi: (1) harga yang lebih rendah (NaOH \$60/ton vs KOH \$400/ton); (2) ketersediaan komersial dalam skala besar di Indonesia; serta (3) kemampuan yang setara dalam mengkatalisis reaksi transesterifikasi pada kisaran suhu 55–65°C. Mekanisme katalitik NaOH dalam transesterifikasi diawali dengan pembentukan metoksida (CH₃O⁻Na⁺) saat NaOH bereaksi dengan metanol, yang kemudian berfungsi sebagai nukleofil kuat untuk menyerang gugus karbonil trigliserida (Demirbas, 2009; Atadashi *et al.*, 2013).

Sifat-sifat fisika dan kimia dari natrium hidroksida ditunjukkan pada tabel berikut ini:

Tabel II-12 Sifat Fisika dan Kimia Natrium Hidroksida

Parameter	Data	Satuan
Rumus Molekul	NaOH	-
Berat Molekul	40,00	g/mol
Bentuk Fisik (25°C)	Padatan (pelet/serpihan)	-
Warna	Putih	-
Bau	Tidak berbau	-
Titik Lebur	318,0	°C

Parameter	Data	Satuan
Titik Didih	1.388,0	°C
Densitas (20°C)	2,13	g/cm ³
Kelarutan dalam air (25°C)	111 g/100 mL	sangat larut
pH larutan 1 M	14,0	-
Kadar komersial	≥ 98,0	% berat

Sumber: Azhaar & Hawazin (2018); PT Sulfindo Adiusaha – Product Specification Sheet (2023).

II.1.4.5 Air (H₂O)

Air (H₂O) digunakan pada tahap pencucian (*washing*) dalam proses produksi biodiesel untuk memurnikan metil ester yang dihasilkan dari reaksi esterifikasi dan transesterifikasi. Setelah reaksi berlangsung, campuran produk biasanya masih mengandung berbagai pengotor seperti gliserol, sisa katalis (asam atau basa), metanol yang tidak bereaksi, sabun, serta senyawa pengotor lainnya. Oleh karena itu, pencucian dengan air dilakukan untuk menghilangkan komponen-komponen tersebut sehingga kualitas biodiesel yang dihasilkan memenuhi spesifikasi standar.

Air memiliki kemampuan melarutkan senyawa-senyawa polar seperti metanol, gliserol, dan sisa katalis, sehingga komponen tersebut akan berpindah ke fase air selama proses pencucian. Sementara itu, metil ester (biodiesel) bersifat relatif nonpolar sehingga tidak mudah larut dalam air dan tetap berada pada fase organik. Perbedaan polaritas inilah yang memungkinkan terjadinya pemisahan antara biodiesel dengan senyawa pengotor. Proses pencucian biasanya dilakukan beberapa tahap hingga air pencuci menjadi jernih dan bebas dari kontaminan (Knothe et al., 2010). Selain itu, air juga membantu menghilangkan sabun yang terbentuk akibat reaksi antara asam lemak bebas dengan katalis basa selama proses transesterifikasi. Sabun yang terlarut dalam air akan ikut terbawa ke fase air sehingga mempermudah pemisahan biodiesel dari fase pengotor. Dengan demikian, penggunaan air pada tahap pencucian sangat penting untuk meningkatkan kemurnian, stabilitas, serta kualitas biodiesel yang dihasilkan dari bahan baku PFAD (Freedman et al., 1984; Ma & Hanna, 1999).

Sifat-sifat fisika dan kimia dari air ditunjukkan pada tabel berikut ini:

Tabel II-13 Sifat Fisika dan Kimia Air

Parameter	Data	Satuan
Rumus Molekul	H ₂ O	-
Berat Molekul	18,015	g/mol
Bentuk Fisik (25°C)	Cair	-
Warna	Tidak berwarna	-
Bau	Tidak berbau	-
Titik Lebur	0	°C
Titik Didih	100	°C
Densitas (20°C)	0,998	g/cm ³
pH larutan 1 M	7	-

Parameter	Data	Satuan
Polaritas	Polar	-
Konstanta dielektrik (25°C)	78,5	-

Sumber: Freedman, B., Butterfield, R. O., & Pryde, E. H. (1984); Ma, F., & Hanna, M. A. (1999); Knothe, G., Van Gerpen, J., & Krahl, J. (2010).

II.1.4.6 Bleaching Earth

Bleaching earth merupakan salah satu bahan penunjang penting dalam proses pemurnian biodiesel, khususnya pada tahap *bleaching* yang bertujuan untuk menghilangkan senyawa warna, residu logam, sabun, serta senyawa polar lainnya yang masih terdapat dalam produk biodiesel. Pada proses produksi biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD), *bleaching earth* berfungsi sebagai adsorben yang mampu menyerap berbagai pengotor hasil reaksi esterifikasi dan transesterifikasi maupun pengotor yang berasal dari bahan baku.

Bleaching earth umumnya tersusun dari mineral lempung seperti bentonit atau montmorillonit yang memiliki struktur berlapis dengan luas permukaan spesifik yang tinggi. Struktur ini memungkinkan *bleaching earth* memiliki kemampuan adsorpsi yang baik terhadap senyawa polar, pigmen warna, logam berat, serta sisa sabun yang dapat menurunkan kualitas biodiesel. Untuk meningkatkan kemampuan adsorpsinya, *bleaching earth* biasanya mengalami aktivasi secara kimia menggunakan asam kuat (misalnya H_2SO_4 atau HCl) atau melalui aktivasi termal sehingga luas permukaan dan jumlah situs aktif adsorpsinya meningkat (Gunstone, 2011).

Dalam proses *bleaching*, biodiesel dipanaskan dan dicampur dengan *bleaching earth* pada kondisi tertentu sehingga senyawa-senyawa pengotor akan teradsorpsi pada permukaan partikel *bleaching earth*. Setelah proses adsorpsi selesai, campuran tersebut kemudian dipisahkan melalui proses filtrasi sehingga biodiesel yang dihasilkan memiliki warna yang lebih jernih, kandungan logam yang lebih rendah, serta stabilitas oksidatif yang lebih baik. Dengan demikian, penggunaan *bleaching earth* sangat penting untuk meningkatkan kemurnian, warna, dan kualitas biodiesel agar memenuhi standar mutu bahan bakar (Knothe et al., 2010; Ma & Hanna, 1999).

Sifat-sifat fisika dan kimia dari *Bleaching Earth* ditunjukkan pada tabel berikut ini:

Tabel II-14 Sifat Fisika dan Kimia *Bleaching Earth*

Parameter	Spesifikasi	Satuan
Sifat Fisis dan Kimia		
Jenis / Nama Bahan	<i>Activated Bleaching Earth (Montmorillonite)</i>	-
Rumus Molekul (Komposisi Mayor)	Silika (SiO_2), Alumina (Al_2O_3), Fe_2O_3 , MgO	-
Bentuk Fisik	Serbuk halus	-
Warna	Abu-abu hingga coklat muda	-
Sifat Utama	Adsorben polar	-
pH (Suspensi 10% dalam air)	3 – 5	-

Parameter	Spesifikasi	Satuan
<i>Bulk Density</i>	500 – 700	kg/m ³
Luas Permukaan Spesifik (BET)	≥ 200	m ² /g
Ukuran Partikel (<i>d</i> ₅₀)	20 – 50	µm
Kadar Air Maksimum	≤ 12	% berat
Kapasitas Adsorpsi (<i>Chlorophyll</i>)	≥ 40	% berat
Parameter Operasi & Aplikasi		
Dosis Penggunaan pada Biodiesel	1,5 – 2,0	% berat terhadap biodiesel
Suhu Operasi Optimal	80 – 90	°C
Waktu Kontak Minimal	30	menit
Suhu Aktivasi Termal	120 – 300	°C
Klasifikasi Limbah (<i>Spent Earth</i>)	Limbah B3 Kode: B413 (PP 22/2021)	-

Sumber: Knothe, G., Van Gerpen, J., & Krahl, J. (2010); Ma, F., & Hanna, M. A. (1999); Gunstone, F. D. (2011).

II.1.5 Kualitas Produk

II.1.5.1 Biodiesel

Biodiesel adalah campuran ester monoalkil rantai panjang atau disebut *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) merupakan bahan bakar alternatif yang bisa didapatkan dari minyak nabati, lemak dan hewani, dan limbah minyak dengan cara proses reaksi transesterifikasi dengan methanol (Helwani et al., 2009). Biodiesel diproduksi dengan cara mereaksikan minyak nabati dengan alkohol yaitu methanol dengan bantuan katalis basa/asam pada temperatur dan komposisi rasio yang ditentukan, kemudian pada proses tersebut menghasilkan zat yang disebut dengan alkil ester dan gliserol. Proses reaksi ini dikenal dengan istilah proses “transesterifikasi”. Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif mempunyai kelebihan dibandingkan dengan bahan bakar petrokimia, karena biodiesel baik untuk lingkungan karena jumlah emisi yang dihasilkan lebih. Bahan bakar dari biodiesel juga tidak beracun, tidak ada mengandung belerang, dan penggunaan nya yang muda serta berbau harum (Haryanto, 2002). Pembuatan biodiesel biasanya dari minyak nabati, seperti minyak kelapa, minyak sawit, minyak kedelai dan minyak dari tanaman biji-bijian lainnya. Sifat fisis biodiesel dan solar memiliki kesamaan sehingga biodiesel dapat diperuntukan untuk menjadi bahan bakar alternatif pengganti solar. Pembuatan bahan bakar alternatif sudah gencar dilakukan di beberapa negara termasuk Indonesia.

Standar mutu biodiesel telah ditetapkan nilainya setiap masing masing negara, yaitu untuk Amerika dengan ASTM, Jerman dengan DIN, Perancis dengan Journal Officiel dan Indonesia dengan SNI. Standar mutu Biodiesel di Indonesia telah dikeluarkan dalam bentuk SNI No.04-7182 2006, melalui keputusan Kepala Badan Standardisasi Nasional (BSN)

Nomor 73/KEP/BSN/2/2006 tanggal 15 Maret 2006. Standar mutu biodiesel tersebut adalah sebagai berikut :

Tabel II-15 Standar Mutu Biodiesel

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metode Uji
1.	Massa Jenis Pada 40°C	Kg/M ³	850-890	ASTM D 1298
2.	Viskositas Kinematik Pada 40°C	Mm ² /S (Cst)	2,3-6,0	ASTM D 445
3.	Angka Setana	-	Min, 51	ASTM D 613
4.	Titik Nyala (Mangkok Tertutup)	°C	Min 100	ASTM D 93
5.	Titik Kabut	°C	Maks. 18	ASTM D 2500
6.	Korosi Lempeng Tembaga (3 Jam Pada Suhu 50 °C)	-	Maks No.3	ASTM D 130
7.	Residu Karbon - Dalam Contoh Asli - Dalam 10 % Ampas Distilasi	%- Massa 6	Maks. 0,05 (Maks. 0,3)	ASTM D 4530
8.	Air Dan Sedimen	%-Vol	Maks. 0,05	ASTM D 2709 atau ASTM D 1796
9.	Temperature Distilasi 90%	°C	Maks. 360	ASTM D 1160
10.	Abu Tersulfatkan	%-Massa	Maks. 0,02	ASTM D 874
11.	Belerang	Ppm-M (Mg/Kg)	Maks. 10	ASTM D 5453 atau ASTM D 1266
12.	Fosfor	Ppm-M (Mg/Kg)	Maks. 10	AOCS Ca 14-55
13.	Angka Asam	Mg KOH/KG	Maks. 0,8	AOCS Cd 3d-63 atau ASTM D 664
14.	Gliserol Bebas	%-Massa	Maks. 0,02	AOCS Ca 14-56 atau ASTM D 6584
15.	Gliserol Total	%-Massa	Maks. 0,24	AOCS Ca 14-56 atau ASTM D 6484
16.	Kadar Ester Alkil	%-Massa	Min. 96,5	Dihitung *

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metode Uji
17.	Angka Iodium	%-Massa	Maks. 115	AOCS Cd 1-25
18.	Uji Halphen	-	Negatif	AOCS CB 1-25

Sumber: Badan Standardisasi Nasional (BSN), 2025

Biodiesel memiliki beberapa keunggulan dibandingkan dengan bahan bakar berbasis minyak bumi. Biodiesel merupakan bahan bakar yang dapat diperbaharui karena bahan bakunya berasal dari sumber hayati seperti minyak nabati, lemak hewan, maupun limbah minyak yang berasal dari sektor pertanian dan industri (Ma & Hanna, 1999). Selain itu, biodiesel dapat digunakan pada mesin diesel tanpa memerlukan modifikasi yang signifikan, sehingga dapat langsung menggantikan atau dicampurkan dengan bahan bakar diesel konvensional (Knothe et al., 2010). Biodiesel juga memiliki bilangan setana yang relatif tinggi, sehingga pembakaran pada mesin diesel menjadi lebih efisien dan menghasilkan emisi yang lebih rendah dibandingkan bahan bakar diesel berbasis petroleum (Agarwal, 2007).

Dari sisi lingkungan, biodiesel bersifat biodegradable dan tidak beracun, sehingga lebih ramah lingkungan dibandingkan bahan bakar fosil. Penggunaan biodiesel dapat menurunkan emisi gas berbahaya seperti karbon monoksida (CO), hidrokarbon (HC), partikulat, serta senyawa sulfur karena biodiesel hampir tidak mengandung sulfur (Demirbas, 2009). Selain itu, biodiesel memiliki titik nyala (flash point) yang lebih tinggi dibandingkan diesel konvensional sehingga lebih aman dalam proses penyimpanan, transportasi, maupun penanganannya (Shahid & Jamal, 2008).

Seiring dengan semakin menipisnya cadangan minyak bumi dan meningkatnya kebutuhan energi global, pengembangan biodiesel menjadi salah satu solusi alternatif untuk mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar fosil. Oleh karena itu, banyak negara di dunia saat ini mengembangkan teknologi produksi biodiesel sebagai upaya untuk meningkatkan ketahanan energi sekaligus mengurangi dampak pencemaran lingkungan akibat penggunaan bahan bakar fosil (Knothe et al., 2010; Demirbas, 2009). Kualitas biodiesel mirip dengan solar, sehingga menjadi alternatif yang menjanjikan untuk bahan bakar diesel.

Tabel II-16 Perbandingan Karakteristik antara Biodiesel dan Solar

No	Kriteria	Biodiesel (b)	Solar (s)	(b-s) x 100%
1.	SO ₂ (ppm)	0	78	-100
2.	CO (ppm)	10	40	-75
3.	NO (ppm)	37	64	-42
4.	NO ₂ (ppm)	1	1	0
5.	O ₂ (%-b)	6	6,6	-9
6.	Total Partikulat (mg/Nm ³)	0,25	5,6	-96
7.	Benzen (mg/Nm ³)	0,3	5,01	-99,9
8.	Toluen (mg/Nm ³)	0,57	2,31	-99,9
9.	Xylen (mg/Nm ³)	0,73	1,57	-99,9
10.	Etil Benzene (mg/Nm ³)	0,3	0,73	-59

Sumber : Soerawidjaja, 2001

II.1.5.1.1 Estimasi Komposisi *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) dan Cetane Number Biodiesel

Biodiesel yang diproduksi pada pabrik ini merupakan campuran yang didominasi oleh *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) sebagai komponen utama, namun masih mengandung sejumlah kecil komponen non-FAME yang berasal dari bahan baku maupun hasil proses. Komponen tersebut meliputi gliserol, hidrokarbon, sterol, vitamin E, air, serta impurities dalam jumlah yang relatif kecil. Keberadaan komponen tersebut merupakan konsekuensi dari karakteristik alami *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai bahan baku serta keterbatasan pemisahan yang secara praktis selalu dijumpai pada proses industri (Knothe, 2005; Ramos et al., 2009). Berdasarkan hasil neraca massa proses, komposisi produk biodiesel ditunjukkan pada Tabel II-17.

Tabel II-17 Komposisi Produk Biodiesel Berdasarkan Hasil Neraca Massa

Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa (%)
Trigliserida	8,046	0,06%
Digliserida	13,933	0,11%
Monogliserida	5,298	0,04%
Metanol	0,013	0,00%
Air	6,995	0,05%
Metil Ester	12626,300	0,99251
Gliserol	0,728	0,01%
Impurities	0,008	0,00%
Sterol	9,617	0,08%
Hidrokarbon	38,208	0,30%
Vit E	12,476	0,10%
TOTAL	12721,6	1,0

Hasil tersebut menunjukkan bahwa biodiesel hasil rancangan memiliki kandungan *Fatty Acid Methyl Ester* sebesar 99,25% massa, sedangkan total komponen non-FAME hanya sekitar 0,75% massa. Komponen non-FAME tersebut terdiri atas air, hidrokarbon, sterol, vitamin E, gliserol, metanol residu, dan impurities dalam jumlah yang relatif kecil.

Keberadaan hidrokarbon, sterol, dan vitamin E tidak disebabkan oleh reaksi kimia selama proses esterifikasi maupun transesterifikasi, melainkan berasal dari senyawa *unsaponifiable matter* yang secara alami terkandung di dalam PFAD. Senyawa-senyawa tersebut tidak bereaksi membentuk metil ester sehingga sebagian masih terbawa ke produk akhir sesuai dengan karakteristik pemisahan pada unit operasi (Knothe et al., 2015). Sementara itu, gliserol dan metanol residu merupakan sisa hasil reaksi yang belum sepenuhnya terpisahkan selama proses pemurnian, sedangkan air dapat berasal dari tahap pencucian maupun kelembapan bahan baku. Meskipun tidak berkontribusi terhadap pembentukan FAME, komponen-komponen tersebut tetap memengaruhi mutu biodiesel. Air dapat menurunkan stabilitas penyimpanan serta meningkatkan potensi korosi, gliserol berpotensi membentuk deposit pada sistem injeksi, sedangkan vitamin E berperan sebagai antioksidan alami yang meningkatkan stabilitas oksidasi biodiesel. Adapun hidrokarbon dan sterol pada kadar yang rendah lebih mencerminkan keberadaan senyawa non-FAME dibandingkan memengaruhi karakteristik penyalan bahan bakar (Stamps et al., 2020; Saleh

et al., 2010; ASTM D6751, 2024).

Meskipun demikian, karena fraksi massa FAME mencapai lebih dari 99%, sifat pembakaran biodiesel tetap didominasi oleh komposisi FAME penyusunnya. Oleh sebab itu, evaluasi *Cetane Number* dilakukan berdasarkan komposisi FAME sebagaimana direkomendasikan dalam korelasi empiris Krisnangkura (1986). Korelasi tersebut dikembangkan berdasarkan campuran *Fatty Acid Methyl Ester*, sehingga komponen non-FAME seperti air, hidrokarbon, sterol, vitamin E, gliserol, dan metanol residu tidak dimasukkan ke dalam perhitungan. Dengan kandungan non-FAME yang relatif kecil, pengaruhnya terhadap karakteristik penyalan biodiesel diperkirakan tidak signifikan sehingga nilai *cetane number* hasil estimasi masih dapat merepresentasikan kualitas penyalan biodiesel hasil rancangan (Krisnangkura, 1986; Ramos et al., 2009).

Komposisi FAME biodiesel diasumsikan mengikuti distribusi asam lemak penyusun PFAD karena selama reaksi esterifikasi maupun transesterifikasi hanya terjadi perubahan gugus karboksilat menjadi gugus metil ester tanpa mengubah panjang rantai karbon maupun jumlah ikatan rangkap. Berdasarkan asumsi tersebut diperoleh estimasi komposisi FAME sebagaimana ditunjukkan pada Tabel II-18.

Tabel II-18 Estimasi Komposisi *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) Biodiesel

Komponen	Fraksi massa (%)
Metil Miristat	1,157
Metil Palmitat	47,733
Metil Palmitoleat	0,230
Metil Stearat	4,341
Metil Oleat	38,302
Metil Linoleat	7,658
Metil Eicosanoat	0,458
Metil Arakhidat	0,51
Total	100

Cetane number merupakan parameter penting yang menunjukkan kualitas penyalan (*ignition quality*) biodiesel pada mesin diesel. Nilai cetane number dipengaruhi secara langsung oleh struktur molekul penyusun FAME. Semakin panjang rantai karbon dan semakin rendah jumlah ikatan rangkap, maka nilai cetane number akan semakin tinggi. Sebaliknya, peningkatan jumlah ikatan rangkap menyebabkan penurunan cetane number akibat menurunnya kestabilan pembakaran. Oleh karena itu, biodiesel berbasis minyak sawit yang didominasi oleh metil palmitat dan metil oleat umumnya memiliki cetane number lebih tinggi dibandingkan biodiesel dari minyak kedelai atau bunga matahari yang memiliki kandungan metil linoleat lebih besar (Knothe, 2005; Ramos et al., 2009).

Nilai *Saponification Value* (SV) dan *Iodine Value* (IV) dihitung berdasarkan komposisi masing-masing komponen *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) yang dihasilkan dari PFAD. Perhitungan dilakukan menggunakan korelasi yang dikembangkan oleh Krisnangkura (1986), kemudian nilai SV dan IV digunakan untuk mengestimasi *Cetane Number* (CN) biodiesel.

1. Perhitungan *Saponification Value* (SV)

Persamaan yang digunakan adalah:

$$SV = \sum \left(w_i \times \frac{56100}{MW_i} \right)$$

dengan:

w_i = fraksi massa komponen FAME ke- i

MW_i = berat molekul komponen FAME ke- i (g/mol)

db_i = jumlah ikatan rangkap pada komponen FAME ke- i

(Krisnangkura, 1986)

Substitusi data dari komposisi FAME:

$$SV = \frac{0,477 \times 56100}{270} + \frac{0,383 \times 56100}{296} + \frac{0,077 \times 56100}{294} + \frac{0,043 \times 56100}{298} + \frac{0,012 \times 56100}{242} + \frac{0,005 \times 56100}{326} + \frac{0,001 \times 56100}{324} + \frac{0,002 \times 56100}{268}$$

$$SV = 99,17897 + 72,59307 + 14,61337 + 8,17264 + 2,68312 + 0,78758 + 0,20677 + 0,48244$$

$$SV = 198,718 \text{ mg KOH/g}$$

2. Perhitungan Iodine Value (IV)

Persamaan yang digunakan:

$$IV = \sum \left(\frac{w_i \times db_i \times 25400}{MW_i} \right)$$

Karena hanya komponen yang mempunyai ikatan rangkap memberikan kontribusi terhadap IV, maka:

$$IV = \frac{0,383 \times 1 \times 25400}{296} + \frac{0,077 \times 2 \times 25400}{294} + \frac{0,001 \times 1 \times 25400}{324} + \frac{0,002 \times 1 \times 25400}{268}$$

$$IV = 32,86745 + 13,23278 + 0,09362 + 0,21843$$

$$IV = 46,41228 \text{ g I}_2/100 \text{ g}$$

3. Perhitungan Cetane Number (CN)

Nilai SV dan IV yang diperoleh selanjutnya disubstitusikan ke dalam persamaan Krisnangkura (1986):

Berdasarkan korelasi Krisnangkura (1986),

$$CN = 46,3 + \frac{5458}{SV} - 0,225(IV)$$

Substitusi nilai SV dan IV yang telah diperoleh:

$$CN = 46,3 + \frac{5458}{198,718} - 0,225(46,41228)$$

$$= 46,3 + 27,47 - 10,44$$

$$CN = 63,32$$

Tabel II-19 Hasil Estimasi Cetane Number Biodiesel

Parameter	Nilai
SV	198,44 mg KOH/g
IV	49,27 g I ₂ /100 g
CN	63,32
SNI Minimum	51

II.1.5.2 Gliserol

Dalam proses produksi biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) dihasilkan produk utama berupa *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) serta produk samping berupa gliserol. Pembentukan gliserol terjadi pada tahap transesterifikasi, yaitu reaksi antara trigliserida dengan alkohol rantai pendek seperti metanol dengan bantuan katalis basa seperti NaOH atau KOH (Kumar et al., 2019). Pada reaksi tersebut trigliserida akan terkonversi menjadi metil ester sebagai produk utama dan gliserol sebagai produk samping dengan jumlah sekitar 10–20% dari total biodiesel yang dihasilkan (Kosamia et al., 2020). Gliserol yang dihasilkan pada proses ini umumnya masih dalam bentuk *crude* gliserol, yaitu gliserol dengan tingkat kemurnian rendah karena masih mengandung berbagai senyawa pengotor dari proses reaksi (Liu & Lawal, 2022).

Crude gliserol merupakan senyawa 1,2,3-propanatriol yang memiliki tiga gugus hidroksil (-OH) yang terikat pada tiga atom karbon sehingga termasuk dalam golongan alkohol polihidrat atau sering disebut sebagai gula alkohol (Kosamia et al., 2020). Dalam proses produksi biodiesel, *crude* gliserol yang dihasilkan biasanya memiliki karakteristik berupa cairan kental dengan warna coklat kehitaman serta memiliki sifat kimia yang cenderung basa akibat adanya sisa katalis basa dari proses reaksi (Hazra & Septiawan, 2014). Selain gliserol, komponen lain yang umumnya terkandung di dalam *crude* gliserol antara lain sisa metanol yang tidak bereaksi, sabun yang terbentuk dari reaksi antara asam lemak bebas dengan katalis, air, serta residu katalis yang masih terbawa dari proses transesterifikasi (Kumar et al., 2019). *crude* gliserol yang dihasilkan dari industri biodiesel umumnya memerlukan proses pemurnian lebih lanjut sebelum dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pada berbagai industri seperti industri farmasi, kosmetik, makanan, maupun bahan kimia lainnya (Liu & Lawal, 2022).

Kualitas *crude* gliserol biasanya ditentukan berdasarkan beberapa parameter dan standar penting sebagai berikut.

Tabel II-20 Standar Mutu *Crude* Gliserol

Parameter	Metode	Data
Gliserol	STN ISO 1066 / AOCS Ea 6-94	Min. 82%
Abu	AOCS 2-38 / PP-M-08/08	Max. 6%
Abu yang tak terlarut dalam HCl	Decree of Ministry of Agriculture of SR 1497	Max. 2,2%
Sodium	Decree of Ministry of Agriculture of SR 1497	Max. 4%
Potasium	Decree of Ministry of Agriculture of SR 1497	Max. 1,8%
Metanol	STN EN 14 110	Max. 0,2%
Air	STN EN ISO 12937	Max. 13%
M.O.N.G : 1. Gliserol 2. Metanol 3. Abu 4. Etilen	M.O.N.G EN ISO 12937	Max. 2,5%
	AOCS Ea 6-94	
	STN EN 14 110	
	AOCS 2-38/PP-M-08/08	

Parameter	Metode	Data
5. Air 6. NaOH	PP-M-16/08	
	STN EN ISO 12937	
	AOCS Ea 2-38	
Bahan organic <i>non-volatile</i>		Max. 1,5%

Sumber : *Quality Specification of Crude Glycerol by Meroco*, 2015

Gliserol secara alami jarang ditemukan dalam bentuk bebas di alam, melainkan umumnya terdapat dalam bentuk trigliserida yang merupakan hasil kombinasi antara gliserol dengan berbagai asam lemak seperti asam stearat, oleat, palmitat, dan laurat. Senyawa trigliserida tersebut banyak terkandung dalam berbagai sumber minyak dan lemak baik yang berasal dari tumbuhan maupun hewan. Oleh karena itu, gliserol umumnya diperoleh sebagai produk samping dari proses pemecahan trigliserida, seperti pada proses pembuatan sabun, hidrolisis lemak, maupun produksi biodiesel melalui reaksi transesterifikasi (Chalidazia & Alfiani, 2017). Karakteristik fisik tersebut sangat penting untuk diketahui karena berpengaruh terhadap proses pemisahan, penyimpanan, serta pemanfaatan gliserol pada berbagai aplikasi industri. Berikut disajikan data sifat fisika Gliserol.

Tabel II-21 Sifat Fisika Gliserol

Parameter	Data	Satuan
Rumus Molekul	$C_3H_8O_3$ atau $C_3H_5(OH)_3$	-
Berat Molekul	92,09	g/mol
Densitas	1,261	g/cm ³
Viskositas (20°C)	1,49	Pa·s
Titik didih (760 mmHg)	290	°C
Titik leleh	18,17	°C
Kelarutan dalam air	Sangat larut (<i>miscible</i>)	-
Kelarutan dalam etanol	Larut	-
Kapasitas kalor (Cp)	0,5795	cal/g°C
Konduktivitas termal (25°C)	0,285	W/m·K
Titik nyala	177	°C
Titik api	204	°C
Panas pembakaran	397	kcal/mol
pH (larutan 1%)	6 – 7	-

Sumber : Chalidazia, N., & Alfiani, H. (2017); Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th Edition, McGraw-Hill, 2008; National Institute of Standards and Technology Chemistry WebBook.

II.2 Kapasitas Produksi

Penentuan kapasitas produksi pabrik biodiesel merupakan keputusan strategis yang memengaruhi skala investasi, efisiensi operasional, dan posisi kompetitif di pasar. Penetapan kapasitas yang terlalu besar akan mengakibatkan utilisasi kapasitas yang rendah dan inefisiensi biaya tetap, sementara kapasitas yang terlalu kecil tidak mampu memanfaatkan *economies of scale* secara optimal. Oleh karena itu, penentuan kapasitas dilakukan melalui analisis komprehensif yang mencakup: (1) proyeksi *demand* biodiesel nasional, (2) analisis ketersediaan bahan baku PFAD, (3) kondisi persaingan pasar, dan (4) keekonomian proses pada berbagai skala kapasitas.

II.2.1 Analisis Permintaan Biodiesel Indonesia

Permintaan biodiesel di Indonesia secara struktural ditentukan oleh kebijakan mandatori pencampuran (*blending mandate*) yang ditetapkan oleh pemerintah melalui Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM). Program mandatori biodiesel telah mengalami peningkatan bertahap sejak program B10 pada tahun 2014, B20 (2016), B30 (2020), B35 (2023), dan B40 yang mulai diimplementasikan pada tahun 2025 berdasarkan Keputusan Menteri ESDM No. 341.K/EK.01/MEM.E/2024. Setiap peningkatan mandatori pencampuran secara langsung meningkatkan volume permintaan biodiesel secara proporsional dengan konsumsi solar nasional. Perhitungan kapasitas pabrik, dilakukan dengan pencarian data mengenai pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor produk biodiesel, serta data produksi biodiesel dari pabrik yang sudah ada pada tahun 2024.

Tabel II.22 Data Historis Produksi dan Konsumsi Biodiesel Indonesia Tahun 2020–2024

Tahun	Mandatori	Produksi	Konsumsi Domestik (KL)	Ekspor (KL)	Impor (KL)
2020	B30	8.593.700	7.500.400	55.819	0
2021	B30	10.257.000	9.296.000	156.977	0
2022	B30	11.836.000	10.449.000	371.727	0
2023	B35	13.151.000	12.289.000	189.811	0
2024	B35	13.150.000	13.100.000	200.000	0
CAGR 2020–2024	--	11,2%	15,1%	37,6%	-

Sumber: Direktorat Jenderal Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi (DJEBTKE), Kementerian ESDM (2025).

Analisis permintaan biodiesel di Indonesia dapat dilihat dari perkembangan konsumsi domestik biodiesel selama periode 2020–2024. Berdasarkan data Direktorat Jenderal Energi Baru Terbarukan dan Konservasi Energi (DJEBTKE), konsumsi biodiesel meningkat dari 7.500.400 kL pada tahun 2020 menjadi sekitar 13.100.000 kL pada tahun 2024. Peningkatan ini menunjukkan adanya pertumbuhan permintaan biodiesel yang cukup signifikan di dalam negeri. Pertumbuhan tersebut dipengaruhi oleh kebijakan pemerintah dalam penerapan program mandatori biodiesel, yaitu B30 pada tahun 2020–2022 yang kemudian meningkat menjadi B35 pada tahun 2023–2024. Kebijakan ini mewajibkan pencampuran biodiesel ke

dalam bahan bakar solar sehingga secara langsung meningkatkan kebutuhan biodiesel untuk sektor transportasi dan industri.

Dalam analisis pasar atau permintaan pasar, CAGR digunakan untuk menilai laju pertumbuhan permintaan atau produksi dalam jangka waktu tertentu serta untuk memproyeksikan perkembangan di masa mendatang. Berikut dilakukan perhitungan nilai CAGR untuk biodiesel dari tahun 2020-2024:

$$CAGR = \left(\frac{V_f}{V_i} \right)^{\frac{1}{n}} - 1$$

Keterangan:

- V_f = nilai akhir (konsumsi tahun 2024)
- V_i = nilai awal (konsumsi tahun 2020)
- n = jumlah tahun (2024 – 2020 = 4 tahun)

Berdasarkan perhitungan selama periode tersebut, konsumsi biodiesel memiliki nilai *Compound Annual Growth Rate* (CAGR) sebesar 15,1%, yang menunjukkan bahwa permintaan biodiesel di Indonesia rata-rata meningkat sebesar 15,1% per tahun. Nilai CAGR ini mengindikasikan bahwa biodiesel memiliki peran yang semakin penting dalam pemenuhan kebutuhan energi nasional serta menunjukkan tren pertumbuhan permintaan yang cukup kuat.

Di sisi lain, data menunjukkan bahwa impor biodiesel Indonesia selama periode 2020–2024 bernilai nol, yang menandakan bahwa kebutuhan biodiesel domestik sepenuhnya dapat dipenuhi oleh produksi dalam negeri.

Selain analisis permintaan secara makro, penting untuk memetakan posisi kompetitif pabrik yang direncanakan terhadap produsen biodiesel yang telah beroperasi di Indonesia. Berdasarkan data Asosiasi Produsen Biofuels Indonesia (APROBI) tahun 2024, terdapat 26 perusahaan produsen biodiesel terdaftar di Indonesia dengan total kapasitas terpasang mencapai ±20 juta kiloliter/tahun. Namun demikian, tingkat utilisasi rata-rata hanya berkisar 65–70% dari kapasitas terpasang akibat keterbatasan pasokan bahan baku CPO berkualitas tinggi yang harganya berfluktuasi. Kondisi ini membuka peluang strategis bagi pabrik berbasis PFAD, karena: (1) PFAD memiliki harga yang secara historis 30–40% lebih murah dibandingkan CPO sebagai bahan baku biodiesel; (2) pabrik berbasis PFAD tidak bersaing langsung dengan produsen berbasis CPO untuk memperoleh bahan baku; dan (3) dengan program B40 yang mewajibkan penyerapan biodiesel oleh PT Pertamina dan BPD PKS, terdapat pasar yang dijamin (*guaranteed offtake*) tanpa perlu bersaing secara terbuka di pasar spot. Dengan kapasitas 100.000 ton/tahun, pabrik ini hanya berkontribusi sekitar 0,72% dari total kebutuhan biodiesel nasional level B40 (±13,9 juta ton/tahun), sehingga tidak akan menimbulkan kelebihan pasokan yang berarti di pasar domestik.

II.2.2 Proyeksi Permintaan Biodiesel Tahun 2030

Proyeksi permintaan biodiesel dilakukan menggunakan dua pendekatan, yaitu analisis tren eksponensial berbasis data historis konsumsi biodiesel 2020–2024 dan proyeksi berbasis *demand-driven approach* mengacu pada volume penyaluran solar bersubsidi dan non-subsidi yang diproyeksikan oleh Pertamina dan PT AKR Corporindo untuk tahun 2030. Dengan menggunakan model pertumbuhan eksponensial berdasarkan CAGR konsumsi domestik pada Tabel II.23 sebesar 15,1% (periode 2020–2024), dilakukan perhitungan perkiraan kapasitas produksi biodiesel pada tahun 2030 dengan persamaan *discounted* berikut:

$$P_{2030} = P_{2024} \times (1 + i)^n$$

Dimana : P = kapasitas produksi

n = selisih tahun = 2030 - 2024 = 6

i = CAGR

(Peter dkk., 2003)

Selanjutnya dapat dihitung estimasi kapasitas ekspor, produksi, dan konsumsi tahun 2030 dengan asumsi keadaan yang sama seperti tahun 2024 menggunakan persamaan *discounted*. Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel II.22 berikut.

Tabel II-23 Pasar Biodiesel di Indonesia Tahun 2030

<i>Tahun</i>	Produksi (KL)	Konsumsi Domestik (KL)	Ekspor (KL)	Impor (KL)
2030	24.840.350	30.431.300	1.360.000	0

Sehingga, kebutuhan biodiesel pada tahun 2030 dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

Kebutuhan Biodiesel Pada Tahun 2030

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan biodiesel} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (1.360.000 + 30.431.300) - (0 + 24.840.350) \\ &= 6.950.950 \text{ KL/tahun} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan biodiesel pada tahun 2030 diperkirakan sebesar 6.950.950 KL/tahun. kiloliter/tahun diketahui densitas biodiesel 0,879 kg/l (Noviati, 2021), maka,

$$6.950.950 \text{ KL} = 6.950.950.000 \text{ L/tahun}$$

$$\text{Massa} = \text{Volume} \times \text{Densitas}$$

$$\text{Massa} = 6.950.950.000 \times 0,879$$

$$\text{Massa} = 6.109.885.050 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Massa} = 6.109.885 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga kebutuhan biodiesel nasional diperkirakan sekitar **6,11 juta ton/tahun pada tahun 2030**

Data-data:

1. 41,5% fraksi dari PFAD digunakan untuk biodiesel, selebihnya untuk produk lainnya
2. Yield reaksi esterifikasi + transesterifikasi sebesar 95%
3. Produksi PFAD 5% (lokasi terpilih sumatera utara) tahun 2024 = 256.001 ton/tahun (Tabel II.2)

PFAD yang tersedia untuk biodiesel

$$\text{PFAD (Biodiesel)} = \text{PFAD} \times \text{fraksi}$$

$$\text{PFAD (Biodiesel)} = 256.001 \times 0,415$$

$$\text{PFAD (Biodiesel)} = 106.240,41 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga PFAD yang tersedia untuk produksi biodiesel adalah 106.240,41 ton/tahun

Produksi biodiesel dari PFAD

$$\text{Produksi biodiesel} = \text{PFAD (biodiesel)} \times \text{yield}$$

$$\text{Produksi biodiesel} = 106.240,41 \times 0,95$$

$$\text{Produksi biodiesel} = 100.928,39 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga potensi produksi biodiesel dari PFAD Sumatera Utara = 100.928,39 ton/tahun.

Perhitungan Pangsa Nasional Produksi Biodiesel dari PFAD

Perhitungan sebagai berikut:

$$\text{Pangsa Biodiesel (\%)} = \frac{\text{Produksi biodiesel dari PFAD daerah}}{\text{Kebutuhan Biodiesel Nasional}} \times 100\%$$

Dimana data sebelumnya :

- Produksi biodiesel dari PFAD daerah terpilih (sumatera utara) sebesar = 100.928,39 ton/tahun
- Kebutuhan biodiesel nasional = 6,11 juta ton/tahun

Sehingga,

$$\text{Pangsa Biodiesel (\%)} = (100.928,39 / 6.109.885) \times 100\% = 1,65\% = 0,0165$$

Kapasitas Produksi Pabrik

$$\text{Kapasitas Pabrik} = \text{Kebutuhan biodiesel} \left(\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times \text{Pangsa Biodiesel}$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = 6.109.885 \times 0,0165$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = 100.813,1 \text{ ton/tahun}$$

Untuk mempermudah operasional dan desain peralatan industri, kapasitas tersebut dibulatkan menjadi 100.000 Ton/Tahun. Kapasitas produksi pabrik ditetapkan sebesar 100.000 ton/tahun, yang menyumbang sekitar 1,64% dari kebutuhan pasar biodiesel nasional pada tahun 2030.

Berdasarkan kapasitas produksi biodiesel yang telah dihitung, perlu dilakukan perbandingan dengan kapasitas produksi perusahaan biodiesel yang telah beroperasi di Indonesia sebagai acuan skala industri. Berikut daftar perusahaan yang memproduksi biodiesel di Indonesia:

Tabel II-24 Daftar Perusahaan Produksi Biodiesel di Indonesia

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (KL)
1.	PT Sintong Abadi	Sumatra Utara	35.000
2.	PT Musim Mas (Medan)	Sumatra Utara	459.770
3.	PT Permata Hijau Palm Oleo	Sumatra Utara	417.214
4.	PT Sari Dumai Oleo	Riau	413.793
5.	PT Intibenua Perkasatama	Riau	442.529
6.	PT Ciliandra Perkasa	Riau	287.356
7.	PT Pelita Agung Agrindustri	Riau	229.885
8.	PT Pelita Agung Agrindustri	Riau	568.966
9.	PT Sari Dumai Sejati	Riau	689.655
10.	PT Wilmar Bioenergi Indonesia	Riau	1.603.448
11.	PT Bayas Biofuels	Riau	862.069
12.	PT LDC Indonesia	Lampung	482.759
13.	PT Tunas Baru Lampung	Lampung	402.299
14.	PT Musim Mas (Batam)	Kepulauan Riau	896.552
15.	PT Alpha Global Cynergy	Banten	12.000
16.	PT Multimas Nabati Asahan	Banten	568.966
17.	PT Sinar Mas Bioenergy	Jawa Barat	455.400
18.	PT Sumiasih	Jawa Barat	114.943
19.	PT Darmex Biofuel	Jawa Barat	287.356

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (KL)
20.	PT Anugerahinti Gemanusa	Jawa Timur	160.920
21.	PT Batara Elek Semesta Terpadu	Jawa Timur	780.459
22.	PT Wilmar Nabati Indonesia	Jawa Timur	2.250.000
23.	PT Energi Baharu Lestari	Jawa Timur	229.885
24.	PT Eterindo Nusa Graha	Jawa Timur	568.966
25.	PT Eco Prima Energi	Jawa Timur	579.310
26.	PT Bali Hijau Biodiesel	Bali	360
27.	PT Smart Tbk	Kalimantan Selatan	440.517
28.	PT Jhonlin Agro Raya	Kalimantan Selatan	568.966
29.	PT Sukajadi Sawit Mekar	Kalimantan Tengah	402.299
30.	PT Kutai Refinery Nusantara	Kalimantan Timur	1.143.247
31.	PT Energi Unggul Persada	Kalimantan Timur	948.276
32.	PT Multi Nabati Sulawesi	Sulawesi Utara	475.862
Total Kapasitas			17.140.000

Kesimpulan Penentuan Kapasitas produksi

Kapasitas produksi pabrik biodiesel pada perancangan ini ditetapkan sebesar **100.000 ton/tahun**, yang menyumbang sekitar 1,64% dari kebutuhan biodiesel nasional pada tahun 2030 sebesar 6.109.885 ton/tahun. Penentuan kapasitas ini didasarkan pada beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1). Ketersediaan bahan baku (*feedstock*)

Berdasarkan data produksi bahan baku industri biodiesel, salah satu bahan baku potensial yaitu *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) memiliki produksi nasional sekitar 2,27 juta ton/tahun. Jika dibandingkan dengan kapasitas pabrik yang dirancang sebesar 100.000 ton/tahun (yang membutuhkan PFAD sekitar 102.994 ton/tahun), kebutuhan bahan baku hanya memanfaatkan sebagian kecil dari total produksi PFAD nasional, sehingga ketersediaan bahan baku dinilai masih mencukupi untuk mendukung operasi pabrik secara berkelanjutan.

2). Kapasitas pabrik yang sudah ada

Berdasarkan data industri biodiesel di Indonesia, kapasitas produksi pabrik biodiesel yang telah beroperasi memiliki rentang kapasitas yang cukup besar. (umumnya 100.000 hingga >1.000.000 ton/tahun). Oleh karena itu, kapasitas 100.000 ton/tahun adalah batas minimal skala ekonomi yang sangat realistis untuk direalisasikan baik secara teknis maupun ekonomis.

3). Pertumbuhan pasar biodiesel

Permintaan biodiesel di Indonesia terus meningkat seiring dengan kebijakan energi terbarukan seperti program B40 yang meningkatkan pemanfaatan biodiesel dalam negeri. Kondisi ini menunjukkan adanya peluang pasar bagi pembangunan

pabrik biodiesel baru. Dengan kapasitas 100.000 ton/tahun, pabrik yang dirancang diperkirakan dapat memberikan kontribusi sekitar 1,64% terhadap kebutuhan biodiesel nasional tahun 2030, sehingga dapat membantu memenuhi permintaan biodiesel di masa mendatang.

4). Pertimbangan teknis dan ekonomi

Penentuan kapasitas pabrik juga mempertimbangkan aspek teknis dan ekonomi agar pabrik dapat beroperasi secara efisien. Kapasitas 100.000 ton/tahun dinilai cukup untuk mencapai skala produksi yang ekonomis (*economies of scale*) serta masih memungkinkan untuk dilakukan pengembangan kapasitas di masa mendatang apabila permintaan biodiesel terus meningkat.

II.3 Lokasi Pabrik dan Ketersediaan Utilitas

Pemilihan lokasi pabrik merupakan keputusan strategis jangka panjang yang memiliki implikasi langsung terhadap biaya operasional, kelancaran rantai pasok, aksesibilitas pasar, serta keberlanjutan operasional pabrik. Kesalahan dalam pemilihan lokasi bersifat tidak reversibel dalam jangka pendek karena melibatkan komitmen investasi modal yang sangat besar. Oleh karena itu, proses pemilihan lokasi dilakukan secara sistematis menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang memungkinkan pengambilan keputusan multi-kriteria secara terstruktur dan kuantitatif (Saaty, 1980).

II.3.1 Kriteria Pemilihan Lokasi

Berdasarkan kajian literatur dan praktik industri, sepuluh kriteria utama diidentifikasi sebagai faktor penentu dalam seleksi lokasi pabrik biodiesel. Masing-masing kriteria memiliki bobot kepentingan relatif yang ditetapkan melalui proses perbandingan berpasangan (*pairwise comparison*) dengan melibatkan pertimbangan teknis dan ekonomi.

Tabel II-25 Kriteria dan Bobot Pemilihan Lokasi Pabrik (Metode AHP)

No.	Kriteria Pemilihan	Bobot (w)	Deskripsi Indikator
1	Pasokan Bahan Baku	0,18	Kedekatan dengan sumber PFAD, volume & konsistensi pasokan
2	Aksesibilitas & Transportasi	0,16	Infrastruktur jalan, pelabuhan, rel, bandara
3	Wilayah Pemasaran	0,14	Kedekatan dengan konsumen biodiesel dan akses ekspor
4	Ketersediaan Utilitas	0,12	Listrik, air baku, <i>fuel gas</i> , <i>steam</i>
5	Lahan Kosong Tersedia	0,10	Luas lahan, harga lahan, potensi ekspansi
6	Sumber Tenaga Kerja	0,10	Ketersediaan SDM terampil, tingkat upah, tingkat pengangguran
7	Regulasi & Kebijakan	0,09	Regulasi kawasan industri, insentif fiskal, kemudahan perizinan
8	Komunitas Lokal	0,05	Tingkat penerimaan masyarakat, CSR, potensi konflik

No.	Kriteria Pemilihan	Bobot (w)	Deskripsi Indikator
9	Iklim & Topografi	0,04	Risiko bencana alam, kondisi tanah, curah hujan
10	Dampak Lingkungan	0,02	Ketersediaan IPAL kawasan, potensi dampak emisi
Total Bobot		1,00	-

Sumber: Adaptasi dari metode AHP Saaty (1980) dengan pertimbangan industri biodiesel.

II.3.2 Alternatif Lokasi yang Dikaji

Tiga lokasi kandidat dipertimbangkan dalam analisis ini berdasarkan keunggulan masing-masing dari segi kedekatan sentra produksi kelapa sawit, ketersediaan infrastruktur industri, dan akses pasar:

1). Alternatif 1: Kawasan Industri Dumai (KID), Provinsi Riau.

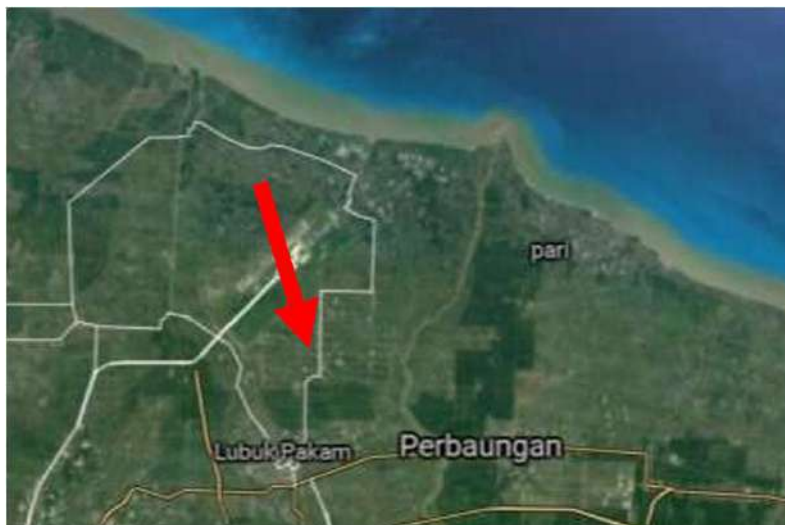


Gambar II-2 Kawasan Industri Dumai, Riau

Provinsi Riau, dengan wilayah seluas 87.023,66 km², terletak dari lereng Bukit Barisan hingga Selat Malaka. Secara geografis, Riau berbatasan dengan Selat Singapura dan Selat Malaka di utara, Provinsi Jambi dan Selat Berhala di selatan, Provinsi Kepulauan Riau dan Laut Cina Selatan di timur, serta Provinsi Sumatera Barat dan Sumatera Utara di barat. Wilayah Provinsi Riau memiliki beragam topografi, termasuk dataran dengan kemiringan 0 – 2% seluas 1.157.006 hektar, daerah curam dengan kemiringan 15 – 40% seluas 737.966 hektar, serta wilayah sangat curam (>40%) seluas 550.928 hektar (termasuk Provinsi Kepulauan Riau).

Dumai merupakan kota industri strategis di Provinsi Riau yang terletak di tepi Selat Malaka. Kawasan industri ini dikelola oleh PT Kawasan Industri Dumai (anak perusahaan Wilmar Group) dengan luas lahan industri sekitar 1.000 hektar dan telah dilengkapi dengan infrastruktur utilitas lengkap termasuk pelabuhan laut, jaringan pipa, pembangkit listrik, dan fasilitas pengolahan air. Riau merupakan provinsi dengan produksi PFAD tertinggi di Indonesia (368.898 ton/tahun berdasarkan estimasi 2023), menjadikannya lokasi yang sangat kompetitif dari sisi ketersediaan bahan baku.

2). Alternatif 2: Kawasan Lubuk Pakam, Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara



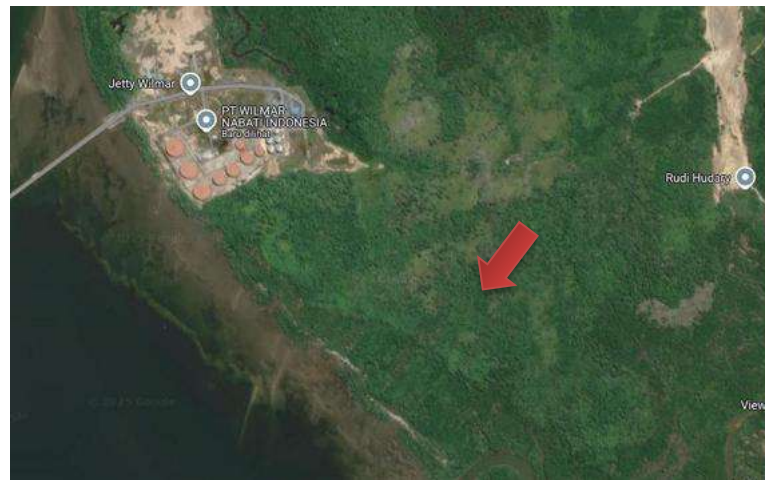
Gambar II-3 Kawasan Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara

Kabupaten Deli Serdang merupakan salah satu wilayah strategis di Sumatera Utara yang memiliki luas wilayah sekitar 2.497,72 km². Secara geografis, wilayah ini terletak di kawasan pantai timur Pulau Sumatra yang berdekatan dengan jalur perdagangan internasional di Selat Malaka. Kabupaten ini berbatasan dengan Medan di bagian utara, Kabupaten Serdang Bedagai di sebelah timur, Kabupaten Simalungun di bagian selatan, serta Kabupaten Karo dan Kabupaten Langkat di bagian barat. Topografi wilayah Deli Serdang cukup beragam, terdiri dari daerah dataran rendah di wilayah pesisir timur yang relatif datar hingga daerah perbukitan di bagian barat yang merupakan bagian dari rangkaian pegunungan Bukit Barisan. Kondisi geografis ini mendukung pengembangan sektor industri dan perkebunan karena sebagian besar wilayah memiliki kemiringan lahan yang relatif landai serta akses transportasi yang baik.

Lubuk Pakam sebagai ibu kota Kabupaten Deli Serdang memiliki posisi yang sangat strategis dalam mendukung pengembangan industri pengolahan berbasis kelapa sawit. Kota ini berada tidak jauh dari pusat kegiatan ekonomi di Medan serta memiliki akses transportasi yang baik menuju pelabuhan internasional di Pelabuhan Belawan, yang merupakan salah satu pelabuhan utama ekspor produk kelapa sawit di Indonesia. Selain itu, wilayah ini juga didukung oleh keberadaan kawasan industri seperti Kawasan Industri Medan yang menyediakan berbagai infrastruktur pendukung industri, termasuk jaringan transportasi, utilitas energi, serta fasilitas logistik. Infrastruktur tersebut menjadikan kawasan Lubuk Pakam dan sekitarnya sangat potensial untuk pengembangan industri pengolahan biodiesel.

Provinsi Sumatera Utara sendiri merupakan salah satu sentra utama produksi kelapa sawit di Indonesia dengan produksi crude palm oil (CPO) yang mencapai jutaan ton per tahun. Keberadaan banyak pabrik kelapa sawit (PKS) dan industri pengolahan minyak sawit di wilayah ini menghasilkan berbagai produk samping seperti *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku produksi biodiesel. Ketersediaan bahan baku yang melimpah, didukung oleh infrastruktur transportasi dan kedekatan dengan pelabuhan ekspor, menjadikan kawasan Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang sebagai lokasi yang sangat potensial dan kompetitif untuk pembangunan pabrik biodiesel.

3). Alternatif 3: Kawasan Industri Kariangau (KIK), Balikpapan, Kalimantan Timur.



Gambar II.4 Kawasan Industri Karingan (KIK)-Balikpapan

Kawasan Industri Kariangau merupakan kawasan industri utama di Balikpapan, Kalimantan Timur yang berlokasi di wilayah pesisir Teluk Balikpapan dan berhadapan langsung dengan Selat Makassar. Selat tersebut termasuk jalur strategis dalam sistem pelayaran nasional yang dikenal sebagai Alur Laut Kepulauan Indonesia II (ALKI II), sehingga kawasan ini memiliki akses langsung terhadap jalur pelayaran domestik maupun internasional. Kedalaman perairan di Teluk Balikpapan memungkinkan kapal besar dengan kapasitas hingga sekitar 50.000 ton untuk beroperasi, sehingga sangat mendukung kegiatan ekspor-impor bahan baku maupun produk industri. Posisi geografis ini menjadikan KIK sebagai salah satu simpul logistik penting bagi pengembangan industri di wilayah Indonesia bagian timur.

Kawasan industri ini memiliki luas sekitar 3.565 hektar yang direncanakan sebagai pusat pengembangan berbagai sektor industri seperti industri kimia, pengolahan hasil tambang, industri berbasis kelapa sawit, pengolahan kayu, serta industri energi dan logistik. Hingga saat ini, sejumlah perusahaan telah beroperasi di kawasan tersebut, termasuk industri pengolahan CPO, batubara, minyak dan gas, industri logam, serta pergudangan dan logistik yang menyerap ribuan tenaga kerja. Pengembangan kawasan ini juga diarahkan untuk meningkatkan nilai tambah komoditas regional melalui proses hilirisasi industri dari bahan mentah menjadi produk industri bernilai tinggi.

Untuk menunjang kegiatan industri, KIK dilengkapi dengan berbagai infrastruktur strategis, salah satunya adalah Terminal Peti Kemas Kariangau yang berfungsi sebagai fasilitas bongkar muat peti kemas dan general cargo.

II.3.3 Sumber Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja adalah salah satu hal yang perlu diperhitungkan dalam merancang suatu pabrik. Dengan adanya sumber daya manusia, maka lingkungan tersebut akan cukup ideal untuk mendirikan suatu pabrik. Hal tersebut disebabkan karena akan lebih mudah mencari tenaga kerja daripada di daerah lain. Berikut data statistik penduduk yang memiliki jumlah pengangguran dan jumlah angkatan kerja di beberapa provinsi :

Tabel II-26 Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) Tahun 2025

Provinsi	Tingkat Pengangguran Terbuka (%)
Riau	4,16
Sumatera Utara	5,32

Provinsi	Tingkat Pengangguran Terbuka (%)
Kalimantan Timur	5,14

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2025)

Berdasarkan data tingkat pengangguran terbuka, Provinsi Sumatera Utara memiliki nilai TPT yang relatif lebih tinggi yaitu sebesar 5,32% dibandingkan Provinsi Riau namun masih sebanding dengan Kalimantan Timur. Nilai TPT yang lebih tinggi menunjukkan ketersediaan tenaga kerja yang lebih besar karena masih terdapat tenaga kerja yang belum terserap oleh sektor industri. Kondisi ini memberikan keuntungan bagi pembangunan pabrik karena perusahaan dapat lebih mudah memperoleh tenaga kerja lokal tanpa harus mendatangkan tenaga kerja dari luar daerah. Oleh karena itu, dari sisi ketersediaan tenaga kerja, wilayah Lubuk Pakam di Kabupaten Deli Serdang, Sumatera Utara memiliki potensi yang cukup baik untuk pengembangan pabrik.

Tabel II-27 Tingkat Penyelesaian Pendidikan (%) Pada Tahun 2025

Provinsi	SD (%)	SMP (%)	SMA (%)
Riau	98,09	90,52	74,46
Sumatera Utara	97,85	90,31	73,90
Kalimantan Timur	97,88	94,85	73,63

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2025)

Ketiga provinsi memiliki tingkat penyelesaian pendidikan yang relatif tinggi dan tidak berbeda jauh. Hal ini menunjukkan bahwa ketiga wilayah memiliki kualitas tenaga kerja yang cukup baik untuk mendukung kegiatan industri.

Tabel II-28 Upah Minimum Provinsi (UMP) dan Upah Minimum Kota (UMK) Pada Tahun 2025

Provinsi	UPM (Rp/bulan)	Kabupaten/Kota	UMK (Rp/bulan)
Riau	3.508.775	Kota Dumai	4.118.659
Sumatera Utara	2.992.599	Kab. Deli Serdang	3.732.906
Kalimantan Timur	3.579.314	Kota Balikpapan	3.701.508

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2025)

Provinsi Sumatera Utara memiliki UMP terendah (Rp2.992.599) dibandingkan Riau dan Kalimantan Timur. Selain itu, UMK Kabupaten Deli Serdang sebesar Rp3.732.906 masih lebih rendah dibandingkan UMK Kota Dumai. Hal ini menunjukkan biaya tenaga kerja di Deli Serdang relatif lebih ekonomis untuk operasional pabrik.

II.3.4 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi

Faktor lain dalam pemilihan lokasi pabrik adalah adanya aksesibilitas dan fasilitas transportasi yang memadai. Seluruh kebutuhan bahan baku dan juga pemasaran produk membutuhkan kedua faktor tersebut agar pabrik berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi melingkupi jalan, bandara, dan juga pelabuhan.

Tabel II-29 Aksesibilitas dan Fasilitas Transportasi Tahun 2025

Provinsi	Total Panjang Jalan (Km)	Jumlah Bandara	Jumlah Pelabuhan
Riau	24.206	4 bandara (1 bandara internasional)	27
Sumatera Utara	40.164	7 bandara (1 bandara internasional)	9
Kalimantan Timur	13.375	4 bandara (1 bandara internasional)	22

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan data aksesibilitas transportasi, Provinsi Sumatera Utara memiliki panjang jalan paling besar yaitu sekitar 40.164 km, yang menunjukkan jaringan transportasi darat yang lebih luas dibandingkan Riau dan Kalimantan Timur. Selain itu, jumlah bandara dan pelabuhan juga cukup memadai sehingga mendukung mobilitas bahan baku maupun distribusi produk industri. Dengan kondisi infrastruktur transportasi yang lebih lengkap serta kedekatan dengan Pelabuhan Belawan dan Bandara Kualanamu, wilayah Lubuk Pakam di Kabupaten Deli Serdang memiliki aksesibilitas yang sangat baik untuk mendukung pembangunan dan operasional pabrik biodiesel.

II.3.5 Iklim dan Topografi

Iklim dan kondisi alam suatu wilayah merupakan salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi industri. Hal ini perlu dipertimbangkan karena dapat mempengaruhi proses pembangunan pabrik, investasi, serta kegiatan operasional dan pemeliharaan selama pabrik beroperasi. Beberapa parameter yang digunakan untuk menilai kondisi iklim suatu daerah antara lain suhu udara, kecepatan angin, dan curah hujan.

Tabel II-30 Kondisi Iklim

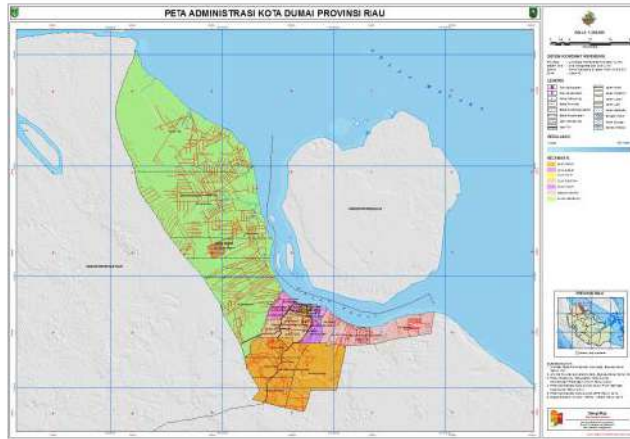
Provinsi	Suhu (°C)	Curah Hujan (mm/tahun)	Kecepatan angin (knot)
Riau (Dumai)	26,5-27,0	2.400	6-7
Sumatera Utara (Deli Serdang)	26,0-27,5	2.200	4-6
Kalimantan Timur (Balikpapan)	27,0-28,0	2.300-2.900	3-5

(Sumber: Badan Pusat Statistik dan BMKG , 2025)

1) Kota Dumai, Riau

Provinsi Riau, khususnya Kota Dumai, memiliki iklim tropis dengan suhu udara rata-rata sekitar 26–27 °C dan kelembapan udara yang cukup tinggi. Curah hujan tahunan umumnya berada pada kisaran 2.400–3.000 mm per tahun, dengan intensitas hujan relatif tinggi pada periode September hingga Januari. Kondisi iklim tersebut menjadikan wilayah Dumai memiliki lingkungan yang lembap dan stabil sepanjang

tahun. Secara topografi, Kota Dumai didominasi oleh wilayah dataran rendah pesisir dengan ketinggian sekitar 0–20 meter di atas permukaan laut. Wilayah ini banyak terdiri dari lahan gambut, rawa, serta tanah aluvial yang terbentuk dari endapan sungai dan pesisir. Letaknya yang berbatasan langsung dengan Selat Malaka menjadikan Dumai sebagai kawasan pelabuhan dan industri yang strategis serta mendukung pengembangan industri pengolahan kelapa sawit dan biodiesel.



Gambar II-5 Peta Administrasi Kota Dumai, Riau

2) Lubuk Pakam, Sumatera Utara

Kabupaten Deli Serdang yang beribu kota di Lubuk Pakam memiliki iklim tropis lembap dengan suhu rata-rata tahunan sekitar 26–27 °C. Curah hujan di wilayah ini berkisar antara 2.200–2.800 mm per tahun, dengan distribusi hujan yang relatif merata sepanjang tahun. Kondisi ini dipengaruhi oleh posisi geografisnya yang berada di kawasan pantai timur Sumatra serta dekat dengan garis khatulistiwa. Dari sisi topografi, wilayah Deli Serdang memiliki variasi bentang alam mulai dari dataran rendah pesisir hingga perbukitan bagian barat yang merupakan bagian dari Pegunungan Bukit Barisan. Sebagian besar kawasan industri berada pada dataran rendah dengan kemiringan lahan relatif kecil sehingga cocok untuk pembangunan kawasan industri dan infrastruktur pabrik. Lokasi Lubuk Pakam juga sangat strategis karena berada dekat dengan Kota Medan dan Pelabuhan Belawan, sehingga mempermudah distribusi bahan baku maupun produk hasil industri biodiesel ke pasar domestik maupun ekspor.



Gambar II-6 Peta Administrasi Deli Serdang, Sumatera Utara

3) Balikpapan, Kalimantan Timur

Kota Balikpapan di Provinsi Kalimantan Timur memiliki iklim tropis dengan suhu udara rata-rata sekitar 27–28 °C. Curah hujan tahunan berkisar antara 2.300–2.700 mm per tahun, dengan intensitas hujan yang relatif tinggi terutama pada periode November hingga April. Kondisi iklim ini umum ditemukan pada wilayah pesisir Kalimantan yang dipengaruhi oleh sirkulasi monsun dan kelembapan laut yang tinggi. Secara topografi, wilayah Balikpapan terdiri dari perbukitan bergelombang dan dataran pesisir, dengan elevasi rata-rata sekitar 0–100 meter di atas permukaan laut. Kawasan Industri Kariangau (KIK) sendiri berada di kawasan pesisir Teluk Balikpapan yang memiliki akses langsung ke jalur pelayaran internasional sehingga mendukung kegiatan logistik dan industri. Keberadaan pelabuhan industri serta infrastruktur energi di kawasan tersebut menjadikan Balikpapan salah satu pusat industri penting di Kalimantan Timur, khususnya untuk industri energi dan pengolahan sumber daya alam.



Gambar II-7 Peta Administrasi Kota Balikpapan

II.3.6 Hukum dan Peraturan

Dalam penentuan lokasi pembangunan pabrik, aspek hukum dan regulasi merupakan faktor penting yang perlu dipertimbangkan. Keberadaan peraturan tata ruang wilayah serta kebijakan pembangunan industri dapat memberikan kepastian hukum bagi investor dalam melakukan kegiatan industri. Selain itu, regulasi nasional terkait pengembangan energi terbarukan juga menjadi dasar dalam pengembangan industri biodiesel di Indonesia. Berikut beberapa peraturan yang berkaitan dengan pengembangan kawasan industri pada masing-masing alternatif lokasi:

1). Provinsi Riau (Kota Dumai)

- Peraturan Daerah Kota Dumai Nomor 1 Tahun 2019 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kota Dumai Tahun 2019–2039

Peraturan daerah ini mengatur pemanfaatan ruang di Kota Dumai, termasuk penetapan kawasan industri dan kawasan pelabuhan. RTRW ini memberikan arahan pengembangan kawasan industri yang mendukung kegiatan industri pengolahan, termasuk industri berbasis kelapa sawit.

- Peraturan Daerah Provinsi Riau Nomor 9 Tahun 2018 tentang Rencana Pembangunan Industri Provinsi Riau Tahun 2018–2038

Peraturan ini menetapkan arah kebijakan pembangunan industri di Provinsi Riau selama 20 tahun. Salah satu fokus pengembangannya adalah industri hilir kelapa sawit, termasuk pengembangan biodiesel dan produk turunan minyak sawit lainnya.

2). Provinsi Sumatera Utara (Kabupaten Deli Serdang – Lubuk Pakam)

- Peraturan Daerah Provinsi Sumatera Utara Nomor 2 Tahun 2017 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Sumatera Utara Tahun 2017–2037

Peraturan ini mengatur struktur ruang dan pola ruang di Provinsi Sumatera Utara, termasuk pengembangan kawasan industri di wilayah pantai timur Sumatera seperti Kabupaten Deli Serdang yang memiliki akses strategis terhadap jalur transportasi dan pelabuhan.

- Peraturan Daerah Kabupaten Deli Serdang Nomor 1 Tahun 2021 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Kabupaten Deli Serdang Tahun 2021–2041

Peraturan ini menetapkan perencanaan tata ruang wilayah Kabupaten Deli Serdang termasuk kawasan industri, kawasan perdagangan, dan kawasan logistik. Kebijakan tersebut mendukung pengembangan industri pengolahan yang memanfaatkan sumber daya perkebunan di wilayah Sumatera Utara.

3). Provinsi Kalimantan Timur (Kota Balikpapan – Kawasan Industri Kariangau)

- Peraturan Daerah Provinsi Kalimantan Timur Nomor 1 Tahun 2016 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Provinsi Kalimantan Timur Tahun 2016–2036

Peraturan ini mengatur pemanfaatan ruang wilayah di Kalimantan Timur, termasuk pengembangan kawasan industri dan kawasan pelabuhan yang mendukung kegiatan industri dan logistik di wilayah pesisir.

- Peraturan Daerah Kota Balikpapan Nomor 12 Tahun 2012 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Kota Balikpapan Tahun 2012–2032

Peraturan ini menetapkan pola ruang Kota Balikpapan, termasuk pengembangan kawasan industri di wilayah Kariangau yang dirancang sebagai pusat kegiatan industri dan logistik di Teluk Balikpapan.

Selain peraturan daerah tersebut, pembangunan pabrik biodiesel dari PFAD juga harus mematuhi regulasi nasional, seperti:

- Undang-Undang Nomor 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian: UU ini mengatur kebijakan industri nasional, termasuk pengembangan industri hijau dan berkelanjutan.
- Peraturan Presiden Nomor 66 Tahun 2018 tentang Rencana Umum Energi Nasional: Perpres ini menetapkan kebijakan energi nasional, termasuk pengembangan bioenergi seperti biodiesel.
- Peraturan Menteri Perindustrian Nomor 13 Tahun 2019 tentang Standar Industri Hijau untuk Industri Biodiesel: Permen ini menetapkan standar industri hijau bagi industri biodiesel, termasuk yang menggunakan PFAD sebagai bahan baku.

II.3.7 Pertimbangan Komunitas Lokal

Pemilihan lokasi pabrik biodiesel pada tiga kawasan alternatif, yaitu Kawasan Industri Dumai di Provinsi Riau, kawasan Lubuk Pakam di Kabupaten Deli Serdang (Sumatera Utara), serta Kawasan Industri Kariangau di Kota Balikpapan (Kalimantan Timur), berada pada wilayah yang telah direncanakan sebagai kawasan industri. Kondisi ini membuat masyarakat di sekitar wilayah tersebut pada umumnya telah terbiasa dengan aktivitas industri sehingga keberadaan pabrik baru relatif lebih mudah diterima. Selain itu, pembangunan pabrik biodiesel berpotensi memberikan dampak positif bagi masyarakat setempat, terutama dalam membuka lapangan kerja baru serta meningkatkan aktivitas ekonomi di daerah sekitar kawasan industri.

Meskipun demikian, pembangunan pabrik biodiesel juga harus memperhatikan aspek lingkungan, khususnya dalam pengelolaan limbah yang dihasilkan selama proses produksi. Limbah cair, padat, maupun emisi gas dari proses produksi harus diolah terlebih dahulu melalui sistem pengolahan limbah yang sesuai dengan standar lingkungan sebelum dilepaskan ke lingkungan sekitar. Pengelolaan limbah yang baik sangat penting untuk menjaga kualitas lingkungan serta melindungi kesehatan masyarakat yang tinggal di sekitar kawasan industri di Dumai, Deli Serdang, maupun Balikpapan. Dengan penerapan sistem pengolahan limbah yang tepat serta kepatuhan terhadap regulasi lingkungan yang berlaku, keberadaan pabrik biodiesel diharapkan dapat memberikan manfaat ekonomi tanpa menimbulkan dampak negatif terhadap lingkungan dan masyarakat sekitar.

II.3.8 Dampak Terhadap Lingkungan

Pendirian pabrik biodiesel di kawasan industri seperti Kawasan Industri Dumai (Riau), kawasan Lubuk Pakam di Kabupaten Deli Serdang (Sumatera Utara), serta Kawasan Industri Kariangau di Kota Balikpapan (Kalimantan Timur) berpotensi menimbulkan dampak terhadap lingkungan, terutama dari limbah cair, emisi gas, maupun limbah padat yang dihasilkan selama proses produksi. Namun, karena ketiga wilayah tersebut berada dalam kawasan industri yang telah direncanakan untuk aktivitas manufaktur, umumnya telah tersedia fasilitas pengelolaan limbah serta sistem pengendalian lingkungan yang terintegrasi. Dengan adanya fasilitas tersebut, limbah yang dihasilkan dari proses produksi biodiesel dapat diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan sehingga dapat meminimalkan potensi pencemaran serta menjaga kualitas lingkungan dan kesehatan masyarakat di sekitar kawasan industri.

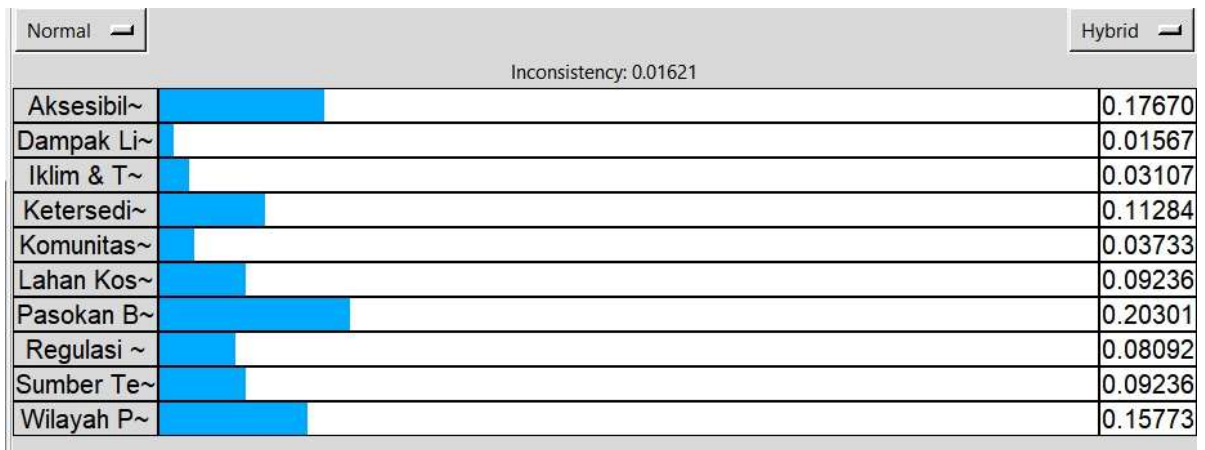
II.3.9 Analisis AHP dan Pemilihan Lokasi

Penilaian setiap alternatif lokasi dilakukan terhadap masing-masing kriteria menggunakan skala penilaian 1–9. Nilai 9 menunjukkan keunggulan mutlak, sementara nilai 1 menunjukkan performa setara. Bobot setiap kriteria kemudian dikalikan dengan skor masing-masing alternatif untuk menghasilkan nilai tertimbang (*weighted score*).

Tabel II-31 Penilaian Alternatif Lokasi Pabrik Biodiesel (Metode AHP)

Kriteria	Bobot (w)	Dumai (Riau)	Dumai Tertimbang	Lubuk Pakam (Sumut)	Sumut Tertimbang	KIK (Kaltim)	Kaltim Tertimbang
Pasokan Bahan Baku	0,18	9	1,62	7	1,26	7	1,26
Aksesibilitas & Transportasi	0,16	8	1,28	9	1,44	8	1,28
Wilayah Pemasaran	0,14	8	1,12	9	1,26	8	1,12
Ketersediaan Utilitas	0,12	9	1,08	8	0,96	7	0,84
Lahan Kosong Tersedia	0,10	7	0,70	9	0,90	8	0,80
Sumber Tenaga Kerja	0,10	7	0,70	8	0,80	7	0,70
Regulasi & Kebijakan	0,09	7	0,63	9	0,81	7	0,63
Komunitas Lokal	0,05	7	0,35	8	0,40	7	0,35
Iklim & Topografi	0,04	7	0,28	7	0,28	6	0,24
Dampak Lingkungan	0,02	7	0,14	8	0,16	7	0,14
SKOR TOTAL	1,00	-	7,90	-	8,27	-	7,36

Sumber: Analisis AHP berdasarkan data BPS (2024), ESDM (2024), dan survei literatur.

**Gambar II-8** Analisis AHP Pemilihan Lokasi Pabrik

Name	Graphic	Ideals	Normals	Raw
Dumai Riau		0.786289	0.339192	0.169596
KIK Balikpapan Kaltim		0.531838	0.229426	0.114713
Lubuk Pakam Sumut		1.000000	0.431383	0.215691

Gambar II-9 Hasil Analisis AHP Pemilihan Lokasi Pabrik

Analisis pemilihan lokasi pabrik dilakukan menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang diolah dengan bantuan perangkat lunak *Super Decisions*. Berdasarkan hasil perhitungan dan pembobotan terhadap berbagai kriteria yang telah ditentukan dengan tiga alternatif lokasi yaitu Dumai (Riau), Kawasan Industri Kariangau (KIK) Balikpapan (Kalimantan Timur), dan Lubuk Pakam (Sumatera Utara).

Hasil sintesis menunjukkan bahwa Lubuk Pakam, Sumatera Utara memiliki nilai prioritas tertinggi sebesar 0,431383, yang lebih besar dibandingkan nilai yang diperoleh oleh Dumai, Riau maupun KIK Balikpapan, Kalimantan Timur. Nilai ini menunjukkan bahwa secara keseluruhan Lubuk Pakam memiliki tingkat kesesuaian yang paling tinggi berdasarkan kriteria-kriteria yang digunakan dalam analisis.

II.3.10 Lokasi Terpilih: Lubuk Pakam, Deli Serdang – Sumatera Utara

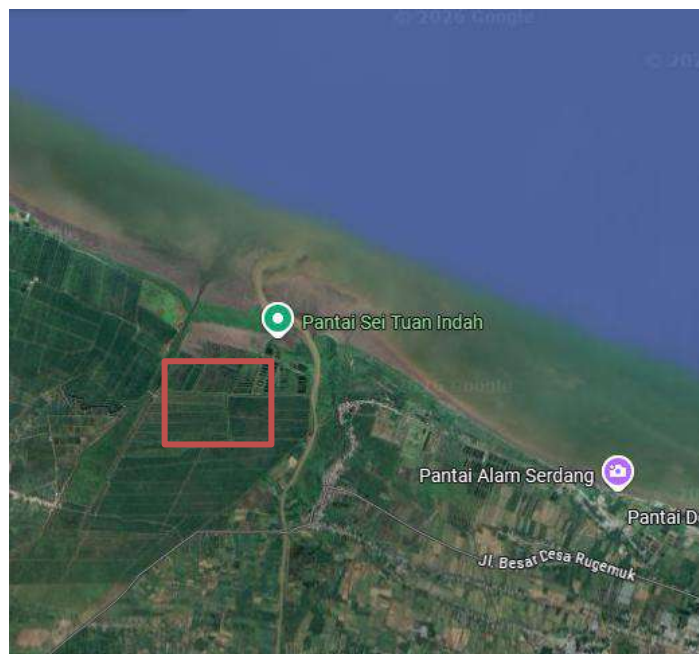
Dari beberapa aspek pemilihan lokasi pabrik biodiesel dari PFAD dapat disimpulkan bahwa pabrik akan didirikan di **wilayah Sumatera Utara, tepatnya di kawasan Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang**. Penetapan lokasi ini dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai aspek yang telah dianalisis dan dibandingkan pada beberapa alternatif lokasi. Berdasarkan hasil analisis terhadap beberapa kriteria pemilihan lokasi, wilayah Lubuk Pakam menunjukkan nilai yang lebih unggul dibandingkan dengan dua alternatif lokasi lainnya. Beberapa alasan yang mendasari penetapan lokasi pembangunan pabrik biodiesel tersebut antara lain sebagai berikut:

- Berdasarkan aspek ketersediaan bahan baku**, Provinsi Sumatera Utara merupakan salah satu sentra produksi kelapa sawit terbesar di Indonesia dengan banyaknya perkebunan kelapa sawit serta pabrik kelapa sawit (PKS) yang menghasilkan produk turunan seperti CPO dan PFAD. Keberadaan industri pengolahan minyak sawit yang cukup banyak di wilayah ini menjadikan ketersediaan bahan baku relatif terjamin dan berkelanjutan.
- Berdasarkan aspek sumber energi dan utilitas**, wilayah Deli Serdang memiliki infrastruktur utilitas yang cukup baik. Ketersediaan listrik dapat dipenuhi dari jaringan listrik PLN wilayah Sumatera Bagian Utara yang didukung oleh beberapa pembangkit listrik di Sumatera Utara. Selain itu, kebutuhan air industri dapat diperoleh dari sumber air permukaan maupun jaringan perusahaan air daerah yang tersedia di wilayah Deli Serdang dan sekitarnya.
- Berdasarkan aspek pasar**, Provinsi Sumatera Utara memiliki posisi geografis yang strategis karena berada di jalur perdagangan internasional di Selat Malaka. Hal ini memberikan keuntungan dalam distribusi produk biodiesel baik untuk kebutuhan domestik maupun ekspor.
- Berdasarkan aspek lahan dan infrastruktur industri**, kawasan Lubuk Pakam dan sekitarnya memiliki ketersediaan lahan yang cukup luas serta didukung oleh keberadaan kawasan industri di wilayah Medan dan Deli Serdang. Infrastruktur transportasi seperti jalan nasional, jalur logistik, serta kedekatan dengan pelabuhan menjadikan wilayah ini cukup potensial untuk pengembangan industri pengolahan.
- Berdasarkan aspek sumber tenaga kerja**, wilayah Sumatera Utara memiliki jumlah penduduk usia produktif yang cukup besar serta didukung oleh berbagai institusi

pendidikan di Kota Medan dan sekitarnya yang dapat menjadi sumber tenaga kerja terampil bagi industri.

- f. **Berdasarkan aspek aksesibilitas dan transportasi**, lokasi Lubuk Pakam memiliki akses yang sangat baik karena berada dekat dengan Pelabuhan Belawan yang merupakan salah satu pelabuhan utama di Sumatera Utara. Selain itu, wilayah ini juga dilalui oleh jaringan jalan nasional serta memiliki akses yang relatif dekat dengan Bandara Internasional Kualanamu, sehingga memudahkan mobilitas barang maupun tenaga kerja.
- g. **Berdasarkan aspek hukum dan peraturan**, Kabupaten Deli Serdang telah memiliki perencanaan tata ruang wilayah yang mendukung pengembangan kawasan industri. Hal ini memberikan kepastian hukum serta dukungan pemerintah terhadap pengembangan kegiatan industri di wilayah tersebut.
- h. **Berdasarkan aspek komunitas lokal**, pembangunan pabrik biodiesel di kawasan industri relatif dapat diterima oleh masyarakat sekitar karena aktivitas industri telah menjadi bagian dari kegiatan ekonomi di wilayah tersebut serta berpotensi membuka lapangan kerja baru.
- i. **Berdasarkan aspek iklim dan topografi**, kondisi iklim di wilayah Sumatera Utara relatif stabil dengan suhu, curah hujan, dan kecepatan angin yang tidak berbeda secara signifikan dengan wilayah alternatif lainnya sehingga tidak memberikan kendala berarti terhadap operasional pabrik.
- j. **Berdasarkan aspek dampak terhadap lingkungan**, lokasi pembangunan berada di kawasan industri sehingga pengelolaan limbah industri dapat dilakukan secara terintegrasi sesuai dengan regulasi lingkungan yang berlaku.

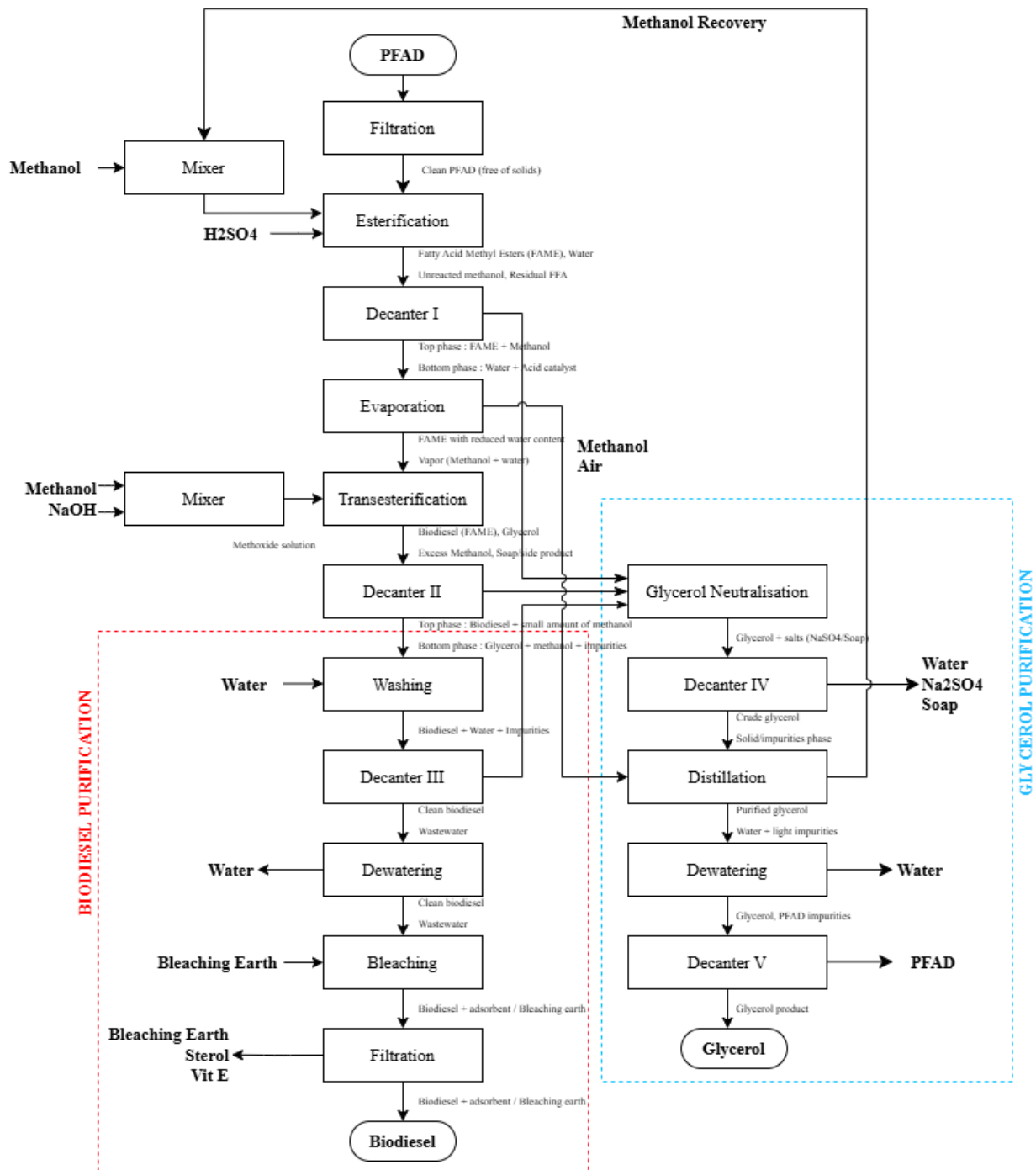
Oleh karena itu, berdasarkan berbagai pertimbangan tersebut, lokasi pembangunan pabrik biodiesel dari PFAD dipilih berada di kawasan Lubuk Pakam, Kabupaten Deli Serdang, Provinsi Sumatera Utara, yang memiliki potensi terbaik dari segi ketersediaan bahan baku, aksesibilitas transportasi, ketersediaan tenaga kerja, serta dukungan infrastruktur industri dibandingkan dengan alternatif lokasi lainnya.



Gambar II-10 Lokasi Terpilih

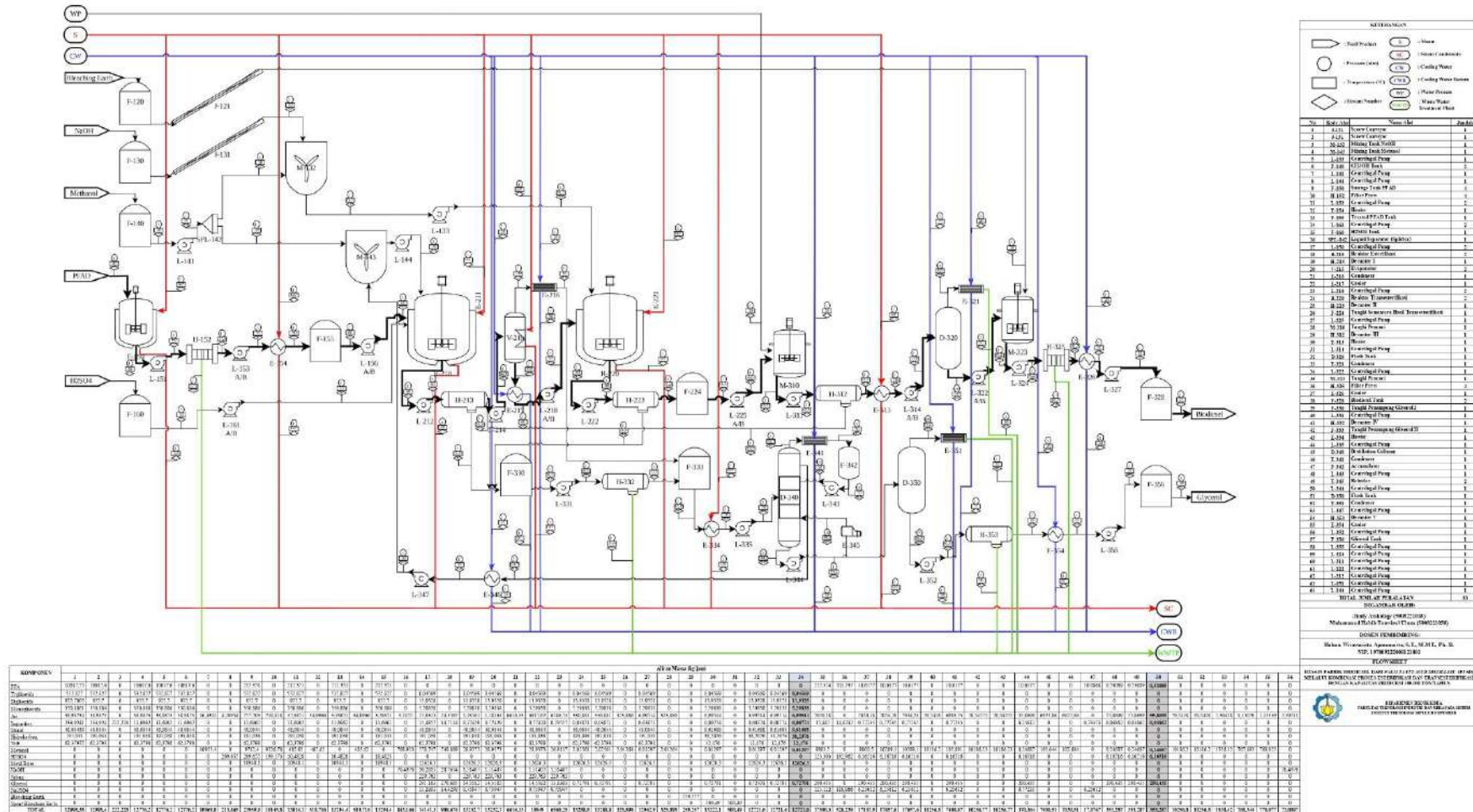
BAB III URAIAN PROSES TERPILIH

III.1 Diagram Balok



Gambar III-1 Blok Diagram Pabrik Biodiesel dari PFAD

III.2 Diagram Alir Proses



Gambar III-2 Process Flow Diagram Biodiesel dari PFAD

III.3 Uraian Proses

III.3.1 Ruang Lingkup Proses dan *Battery Limit*

Sebelum menguraikan proses secara detail, perlu ditetapkan terlebih dahulu *battery limit* (batas sistem) pabrik biodiesel ini untuk mendefinisikan ruang lingkup uraian proses, neraca massa, neraca energi, dan perancangan peralatan. *Battery limit* adalah batas imajiner yang memisahkan area proses utama (*inside battery limit*/ISBL) dari fasilitas penunjang (*outside battery limit*/OSBL) seperti utilitas, tangki penyimpanan bahan baku/produk, dan unit pengolahan limbah.

Battery limit pabrik ini ditetapkan sebagai berikut:

- **Batas Masuk (*Inlet Battery Limit*):**
 - Aliran PFAD cair pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dari tangki penyimpanan bahan baku
 - Aliran metanol segar (fresh methanol) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dari tangki metanol
 - Aliran H₂SO₄ 98% pada suhu 30°C dari tangki penyimpanan asam
 - Aliran NaOH (larutan) pada suhu 30°C dari tangki penyimpanan basa
 - Aliran *bleaching earth* (padatan) dari silo penyimpanan
 - Utilitas: steam
- **Batas Keluar (*Outlet Battery Limit*):**
 - Produk biodiesel (FAME) pada suhu 30°C, tekanan 1 atm, kemurnian $\geq 96,5\%$ sesuai SNI 7182:2015
 - Produk samping gliserol kasar (*crude glycerol*) kemurnian 80–90% berat ke unit pemurnian gliserol
 - Aliran limbah cair (*wastewater*) menuju unit pengolahan air limbah (IPAL)
 - Aliran gas (uap metanol + air) menuju unit *methanol recovery* dan kondensasi
 - Spent *bleaching earth* (padat) menuju penanganan limbah B3

III.3.2 Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku merupakan langkah fundamental yang secara langsung menentukan kualitas dan kelancaran proses produksi biodiesel secara keseluruhan. *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) sebagai bahan baku utama umumnya mengandung sejumlah pengotor padat berupa residu proses refining minyak sawit, sehingga sebelum diproses lebih lanjut, PFAD yang tersimpan dalam tangki penyimpanan (F-150) terlebih dahulu dialirkan menuju filter press (H-152). Filter press bekerja berdasarkan prinsip filtrasi bertekanan, di mana campuran umpan dipaksa melewati media filter berpori oleh gaya tekan mekanis sehingga partikel padat tertahan pada permukaan filter sementara cairan jernih lolos ke sisi filtrat. Proses penyaringan ini sangat krusial untuk mencegah terjadinya *fouling* pada peralatan *downstream* dan memastikan homogenitas umpan yang masuk ke dalam reaktor berikutnya.

Setelah proses penyaringan, PFAD kemudian dialirkan ke unit pemanas (*heater*) untuk meningkatkan suhunya hingga mencapai 60°C. Pemanasan ini bertujuan menurunkan viskositas dinamik PFAD secara signifikan, sehingga alirannya menjadi lebih lancar dan kemampuannya bercampur secara homogen dengan reaktan lain pada tahap berikutnya meningkat. PFAD yang telah dipanaskan kemudian ditampung sementara di tangki penampungan (F-155) sebelum diarahkan ke reaktor esterifikasi. Karena kondisi operasi optimum reaktor esterifikasi berlangsung pada suhu 60°C, PFAD dari tangki F-155 perlu dipanaskan sebelum memasuki reaktor. Kontrol termal yang presisi pada tahap ini diperlukan untuk menghindari terjadinya penguapan reaktan pada tahap esterifikasi, yang

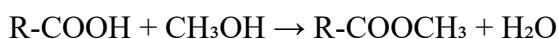
dapat mengganggu kondisi operasi dan mengurangi konversi reaksi.

Selain PFAD, bahan-bahan pendukung juga dipersiapkan secara paralel untuk memastikan ketersediaan dan kesiapan masing-masing reaktan dan katalis sebelum proses dimulai. Metanol dengan kemurnian 99% disiapkan sebagai reaktan utama dalam reaksi esterifikasi. Pemilihan metanol sebagai alkohol pereaksi didasarkan pada sejumlah pertimbangan teknis dan ekonomis: metanol memiliki rantai karbon terpendek di antara alkohol primer sehingga reaktivitasnya lebih tinggi, biaya produksinya relatif rendah, dan *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) yang dihasilkan memiliki sifat fisik yang sesuai dengan standar biodiesel internasional. Asam sulfat (H_2SO_4) disiapkan sebagai katalis homogen dalam proses esterifikasi; sifatnya sebagai asam kuat membuatnya mampu memprotonasi gugus karbonil pada molekul asam lemak bebas sehingga elektrofilitas karbon karbonil meningkat dan serangan nukleofilik oleh metanol menjadi lebih mudah terjadi, mempercepat laju reaksi secara keseluruhan. Sementara itu, natrium hidroksida (NaOH) dipersiapkan untuk digunakan pada tahap transesterifikasi sebagai katalis basa yang akan bereaksi dengan metanol membentuk ion metoksida—agen nukleofilik yang sangat reaktif terhadap ikatan ester dalam trigliserida.

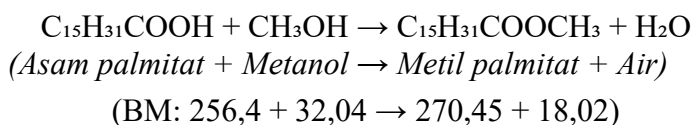
III.3.3 Reaksi Esterifikasi

Tahap esterifikasi dirancang untuk mengkonversi asam lemak bebas (*Free Fatty Acid* / FFA) yang terkandung dalam PFAD menjadi metil ester melalui reaksi dengan metanol. PFAD yang merupakan hasil samping proses fraksinasi minyak sawit memiliki kandungan FFA yang sangat tinggi umumnya berkisar antara 80–95% sehingga apabila langsung diproses menggunakan katalis basa pada tahap transesterifikasi, akan terjadi reaksi saponifikasi, yaitu reaksi antara FFA dengan basa membentuk sabun (*fatty acid soap*). Pembentukan sabun ini sangat merugikan karena dapat menstabilkan emulsi antara biodiesel dan gliserol, mempersulit proses pemisahan fase, dan secara signifikan menurunkan yield biodiesel akhir. Oleh karena itu, penurunan kadar FFA melalui esterifikasi dengan katalis asam menjadi prasyarat wajib sebelum proses transesterifikasi dapat dilakukan.

Reaksi esterifikasi antara asam lemak bebas (FFA) dengan metanol mengikuti persamaan stoikiometri umum sebagai berikut:



Karena komponen utama FFA dalam PFAD adalah asam palmitat ($\text{C}_{16}\text{H}_{32}\text{O}_2$, BM = 256,4 g/mol) dengan proporsi $\pm 44\%$ berat, maka reaksi representatif yang digunakan sebagai basis perhitungan neraca massa adalah:



Secara stoikiometri, satu mol asam lemak bebas bereaksi dengan satu mol metanol menghasilkan satu mol metil ester dan satu mol air. Namun, karena PFAD merupakan campuran berbagai jenis asam lemak bebas dengan komposisi yang didominasi oleh asam palmitat dan asam oleat, maka kebutuhan FFA pada perancangan ini dihitung berdasarkan **komposisi aktual PFAD** yang digunakan dalam neraca massa, bukan berdasarkan satu komponen asam lemak tertentu. Dengan pendekatan tersebut diperoleh kebutuhan FFA sebesar **84.091,0222 ton/tahun atau 10.617,5546 kg/jam**, yang selanjutnya dikonversi menjadi FAME pada tahap esterifikasi dengan konversi reaksi sebesar **98%**.

Pada kondisi operasi yang ditetapkan ($T = 60^\circ\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$, rasio molar metanol:FFA = 8:1, konsentrasi $\text{H}_2\text{SO}_4 = 1,0\text{--}1,5\%$ berat), konversi FFA mencapai 98%. Artinya, dari setiap

100 mol FFA yang masuk ke reaktor esterifikasi, sebanyak 98 mol berhasil dikonversi menjadi metil ester, sementara 2 mol FFA sisa keluar bersama produk. PFAD ditetapkan sebagai *limiting reactant* (reaktan pembatas) dalam neraca massa tahap esterifikasi, karena metanol digunakan dalam rasio berlebih ($8\times$ stoikiometri) sehingga FFA-lah yang menentukan batas maksimum konversi reaksi. Kelebihan metanol yang tidak bereaksi (sekitar 7 mol dari setiap 8 mol yang diumpankan) akan direcovery di unit distilasi metanol dan dikembalikan ke proses sebagai recycle untuk efisiensi biaya operasi.

Reaksi esterifikasi berlangsung di dalam **Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) R-210** yang dilengkapi dengan sistem pemanas dan pengaduk tipe ***Flat Six-Blade Turbine with Disk (Rushton Turbine)*** yang dipilih karena mampu menghasilkan pola aliran radial dengan tingkat turbulensi dan *shear rate* yang tinggi. Karakteristik ini sangat sesuai untuk sistem esterifikasi PFAD yang melibatkan metanol sebagai fase dengan viskositas lebih rendah dan PFAD sebagai fase yang relatif lebih kental. Pengadukan yang intensif mampu meningkatkan dispersi metanol ke dalam fase PFAD, memperbesar luas kontak antarfasa cair, serta meningkatkan perpindahan massa antara PFAD, metanol, dan katalis asam sulfat. Akibatnya, hambatan difusi dapat diminimalkan sehingga laju reaksi esterifikasi meningkat dan konversi reaksi menjadi lebih optimal. Diameter impeller dirancang sebesar sepertiga diameter tangki ($D_i = 1/3 D_t$) sesuai rekomendasi desain tangki berpengaduk, sedangkan kecepatan putar dipilih sehingga menghasilkan bilangan Reynolds pengadukan lebih besar dari 10.000 yang menunjukkan kondisi turbulen penuh.

Reaktor dioperasikan pada suhu **60°C** dan tekanan **1 atm**. Pemilihan suhu operasi tersebut merupakan hasil kompromi teknis antara peningkatan laju reaksi dan stabilitas sistem secara keseluruhan. Pada suhu yang lebih rendah, laju reaksi esterifikasi menurun karena energi kinetik molekul reaktan belum cukup untuk melampaui energi aktivasi reaksi secara efektif. Sebaliknya, apabila suhu operasi terlalu mendekati titik didih metanol (64,7°C), risiko penguapan metanol akan meningkat sehingga konsentrasi reaktan berkurang dan berpotensi menimbulkan kenaikan tekanan di dalam reaktor. Oleh karena itu, tekanan atmosferik dinilai telah memadai untuk mempertahankan metanol tetap berada pada fase cair selama reaktor beroperasi dalam kondisi tertutup, sekaligus menjaga kestabilan proses dan keselamatan operasi.

Pada kondisi operasi tersebut digunakan komposisi molar **metanol:PFAD:H₂SO₄ = 8:1:0,05**, yang berdasarkan penelitian Chongkhong et al. (2007) mampu menghasilkan konversi **Free Fatty Acid (FFA)** hingga sebesar **98%**. Penggunaan metanol dalam jumlah berlebih merupakan strategi rekayasa proses untuk menggeser kesetimbangan reaksi ke arah pembentukan produk sesuai dengan prinsip Le Chatelier, mengingat reaksi esterifikasi bersifat reversibel. Selain meningkatkan konversi, kelebihan metanol juga berperan dalam menurunkan aktivitas termodinamika air yang terbentuk sebagai produk samping. Air hasil reaksi akan lebih mudah larut dalam metanol berlebih sehingga akumulasinya pada fase reaktan dapat diminimalkan, yang pada akhirnya mengurangi kemungkinan terjadinya reaksi balik (*reverse reaction*). Sementara itu, asam sulfat dengan rasio molar **0,05 terhadap PFAD** berfungsi sebagai katalis homogen yang mempercepat reaksi melalui mekanisme protonasi gugus karboksil FFA. Protonasi tersebut meningkatkan elektrofilitas atom karbon pada gugus karbonil sehingga mempermudah serangan nukleofilik oleh molekul metanol dan menurunkan energi aktivasi reaksi.

Secara stoikiometri, reaksi esterifikasi hanya memerlukan perbandingan molar **1:1** antara FFA dan metanol. Namun demikian, karena reaksi ini merupakan reaksi kesetimbangan yang menghasilkan air sebagai produk samping, maka metanol digunakan dalam jumlah berlebih untuk menggeser kesetimbangan ke arah pembentukan metil ester

sesuai prinsip Le Chatelier. Berdasarkan hasil optimasi yang dilaporkan oleh Khan et al. (2010), rasio molar metanol terhadap FFA sebesar **8,8:1** mampu memberikan konversi FFA yang tinggi. Oleh karena itu, rasio operasi yang digunakan pada desain pabrik ini dipilih mendekati kondisi optimum tersebut, yaitu sekitar **8:1**, dengan mempertimbangkan keseimbangan antara konversi reaksi, kebutuhan pemulihan metanol, serta keekonomian proses secara keseluruhan.

Fraksi atas dari decanter I kemudian dialirkan ke evaporator (V-215) untuk proses dewatering lebih lanjut, dengan cara menguapkan sisa kadar air yang masih terkandung dalam aliran metil ester. Setelah kadar air berhasil direduksi hingga batas yang dapat diterima oleh proses transesterifikasi, aliran metil ester didinginkan kembali menggunakan cooler (E-217) hingga mencapai suhu 60°C sebelum memasuki tahap transesterifikasi.

III.3.4 Reaksi Transesterifikasi

Tahap transesterifikasi bertujuan mengkonversi komponen trigliserida yang tersisa dalam umpan setelah proses esterifikasi menjadi metil ester menggunakan metanol dengan bantuan katalis basa. Meskipun esterifikasi telah berhasil mengkonversi sebagian besar FFA menjadi metil ester, PFAD yang digunakan juga mengandung fraksi trigliserida yang tidak dapat terkonversi dalam kondisi katalis asam pada tahap sebelumnya. Oleh karena itu, tahap transesterifikasi menjadi langkah lanjutan yang esensial untuk memaksimalkan *yield* biodiesel secara keseluruhan dan memastikan pemanfaatan bahan baku yang optimal.

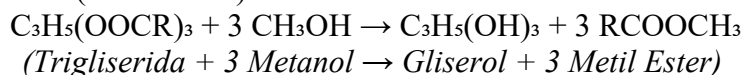
Reaksi transesterifikasi trigliserida dengan metanol berlangsung dalam tiga tahap berurutan (*stepwise*), masing-masing menghasilkan satu mol metil ester dan mengubah trigliserida menjadi digliserida, kemudian monogliserida, dan akhirnya gliserol:

Tahap 1: Trigliserida (TG) + CH₃OH → Digliserida (DG) + R₁COOCH₃

Tahap 2: Digliserida (DG) + CH₃OH → Monogliserida (MG) + R₂COOCH₃

Tahap 3: Monogliserida (MG) + CH₃OH → Gliserol + R₃COOCH₃

Reaksi keseluruhan (net reaction):



Dengan komponen trigliserida representatif berupa tripalmitin (BM = 807,3 g/mol) dan metanol (BM = 32,04 g/mol), persamaan di atas memberikan rasio stoikiometri 1:3 (trigliserida:metanol). Namun dalam perancangan ini, rasio molar yang digunakan adalah 6:1 (metanol:trigliserida) dua kali lipat stoikiometri minimum untuk memastikan kesetimbangan reaksi bergeser ke arah produk secara efektif sesuai prinsip *Le Chatelier*. Trigliserida ditetapkan sebagai *limiting reactant* dalam neraca massa tahap transesterifikasi, dengan tingkat konversi sebesar 99% pada kondisi T = 60°C, P = 1 atm, konsentrasi NaOH = 0,5–1,0% berat terhadap minyak (Lurgi GmbH, 2009).

Reaksi ini berlangsung di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada kondisi operasi tekanan atmosfer (1 atm) dan suhu 60°C. Pemilihan kembali konfigurasi RATB mempertimbangkan bahwa reaksi transesterifikasi berlangsung antara dua fase cair yang tidak bercampur secara sempurna yakni metanol dan trigliserida sehingga pengadukan intensif menjadi faktor kritis dalam memperluas luas bidang kontak antarmuka kedua fase. Tanpa pengadukan yang memadai, hambatan perpindahan massa antarmuka akan menjadi faktor penentu laju reaksi dan menyebabkan penurunan konversi yang signifikan.

Reaktor transesterifikasi R-220 juga menggunakan pengaduk tipe ***Flat Six-Blade Turbine with Disk (Rushton Turbine)***. Pemilihan impeller ini didasarkan pada kemampuannya menghasilkan dispersi yang baik antara fase minyak hasil esterifikasi

dengan larutan metanol–NaOH sehingga terbentuk emulsi yang homogen selama reaksi berlangsung. Kondisi pencampuran tersebut meningkatkan frekuensi kontak antara trigliserida dan metoksida, sehingga konversi reaksi transesterifikasi dapat berlangsung secara optimum. Seperti pada reaktor esterifikasi, diameter impeller ditetapkan sebesar sepertiga diameter tangki dan kecepatan putar dipilih pada daerah turbulen ($Re > 10.000$) untuk menjamin homogenitas campuran di seluruh volume reaktor.

Secara stoikiometri, 1 mol trigliserida membutuhkan 3 mol metanol untuk menghasilkan 3 mol metil ester (FAME) dan 1 mol gliserol sebagai produk samping. Namun dalam praktik industri, rasio molar metanol terhadap trigliserida yang digunakan adalah 6:1, dua kali lipat dari kebutuhan stoikiometri minimum. Penggunaan metanol berlebih ini dimaksudkan untuk mendorong kesetimbangan reaksi ke arah pembentukan produk secara termodinamis sekaligus mengkompensasi kemungkinan efisiensi pencampuran yang tidak sempurna pada skala industri. Pada kondisi rasio molar ini, konversi trigliserida dapat mencapai maksimum hingga 99%, yang merupakan standar keberhasilan umum dalam proses transesterifikasi industri biodiesel.

Pada tahap transesterifikasi, digunakan rasio molar **metanol terhadap trigliserida sebesar 6:1**. Rasio ini merupakan kondisi operasi yang berbeda dengan tahap esterifikasi karena reaktan pembatas yang bereaksi adalah trigliserida, bukan FFA. Sebelum memasuki reaktor transesterifikasi, aliran hasil esterifikasi terlebih dahulu melewati unit Decanter H-213 dan Evaporator V-215 untuk memisahkan air dan sisa metanol yang masih terbawa dari reaktor esterifikasi. Berdasarkan hasil neraca massa, aliran umpan menuju reaktor transesterifikasi tidak lagi mengandung metanol sehingga metanol yang digunakan pada tahap ini berasal dari penambahan metanol segar yang dicampurkan dengan larutan NaOH di dalam mixer. Dengan demikian, rasio molar **metanol:trigliserida sebesar 6:1** tetap terpenuhi dan tidak dipengaruhi oleh sisa metanol dari tahap esterifikasi.

Pemisahan metanol sebelum tahap transesterifikasi juga bertujuan untuk mencegah terbawanya air hasil esterifikasi ke dalam reaktor transesterifikasi. Keberadaan air dapat memicu reaksi saponifikasi yang menurunkan konversi pembentukan biodiesel serta meningkatkan pembentukan sabun. Oleh karena itu, pemisahan metanol dan air sebelum tahap transesterifikasi menjadi bagian penting dalam menjaga kinerja proses dan memastikan rasio molar metanol terhadap trigliserida tetap sesuai dengan kondisi desain.

Sebelum masuk ke reaktor, metanol terlebih dahulu dicampurkan dengan NaOH di dalam unit mixer. Proses pencampuran ini menghasilkan ion metoksida (NaOCH_3) melalui reaksi asam-basa: $\text{NaOH} + \text{CH}_3\text{OH} \rightarrow \text{NaOCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$. Ion metoksida yang terbentuk bersifat nukleofilik kuat (Galuh, 2007), artinya ion ini memiliki kerapatan elektron tinggi pada atom oksigennya yang membuatnya sangat reaktif dalam menyerang atom karbon karbonil pada ikatan ester dalam molekul trigliserida. Melalui mekanisme substitusi nukleofilik bertahap (stepwise transesterification), ketiga gugus ester dalam trigliserida diserang secara berurutan oleh ion metoksida, menghasilkan tiga molekul metil ester dan satu molekul gliserol sebagai produk akhir. NaOH dipilih sebagai katalis basa karena selain aktif secara katalitik, bersifat ekonomis dan mudah diperoleh di skala industri, serta mampu memberikan konversi tinggi pada suhu dan tekanan operasi yang rendah yang berkorelasi langsung dengan efisiensi energi dan biaya operasi pabrik secara keseluruhan.

III.3.5 Tahap Pemurnian Biodiesel

Produk hasil esterifikasi yang keluar dari reaktor R-210 masih mengandung metanol berlebih yang tidak bereaksi. Oleh karena itu, sebelum memasuki tahap transesterifikasi, aliran proses terlebih dahulu melewati Decanter H-213 untuk memisahkan fase air yang mengandung sebagian besar air hasil reaksi, katalis asam sulfat, dan metanol yang larut pada

fase tersebut. Selanjutnya, aliran biodiesel kasar diproses di Evaporator V-215 untuk menguapkan sisa metanol sehingga kandungan metanol dalam aliran produk menjadi sangat kecil.

Pemisahan metanol sebelum tahap transesterifikasi juga bertujuan untuk menjaga konsistensi neraca massa dan mempermudah pengendalian proses. Apabila metanol sisa dari tahap esterifikasi masih terbawa ke reaktor transesterifikasi dalam jumlah yang signifikan, maka rasio molar metanol terhadap trigliserida akan berubah dari kondisi desain sehingga dapat memengaruhi konversi reaksi, kebutuhan pemisahan metanol pada tahap pemurnian, serta akurasi perhitungan neraca massa. Oleh karena itu, penggunaan evaporator sebagai unit pemisahan metanol menjadi bagian penting dalam menjaga agar kondisi operasi reaktor transesterifikasi tetap sesuai dengan basis desain yang telah ditetapkan.

Biodiesel mentah yang keluar dari reaktor transesterifikasi masih mengandung berbagai pengotor yang harus dipisahkan secara bertahap agar produk akhir memenuhi standar kualitas yang ditetapkan. Tahap pertama pemurnian dilakukan di decanter II (H-223), yang bertugas memisahkan gliserol dari campuran reaksi berdasarkan perbedaan densitas. Gliserol memiliki densitas yang jauh lebih tinggi dibandingkan metil ester—sekitar 1,26 g/cm³ berbanding 0,88 g/cm³ sehingga gliserol mengendap ke fraksi bawah decanter secara gravitasi dan dialirkan ke tangki penyimpanan sementara gliserol (F-330), sementara fraksi atas yang kaya metil ester diteruskan ke unit pemurnian berikutnya.

Meskipun gliserol telah dipisahkan di decanter II, biodiesel pada fraksi atas masih mengandung berbagai pengotor residual, antara lain sisa katalis NaOH, metanol yang tidak bereaksi, sabun yang terbentuk akibat reaksi antara NaOH dengan sisa FFA atau air, serta gliserol terlarut dalam jumlah kecil. Untuk menghilangkan pengotor-pengotor ini, biodiesel dialirkan menuju tangki pencuci (M-310) yang dilengkapi dengan pengaduk. Pada tahap pencucian (*washing*), air ditambahkan sebanyak 50% dari volume biodiesel pada suhu minimum 30°C. Air berperan sebagai pelarut polar yang secara selektif mengekstrak komponen-komponen polar gliserol sisa, NaOH, sabun, dan metanol dari biodiesel yang bersifat nonpolar melalui mekanisme ekstraksi cair-cair. Suhu pencucian minimal 30°C dipertahankan untuk memastikan kelarutan pengotor polar dalam air cukup tinggi sehingga efisiensi ekstraksi maksimal. Proses pencucian diulang menggunakan sekitar 3 liter air per liter metil ester hingga pH campuran mencapai netral, sebagai indikator bahwa sisa katalis basa telah terbilas sempurna dari biodiesel (Suprianti & Kurniawan, 2006). Pencucian yang tidak tuntas berpotensi meninggalkan residu NaOH yang dapat menyebabkan korosi pada komponen mesin dan menurunkan stabilitas oksidatif biodiesel selama penyimpanan.

Setelah proses pencucian selesai, campuran dialirkan ke decanter III (H-312) untuk pemisahan fase berdasarkan perbedaan massa jenis. Biodiesel sebagai fraksi ringan mengapung di bagian atas dan dipisahkan untuk proses selanjutnya, sementara fraksi bawah yang mengandung air cucian, gliserol terlarut, sabun, metanol, dan sisa katalis dikeluarkan dari sistem dan dialirkan ke unit pengolahan limbah. Biodiesel yang telah dicuci kemudian masuk ke unit flash tank untuk penguapan metanol dan air sisa yang masih terkandung melalui mekanisme ekspansi tekanan mendadak. Uap yang mengandung metanol dan air diarahkan ke sistem pengolahan limbah gas untuk mencegah emisi metanol ke atmosfer yang dapat menimbulkan risiko lingkungan dan keselamatan.

Aliran yang keluar dari bagian bawah Decanter III (H-312) merupakan aliran limbah cair campuran yang terdiri dari: air cucian ($\pm 50\%$ volume), NaOH terlarut dan produk saponifikasinya (sabun natrium), gliserol yang tidak terpisahkan sempurna, metanol sisa dalam konsentrasi rendah, serta sisa katalis dan garamnya. Aliran limbah ini tidak boleh langsung dibuang ke lingkungan karena mengandung: (1) senyawa organik dengan nilai

Chemical Oxygen Demand (COD) tinggi yang dapat mencemari badan air; (2) pH tinggi (>10) akibat kandungan NaOH yang dapat merusak ekosistem perairan; dan (3) kandungan metanol yang bersifat toksik terhadap organisme akuatik. Oleh karena itu, aliran ini harus terlebih dahulu dialirkan ke unit pengolahan air limbah (IPAL) untuk proses netralisasi pH, pengambilan metanol melalui stripping atau distilasi, dan penurunan COD melalui proses biologis sebelum dibuang ke lingkungan atau saluran kota sesuai baku mutu Peraturan Menteri Lingkungan Hidup No. P.5 Tahun 2014.

Sebelum masuk ke tahap *bleaching*, biodiesel yang berasal dari PFAD memiliki karakteristik khusus dibandingkan biodiesel dari minyak sawit olahan, yaitu kandungan tokoferol (vitamin E), squalene, dan pigmen karotenoid yang relatif lebih tinggi akibat sifat PFAD sebagai distilat deodorisasi. Senyawa-senyawa ini, meskipun tidak berbahaya, dapat menyebabkan warna biodiesel menjadi lebih gelap (kuning kecoklatan) yang dapat mempengaruhi persepsi kualitas di pasar dan berpotensi mempercepat oksidasi biodiesel selama penyimpanan. *Bleaching earth* yang digunakan dalam proses ini adalah *activated bleaching earth* berbasis montmorillonite dengan luas permukaan spesifik $\geq 200 \text{ m}^2/\text{g}$ dan kapasitas adsorpsi minimum 40% berat terhadap pengotor polar. Dosis penggunaan *bleaching earth* ditetapkan sebesar 1,5–2,0% berat terhadap biodiesel yang diproses, dengan waktu kontak minimum 30 menit pada suhu 80–90°C untuk memastikan adsorpsi pengotor berlangsung secara optimal. Setelah proses adsorpsi selesai, *spent bleaching earth* yang telah jenuh dipisahkan melalui filter press (H-325) dan dikategorikan sebagai limbah padat B3 yang memerlukan penanganan khusus sesuai PP No. 22 Tahun 2021 tentang Penyelenggaraan Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup.

Biodiesel yang telah dimurnikan dari metanol dan air kemudian dialirkan ke *bleaching tank* (M-323). Proses *bleaching* bekerja berdasarkan mekanisme adsorpsi fisik dan kimia molekul pengotor terserap ke permukaan aktif *bleaching earth* yang memiliki luas permukaan spesifik tinggi, sehingga konsentrasinya dalam biodiesel menurun secara signifikan. Dampak yang terlihat secara visual adalah perubahan warna biodiesel menjadi lebih jernih dan bersih, yang merupakan salah satu indikator kualitas produk akhir. Setelah proses *bleaching* selesai, campuran biodiesel dan *spent bleaching earth* dialirkan ke filter press (H-325) untuk memisahkan padatan *bleaching earth* yang telah jenuh (*spent*) dari biodiesel cair melalui mekanisme filtrasi bertekanan. Biodiesel yang telah terfilter kemudian didinginkan menggunakan *cooler* (E-326) hingga suhu 30–33°C sebelum akhirnya disimpan dalam tangki penyimpanan biodiesel (F-328) sebagai produk akhir yang siap untuk didistribusikan.

III.3.6 Tahap Pengolahan Gliserol

Gliserol merupakan produk samping utama dari proses produksi biodiesel yang memiliki nilai ekonomis cukup tinggi, sehingga pengolahannya dilakukan dalam sistem tersendiri untuk menghasilkan gliserol murni yang dapat dipasarkan ke industri hilir. Fraksi bawah yang keluar dari decanter I (H-213), decanter II (H-223), dan decanter III (H-312)—yang masing-masing mengandung gliserol bercampur dengan metanol, sisa katalis, sabun, dan pengotor lainnya dikumpulkan terlebih dahulu dalam tangki penyimpanan sementara gliserol I (F-330) sebelum diproses lebih lanjut. Pengumpulan aliran gliserol dari berbagai titik pemisahan ini memungkinkan penanganan terpadu yang lebih efisien dibandingkan mengolah masing-masing aliran secara terpisah.

Dari tangki F-330, campuran gliserol mentah dialirkan ke decanter IV (H-332) untuk tahap pemisahan pertama. Pada decanter IV, pemisahan berlangsung berdasarkan perbedaan densitas antar fase: fraksi atas mengandung gliserol, metanol, dan pengotor yang lebih ringan, sementara fraksi bawah mengandung sabun, asam sulfat sisa, natrium sulfat

(Na_2SO_4) yang terbentuk dari reaksi netralisasi antara H_2SO_4 dan NaOH , serta kotoran berat lainnya. Pemisahan sabun dari gliserol pada tahap ini memiliki arti penting secara operasional, karena sabun yang terbawa masuk ke kolom distilasi dapat menyebabkan pembusaan (*foaming*) yang serius mengganggu profil konsentrasi di dalam kolom dan berpotensi mengakibatkan flooding yang merusak performa pemisahan.

Gliserol yang telah dipisahkan dari sabun dan kotoran berat kemudian ditampung sementara di tangki gliserol II (F-333) sebelum dipanaskan menggunakan heater (E-334) hingga mencapai suhu 70°C . Pemanasan hingga 70°C dimaksudkan untuk menurunkan viskositas gliserol yang pada suhu rendah tergolong cukup tinggi agar aliran menjadi lebih lancar, sekaligus meningkatkan volatilitas relatif antara metanol/air dengan gliserol sehingga proses pemisahan di kolom distilasi menjadi lebih efisien secara termodinamis.

Selanjutnya, aliran gliserol yang telah dipanaskan masuk ke kolom distilasi (D-340) untuk proses pemisahan metanol dan air dari gliserol berdasarkan perbedaan titik didih. Metanol dengan titik didih $64,7^\circ\text{C}$ dan air dengan titik didih 100°C memiliki volatilitas jauh lebih tinggi dibandingkan gliserol yang memiliki titik didih 290°C , sehingga keduanya bergerak naik menuju bagian atas kolom dan dikondensasi oleh kondensor (E-341) menjadi distilat cair. Metanol hasil pemisahan ini kemudian direcycle kembali ke proses esterifikasi untuk digunakan ulang sebagai reaktan, sehingga konsumsi metanol segar dapat diminimalkan dan efisiensi proses meningkat secara ekonomis. Panas yang dibutuhkan untuk menjaga pendidihan di bagian bawah kolom disuplai oleh reboiler (E-342), yang memastikan *driving force* pemisahan terjaga sepanjang berlangsungnya operasi distilasi.

Gliserol dari aliran bawah kolom distilasi kemudian dialirkan ke flash tank (D-350) untuk pemisahan lanjutan air yang masih terkandung melalui mekanisme ekspansi tekanan. Setelah melalui flash tank, gliserol masuk ke decanter V (H-353) lalu didinginkan dengan *cooler* (E-354) dan sebagai tahap pemurnian akhir untuk memisahkan gliserol dari sisa-sisa pengotor yang masih ada berdasarkan perbedaan densitas fase. Gliserol murni hasil pemurnian akhir ini kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan akhir (F-356) dan siap untuk dijual sebagai produk samping bernilai komersial, atau dimanfaatkan lebih lanjut dalam industri farmasi, kosmetik, maupun makanan.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa dan Energi

Perhitungan neraca massa dan energi merupakan prinsip dasar dalam sebuah perancangan desain pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan unit utilitas, dan kebutuhan lain yang terkait perhitungan. Dari perhitungan neraca energi dapat diperoleh kebutuhan energi untuk proses, utilitas, dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan.

IV.1.1 Neraca Massa

1. Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun
2. PFAD yang dibutuhkan : 102.927 ton/tahun
3. Hari kerja : 330 hari
4. Jam kerja : 24 jam/hari
5. Basis perhitungan : 1 jam operasi

Tabel IV-1 Komposisi PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Asam Lemak Bebas (FFA)	0,817	10.617,553
Trigliserida	0,041	52,827
Digliserida	0,071	922,700
Monogliserida	0,027	350,886
Air	0,003	38,987
Solid Impurities	0,018	233,924
Sterol	0,004	48,084
Hidrokarbon	0,015	191,038
Vit E	0,005	62,380
TOTAL	1,000	12.990,38

Dengan asumsi

1. Impurities dalam PFAD berupa solid impurities
2. Konversi FFA pada reaktor esterifikasi 98% serta trigliserida, digliserida, dan monogliserida tidak bereaksi
3. Konversi trigliserida, digliserida dan monogliserida pada reaktor trans-esterifikasi 98% dan FFA bereaksi sempurna menjadi sabun

Dasar Perhitungan neraca massa yang digunakan adalah persamaan

Akumulasi : Input - output + generation - Consumption

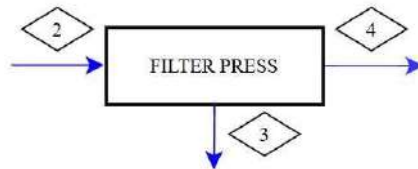
Mol = Massa / Berat Molekul

1. FILTER PRESS (H-131)

Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan impurities dari PFAD

Kondisi operasi : Suhu operasi 60°C

Tekanan 1 atm



Gambar IV-1 Blok Diagram Filter Press

Keterangan :

<2> Arus PFAD masuk filter press

<4> Arus PFAD keluar filter press

<3> Arus Impurities keluar

Tabel IV-2 Neraca Massa Filter Press

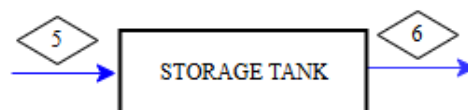
No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		<2>		<4>		<3>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	FFA	0,817	10617,6	0,831	10617,55	0,000	0,000
2	Trigliserida	0,041	532,8	0,042	532,827	0,000	0,000
3	Digliserida	0,071	922,7	0,072	922,700	0,000	0,000
4	Monogliserida	0,027	350,886	0,027	350,886	0,000	0,000
5	Air	0,003	38,987	0,003	38,987	0,000	0,000
6	Solid Impurities	0,018	233,924	0,001	11,696	1,000	222,228
7	Sterol	0,004	48,084	0,004	48,084	0,000	0,000
8	Hidrokarbon	0,015	191,038	0,015	191,038	0,000	0,000
9	Vit E	0,005	62,380	0,005	62,380	0,000	0,000
TOTAL		1,000	12998,4	1,000	12776,15	1,000	222,228

2. TANGKI PENAMPUNG (F-155)

Fungsi : Tempat penyimpanan sementara *treated* PFAD

Kondisi operasi : Suhu operasi 60°C

Tekanan 1 atm



Gambar IV-2 Blok Diagram Tagki Penyimpanan Sementara PFAD

Keterangan :

<5> Arus PFAD masuk tangki penyimpanan

<6> Arus PFAD keluar tangki penyimpanan

Tabel IV-3 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Sementara PFAD

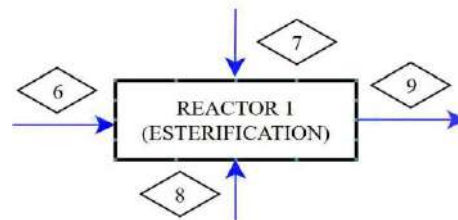
No.	Komponen	Masuk		Keluar	
		<5>		<6>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	FFA	0,831	10617,55	0,831	10617,55
2	Trigliserida	0,042	532,827	0,042	532,83
3	Digliserida	0,072	922,700	0,072	922,70
4	Monogliserida	0,027	350,886	0,027	350,89
5	Air	0,003	38,987	0,003	38,99
6	Solid Impurities	0,001	11,696	0,001	11,70
7	Sterol	0,004	48,084	0,004	48,08
8	Hidrokarbon	0,015	191,038	0,015	191,04
9	Vit E	0,005	62,380	0,005	62,38
TOTAL		1,000	12776,15	1,000	12776,15

3. REAKTOR ESTERIFIKASI (R-210)

Fungsi : untuk mengkonversi FFA menjadi metil ester. Karena kadar FFA yang tinggi akan mengganggu proses transesterifikasi

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C



Gambar IV-3 Blok Diagram Reaktor Esterifikasi

Keterangan :

<6> Arus PFAD *feed* reaktor esterifikasi

<7> Arus methanol masuk reaktor esterifikasi

<8> Arus H₂SO₄ masuk reaktor esterifikasi

<9> Arus PFAD keluar reaktor esterifikasi menuju decanter I

Tabel IV-4 Neraca Massa Reaktor Esterifikasi

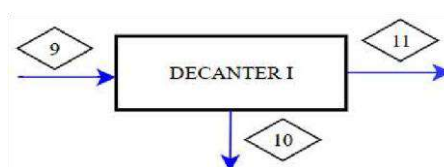
No	Komponen	Masuk			Keluar	
		<6>	<7>	<8>	<9>	
		Massa	Massa	Massa	Massa	Fraksi
1	FFA	10617,55			212,351	0,009
2	Trigliserida	532,827			532,827	0,022
3	Digliserida	922,700			922,700	0,039
4	Monogliserida	350,886			350,886	0,015
5	Metanol		10953,4		9712,40	0,405
6	H ₂ SO ₄			209,66	209,655	0,009
7	Metil ester				10948,15	0,457
8	Impurities	11,696			11,696	0,000
9	Air	38,987	16,430	4,210	757,703	0,032
10	Sterol	48,084			48,084	0,002
11	Hidrokarbon	191,038			191,038	0,008
12	Vit E	62,380			62,380	0,003
Subtotal		12776,15	10969,8	213,86	23959,87	1,000
TOTAL		23959,9			23959,9	

4. DECANTER I (H-213)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol, air, dan H₂SO₄ dari produk esterifikasi, karena air dapat mengganggu proses transesterifikasi

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

**Gambar IV-4** Blok Diagram Decanter 1

Keterangan :

<9> Arus Methyl Ester keluar dari reaktor esterifikasi

<10> Arus H₂SO₄, Metanol, dan air keluar dari decanter 1

<11> Arus FAME keluar decanter I

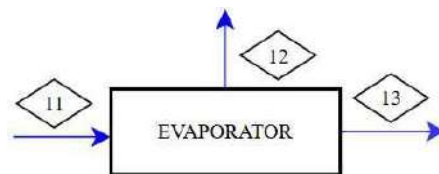
Tabel IV-5 Neraca Massa Pada Decanter 1

No	Komponen	Neraca Massa (kg)					
		Masuk		Keluar			
		<9>		<10>		<11>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	212,351	0,009	0,000	0,000	212,351	0,015
2	Trigliserida	532,827	0,022	0,000	0,000	532,827	0,039
3	Digliserida	922,700	0,039	0,000	0,000	922,700	0,067
4	Monogliserida	350,886	0,015	0,000	0,000	350,886	0,025
5	Metanol	9712,40	0,405	9227	0,909	485,620	0,035
6	H ₂ SO ₄	209,655	0,009	199,2	0,020	10,483	0,001
7	Metil ester	10948,15	0,457	0,0	0,000	10948,15	0,793
8	Impurities	11,696	0,000	0,0	0,000	11,696	0,001
9	Air	757,703	0,032	719,8	0,071	37,885	0,003
10	Sterol	48,084	0,002	0,0	0,000	48,084	0,003
11	Hidrokarbon	191,038	0,008	0,0	0,000	191,038	0,014
12	Vit E	62,380	0,003	0,0	0,000	62,380	0,005
Subtotal		23959,87	1,000	10146	1,000	13814,10	1,000
TOTAL		23959,866		23959,866			

5. EVAPORATOR HASIL ESTERIFIKASI (V-215)

Fungsi : Tempat untuk menampung hasil esterifikasi dan menghilangkan kadar air lebih lanjut agar tidak terjadi reaksi reversible metil ester dengan air

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 110°C

**Gambar IV-5 Blok Diagram Evaporator**

Keterangan :

<11> arus FAME keluar dari decanter I

<13> Arus hasil esterifikasi keluar evaporator

<12> Arus uap air menuju tangki penampung gliserol II

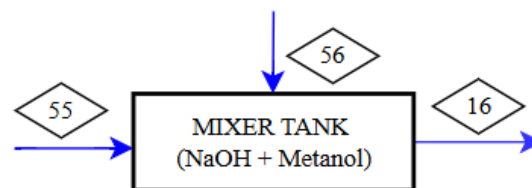
Tabel IV-6 Neraca Massa Evaporator

No.	Komponen	Masuk		Keluar			
		<11>		<13>		<12>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	FFA	0,015	212,351	0,016	212,351	0,000	0,000
2	Trigliserida	0,039	532,827	0,040	532,827	0,000	0,000
3	Digliserida	0,067	922,700	0,069	922,700	0,000	0,000
4	Monogliserida	0,025	350,886	0,026	350,886	0,000	0,000
5	Metanol	0,035	485,620	0,000	0,000	0,934	485,620
6	H2SO4	0,001	10,483	0,001	10,483	0,000	0,000
7	Metil ester	0,793	10948,15	0,824	10948,15	0,000	0,000
8	Impurities	0,001	11,696	0,001	11,696	0,000	0,000
9	Air	0,003	37,885	0,000	3,789	0,066	34,097
10	Sterol	0,003	48,084	0,004	48,084	0,000	0,000
11	Hidrokarbon	0,014	191,038	0,014	191,038	0,000	0,000
12	Vit E	0,005	62,380	0,005	62,380	0,000	0,000
Subtotal		1,000	13814,10	1,000	13294,38	1,000	519,716
TOTAL		13814,10		13814,10			

6. MIXER (M-132)

Fungsi : untuk mencampur metanol dengan NaOH untuk dialirkan ke reaktor transesterifikasi.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30°C

**Gambar IV-6 Blok Diagram Mixer NaOH dan Metanol**

Keterangan :

- <56> Arus NaOH masuk
- <55> Arus metanol masuk
- <16> Arus hasil mixer

Tabel IV-7 Neraca Massa Mixer NaOH dan Metanol

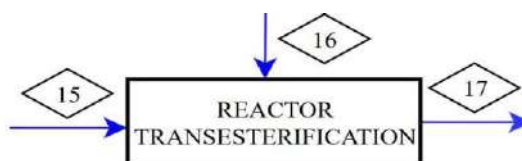
No	Komponen	Neraca Massa (kg)					
		Masuk				Keluar	
		<56>		<55>		<16>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Metanol	0,000	0,000	768,9	0,999	768,923	0,912
2	NaOH	70,498	0,965	0,0	0,000	70,498	0,084
3	Air (Air)	2,592	1,000	1,2	0,001	3,745	0,004
Subtotal		73,090	1,965	770,1	1,000	843,166	1,000
TOTAL		843,166				843,166	

7. REAKTOR TRANSESTERIFIKASI (R-220)

Fungsi : untuk mengkonversi minyak (Gliserida) menjadi metil ester atau menghasilkan produk biodiesel dan gliserol dengan bantuan alkohol.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C



Gambar IV-7 Blok Diagram Reaktor Transesterifikasi

Keterangan :

<15> Arus hasil esterifikasi keluar *cooler*

<16> Arus hasil mixer

<17> Arus hasil transesterifikasi

Tabel IV-8 Neraca Massa Transesterifikasi

No	Komponen	Neraca Massa Masuk (kg)				Neraca Massa Keluar (kg)	
		<15>		<16>		<17>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	212,351	0,016	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Sabun	0,000	0,000	0,000	0,000	229,763	0,016
3	Trigliserida	532,827	0,040	0,000	0,000	8,046	0,001
4	Digliserida	922,700	0,069	0,000	0,000	13,933	0,001

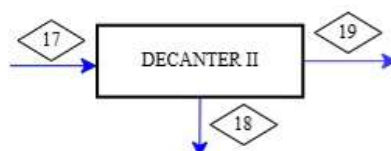
5	Monogliserida	350,886	0,026	0,000	0,000	5,298	0,000
6	NaOH	0,000	0,000	70,5	0,084	30,281	0,002
7	Metanol	0,000	0,000	768,9	0,912	578,747	0,041
8	Air	3,790	0,000	3,745	0,004	25,632	0,002
9	Metil ester	10948,15	0,823	0,000	0,000	12626,30	0,893
10	Gliserol	0,000	0,000	0,000	0,000	291,163	0,021
11	H ₂ SO ₄	10,483	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000
12	Impurities/Air	15,486	0,001	0,000	0,000	15,486	0,001
13	Na ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	15,189	0,001
14	Sterol	48,084	0,004	0,000	0,000	48,084	0,003
15	Hidrokarbon	191,038	0,014	0,000	0,000	191,038	0,014
16	Vit E	62,380	0,005	0,000	0,000	62,380	0,004
Subtotal		13298,17	1,000	843,2	1,000	14141,34	1,000
TOTAL		14141,341				14141,341	

8. DECANTER II (H-223)

Fungsi : Untuk memisahkan gliserol dari biodiesel

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C



Gambar IV-8 Blok Diagram Decanter II

Keterangan :

<17> Arus hasil transesterifikasi menuju decanter II

<18> Gliserol, metanol, air, katalis menuju tangki penampung gliserol

<19> Biodiesel menuju tangki penampung Keluar decanter II

Tabel IV-9 Neraca Massa pada Decanter II

No	Komponen	Neraca Massa (kg)					
		Masuk		Keluar			
		<17>		<18>		<19>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Sabun	229,763	0,016	0,000	0,000	229,763	0,017
2	Trigliserida	8,046	0,001	0,000	0,000	8,046	0,001
3	Digliserida	13,933	0,001	0,000	0,000	13,933	0,001
4	Monogliserida	5,298	0,000	0,000	0,000	5,298	0,000

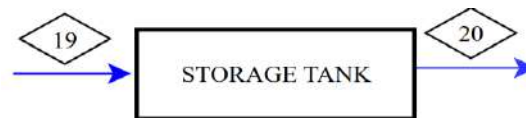
5	NaOH	30,281	0,002	28,767	0,032	1,514	0,000
6	Metanol	578,747	0,041	549,8	0,605	28,937	0,002
7	Air	25,632	0,002	24,4	0,027	1,282	0,000
8	Metil ester	12626,30	0,893	0,0	0,000	12626,30	0,954
9	Gliserol	291,163	0,021	276,6	0,304	14,558	0,001
10	Impurities	15,486	0,001	14,7	0,016	0,774	0,000
11	Na ₂ SO ₄	15,189	0,001	14,4	0,016	0,759	0,000
12	Sterol	48,084	0,003	0,0	0,000	48,084	0,004
13	Hidrokarbon	191,038	0,014	0,0	0,000	191,038	0,014
14	Vit E	62,380	0,004	0,0	0,000	62,380	0,005
Subtotal		14141,34	1,000	908,7	1,000	13232,67	1,000
TOTAL		14141,341		14141,341			

9. TANGKI PENYIMPANAN (F-224)

Fungsi : Untuk menampung sementara hasil biodiesel dari decanter II

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 58,26°C



Gambar IV-9 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Sementara Biodiesel

Keterangan :

<19> Biodiesel menuju tangki penyimpanan sementara

<20> Biodiesel menuju tangki pencuci

Tabel IV-10 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Sementara Biodiesel

No.	Komponen	Masuk		Keluar	
		<19>		<20>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	Sabun	0,000	229,763	0,000	229,763
2	Trigliserida	0,000	8,046	0,000	8,046
3	Digliserida	0,000	13,933	0,000	13,933
4	Monogliserida	0,000	5,298	0,000	5,298
5	NaOH	0,032	1,514	0,032	1,514
6	Metanol	0,605	28,937	0,605	28,937
7	Air	0,027	1,282	0,027	1,282
8	Metil ester	0,000	12626,3	0,000	12626,30
9	Gliserol	0,304	14,558	0,304	14,558
10	Impurities	0,016	0,774	0,016	0,774

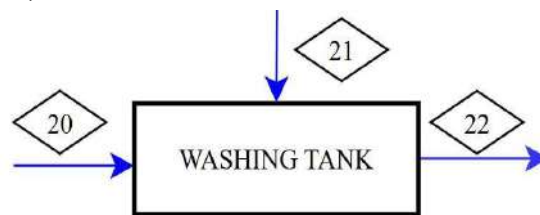
11	Na ₂ SO ₄	0,016	0,759	0,016	0,759
12	Sterol	0,000	48,084	0,000	48,084
13	Hidrokarbon	0,000	191,038	0,000	191,038
14	Vit E	0,000	62,380	0,000	62,380
TOTAL		1,000	13232,67	1,000	13232,67

10. TANGKI PENCUCI (M-310)

Fungsi : Untuk menghilangkan pengotor sisa reaksi dan memisahkan gliserol dengan biodiesel

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 56,7 °C



Gambar IV-10 Blok Diagram Tangki Pencuci

Keterangan :

<20> Biodiesel menuju Tangki Pencuci

<21> *Water process* Masuk Tangki pencuci

<22> Hasil pencucian

Tabel IV-11 Neraca Massa pada Tangki Pencuci

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<20>		<21>		<22>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Sabun	229,763	0,017	0,000	0,000	229,763	0,012
2	Trigliserida	8,046	0,001	0,000	0,000	8,046	0,000
3	Digliserida	13,933	0,001	0,000	0,000	13,933	0,001
4	Monogliserida	5,298	0,000	0,000	0,000	5,298	0,000
5	NaOH	1,514	0,000	0,000	0,000	1,514	0,000
6	Metanol	28,937	0,002	0,000	0,000	28,937	0,001
7	Air	1,282	0,000	6616	1,000	6617,62	0,333
8	Metil ester	12626,30	0,954	0,000	0,000	12626,30	0,636
9	Gliserol	14,558	0,001	0,000	0,000	14,558	0,001
10	Impurities	0,774	0,000	0,000	0,000	0,774	0,000
11	Na ₂ SO ₄	0,759	0,000	0,000	0,000	0,759	0,000
12	Sterol	48,084	0,004	0,000	0,000	48,084	0,002
13	Hidrokarbon	191,038	0,014	0,000	0,000	191,038	0,010
14	Vit E	62,380	0,005	0,000	0,000	62,380	0,003

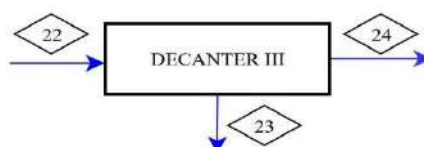
Subtotal	13232,67	1,000	6616	1,000	19849,00	1,000
TOTAL	19849,001				19849,001	

11. DECANTER III (H-312)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran air gliserol dari biodiesel

Kondisi Operasi: Tekanan = 1 atm

Suhu = 44,87 °C



Gambar IV-11 Blok Diagram Decanter III

Keterangan:

<22> Arus hasil pencucian

<23> Gliserol menuju tangki penampung gliserol

<24> Biodiesel menuju Heater kemudian bleaching Tank

Tabel IV-12 Neraca Massa Decanter III

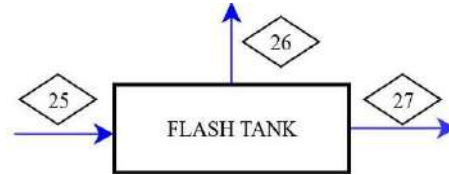
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<22>		<24>		<23>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Sabun	229,763	0,012	0,000	0,000	229,763	0,035
2	Trigliserida	8,046	0,000	8,046	0,001	0,000	0,000
3	Digliserida	13,933	0,001	13,933	0,001	0,000	0,000
4	Monogliserida	5,298	0,000	5,298	0,000	0,000	0,000
5	NaOH	1,514	0,000	0,000	0,000	1,514	0,000
6	Metanol	28,937	0,001	2,026	0,000	26,912	0,004
7	Air	6617,62	0,333	330,88	0,025	6286,73	0,958
8	Metil ester	12626,30	0,636	12626,3	0,950	0,000	0,000
9	Gliserol	14,558	0,001	0,73	0,000	13,830	0,002
10	Impurities/Air	0,774	0,000	0,04	0,000	0,736	0,000
11	Na ₂ SO ₄	0,759	0,000	0,00	0,000	0,759	0,000
12	Sterol	48,084	0,002	48,08	0,004	0,000	0,000
13	Hidrokarbon	191,038	0,010	191,04	0,014	0,000	0,000
14	Vit E	62,380	0,003	62,38	0,005	0,000	0,000
Subtotal		19849,00	1,000	13288,8	1,000	6560,25	1,000
TOTAL		19849,001		19849,001			

12. FLASH TANK (F-320)

Fungsi: untuk mengurangi kadar air dan metanol dari kandungan biodiesel

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu = 110 °C



Gambar IV-12 Blok Diagram Flash Tank

Keterangan :

<25> Biodiesel menuju flash tank dari heater

<26> *Top Product Flash Tank* (Uap methanol dan air)

<27> Biodiesel keluar Flash Tank

Tabel IV-13 Neraca Massa Flash Tank

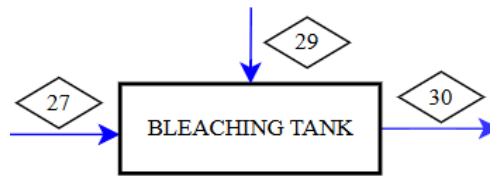
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<25>		<26>		<27>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Trigliserida	8,046	0,001	0,000	0,000	8,046	0,001
2	Digliserida	13,933	0,001	0,000	0,000	13,933	0,001
3	Monogliserida	5,298	0,000	0,000	0,000	5,298	0,000
4	Metanol	2,026	0,000	2,013	0,006	0,013	0,000
5	Air	330,881	0,025	323,886	0,994	6,995	0,001
6	Metil Ester	12626,30	0,950	0,000	0,000	12626,30	0,974
7	Gliserol	0,728	0,000	0,000	0,000	0,728	0,000
8	Impurities/Air	0,039	0,000	0,000	0,000	0,039	0,000
9	Sterol	48,084	0,004	0,000	0,000	48,084	0,004
10	Hidrokarbon	191,038	0,014	0,000	0,000	191,038	0,015
11	Vit E	62,380	0,005	0,000	0,000	62,380	0,005
Subtotal		13288,75	1,000	325,898	1,000	12962,85	1,000
TOTAL		13288,752		13288,752			

13. BLEACHING TANK (M-323)

Fungsi: sebagai proses bleaching untuk menghilangkan senyawa minor

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 107 °C



Gambar IV-13 Blok Diagram Bleaching Tank

Keterangan :

<27> Biodiesel menuju Bleaching tank

<30> Biodiesel menuju filter press

<29> *Bleaching earth* menuju bleaching tank

Tabel IV-14 Neraca Massa Bleaching Tank

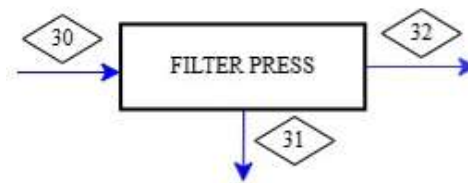
No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<27>		<29>		<30>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Trigliserida	8,046	0,001	0,000	0,000	8,046	0,001
2	Digliserida	13,933	0,001	0,000	0,000	13,933	0,001
3	Monogliserida	5,298	0,000	0,000	0,000	5,298	0,000
4	Metanol	0,013	0,000	0,000	0,000	0,013	0,000
5	Air	6,995	0,001	0,000	0,000	6,995	0,001
6	Metil ester	12626,30	0,974	0,000	0,000	12626,30	0,955
7	Gliserol	0,728	0,000	0,000	0,000	0,728	0,000
8	Impurities/Air	0,039	0,000	0,000	0,000	0,008	0,000
9	Sterol	48,084	0,004	0,000	0,000	9,617	0,001
10	Hidrokarbon	191,038	0,015	0,000	0,000	38,208	0,003
11	Vit E	62,380	0,005	0,000	0,000	12,476	0,001
12	Bleaching Earth	0,000	0,000	259,257	1,000	0,000	0,000
13	Spent Bleaching Earth	0,000	0,000	0,000	0,000	500,490	0,038
Subtotal		12962,85	1,00	259,257	1,000	13222,11	1,000
TOTAL		13222,111				13222,111	

14. FILTER PRESS (H-325)

Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan impurities dari Biodiesel

Kondisi Operasi : Tekanan 1 atm

Suhu = 95,23 °C



Gambar IV-14 Blok Diagram Filter Press

Keterangan :

<30> Arus Biodiesel dari Bleaching Tank

<32> Arus Biodisel keluar press filter

<31> Arus Impurities (*Spent Bleaching earth*) keluar menuju wwtp

Tabel IV-15 Neraca Massa Filter Press

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<30>		<32>		<31>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	Trigliserida	0,001	8,046	0,001	8,046	0,000	0,000
2	Digliserida	0,001	13,933	0,001	13,933	0,000	0,000
3	Monogliserida	0,000	5,298	0,000	5,298	0,000	0,000
4	Metanol	0,000	0,013	0,000	0,013	0,000	0,000
5	Air	0,001	6,995	0,001	6,995	0,000	0,000
6	Metil ester	0,955	12626	0,993	12626,30	0,000	0,000
7	Gliserol	0,000	0,728	0,000	0,728	0,000	0,000
8	Impurities/Air	0,000	0,008	0,000	0,008	0,000	0,000
9	Sterol	0,001	9,617	0,001	9,617	0,000	0,000
10	Hidrokarbon	0,003	38,208	0,003	38,208	0,000	0,000
11	Vit E	0,001	12,476	0,001	12,476	0,000	0,000
12	<i>Spent Bleaching Earth</i>	0,038	500,49	0,000	0,000	1,000	500,49
Subtotal		1,000	13222,1	1,000	12721,62	1,000	500,49
TOTAL		13222,111		13222,111			

15. TANGKI PENAMPUNG BODIESEL (F-328)

Fungsi: menampung hasil produk biodiesel

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 33°C



Gambar IV-15 Blok Diagram Tangki Penampung Produk Biodiesel

Keterangan :

<33> Biodiesel menuju tangki penampung biodiesel

<34> Produk jadi biodiesel

Tabel IV-16 Neraca Massa Tangki Penampung Produk Biodiesel

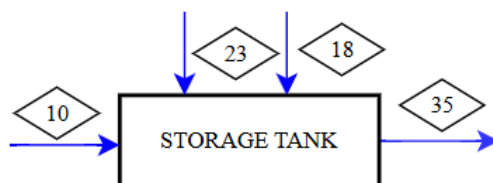
No.	Komponen	Masuk		Keluar	
		<33>		<34>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	Trigliserida	0,001	8,046	0,001	8,046
2	Digliserida	0,001	13,933	0,001	13,933
3	Monogliserida	0,000	5,298	0,000	5,298
4	Metanol	0,000	0,013	0,000	0,013
5	Air	0,001	6,995	0,001	6,995
6	Metil ester	0,993	12626,3	0,993	12626,30
7	Gliserol	0,000	0,728	0,000	0,728
8	Impurities	0,000	0,008	0,000	0,008
9	Sterol	0,001	9,617	0,001	9,617
10	Hidrokarbon	0,003	38,208	0,003	38,208
11	Vit E	0,001	12,476	0,001	12,476
TOTAL		1,000	12721,6	1,000	12721,62

16. TANGKI PENAMPUNGAN GLISEROL I (F-330)

Fungsi: menampung hasil dari Decanter I, II dan III untuk proses pemisahan produk sampling

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 55 °C



Gambar IV-16 Blok Diagram Tangki Penampung Gliserol 1

Keterangan :

<10> Lapisan bawah Decanter I

<23> Lapisan bawah Decanter III

<18> Lapisan Bawah Decanter II

<35> Feed menuju Decanter IV dari Tangki Penampung Gliserol II

Tabel IV-17 Neraca Massa Tangki Penampung Gliserol 1

No	Komponen	Neraca Massa					
		Masuk			gen (kmol)	kon (kmol)	Keluar
		<10>	<23>	<18>			<35>
1	Sabun	0,000	229,763	0,000	-	0,791	0,000
2	Metanol	9226,78	26,912	549,81	-	-	9803,50
3	Air	719,818	6286,7	0,000	0,757		7020,18

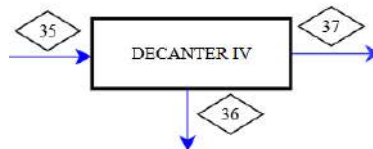
4	H ₂ SO ₄	199,173	0,000	0,000	-	0,774	123,303
5	NaOH	0,000	1,514	28,767	-	0,757	0,000
6	Gliserol	0,000	13,830	276,605	-	-	290,435
7	Impurities	0,000	0,736	14,711	-	-	15,447
8	Na ₂ SO ₄	0,000	0,759	14,430	0,881	-	125,122
9	FFA	0,000	0,000	0,000	0,791		212,354
Subtotal		10145,77	6560,2	884,3			17590,34
TOTAL		17590,3					17590,3

17. DECANTER IV (H-332)

Fungsi : memurnikan gliserol dari pengotor yang tidak saling larut (Impurities, Sabun, dan Na₂SO₄)

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 36,12 °C



Gambar IV-17 Blok Diagram Decanter IV

Keterangan :

<35> Stream dari Tangki Penampungan gliserol I

<36> lapisan bawah menuju WWTP

<37> Gliserol menuju Tangki Penampungan gliserol II

Tabel IV-18 Neraca Massa Decanter IV

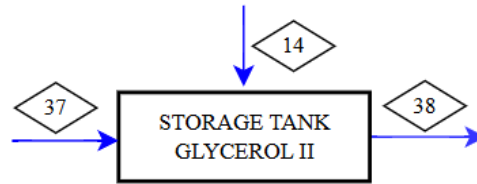
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<35>		<37>		<36>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	212,354	0,012	10,618	0,001	201,737	0,446
2	Metanol	9803,50	0,557	9803,5	0,572	0,000	0,000
3	Air	7020,18	0,399	7020,2	0,410	0,000	0,000
4	H ₂ SO ₄	123,303	0,007	6,165	0,000	117,138	0,259
5	Gliserol	290,435	0,017	290,435	0,017	0,000	0,000
6	Impurities	15,447	0,001	0,772	0,000	14,675	0,032
7	Na ₂ SO ₄	125,122	0,007	6,256	0,000	118,866	0,263
Subtotal		17590,34	1,000	17137,9	1,000	452,416	1,000
TOTAL		17590,338		17590,338			

18. TANGKI PENAMPUNG GLISEROL II (F-333)

Fungsi : menampung gliserol dari decanter II dan IV

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 35,6 °C



Gambar IV-18 Blok Diagram Tangki Penampung Gliserol II

Keterangan

<14> Arus Top product dewatering menuju tangki penampung gliserol II

<37> Arus Gliserol dari Decanter IV

<38> Gliserol menuju Heater untuk masuk distilasi

Tabel IV-19 Neraca Massa Tangki Penampung Gliserol II

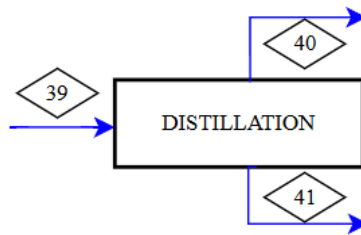
No	Komponen	Neraca Massa					
		Masuk				Keluar	
		<14>		<37>		<38>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	0,000	0,000	10,618	0,001	10,618	0,001
2	Metanol	485,620	0,934	9803,5	0,572	10289,12	0,583
3	Air	34,097	0,066	7020,2	0,410	7054,28	0,400
4	H ₂ SO ₄	0,000	0,000	6,165	0,000	6,165	0,000
5	Gliserol	0,000	0,000	290,435	0,017	290,435	0,016
6	Impurities	0,000	0,000	0,772	0,000	0,772	0,000
7	Na ₂ SO ₄	0,000	0,000	6,256	0,000	6,256	0,00035
	Subtotal	519,716	1,000	17137,9	1,000	17657,64	1,000
	TOTAL	17657,638				17657,638	

19. KOLOM DISTILASI (D-340)

Fungsi : memisahkan metanol dari gliserol

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 70 °C



Gambar IV-19 Blok Diagram Kolom Ditilasi

Keterangan:

- <39> crude gliserol dari heater
 <40> methanol sebagai *top product* untuk di *recycle*
 <41> gliserol dan air sebagai *bottom product*

Tabel IV-20 Neraca Massa Kolom Distilasi

No	Komponen	Neraca Massa Distilasi					
		Masuk		Keluar			
		<39>		<40>		<41>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	10,62	0,001	0,000	0,000	10,618	0,001
2	Metanol	10289,12	0,583	10186,2	0,993	102,891	0,014
3	Air	7054,28	0,400	70,543	0,007	6983,73	0,944
4	H ₂ SO ₄	6,165	0,000	0,000	0,000	6,165	0,001
5	Gliserol	290,435	0,016	0,000	0,000	290,435	0,039
6	Impurities	0,772	0,000	0,000	0,000	0,772	0,000
7	Na ₂ SO ₄	6,256	0,000	0,000	0,000	6,256	0,001
Subtotal		17657,64	1,000	10256,8	1,000	7400,87	1,000
TOTAL		17657,638		17657,638			

Tabel IV-21 Neraca Massa Kondensor

No	Komponen	Neraca Massa Condenser					
		Masuk		Keluar			
		V		L		D	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
2	Metanol	10186,2	0,993	5777,1	0,993	4409,08	0,993
3	Air	70,543	0,007	40,009	0,007	30,534	0,007
4	H ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	Gliserol	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
6	Impurities	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
7	Na ₂ SO ₄	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Subtotal	10256,8	1,000	5817,2	1,000	4439,61	1,000
Total	10256,768		10256,768			

Tabel IV-22 Neraca Massa Reboiler

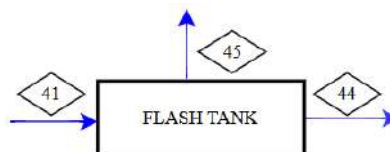
No	Komponen	Neraca Massa Reboiler					
		Masuk		Keluar			
		LN		VW		W	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	10,618	0,001	6,914	0,001	3,704	0,001
2	Metanol	102,891	0,014	66,995	0,014	35,896	0,014
3	Air	6983,73	0,944	4547,31	0,944	2436,424	0,944
4	H ₂ SO ₄	6,165	0,001	4,014	0,001	2,151	0,001
5	Gliserol	290,435	0,039	189,111	0,039	101,325	0,039
6	Impurities	0,772	0,000	0,503	0,000	0,269	0,000
7	Na ₂ SO ₄	6,256	0,001	4,074	0,001	2,183	0,001
Subtotal		7400,87	1,000	4818,92	1,000	2581,95	1,000
TOTAL		7400,871		7400,871			

20. FLASH TANK (F-350)

Fungsi: untuk mengurangi kadar air dan metanol dari kandungan biodiesel

Kondisi Operasi : Tekanan :1 atm

Suhu : 99,2 °C



Gambar IV-20 Blok Diagram Flash Tank

Keterangan:

<41> Bottom product gliserol air menuju flash tank

<45> arus top product Uap methanol dan air

<44> Glicerol menuju decanter V

Tabel IV-23 Neraca Massa Flash Tank

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<41>		<45>		<44>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi

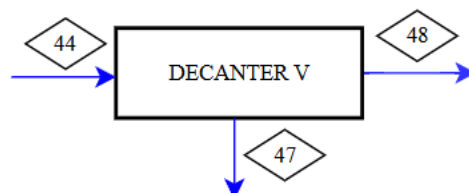
1	FFA	10,618	0,001	0,000	0,000	10,618	0,029
2	Metanol	102,891	0,014	102,644	0,015	0,247	0,001
3	Air	6983,73	0,944	6927,86	0,985	55,870	0,151
4	H ₂ SO ₄	6,17	0,001	0,000	0,000	6,165	0,017
5	Gliserol	290,44	0,039	0,000	0,000	290,435	0,784
6	Na ₂ SO ₄	0,77	0,000	0,000	0,000	0,772	0,002
7	Impurities/Air	6,26	0,001	0,000	0,000	6,256	0,017
Subtotal		7400,87	1,000	7030,51	1,000	370,364	1,000
TOTAL		7400,8705		7400,8705			

21. DECANTER V (H-353)

Fungsi : mengendapkan gliserol dan memisahkan gliserol dari komponen lain

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu = 96,25 °C



Gambar IV-21 Blok Diagram Decanter V

Keterangan :

<44> Glicerol dari Flash Tank II

<48> produk gliserol menuju Cooler

<47> Light Komponen FFA terbuang

Tabel IV-24 Neraca Massa Decanter V

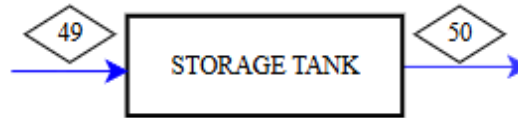
No	Komponen	Neraca Massa (kg)					
		Masuk		Keluar			
		<44>		<47>		<48>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	FFA	10,618	0,029	10,087	0,591	0,531	0,002
2	Metanol	0,247	0,001	0,000	0,000	0,247	0,001
3	Air	55,870	0,151	0,000	0,000	55,870	0,158
4	H ₂ SO ₄	6,165	0,017	0,000	0,000	6,165	0,017
5	Gliserol	290,435	0,784	0,000	0,000	290,435	0,822
6	Impurities	0,772	0,002	0,734	0,043	0,039	0,000
7	Na ₂ SO ₄	6,256	0,017	6,256	0,366	0,000	0,000
Subtotal		370,364	1,000	17,077	1,000	353,287	1,000
TOTAL		370,364		370,364			

22. TANGKI PENYIMPANAN GLISEROL (F-356)

Fungsi : Penyimpanan produk crude gliserol

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Gambar IV-22 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Gliserol

Keterangan :

<49> Arus hasil gliserol menuju tangki penyimpanan

<50> Arus produk jadi crude gliserol

Tabel IV-25 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Gliserol

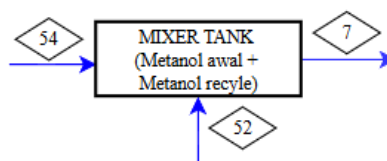
No.	Komponen	Masuk		Keluar	
		<49>		<50>	
		Fraksi	Massa (Kg)	Fraksi	Massa (Kg)
1	FFA	0,002	0,531	0,000	0,531
2	Metanol	0,001	0,247	0,000	0,25
3	Air	0,158	55,870	0,003	55,87
4	H2SO4	0,017	6,165	0,000	6,165
5	Gliserol	0,822	290,435	0,016	290,435
6	Impurities	0,000	0,039	0,000	0,039
7	Na2SO4	0,000	0,000	0,000	0,000
TOTAL		1,000	353,287	0,020	353,29

23. MIXER RECYCLE METANOL (M-143)

Fungsi : Mencampurkan recycle metanol dari kolom distilasi dan metanol *feed*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Gambar IV-23 Blok Diagram Mixer Recycle Metanol

Keterangan :

<52> Aliran Metanol dari kolom distilasi

<7> Aliran Metanol menuju Reaktor esterifikasi

<54> aliran Metanol feed menuju Mixer

Tabel IV-26 Neraca Massa Mixer Recycle Metanol

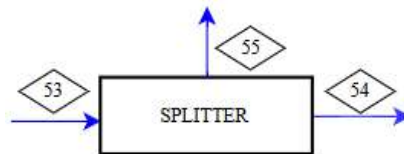
No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<54>		<52>		<7>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Metanol	767,19	0,999	10186,2	1,0	10953,4	0,993
2	Air	1,151	0,001	70,5	0,0	71,7	0,007
Subtotal		768,34	1,000	10256,8	1,0	11025,1	1,000
TOTAL		11025,112				11025,112	

24. SPLITTER METANOL (SPL-142)

Fungsi : Membagi menjadi 2 aliran stream metanol untuk kebutuhan di mixing dan reaktor

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

**Gambar IV-24** Blok Diagram Splitter Metanol

Keterangan :

<53> Aliran Metanol dari Tangki

<55> Aliran Metanol menuju Mixer NaOH

<54> aliran Metanol menuju Mixer Metanol recycle

Tabel IV-27 Neraca Massa Splitter Metanol

No	Komponen	Neraca Massa (kg)					
		Masuk		Keluar			
		<53>		<55>		<54>	
		Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
1	Metanol	1536,12	0,999	768,9	0,999	767,193	0,999
2	Air	2,30	0,001	1,2	0,001	1,151	0,001
Sub total		1538,42	1,000	770,077	1,000	768,344	1,000
TOTAL		1538,421		1538,421			

KEBUTUHAN BAHAN BAKU**Tabel IV-28** Kebutuhan Bahan Baku

No	Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (ton/tahun)
1	PFAD	12995,781	102926,5878
2	Metanol	1538,421	12184,294
3	NaOH 98%	71,936	569,735613
4	H2SO4 98%	213,865	1693,809301
5	Bleaching earth	259,257	2053,316027

IV.1.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dilakukan untuk menentukan kebutuhan energi pada setiap unit proses berdasarkan hasil perhitungan neraca massa dan kondisi operasi yang telah ditetapkan.

Dalam neraca energi digunakan persamaan:

$$\Delta E = Q + W_s - \Delta(H + E_k + E_p)$$

Dimana:

E = Energi

Q = Laju panas

W_s = Kerja poros

H = Entalpi

E_k = Energi kinetik

E_p = Energi potensial

Dengan asumsi:

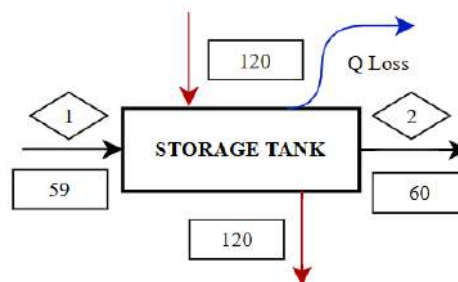
1. Sistem berlangsung pada keadaan tunak (steady state)
2. Tidak terjadi akumulasi energi ($\Delta E = 0$)
3. Perubahan energi kinetik diabaikan ($\Delta E_k = 0$)
4. Perubahan energi potensial diabaikan ($\Delta E_p = 0$)
5. Tidak ada kerja poros ($W_s = 0$)
6. Heat loss sebesar 5% dari panas masuk

Dasar perhitungan:

1. Basis perhitungan = 1 jam operasi
2. Satuan panas = kcal
3. Suhu referensi = 25 °C
4. Tekanan referensi = 1 atm

1. TANGKI PENYIMPANAN PFAD (F-150)

Fungsi : Tempat penyimpanan PFAD sebelum di produksi menjadi biodiesel



Gambar IV-25 Blok Diagram Tangki Penyimpanan PFAD

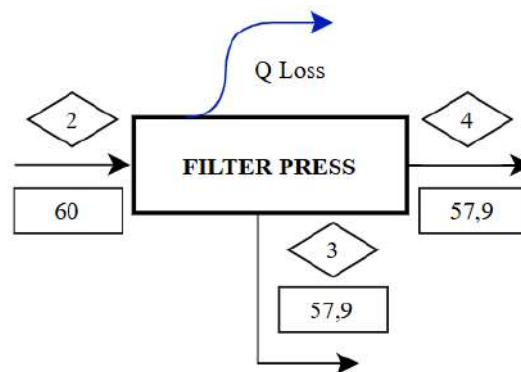
Tabel IV-29 Neraca Energi Tangki Penyimpanan PFAD

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<1>		<2>	
FFA	159765,9413	FFA	279590,3972
Trigliserida	7873,390882	Trigliserida	7873,390882

Digliserida	13560,71081	Digliserida	13560,71081
Monogliserida	5087,963591	Monogliserida	5087,963591
Air	778,6666893	Air	778,6666893
Impurities	506,6207894	Impurities	522,61117
Sterol	702,3776307	Sterol	702,3776307
Hidrokarbon	2953,086658	Hidrokarbon	2953,086658
Vit E	860,6841266	Vit E	860,6841266
Steam		Qloss	
Q Steam	135437	Qloss	15596,49444
Total	327526,3832	Total	327526,3832

2. FILTER PRESS (H-152)

Fungsi : Memisahkan Impurities yang ada pada PFAD



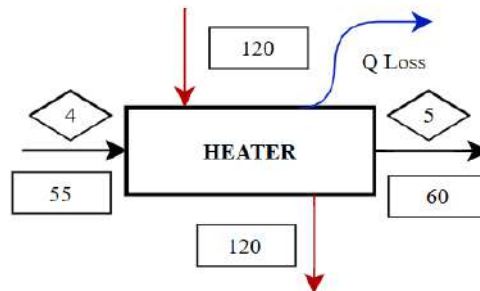
Gambar IV-26 Blok Diagram Filter Press

Tabel IV-30 Neraca energi Filter Press

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	ΔH_{in} (kCal)		
	<2>	<4>	<3>
FFA	279590,3972	262835,0849	0,00
Trigliserida	13778,43404	13778,43404	0,00
Digliserida	23731,24391	23731,24391	0,00
Monogliserida	8903,936284	8903,936284	0,00
Air	1362,666706	1362,666706	0,00
Impurities	914,5695474	45,63065371	815,03
Sterol	1229,160854	1229,160854	0,00
Hidrokarbon	5167,901651	5167,901651	0,00
Vit E	1506,197222	1506,197222	0,00
Qloss		16809	
Total	336184,507	336184,507	

3. HEATER (E-154)

Fungsi : Untuk memanaskan feed sebelum masuk reactor esterifikasi



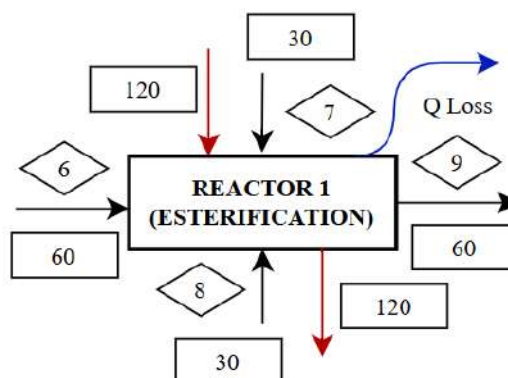
Gambar IV-27 Blok Diagram Heater

Tabel IV-31 Neraca Energi Heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<4>		<5>	
FFA	151537,995	FFA	279590,397
Trigliserida	7467,911	Trigliserida	13778,434
Digliserida	12862,334	Digliserida	23731,244
Monogliserida	4825,933	Monogliserida	8903,936
Air	739,590	Air	1364,557
Solid Impurities	24,658	Solid Impurities	45,728
Sterol	666,205	Sterol	1229,161
Hidrokarbon	2801,003	Hidrokarbon	5167,902
Vit E	816,359	Vit E	1506,197
Q steam		Q loss	
Qsteam	170341,445	Qloss	16765,878
Total	352083,435	Total	352083,435

4. REAKTOR ESTERIFIKASI (R-210)

Fungsi : tempat terjadinya reaksi esterifikasi FFA bereaksi menjadi methyl ester



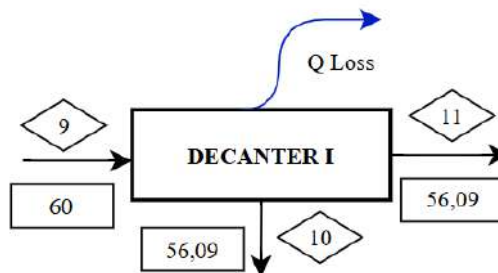
Gambar IV-28 Blok Diagram Reaktor Esterifikasi

Tabel IV-32 Neraca Energi Reaktor Esterifikasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<6>		<9>	
FFA	279590,397	FFA	5591,808
Trigliserida	13778,434	Trigliserida	13778,434
Digliserida	23731,244	Digliserida	23731,244
Monogliserida	8903,936	Monogliserida	8903,936
Air	1375,052	Metil Ester	239096,313
Impurities	45,728	Air	26520,860
Sterol	1229,161	Sterol	1229,161
Hidrokarbon	5167,902	Hidrokarbon	5167,902
Vit E	1506,197	Vit E	1506,197
<7>		Impurities	45,728
Metanol	33769,328	Metanol	229953,677
Air	82,037	H ₂ SO ₄	2986,634
<8>		H reaksi	
H ₂ SO ₄	426,662	ΔH reaksi	10103839,765
Air	21,019	Q _{loss}	
Steam		Q _{loss}	533117,583
Q _{steam}	10825842,146		
Total	11195469,242	Total	11195469,242

5. DECANTER I (H-213)

Fungsi : Memisahkan FAME dengan Air, H₂SO₄ dan metanol

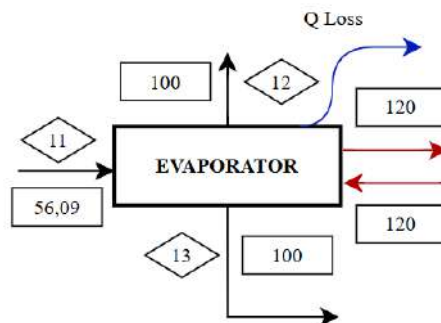
**Gambar IV-29** Blok Diagram Decanter I**Tabel IV-33** Neraca Energi Decanter I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<9>		<11>	
FFA	5591,808	FFA	5591,808
Trigliserida	13778,434	Trigliserida	13778,434

Digliserida	23731,244	Digliserida	23731,244
Monogliserida	8903,936	Monogliserida	8903,936
Metanol	229953,677	Metanol	11350,965
H2SO4	2986,634	H2SO4	149,332
Metil Ester	283736,870	Metil Ester	283736,870
Impurities	45,728	Impurities	45,546
Air	26520,860	Air	1326,043
Sterol	1229,161	Sterol	1229,161
Hidrokarbon	5167,902	Hidrokarbon	5167,902
Vit E	1506,197	Vit E	1506,197
		<10>	
		Metanol	191576,657
		H2SO4	2520,356
		Air	22380,379
Q		Q loss	
Q	0,000	Qloss	30157,623
Total	595249,1922	Total	595249,1922

6. EVAPORATOR HASIL ESTERIFIKASI (V-215)

Fungsi : Mengurangi kadar air sebelum masuk reaktor transesterifikasi



Gambar IV-30 Blok Diagram Evaporator. (V-215)

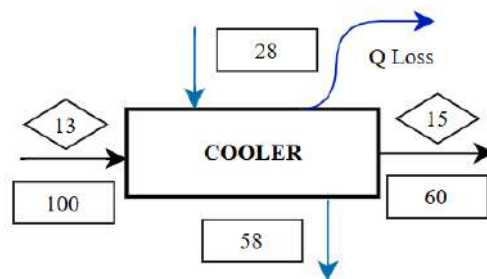
Tabel IV-34 Neraca Energi Evaporator (V-215)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<11>		<13>	
FFA	4967,123	FFA	11982,446
Trigliserida	12239,186	Trigliserida	29525,216
Digliserida	21080,125	Digliserida	50852,666
Monogliserida	7909,239	Monogliserida	19079,863
Metanol	10082,891	H2SO4	319,997
H2SO4	132,649	Metil Ester	608007,579
Metil Ester	252039,408	Impurities	101,987
Impurities	40,458	Air	285,577

Air	1177,905	Sterol	2633,916
Sterol	1091,846	Hidrokarbon	11074,075
Hidrokarbon	4590,573	Vit E	3227,565
Vit E	1337,933	<12>	
		Air	1376,745
		Metanol	14214,067
Q Steam		Q loss	
Qsteam	451826,827	Qloss	15834,467
Total	768516,166	Total	768516,166

7. COOLER (E-217)

Fungsi : Mendinginkan Bottom Product evaporator sebelum memasuki reactor transesterifikasi



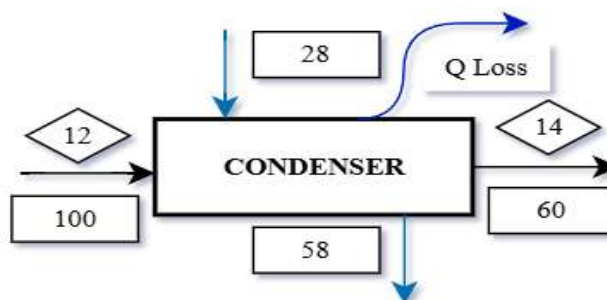
Gambar IV-31 Blok Diagram Cooler

Tabel IV-35 Neraca Energi Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<13>		<15>	
FFA	11982,446	FFA	5591,808
Trigliserida	29525,216	Trigliserida	13778,434
Digliserida	50852,666	Digliserida	23731,244
Monogliserida	19079,863	Monogliserida	8903,936
H2SO4	319,997	H2SO4	149,332
Metil Ester	608007,579	Metil Ester	283736,870
Impurities	101,987	Impurities	45,728
Air	285,577	Air	132,604
Sterol	2633,916	Sterol	1229,161
Hidrokarbon	11074,075	Hidrokarbon	5167,902
Vit E	3227,565	Vit E	1506,197
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-356263,126	Qloss	36854,544
Total	380827,761	Total	380827,761

8. CONDENSOR (E-216)

Fungsi : Mengubah fase uap top product evaporator menjadi cair



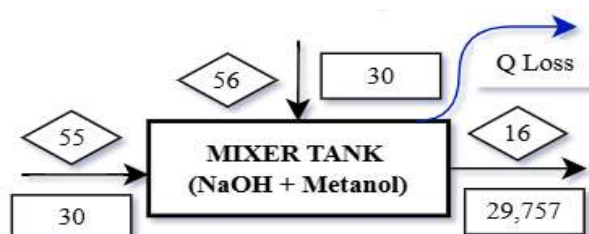
Gambar IV-32 Blok Diagram Condensor

Tabel IV-36 Neraca Energi Condensor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<12>		<14>	
Metanol	14214,067	Metanol	11497,684
Air	1376,745	Air	1193,439
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-2120,149	Qloss	779,541
Total	13470,663	Total	13470,663

9. MIXING TANK (M-132)

Fungsi : Mencampur NaOH dengan Metanol



Gambar IV-33 Blok Diagram Mixing Tank

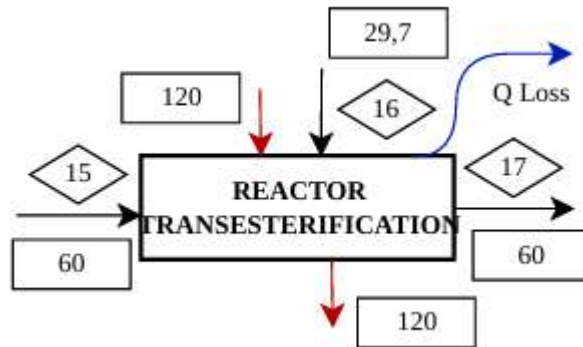
Tabel IV-37 Neraca Energi Mixing Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<56>		<16>	
NaOH	125,763	Metanol	2251,976
Air	12,943	NaOH	119,545
<55>		Air	17,778
Metanol	2370,587	Q loss	
Air	5,759		
Q			

Q	0,000	Qloss	125,753
Total	2515,051	Total	2515,051

10. REAKTOR TRANS-ESTERIFIKASI (R-220)

Fungsi : Mengubah Gliserida menjadi Methyl ester



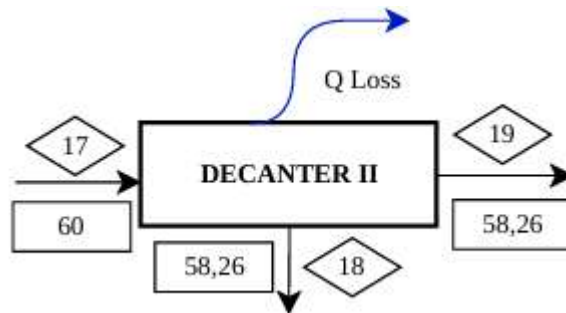
Gambar IV-34 Diagram Block Reaktor Trans-Esterifikasi

Tabel IV-38 Neraca Energi Reaktor Trans-Esterifikasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<15>		<17>	
FFA	5591,808	Trigliserida	208,054
Trigliserida	13778,434	Digliserida	358,342
Digliserida	23731,244	Monogliserida	134,449
Monogliserida	8903,936	Metil Ester	327228,513
Metil Ester	283736,870	Sabun	5690,856
Air	132,633	Air	897,129
Impurities	60,544	Impurities	60,544
H2SO4	149,332	Metanol	7352,738
Sterol	1229,161	NaOH	384,714
Hidrokarbon	5167,902	Gliserol	6201,860
Vit E	1506,197	Na2SO4	126,542
<16>		Sterol	1229,161
Air	17,766	Hidrokarbon	5167,902
Metanol	2250,460	Vit E	1506,197
NaOH	119,465	H reaksi	
Steam		ΔH reaksi	329622,793
		Qloss	
Qsteam	374102,532	Qloss	34308,490
Total	720478,285	Total	720478,285

11. DECANTER II (H-223)

Fungsi : Memisahkan Gliserol, Katalis, Metanol dan Impurities dari Biodiesel



Gambar IV-35 Blok Diagram Decanter II

Tabel IV-39 Neraca Energi Decanter II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<17>		<18>	
Sabun	5690,856	Sabun	5407,493
Trigliserida	208,054	Trigliserida	197,695
Digliserida	358,342	Digliserida	340,499
Monogliserida	134,449	Monogliserida	127,755
NaOH	384,714	NaOH	18,253
Metanol	13702,589	Metanol	647,282
Air	897,129	Air	42,623
Metil ester	327228,513	Metil ester	310934,941
Gliserol	6201,860	Gliserol	294,653
Impurities	60,544	Impurities	2,871
Na ₂ SO ₄	126,542	Na ₂ SO ₄	6,012
Sterol	1229,161	Sterol	1167,958
Hidrokarbon	5167,902	Hidrokarbon	4910,578
Vit E	1506,197	Vit E	1431,200
		<19>	
		NaOH	346,808
		Metanol	12298,367
		Air	809,836
		Gliserol	5598,400
		Impurities	54,556
		Na ₂ SO ₄	114,229
		Q loss	
Q	0	Qloss	18144,843
Total	362896,853	Total	362896,853

12. TANGKI PENYIMPANAN (F-224)

Fungsi : Menampung biodiesel sementara sebelum menuju tangki pencuci



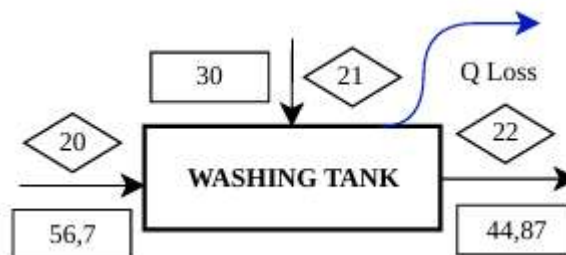
Gambar IV-36 Blok Diagram Tangki Penyimpanan Sementara

Tabel IV-40 Neraca Energi Tangki Penyimpanan Sementara

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<19>		<20>	
Sabun	5407,493479	Sabun	5149,938097
Trigliserida	197,6947783	Trigliserida	188,2787051
Digliserida	340,4989992	Digliserida	324,2812543
Monogliserida	127,7548453	Monogliserida	121,6699654
NaOH	18,25306545	NaOH	17,4073171
Metanol	647,2824732	Metanol	620,0076179
Air	42,62293896	Air	40,59283622
Metil ester	310934,9414	Metil ester	296125,3133
Gliserol	294,652648	Gliserol	280,6185348
Impurities	2,871368437	Impurities	2,739476256
Na ₂ SO ₄	6,012053838	Na ₂ SO ₄	5,725703641
Sterol	1167,957688	Sterol	1112,328627
Hidrokarbon	4910,578179	Hidrokarbon	4676,690548
Vit E	1431,199684	Vit E	1363,032578
Steam		Qloss	
Q Steam	0	Qloss	15501,43123
Total	325530,06	Total	325530,0557

13. TANGKI PENCUCI (M-310)

Fungsi : Menghilangkan Pengotor seperti sabun



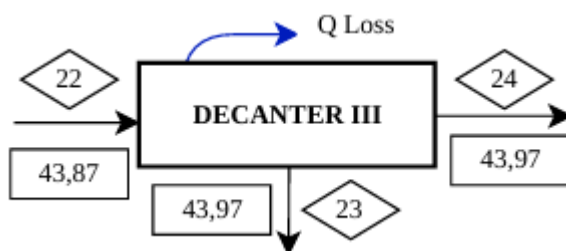
Gambar IV-37 Blok Diagram Tangki Pencuci

Tabel IV-41 Neraca Energi Tangki Pencuci

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<20>		<22>	
Sabun	5149,938	Sabun	3232,226
Trigliserida	188,279	Trigliserida	118,168
Digliserida	324,281	Digliserida	203,527
Monogliserida	121,670	Monogliserida	76,363
NaOH	17,363	NaOH	10,812
Metanol	613,261	Metanol	370,721
Air	40,593	Air	131368,610
Metil ester	296125,313	Metil ester	185855,421
Gliserol	280,619	Gliserol	176,123
Impurities	2,730	Impurities	1,693
Na ₂ SO ₄	5,726	Na ₂ SO ₄	3,594
Sterol	1112,329	Sterol	698,124
Hidrokarbon	4676,691	Hidrokarbon	2935,204
Vit E	1363,033	Vit E	855,472
<21>			
Air	33035,840		
Q		Q loss	
Q	1,276	Qloss	17152,883
Total	343058,941	Total	343058,941

14. DECANTER III (H-312)

Fungsi : Memisahkan Gliserol, sabun, Air, metanol dan sisa katalis



Gambar IV-38 Blok Diagram Decanter III

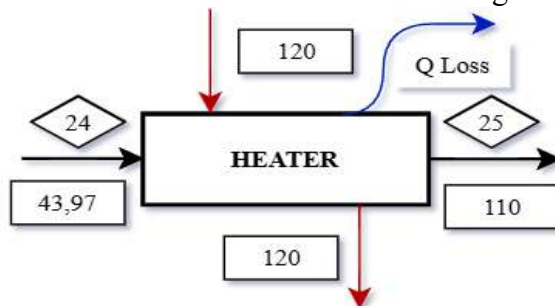
Tabel IV-42 Neraca Energi Decanter III

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<22>		<24>	
Sabun	3232,406	Sabun	0,000
Trigliserida	118,175	Trigliserida	112,765

Diglisericida	203,538	Diglisericida	194,221
Monoglisericida	76,367	Monoglisericida	72,872
NaOH	10,813	NaOH	0,000
Metanol	370,741	Metanol	24,695
Air	131375,943	Air	6268,113
Metil ester	185865,796	Metil ester	177357,854
Gliserol	176,133	Gliserol	8,404
Impurities	1,693	Impurities	0,081
Na2SO4	3,594	Na2SO4	0,000
Sterol	698,163	Sterol	666,205
Hidrokarbon	2935,368	Hidrokarbon	2801,003
Vit E	855,520	Vit E	816,359
		<23>	
		Sabun	3084,444
		NaOH	10,312
		Metanol	328,085
		Air	119094,143
		Gliserol	159,667
		Impurities	1,533
		Na2SO4	3,429
Q		Q loss	
Q	1376,147	Qloss	16296,213
Total	327300,397	Total	327300,397

15. HEATER (E-313)

Fungsi : Memanaskan Biodiesel untuk masuk Proses Bleaching



Gambar IV-39 Blok Diagram Heater

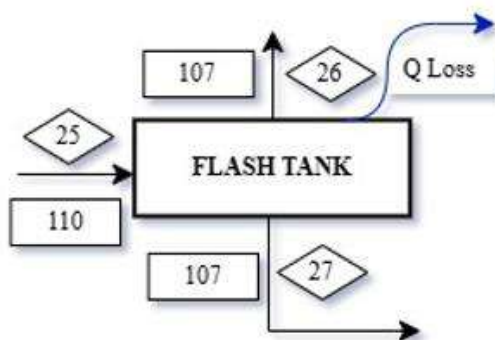
Tabel IV-43 Neraca Energi Heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<24>		<25>	
Triglisericida	112,765	Triglisericida	505,275
Diglisericida	194,221	Diglisericida	870,259

Monogliserida	72,872	Monogliserida	326,520
Metanol	24,695	Metanol	110,650
Air	6268,113	Air	28085,903
Metil ester	177357,854	Metil ester	794697,818
Gliserol	8,404	Gliserol	39,694
Impurities/Air	0,081	Impurities/Air	0,386
Sterol	666,205	Sterol	2985,105
Hidrokarbon	2801,003	Hidrokarbon	12550,618
Vit E	816,359	Vit E	3657,908
Q steam		Q loss	
Qsteam	697699,072	Qloss	42191,507
Total	886021,643	Total	886021,643

16. FLASH TANK (D-320)

Fungsi : Mengurangi Kadar air pada biodiesel



Gambar IV-40 Blok Diagram Flash Tank

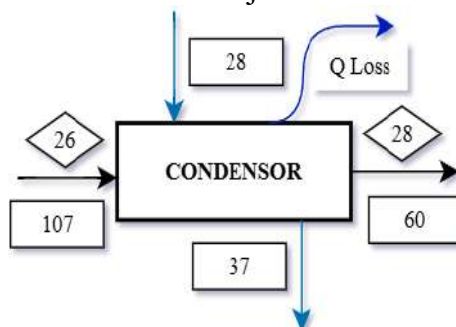
Tabel IV-44 Neraca Energi Flash Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<25>		<27>	
Trigliserida	505,275	Trigliserida	487,442
Digliserida	870,259	Digliserida	839,544
Monogliserida	326,520	Monogliserida	314,996
Metanol	139,256	Metanol	0,851
Air	28341,169	Air	578,013
Metil Ester	794697,818	Metil Ester	766649,660
Gliserol	39,694	Gliserol	38,293
Impurities/Air	0,386	Impurities/Air	0,372
Sterol	2985,105	Sterol	2879,748
Hidrokarbon	12550,618	Hidrokarbon	12107,655
Vit E	3657,908	Vit E	3528,805
Q		<26>	

Qloss	-42206	Metanol	65,098
		Air	14235,201
Total	801908,306	Total	801725,676

17. CONDENSOR (E-321)

Fungsi : Mengebuah uap air dan methanol menjadi Cair



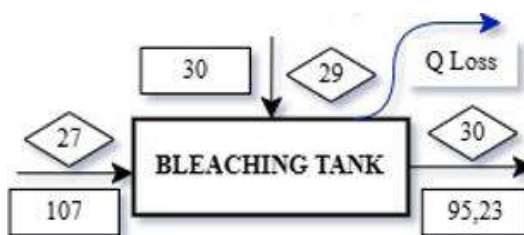
Gambar IV-41 Blok diagram Condensor

Tabel IV-45 Neraca Energi Condensor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<26>		<28>	
Metanol	65,098	Metanol	47,652
Air	14235,201	Air	11423,180
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-2114,452	Qloss	715,015
Total	12185,847	Total	12185,847

18. BLEACHING TANK (M-323)

Fungsi : Tempat Bleaching untuk menghilangkan senyawa minor



Gambar IV-42 Blok Diagram Bleaching Tank

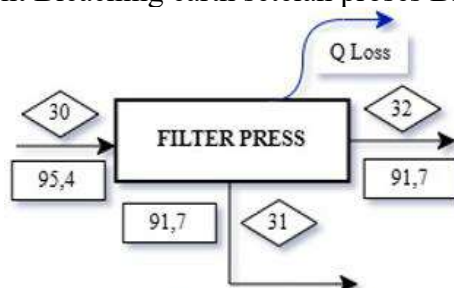
Tabel IV-46 Neraca Energi Bleaching Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<27>		<30>	
Trigliserida	487,442	Trigliserida	417,476

Digliserida	839,544	Digliserida	719,038
Monogliserida	314,996	Monogliserida	269,782
Metanol	0,684	Metanol	0,586
Air	572,807	Air	495,047
Metil ester	766649,660	Metil ester	656607,386
Gliserol	38,293	Gliserol	32,796
Impurities/Air	0,373	Spent Bleaching Earth	90001,476
Sterol	2879,748		
Hidrokarbon	12107,655		
Vit E	3528,805		
<29>			
Bleaching Earth	324,071		
Q		Q loss	
Q	186,714	Qloss	39387,204
Total	787930,791	Total	787930,791

19. FILTER PRESS (H-325)

Fungsi : Memisahkan Spent Bleaching earth setelah proses Bleaching



Gambar IV-43 Blok Diagram Filter Press

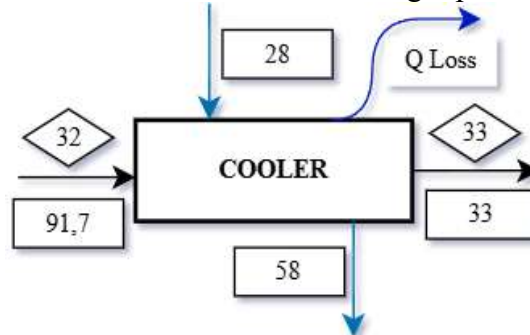
Tabel IV-47 Neraca Energi Filter Press

Komponen	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	ΔH_{in} (kCal)		
	<30>	<32>	<31>
Trigliserida	417,4759224	396,4921547	0,00
Digliserida	719,0383835	682,8970551	0,00
Monogliserida	269,7824007	256,2222145	0,00
Metanol	0,585517038	0,556086949	0,00
Air	495,0470445	470,1642869	0,00
Metil ester	656607,3856	623604,0526	0,00
Gliserol	32,79617325	31,14772541	0,00
Spent Bleaching Earth	90001,47602	0	85477,69
Qloss	-197	37427	

Total	748346,4055	748346,4055
--------------	--------------------	--------------------

20. COOLER (E-326)

Fungsi : Mendinginkan Biodiesel sebelum masuk ke tangki penampung



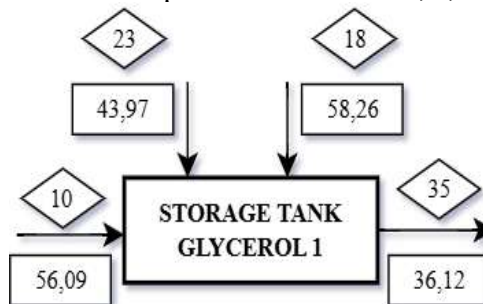
Gambar IV-44 Blok Diagram Cooler

Tabel IV-48 Neraca Energi Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<32>		<33>	
Trigliserida	396,492	Trigliserida	47,555
Digliserida	682,897	Digliserida	81,907
Monogliserida	256,222	Monogliserida	30,731
Metanol	0,692	Metanol	0,083
Air	470,164	Air	55,961
Metil Ester	623604,053	Metil Ester	74795,089
Gliserol	31,148	Gliserol	3,736
Impurities/Air	0,060	Impurities/Air	0,007
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-519154,572	Qloss	31272,086
Total	106287,155	Total	106287,155

21. TANGKI PENAMPUNGAN GLISEROL I (F-330)

Fungsi : Tempat penyimpanan bottom product Decannter I,II, dan III



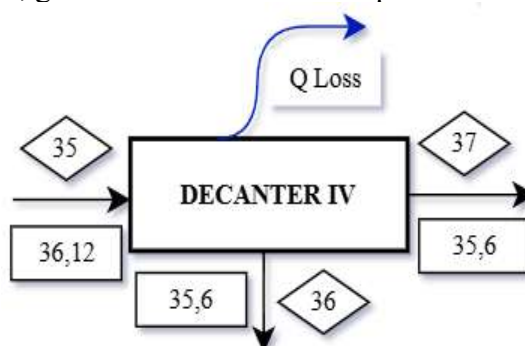
Gambar IV-45 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol I

Tabel IV-49 Neraca Energi Tangki Penampungan Gliserol I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔHin (kCal)	Komponen	ΔHout (kCal)
<10>		<35>	
Metanol	191576,657	FFA	1776,471
Air	9108,668	Metanol	68414,040
H2SO4	6192,324	Air	77949,452
<18>		H2SO4	558,020
Metanol	6628,283	Gliserol	1965,322
NaOH	643,481	Impurities	18,719
Gliserol	9199,130	Na2SO4	331,154
Impurities	297,755		
Na2SO4	53,512		
<23>			
Sabun	3084,444		
Metanol	328,085		
Air	119094,143		
NaOH	10,312		
Gliserol	159,667		
Impurities	1,533		
Na2SO4	3,429		
Q		H reaksi	
Q	-568,153	ΔH reaksi	177481,021
Q		Qloss	
Q	-568,153	Qloss	17319,071
Total	345813,270	Total	345813,270

22. DECANTER IV (H-332)

Tempat memisahkan FFA, garam Na₂SO₄ dan sisa Impurities dari Gliserol



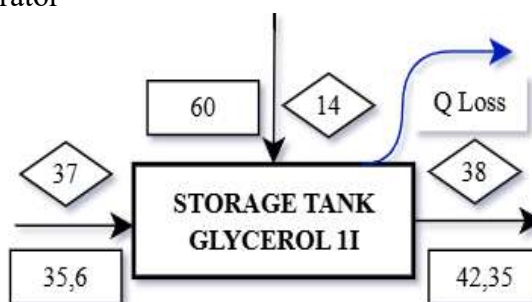
Gambar IV-46 Blok Diagram Decanter IV

Tabel IV-50 Neraca Energi Decanter IV

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<35>		<37>	
FFA	1776,625	FFA	84,713
Metanol	68420,197	Metanol	65247,892
Air	77956,244	Air	74341,800
H ₂ SO ₄	558,068	H ₂ SO ₄	26,610
Gliserol	1855,957	Gliserol	1769,905
Impurities	18,720	Impurities	0,893
Na ₂ SO ₄	331,183	Na ₂ SO ₄	15,791
Q		<36>	
		FFA	775,487
		H ₂ SO ₄	835,475
		Impurities	155,616
		Na ₂ SO ₄	767,119
		Q loss	
Q	650,157	Qloss	7545,850
Total	151567,151	Total	151567,151

23. TANGKI PENAMPUNGAN GLISEROL II (F-333)

Fungsi : Tempat penyimpanan sementara hasil pemisahan decanter IV dan Top product dari Evaporator



Gambar IV-47 Blok Diagram Tangki Penampungan Gliserol II

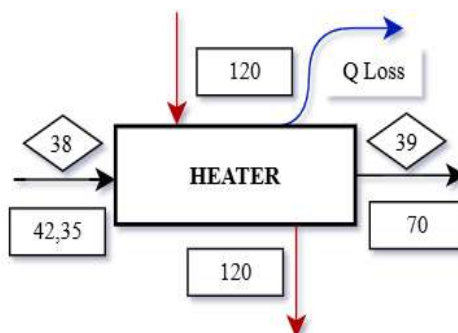
Tabel IV-51 Neraca Energi Tangki Penampungan Gliserol II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<37>		<38>	
Air	74341,800	Air	78265,859
H ₂ SO ₄	26,610	H ₂ SO ₄	106,859
Gliserol	1769,905	Gliserol	2895,760
Impurities	0,893	Impurities	1,460

Na2SO4	15,791	Na2SO4	25,836
<14>		Qloss	
Air	11497,684	4442,243563	
H2SO4	1192,188		
Q			
-3107			
Total		Total	
85738,017		85738,017	

24. HEATER (E-334)

Fungsi : Memanaskan feed sebelum masuk ke kolom distilasi



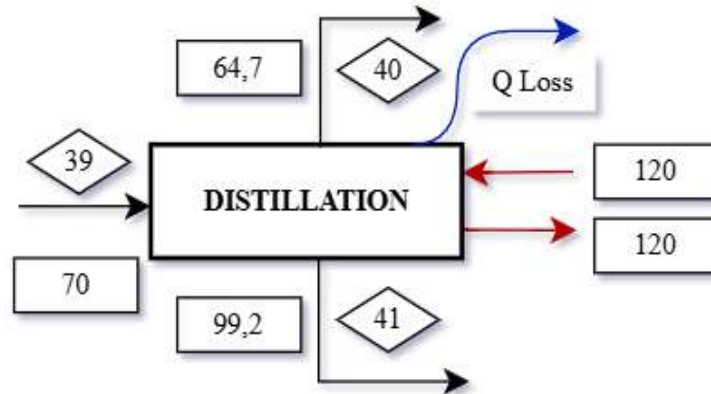
Gambar IV-48 Blok Diagram Heater

Table IV-52 Neraca Energi Heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<38>		<39>	
FFA	138,599	FFA	359,479
Metanol	114155,811	Metanol	323957,436
Air	122269,285	Air	317442,389
H ₂ SO ₄	43,536	H ₂ SO ₄	112,918
Gliserol	1199,437	Gliserol	3110,932
Impurities	1,460	Impurities	3,922
Na ₂ SO ₄	25,836	Na ₂ SO ₄	67,011
Q _{steam}		Q _{loss}	
Q _{steam}	439472,8	Q _{loss}	32252,7
Total		Total	
677306,8		677306,8	

25. KOLOM DISTILASI (D-340)

Fungsi : Memisahkan Metanol untuk di recyle dari campuran gliserol



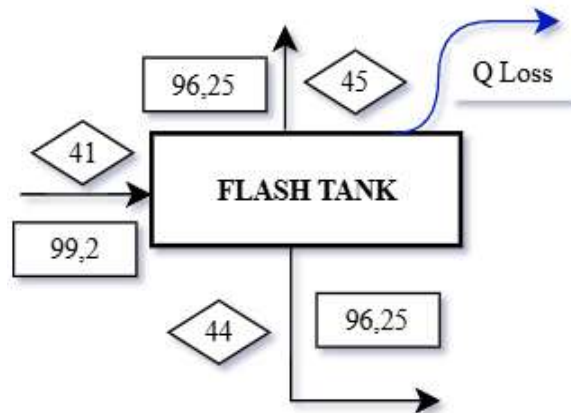
Gambar IV-49 Blok Diagram Kolom Distilasi

Tabel IV-53 Neraca Energi Kolom Distilasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<39>		<40>	
FFA	359,479	Metanol	277841,380
Metanol	323957,436	Air	2802,935
Air	317442,389	<41>	
H2SO4	112,918	FFA	592,712
Gliserol	3110,932	Metanol	5929,870
Impurities	3,922	Air	521794,893
Na2SO4	67,011	H2SO4	186,175
		Gliserol	13813,076
		Impurities	6,657
		Na2SO4	110,475
Reboiler		Qloss + Kondensor	
Qreboiler	87405,513	Qloss	36622,980
		Qcondensor	-127241,553
Total	732459,600	Total	732459,600

26. FLASH TANK (D-350)

Fungsi : Mengurangi kadari air dari campuran Gliserol



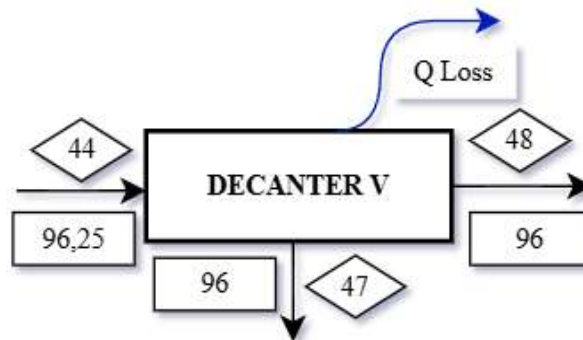
Gambar IV-50 Blok Diagram Flash Tank

Tabel IV-54 Neraca Energi Flash Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<41>		<44>	
FFA	206,790	FFA	198,569
Metanol	2068,890	Metanol	4,715
Air	180782,678	Air	1398,483
H ₂ SO ₄	64,956	H ₂ SO ₄	61,295
Gliserol	4823,282	Gliserol	4631,520
Impurities	2,323	Impurities	2,185
Na ₂ SO ₄	73,019	Na ₂ SO ₄	70,116
Q		<45>	
Q _{loss}		FFA	0,000
		Metanol	990,007
		Air	92944,39
Total	100301,283	Total	100301,283

27. DECANTER V (H-353)

Fungsi : Memisahkan impurities dan sisa FFA dari Glycerol



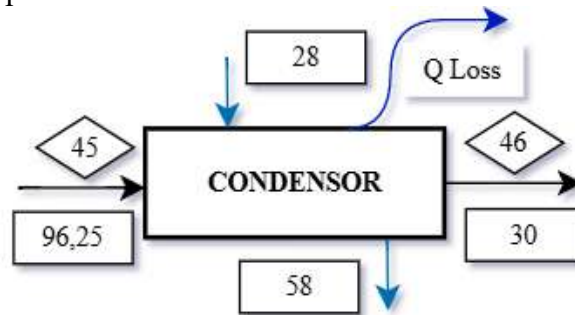
Gambar IV-51 Blok Diagram Decanter V

Tabel IV-55 Neraca Energi Decanter V

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<44>		<48>	
FFA	198,569	FFA	9,894
Metanol	4,715	Metanol	4,698
Air	1398,483	Air	1393,576
H ₂ SO ₄	61,295	H ₂ SO ₄	61,080
Gliserol	4631,520	Gliserol	4615,269
Impurities	2,185	Impurities	0,109
Na ₂ SO ₄	70,116	Na ₂ SO ₄	0,000
Q		<47>	
		FFA	90,569
		Impurities	12,012
		Air	0,000
		Q loss	
Q	138,668	Qloss	318,344
Total	6505,552	Total	6505,552

28. CONDENSOR (E-351)

Fungsi : Mengubah Uap air methanol dan air menjadi cair



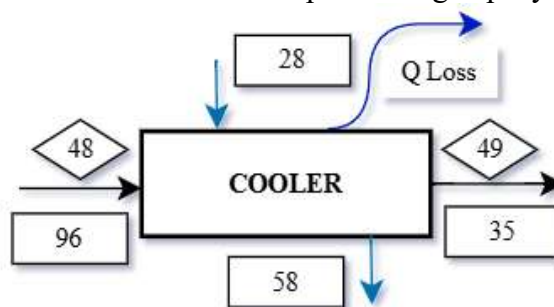
Gambar IV-52 Blok Diagram Condensor

Tabel IV-56 Nearaca Energi Condensor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<45>		<46>	
Metanol	990,007	Metanol	110,401
Air	92944,392	Air	12084,664
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-77042,614	Qloss	4696,720
Total	16891,785	Total	16891,785

29. COOLER (E-354)

Fungsi : Mendinginkan Gliserol sebelum disimpan di tangka penyimpanan



Gambar IV-53 Blok Diagram Cooler

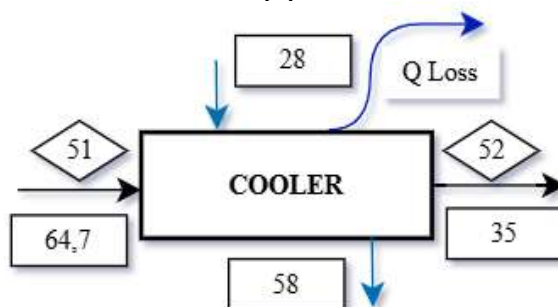
Tabel IV-57 Neraca Energi Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<48>		<49>	
FFA	9,889	FFA	1,393
Metanol	4,698	Metanol	0,662
Air	1393,576	Air	196,278
H2SO4	61,080	H2SO4	8,603

Gliserol	4615,269	Gliserol	650,038
Impurities	0,109	Impurities	0,015
Na ₂ SO ₄	0,000	Na ₂ SO ₄	0,000
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-4923,401	Qloss	304,231
Total	1161,220	Total	1161,220

30. COOLER (E-346)

Fungsi : Mendingkan methanol hasil top product dari distilasi untuk kebutuhan Recycle



Gambar IV-54 Blok Diagram Cooler

Tabel IV-58 Neraca Energi Cooler

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	ΔH_{in} (kCal)	Komponen	ΔH_{out} (kCal)
<51>		<52>	
Metanol	120282,864	Metanol	109498,153
Air	1212,208	Air	1212,208
Q air pendingin		Q loss	
Qair	-4709,957	Qloss	6074,754
Total	116785,115	Total	116785,115

IV.2 Kebutuhan Panas dan Power

IV.2.1 Kebutuhan Panas

Tabel IV-59 Rekapitulasi Kebutuhan Panas

No	Nama Alat	Jumlah	Kebutuhan Panas (Kcal/jam unit)
1	Tangki penyimpanan PFAD I	1	135437
2	Heater 1	1	170341
3	Reaktor esterifikasi	1	10825842
4	Dewatering	1	451827
5	Reaktor transesterifikasi	1	374103
6	Heater 2	1	697699

7	Heater 3	1	439473
8	Reboiler	1	87406
Total			13182127

IV.2.2 Kebutuhan Power

Tabel IV-60 Rekapitulasi Kebutuhan Power

No	Kode alat	Nama Alat	Kebutuhan Power (Hp)	Total
1	L-133	Centrifugal Pump	1	45
2	L-141		1	
3	L-144		1	
4	L-153		1	
5	L-156		1	
6	L-161		1	
7	L-218		1	
8	L-225		1	
9	L-314		1	
10	L-322		1	
11	L-331		2	
12	L-335		1	
13	L-343		1	
14	L-344		1	
15	L-347		1	
16	L-352		1	
17	L-355		1	
18	L-324		1	
19	L-311		1	
20	L-222		1	
21	L-212		1	
22	L-151		1	
23	L-144		1	
24	F-150	PFAD Tank	2	
25	M-132	Mixing Tank NaOH	1	
26	R-210	Reaktor Esterifikasi	4	
27	R-220	Reaktor Trans-Esterifikasi	2	
28	M-310	Tangki Pencuci	2	
29	M-323	Bleaching Tank	10	

BAB V

DAFTAR HARGA DAN PERALATAN

V.1 Standar Desain Mekanikal Peralatan

Perancangan mekanikal peralatan utama pada pabrik biodiesel ini dilakukan dengan mengacu pada **ASME Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC) Section VIII Division 1** sebagai standar internasional untuk desain bejana tekan (*pressure vessel*). Standar tersebut digunakan sebagai dasar dalam penentuan tekanan desain, ketebalan shell, ketebalan head, pemilihan material konstruksi, serta komponen mekanikal lainnya sehingga peralatan yang dirancang memenuhi persyaratan kekuatan mekanik, keselamatan operasi, dan kemudahan fabrikasi.

Dalam perhitungan dimensi mekanikal reaktor digunakan persamaan yang disajikan oleh Brownell dan Young (1959). Persamaan tersebut merupakan formulasi desain *pressure vessel* yang diturunkan dan konsisten dengan pendekatan yang digunakan pada *ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII Division 1*, sehingga memberikan hasil perancangan yang ekuivalen untuk bejana tekan. Oleh karena itu, meskipun proses perhitungan mengacu pada Brownell dan Young (1959), keseluruhan desain mekanikal reaktor tetap berada dalam kerangka standar ASME.

Material konstruksi reaktor dipilih menggunakan ASME SA-240 Grade 316 *Stainless Steel* karena memiliki ketahanan korosi yang baik terhadap campuran PFAD, metanol, dan katalis asam sulfat pada kondisi operasi proses esterifikasi maupun transesterifikasi. Selain itu, dimensi nozzle dan flange mengacu pada ASME B16.5, sedangkan ukuran pipa proses mengikuti standar ASME B36.10 dan ASME B36.19. Dengan demikian, seluruh komponen utama reaktor dirancang menggunakan standar yang umum diterapkan pada industri proses kimia.

Tabel V.1. Standar Desain Mekanikal Reaktor

Komponen Desain	Standar Acuan
Pressure Vessel	ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII Division 1
Ketebalan Shell	ASME Section VIII Division 1 (UG-27)
Ketebalan Head Torispherical	ASME Section VIII Division 1 (UG-32)
Flange dan Nozzle	ASME B16.5
Pipa Proses	ASME B36.10 dan ASME B36.19
Material Konstruksi	ASME SA-240 Grade 316 Stainless Steel
Persamaan Perhitungan	Brownell & Young (1959)
Agitator	Rushton Turbine (Mixing Design menurut Kusnarjo, 2010)

Sumber: ASME (2021); Brownell & Young (1959); Kusnarjo (2010).

V.2 Daftar Peralatan

Daftar peralatan yang ada dan spesifikasi yang diperlukan di dalam pabrik biodiesel disajikan dalam tabel berikut.

Tabel V.2 Daftar Peralatan di Pabrik

TANGKI PENYIMPANAN							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Qty	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	F-140	CH ₃ OH Tank	Tangki penampung silinder flat bottom, bentuk tutup atas berupa conical roof	3	Carbon steel SA - 283 grade C	Kapasitas (gal)	278.130,3
						Tinggi tangki (in)	288,0
						Diameter silinder (in)	600,0
						Tinggi head (in)	16,67
						Tebal head (in)	0,19
						Tinggi total (in)	306,67
2	F-160	H ₂ SO ₄ Tank	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dish	1	Plate Steels SA 240 grade M tipe 316	Kapasitas (gal)	6448,0
						Tinggi tangki (in)	144,0
						Diameter silinder (in)	240,0
						Tinggi head (in)	42,5
						Tebal head (in)	1/8
						Tinggi total (in)	188,04
3	F-155	Treated PFAD Tank	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dish	2	Carbon steel SA - 283 grade C	Kapasitas (gal)	165.085,2
						Tinggi tangki (in)	192,0
						Diameter silinder (in)	480,0
						Tinggi head (in)	74,7
						Tebal head (in)	2
						Tinggi total (in)	268,19
4	F-224	Tangki penyimpanan transesterifikasi	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dish	2	Carbon steel SA - 283 grade C	Kapasitas (gal)	60340
						Tinggi tangki (in)	288,0
						Diameter silinder (in)	420,0
						Tinggi head (in)	66,89
						Tebal head (in)	0,1875
						Tinggi total (in)	356,89
5	F-328	Biodiesel Tank	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk	2	Carbon steel SA - 238 grade C	Kapasitas (gal)	57738,9
						Tinggi tangki (in)	192,0
						Diameter silinder (in)	480,0
						Tinggi head	75,0

			standard dished			(in)	
						Tebal head (in)	5/16
						Tinggi total (in)	269,04
6	F-330	Tangki Sementara Hasil Decanter I, II, III	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dished	1	Carbon steel SA - 238 grade C	Kapasitas (gal)	190.260,0
						Tinggi tangki (in)	288,0
						Diameter silinder (in)	720,0
						Tinggi head (in)	107,4
						Tebal head (in)	0,5
						Tinggi total (in)	397,4
7	F-333	Tangki Sementara Hasil Decanter IV	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dished	1	Carbon steel SA - 238 grade C	Kapasitas (gal)	921.060,0
						Tinggi tangki (in)	288,0
						Diameter silinder (in)	600,0
						Tinggi head (in)	16,3
						Tebal head (in)	0,2
						Tinggi total (in)	306,3
8	F-342	Accumulator	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan bentuk standar dished head	1	Carbon steel SA - 238 grade C	Kapasitas (gal)	2.425,28
						Tinggi tangki (in)	146,67
						Diameter silinder (in)	77,63
						Tinggi head (in)	1/4
						Tebal head (in)	1/4
						Tinggi total (in)	146,67
9	F-356	Gliserol Tank	Tangki penampung silinder tegak dengan tutup atas bentuk standard dished	1	Carbon steel SA - 238 grade C	Kapasitas (gal)	26,77
						Tinggi tangki (in)	144,0
						Diameter silinder (in)	240,0
						Tinggi head (in)	42,5
						Tebal head (in)	0,2
						Tinggi total (in)	188,5
POMPA							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Qty	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	L-133	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	168,7
						Power Motor (hp)	1
						ID Pipa (in)	2,9

						Tebal Pipa (in)	0,237
2	L-141	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	42,3
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	0,957
						Tebal Pipa (in)	0,19
3	L-144	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	190,787
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	2,9
						Tebal Pipa (in)	0,237
4	L-153	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	168,7
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	2,9
						Tebal Pipa (in)	0,237
5	L-161	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	190,78
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	0,493
						Tebal Pipa (in)	0,147
6	L-156	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	190,16
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,068
						Tebal Pipa (in)	0,375
7	L-218	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	164,38
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	2,9
						Tebal Pipa (in)	0,38
8	L-225	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	123,36
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,548
						Tebal Pipa (in)	0,375
9	L-314	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	111,1
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,83
						Tebal Pipa (in)	0,24
10	L-322	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	2	Cast Iron	ΔZ (in)	115,2
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,068
						Tebal Pipa (in)	0,237
11	L-331	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	247,440
						Power Motor (hp)	2,00
						ID Pipa (in)	5,05
						Tebal Pipa (in)	0,26
						ΔZ (in)	170,40

12	L-335	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,068
						Tebal Pipa (in)	0,34
13	L-343	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	313,59
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	1,939
14	L-344	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Tebal Pipa (in)	0,24
						ΔZ (in)	80,98
						Power Motor (hp)	1,00
15	L-347	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ID Pipa (in)	1,278
						Tebal Pipa (in)	0,32
						ΔZ (in)	108,00
16	L-352	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	1,939
						Tebal Pipa (in)	0,24
17	L-355	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	13,49
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	0,302
18	L-324	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Tebal Pipa (in)	0,11
						ΔZ (in)	188,53
						Power Motor (hp)	1,00
19	L-311	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ID Pipa (in)	0,302
						Tebal Pipa (in)	0,11
						ΔZ (in)	123,36
20	L-222	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,548
						Tebal Pipa (in)	0,375
21	L-212	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	123,36
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,548
22	L-151	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	Tebal Pipa (in)	0,375
						L-311	123,36
						Power Motor (hp)	1,00

						ID Pipa (in)	3,548
						Tebal Pipa (in)	0,375
23	L-144	Centrifugal Pump	Centrifugal pump	1	Cast Iron	ΔZ (in)	123,36
						Power Motor (hp)	1,00
						ID Pipa (in)	3,548
						Tebal Pipa (in)	0,375
FILTER PRESS							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	H-152	Filter Press	Plate and Frame	4	Comercial Carbon steel	Kapasitas (m³)	14,128
						Luas <i>filter</i> (m²)	1,44
						Jumlah <i>frame</i>	10
						Jumlah <i>plate</i>	11
2	H-325	Filter Press	Plate and Frame	4	Comercial Carbon steel	Kapasitas (m³)	13,231
						Luas <i>filter</i> (m²)	1,44
						Jumlah <i>frame</i>	11,00
						Jumlah <i>plate</i>	12,00
SCREW CONVEYOR							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	J-131	Screw Conveyor	Screw Conveyor (inclined 20°)	1	Carbon Steel	Panjang screw (in)	393,60
						Diameter screw (in)	4
						Power Motor (hp)	1,00
2	J-121	Screw Conveyor	Screw Conveyor (inclined 20°)	1	Carbon Steel	Panjang screw (in)	393,60
						Diameter screw (in)	4
						Power Motor (hp)	1,00
TANGKI PENGADUK							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	F-150	PFAD Tank	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dished dan jenis pengaduk flat six blade turbines with disk	2	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	167924,14
						Tinggi Tangki (in)	664,302
						Diameter Dalam (in)	359
						Diameter Luar (in)	360
						Tebal Silinder (in)	3/8
						Tebal Tutup (in)	1/2
						Tinggi Tutup (in)	61
						Diameter	108

						Pengaduk (in)	
						Power Motor (hp)	2
2	M-132	Mixing Tank NaOH	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dish dan jenis pengaduk flat six blade turbines with disk	1	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	359,02
						Tinggi Tangki (in)	98,406
						Diameter Dalam (in)	39,750
						Diameter Luar (in)	40
						Tebal Silinder (in)	1/8
						Tebal Tutup (in)	3/16
						Tinggi Tutup (in)	17,39
						Diameter Pengaduk (in)	11,9
						Power Motor (hp)	1,00
3	R-210	Reaktor Esterifikasi	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dish dan jenis pengaduk flat six blade turbines with disk	1	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	5418,229
						Tinggi Tangki (in)	190,787
						Diameter Dalam (in)	101,625
						Diameter Luar (in)	102,0
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup atas (in)	3/16
						Tebal Tutup bawah (in)	3/16
						Diameter Pengaduk (in)	30,487
						Power Motor (hp)	4
4	R-220	Reaktor Transesterifikasi	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dish dan jenis pengaduk flat six blade turbines with	1	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	3045,48
						Tinggi Tangki (in)	157,703
						Diameter Dalam (in)	84
						Diameter Luar (in)	84
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup atas (in)	3/16

			disk			Tebal Tutup bawah (in)	3/16
						Diameter Pengaduk (in)	25,0875
						Power Motor (hp)	2
5	M-310	Tangki Pencuci	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dished dan jenis pengaduk flat six blade turbines with disk	1	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	10506,2
						Tinggi Tangki (in)	289,35
						Diameter Dalam (in)	155,25
						Diameter Luar (in)	156,00
						Tebal Silinder (in)	3/8
						Tebal Tutup atas (in)	1/4
						Tebal Tutup bawah (in)	1/4
						Diameter Pengaduk (in)	46,58
						Power Motor (hp)	2
6	M-323	Bleaching Tank	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah bentuk standard dished dan jenis pengaduk flat six blade turbines with disk	1	Carbon steel SA-283 Grade C	Kapasitas (gal)	5444,3
						Tinggi Tangki (in)	191,25
						Diameter Dalam (in)	102
						Diameter Luar (in)	102
						Tebal Silinder (in)	1/16
						Tebal Tutup (in)	3/16
						Tinggi Tutup (in)	17,217
						Diameter Pengaduk (in)	30,5625
						Power Motor (hp)	10,00
COIL PEMANAS							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	E-211	Coil Pemanas Reaktor Esterifikasi	Steam Coil	1	Carbon Steel	Jumlah Lilitan Coil	18
						Diameter Coil (in)	4,03
						Tinggi Coil	133

						(in)	
						Diameter Lilitan (in)	84
2	E-221	Coil Pemanas Reaktor Transesterifikasi	Steam Coil	1	Carbon Steel	Jumlah Lilitan Coil	27
						Diameter Coil (in)	0,36
						Tinggi Coil (in)	129
						Diameter Lilitan (in)	72
EVAPORATOR							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	V-215	Evaporator	Long-tube vertival evaporator	2	Carbon steel SA-240 Grade M tipe 316	Volume (m³)	19,77
						Diameter Dalam(in)	101,5
						Diameter Luar (in)	102
						Tinggi Silinder (in)	2436,0
						Tebal Silinder (in)	4/16
						Tinggi Tutup (in)	16,29
						Tebal Tutup (in)	10/16
HEAT EXCHANGER							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	E-154	Heater	Shell and Tube Heat Exchanger 1-1	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,40
						OD Tube (in)	1,25
						Panjang Tube (in)	192,00
						Pitch (in)	1,56
						Diameter Shell (in)	15 1/4
						Jarak Baffle (in)	12 1/5
2	E-216	Condenser	Double Pipe Heat Exchanger	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	0,55
						OD Tube (in)	1,32
						Panjang Tube (in)	16,00
						Hairpin	1,00
3	E-217	Cooler	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,40
						OD Tube (in)	1,50
						Panjang Tube (in)	192
						Pitch (in)	0,75
						Diameter Shell (in)	33
						Jarak Baffle	26,4

						(in)	
4	E-313	Heater	Shell and Tube Heat Exchanger 1-1	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,4
						OD Tube (in)	1,5
						Panjang Tube (in)	192
						Pitch (in)	1,88
						Diameter Shell (in)	25
						Jarak Baffle (in)	20
5	E-321	Condenser	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	0,81
						OD Tube (in)	1
						Panjang Tube (in)	120
						Pitch (in)	1,25
						Diameter Shell (in)	8
						Jarak Baffle (in)	1,6
6	E-326	Cooler	Shell and Tube Heat Exchanger 11	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,2
						OD Tube (in)	1,25
						Panjang Tube (in)	192
						Pitch (in)	1,875
						Diameter Shell (in)	19,25
						Jarak Baffle (in)	15,4
7	E-334	Heater	Shell and Tube Heat Exchanger 1-1	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,4
						OD Tube (in)	1,5
						Panjang Tube (in)	192
						Pitch (in)	1,875
						Diameter Shell (in)	31
						Jarak Baffle (in)	24,8
8	E-341	Condenser	Double Pipe Heat Exchanger	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	3,07
						OD Tube (in)	6,63
						Panjang Tube (in)	16,00
						Hairpin	6,00
9	E-345	Reboiler	Kettle Reboiler	2	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,4
						OD Tube (in)	3/4
						Panjang Tube (in)	288
						Diameter Shell (in)	0,9375
10	E-346	Cooler	Shell and Tube Heat	1	Carbon	ID Tube (in)	1,61
						OD Tube (in)	2,88
						Panjang pipe (ft)	20

			Exchanger 1-1		Steel	Hairpin	1
						Pressure drop Annulus	0,086
						Pressure drop pipe	0,07
11	E-351	Condenser	Double Pipe Heat Exchanger	1	Carbon Steel	ID Tube (in)	1,05
						OD Tube (in)	1,90
						Panjang Tube (in)	16,00
						Hairpin	2,00
12	E-354	Cooler	Double Pipe Heat Exchanger	1	Carbon Steel	ID Annulus (in)	0,42
						OD Annulus (in)	1,05
						ID Pipe (in)	0,49
						OD Pipe (in)	0,68
						Panjang (in)	192,00
SEPARATOR							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	D-320	Flash Tank	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished	1	Carbon Steel, Type SA-238, Grade C	Tinggi tangki (in)	532,65
						Diameter Dalam (in)	287,63
						Diameter Luar (in)	288
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup (in)	1/4
2	D-350	Flash Tank	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished	2	Carbon Steel, Type SA-238, Grade C	Tinggi tangki (in)	290,38
						Diameter Dalam (in)	155,81
						Diameter Luar (in)	156
						Tebal Silinder (in)	3/32
						Tebal Tutup (in)	1/8
3	D-340	Distillation Collumn	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished	1	Carbon Steel, Type SA-238, Grade C	Tinggi tangki (in)	9,21
						Diameter Dalam (in)	3,029
						Diameter Luar (in)	3,048
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup (in)	3/16
						Tipe Tray	Sieve tray

						Jumlah Tray	12,00
DECANTER							
No	Kode	Nama Alat	Tipe	Jumlah	Bahan	Sizing	
						Keterangan	Ukuran
1	H-213	Decanter I	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished	1	Carbon Steel, Type SA-283, Grade C	Panjang tangki (in)	221,80
						Diameter Dalam (in)	65,25
						Diameter Luar (in)	66
						Tebal Silinder (in)	3/8
						Tebal Tutup (in)	3/32
						Tinggi Heavy Phase (in)	26,10
						Tinggi Overflow (in)	54,14
2	H-223	Decanter II	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished	1	Carbon Steel, Type SA-283, Grade C	Panjang tangki (in)	223,06
						Diameter Dalam (in)	65,63
						Diameter Luar (in)	66
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup (in)	3/32
						Tinggi Heavy Phase (in)	26,25
						Tinggi Overflow (in)	50,44
3	H-313	Decanter III	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished	1	Carbon Steel, Type SA-283, Grade C	Panjang tangki (in)	263,11
						Diameter Dalam (in)	77,63
						Diameter Luar (in)	78
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup (in)	3/16
						Tinggi Heavy Phase (in)	31,05
4	H-332	Decanter IV	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup	1	Carbon Steel, Type SA-	Tinggi Overflow (in)	57,24
						Panjang tangki (in)	363,25
						Diameter Dalam (in)	107,63
						Diameter Luar	108,00

			kanan berbentuk standar dished		238, Grade C	(in)	
						Tebal Silinder (in)	3/16
						Tebal Tutup (in)	3/16
						Tinggi Heavy Phase (in)	43,05
						Tinggi Overflow (in)	67,08
5	H-353	Decanter V	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standar dished	1	Carbon Steel, Type SA- 238, Grade C	Panjang tangki (in)	43,64
						Diameter Dalam (in)	11,88
						Diameter Luar (in)	12
						Tebal Silinder (in)	1/16
						Tebal Tutup (in)	1/16
						Tinggi Heavy Phase (in)	4,75
						Tinggi Overflow (in)	9,31

V.3 Harga Peralatan

Tabel V.3 Harga Peralatan di Pabrik

Kode alat	Nama alat	Jumlah	Harga alat (USD)		
			Harga satuan		Total harga
			2014	2026	
J-121	Screw Conveyor	1	12000,00	12137,42	12137,42
J-131	Screw Conveyor	1	12000,00	12137,42	12137,42
M-132	Mixing Tank NaOH	1	30100,00	30444,70	30444,70
M-143	Mixing Tank NaOH	1	30100,00	30444,70	30444,70
L-133	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
F-140	CH3OH Tank	2	363300,00	367460,50	734921,00
L-141	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-144	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
F-150	Storage Tank PFAD	4	304000,00	307481,4	1229925,60
H-152	Filter Press	4	81900,00	82837,92	331351,67
L-153	Centrifugal Pump	2	6100,00	6169,86	12339,71
E-154	Heater	1	73300,00	74139,43	74139,43
F-155	Treated PFAD Tank	1	31500,00	31860,74	31860,74
L-161	Centrifugal Pump	2	4200,00	4248,10	8496,20
F-160	H ₂ SO ₄ Tank	1	53300,00	53910,39	53910,39

SPL-142	Liquid Separator (Splitter)	1	45000,00	45515,34	45515,34
L-156	Centrifugal Pump	2	4200,00	4248,10	8496,20
R-210	Reaktor Esterifikasi	2	191800,00	193996,49	387992,98
H-213	Decanter I	1	64300,00	65036,36	65036,36
V-215	Evaporator	2	165400,00	167294,16	334588,31
E-216	Condenser	1	1600,00	1618,32	1618,32
E-217	Cooler	1	38000,00	38435,17	38435,17
L-218	Centrifugal Pump	2	4200,00	4248,10	8496,20
R-220	Reaktor Transesterifikasi	2	97900,00	99021,15	198042,30
H-223	Decanter II	1	64300,00	65036,36	65036,36
F-224	Tangki Sementara Hasil Transesterifikasi	1	57700,00	58360,78	58360,78
L-225	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
M-310	Tangki Pencuci	1	188600,00	190759,84	190759,84
H-312	Decanter III	1	71500,00	72318,82	72318,82
E-313	Heater	1	34000,00	34389,37	34389,37
L-314	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
D-320	Flash Tank	1	150500,00	152223,52	152223,52
E-321	Condenser	1	4700,00	4753,82	4753,82
L-322	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
M-323	Tangki Pencuci	1	133100,00	134624,26	134624,26
H-325	Filter Press	4	75800,00	76668,06	306672,24
E-326	Cooler	1	7500,00	7585,89	7585,89
F-328	Biodiesel Tank	2	438200,00	443218,25	886436,51
F-330	Tangki Penampung Gliserol I	1	65800,00	66553,54	66553,54
L-331	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
H-332	Decanter IV	1	33300,00	33681,35	33681,35
F-333	Tangki Penampung Gliserol II	1	54200,00	54820,70	54820,70
E-334	Heater	1	47100,00	47639,39	47639,39
L-335	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
D-340	Distillation Collumn	1	168300,00	170227,37	170227,37
E-341	Condenser	1	21700,00	21948,51	21948,51
F-342	Accumulator	1	18200,00	18408,43	18408,43
L-343	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
E-345	Reboiler	2	62000,00	62710,02	125420,04
L-344	Centrifugal Pump	1	7500,00	7585,89	7585,89
D-350	Flash Tank	1	68400,00	69183,31	69183,31
E-351	Condenser	1	1300,00	1314,89	1314,89
L-347	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
H-353	Decanter V	1	53600,00	54213,83	54213,83
E-354	Cooler	1	1100,00	1112,60	1112,60
L-352	Centrifugal Pump	1	6100,00	6169,86	6169,86

F-356	Gliserol Tank	1	50900,00	51482,91	51482,91
L-355	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-324	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-311	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-222	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-212	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-151	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
L-144	Centrifugal Pump	1	4200,00	4248,10	4248,10
Total		83			5786792,57

(Sumber: www.matche.com)

V.4 Tata Letak Pabrik Secara Keseluruhan

Tata Letak pabrik memiliki peranan penting dalam menyesuaikan kondisi lahan yang dimiliki serta kebutuhan bangunan yang menjadi perlengkapan dalam pabrik. Selain itu, penentuan layout ini juga dapat sebagai landasan dalam menentukan ekspansi. Pada penentuan layout ini juga diberikan pewarnaan yang menunjukkan tingkat bahaya dari tempat tersebut jika diakses oleh orang umum, dengan petunjuk dari arti warna tersebut adalah sebagai berikut:

- Warna abu-abu: melambangkan lahan parkir atau jalan sehingga diperlukan suatu kewaspadaan terhadap lalu lintas kendaraan yang ada
- Warna biru: melambangkan area tanpa resiko. Biasanya area ini tidak memiliki peralatan yang berpotensi untuk memberikan kerusakan
- Warna kuning: melambangkan area dengan resiko rendah.
- Warna oranye: melambangkan area dengan resiko sedang
- Warna merah: melambangkan area dengan resiko tinggi

Tabel V-4 Lokasi Area Proses

Area	Lokasi	Risk
Area <i>Pre-treatment</i>	Ditempatkan berdekatan dengan fasilitas utilitas serta area penerimaan bahan baku sebelum memasuki proses utama.	<i>High Risk</i>
Area Esterifikasi	Berada setelah unit <i>pre-treatment</i> PFAD sebagai tahapan awal reaksi pada proses produksi utama.	<i>High Risk</i>
Area Transesterifikasi	Terletak setelah unit esterifikasi dan menjadi bagian lanjutan dari rangkaian proses utama.	<i>High Risk</i>
Area Pemurnian Biodiesel	Diposisikan setelah proses transesterifikasi untuk memurnikan biodiesel yang dihasilkan.	<i>High Risk</i>
Area Pemurnian Gliserol	Berlokasi sejajar dengan unit pemurnian biodiesel setelah tahapan transesterifikasi.	<i>High Risk</i>

Tabel V-5 Lokasi Area Utilitas

Area	Lokasi	Risk
Area Pengolahan Air	Berada pada kawasan utilitas pabrik dan terintegrasi dengan sistem pengolahan air milik Kawasan Lubuk Pakam, Deli Serdang.	<i>High Risk</i>
Area Pembangkit Steam	Ditempatkan di area pembangkitan utilitas untuk memasok kebutuhan steam proses.	<i>High Risk</i>

Area Pembangkit Listrik	Berlokasi pada zona pembangkitan energi yang menyediakan kebutuhan daya listrik pabrik.	<i>High Risk</i>
Area Air Pendingin	Terletak berdekatan dengan fasilitas pengolahan air sebagai sumber sistem pendinginan.	<i>High Risk</i>
Area Instrument Air/Plant Air	Diposisikan di sekitar area proses guna menunjang kebutuhan instrumen dan utilitas udara tekan.	<i>High Risk</i>

Tabel V-6 Lokasi Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Area	Lokasi	Risk
Tangki Penyimpanan PFAD	Berada di area gudang bahan baku yang terletak dekat dengan unit <i>pre-treatment</i> .	<i>Medium Risk</i>
Tangki Penyimpanan Metanol	Ditempatkan pada kawasan penyimpanan bahan baku yang berdekatan dengan area proses utama.	<i>Medium Risk</i>
Tangki Penyimpanan H ₂ SO ₄	Berlokasi di area pergudangan bahan baku untuk memudahkan distribusi ke unit proses.	<i>Medium Risk</i>
Gudang Penyimpanan NaOH	Terletak pada fasilitas warehouse yang dekat dengan area produksi utama.	<i>Medium Risk</i>
Tangki Penyimpanan Biodiesel	Berada pada area penyimpanan produk (storage tank) setelah proses produksi selesai.	<i>Medium Risk</i>
Tangki Penyimpanan Gliserol	Ditempatkan pada area storage tank yang terpisah sesuai spesifikasi produk sampling.	<i>Medium Risk</i>
Area Loading/Unloading	Berlokasi di sekitar area penyimpanan produk untuk memudahkan aktivitas distribusi dan penerimaan material.	<i>Low Risk</i>

Tabel V-7 Lokasi Area Pengolahan Limbah

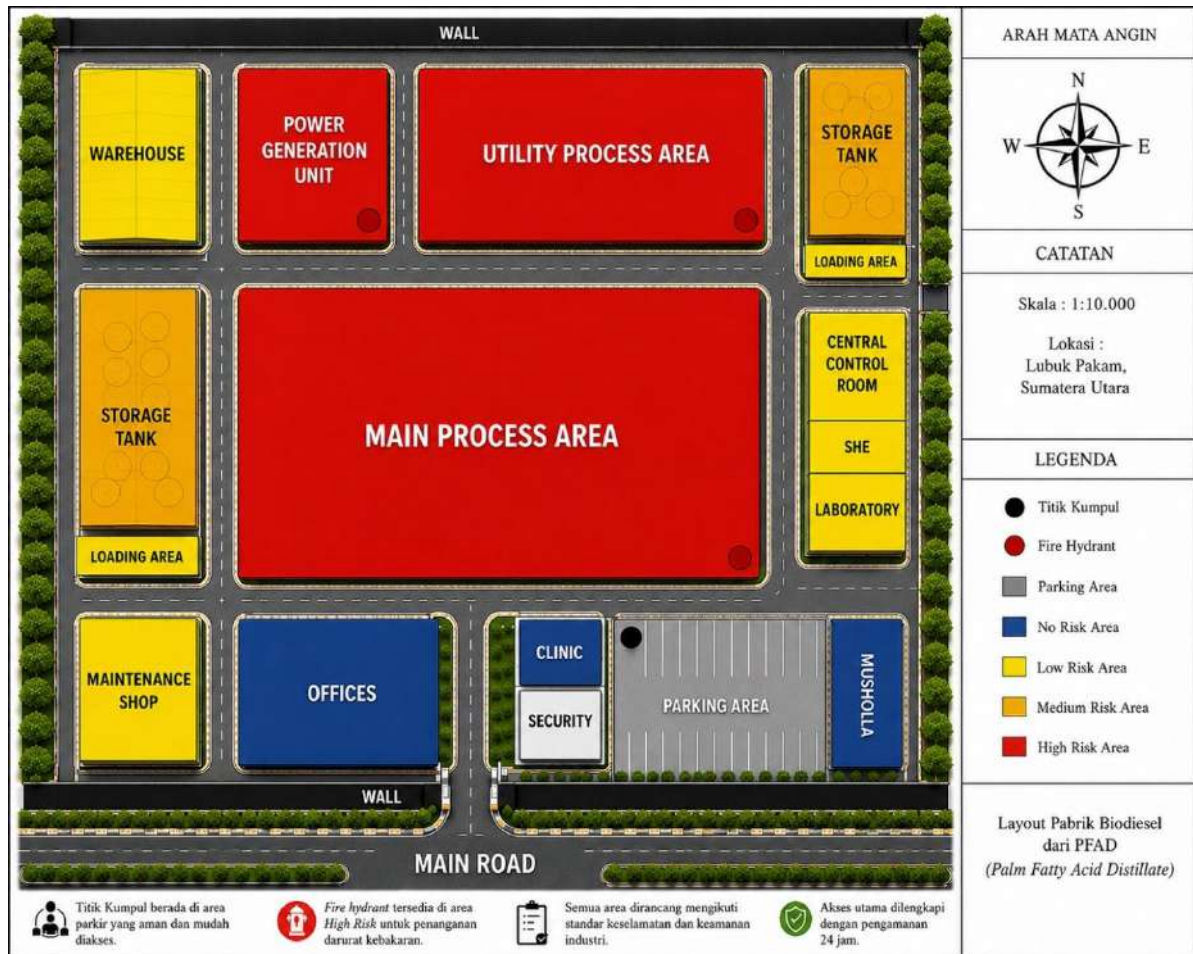
Area	Lokasi	Risk
<i>Wastewater Treatment Plant (WWTP)</i>	Ditempatkan pada area utilitas dan dirancang untuk menerima serta mengolah seluruh limbah cair yang dihasilkan pabrik sebelum dibuang ke lingkungan.	<i>Low Risk</i>

Tabel V-8 Lokasi Area Fasilitas dan Fungsinya

Area	Lokasi	Risk
<i>Central Control Room (CCR)</i>	Digunakan sebagai pusat pengendalian operasi pabrik dan ditempatkan dekat area proses untuk mempermudah pemantauan secara <i>real-time</i> .	<i>Low Risk</i>
Laboratorium	Berfungsi sebagai fasilitas <i>Quality Control</i> (QC) dan <i>Quality Assurance</i> (QA) untuk melakukan pengujian parameter kualitas selama proses berlangsung. Lokasinya berada dekat CCR.	<i>Low Risk</i>
Kantor <i>Safety, Health and Environment</i> (SHE)	Digunakan untuk koordinasi keselamatan kerja, kesehatan kerja, serta pengelolaan lingkungan. Ditempatkan dekat area proses utama agar mudah dijangkau.	<i>Low Risk</i>

Maintenance Shop	Berfungsi sebagai tempat pemeliharaan peralatan serta penyimpanan spare part yang diperlukan selama operasi pabrik. Berada di sekitar area kantor.	<i>Low Risk</i>
Gudang (<i>Warehouse</i>)	Digunakan sebagai pusat penyimpanan peralatan dan material pendukung operasional pabrik. Lokasinya dekat area produksi untuk mempercepat distribusi.	<i>Low Risk</i>
Parking Area	Disediakan untuk kendaraan karyawan, tamu, dan operasional pabrik dengan lokasi dekat area penyimpanan.	<i>No Risk</i>
Titik Kumpul (<i>Assembly Point</i>)	Area evakuasi yang ditempatkan pada lokasi aman dan mudah diakses saat keadaan darurat.	<i>No Risk</i>
<i>Fire Extinguisher Unit</i>	Ditempatkan pada titik-titik strategis yang dekat dengan area berpotensi kebakaran guna mempercepat respons keadaan darurat.	-
Klinik	Berfungsi memberikan pertolongan pertama dan penanganan medis ringan bagi pekerja yang mengalami kecelakaan kerja.	<i>No Risk</i>
Kantor	Digunakan untuk aktivitas administrasi dan operasional pegawai, termasuk tenaga kerja tidak langsung. Berlokasi cukup dekat dengan area pabrik namun tetap terpisah dari proses utama.	<i>No Risk</i>
Musholla	Fasilitas ibadah bagi karyawan dan pengunjung yang ditempatkan pada lokasi yang mudah diakses dari seluruh area pabrik.	<i>No Risk</i>

Kebutuhan pabrik digambarkan dengan skala 1:10000 pada layout pabrik di bawah ini. Dengan ukuran yang diterapkan pada peta yaitu luas dalam real nya adalah 10000 m² atau 1 ha.



Gambar V-1 Layout Pabrik Secara Garis Besar

V.5 P&ID Alat Utama dan Preliminary HAZOP

V.5.1 P&ID Alat Utama

Peralatan utama yang digunakan pada pabrik biodiesel ini adalah Reaktor Esterifikasi tipe *Mixed Flow Reactor* (MFR). Di dalam reaktor tersebut berlangsung reaksi esterifikasi antara *Free Fatty Acid* (FFA) yang berasal dari PFAD dengan metanol menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai katalis. Untuk menjamin operasi yang aman, stabil, dan optimal, reaktor dilengkapi dengan sistem instrumentasi dan pengendalian yang berfungsi memonitor serta mengendalikan parameter proses penting, yaitu laju alir (*flow*), temperatur (*temperature*), dan level cairan (*level*).

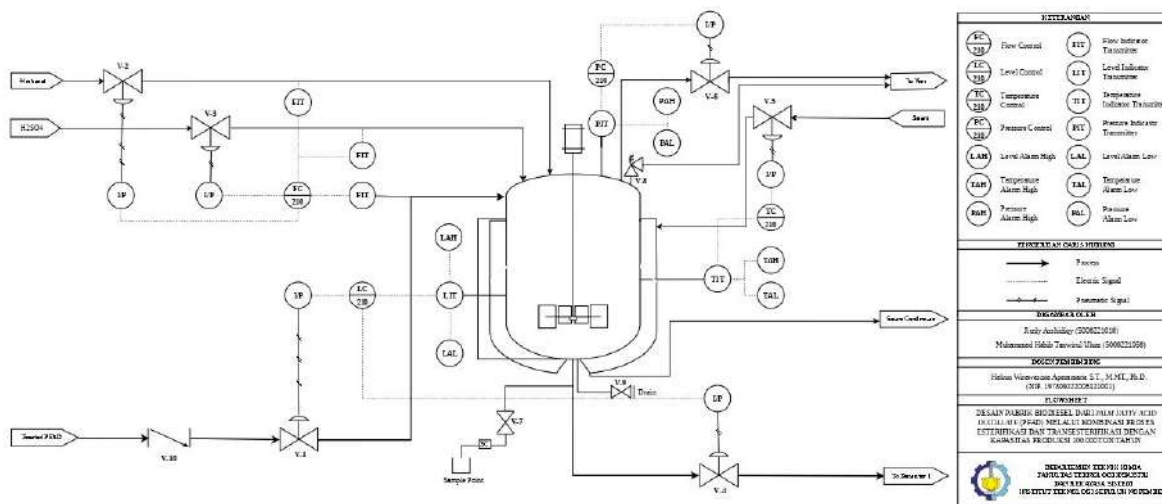
a) Parameter Laju Alir (*Flow*)

Pengendalian laju alir diperlukan untuk memastikan jumlah umpan yang masuk ke reaktor sesuai dengan kapasitas desain dan kondisi operasi yang diinginkan. Pengaturan laju alir yang tepat sangat berpengaruh terhadap efisiensi reaksi dan kualitas produk yang dihasilkan. Sistem kontrol diawali oleh *Flow Indicator Transmitter* (FIT) yang berfungsi mengukur dan mengirimkan data laju alir aktual ke *Ratio Controller* (RC). Selanjutnya, controller membandingkan nilai aktual dengan set point yang telah ditentukan dan menghasilkan sinyal kontrol yang diteruskan ke I/P Transducer. Transducer kemudian mengubah sinyal listrik menjadi sinyal pneumatik untuk menggerakkan *control valve*. Apabila laju alir berada di bawah set point, *control valve* akan membuka secara bertahap untuk meningkatkan aliran umpan ke dalam reaktor. Sebaliknya, apabila laju alir melebihi set point, *control valve* akan menutup sebagian guna mengurangi debit aliran sehingga kondisi operasi tetap berada dalam rentang

b) Parameter Temperatur (*Temperature*)

c) Parameter Level (*Level*)

Dengan skema P&ID yang diharapkan adalah sebagai berikut:



Gambar V-2 P&ID Reaktor Esterifikasi

V.5.2 Preliminary HAZOP

150

Tabel V-9 Analisis HAZOP Pada Reaktor Esterifikasi

Project Name :	Analisis HAZOP Pada Alat Reaktor Esterifikasi					Date :	26 Juni 2026	Page :	-				
Process :	Esterifikasi							Reference Drawing :					
Name tag	R-201												
Study Node	Process Parameter	Deviations (guide words)	Possible Causes	Possible Consequences	Initial Rink			Existing Safeguard	Residual Risk			Further Actions/No?	Action Required
					S	L	R		S	L	R		
REAKTOR ESTERIFIKASI	Temperatu re	High	Steam control valve (TCV-101) gagal menutup sehingga steam terus mengalir ke jacket reaktor	1. Temperatur operasi melebihi design temperature. 2. Laju penguapan metanol meningkat secara signifikan. 3. Tekanan internal reaktor meningkat akibat akumulasi uap metanol. 4. Rasio PFAD:Metanol berubah sehingga konversi reaksi tidak optimal. 5. Potensi overpressure dan aktivasi PSV.	4	4	16	1. Temperature Controller (TIC-101). 2. High Temperature Alarm (TAH). 3. Pressure Safety Valve (PSV).	3	3	9	Yes	Implementas i SIS dan Emergency Shutdown System pada kondisi High-High Temperature .

			Kegagalan temperature transmitter (TT-101) sehingga temperatur aktual tidak terbaca	1. Overheating tidak terdeteksi operator. 2. Penguapan metanol meningkat. 3. Tekanan reaktor naik secara bertahap. 4. Potensi kerusakan mechanical seal agitator.	4	3	12	1. Temperature Indicator lokal. 2. Alarm temperatur tinggi.	3	2	6	Yes	Menambahk an redundant temperature transmitter (2oo3 voting system).
			Set point temperature controller salah diinput operator	1. Operasi berada di atas design condition. 2. Konsumsi steam meningkat. 3. Degradasi kualitas produk esterifikasi. 4. Potensi pembentukan produk samping.	4	3	12	1. SOP operasi. 2. Supervisor approval.	3	2	6	Yes	Terapkan Management of Change (MOC) dan pembatasan akses perubahan set point.
		Low	Tekanan steam dari boiler lebih rendah dari tekanan desain	Laju reaksi esterifikasi menurun, konversi FFA rendah, produk keluar tidak memenuhi spesifikasi	4	3	12	Low Temperature Alarm (TAL), pressure indicator steam	3	2	6	Yes	Tetapkan minimum steam pressure interlock dan monitoring tekanan steam secara kontinu

			Fouling pada jacket reaktor sehingga perpindahan panas menurun	Temperatur operasi sulit mencapai set point, konsumsi utilitas meningkat, kapasitas produksi menurun	3	4	12	Monitoring temperatur dan inspeksi jacket	3	2	6	Yes	Program chemical cleaning dan inspeksi berkala pada jacket
			Steam control valve gagal membuka sesuai kebutuhan proses	Pemanasan reaktor tidak mencukupi, waktu reaksi bertambah, produktivitas proses menurun	3	3	9	Temperature Controller dan Low Temperature Alarm	2	2	4	No	-
		No	Kegagalan total boiler sehingga tidak ada suplai steam ke reaktor	Reaksi esterifikasi berhenti, konversi tidak terjadi, produk off-spec, shutdown unit produksi	4	4	16	Low-Low Temperature Alarm (TALL), monitoring utilitas boiler	3	3	9	Yes	Sediakan backup boiler atau emergency steam source
			Steam isolation valve tertutup penuh akibat kesalahan operasi	Tidak terjadi perpindahan panas ke reaktor, temperatur turun drastis, proses tidak berjalan optimal	4	3	12	SOP startup dan checklist operator	3	2	6	Yes	Terapkan lock-open policy pada valve kritis

			Kegagalan total sistem kontrol temperatur atau kehilangan catu daya instrumen	Temperatur tidak dapat dikendalikan, operasi reaktor tidak stabil, produksi terhenti	4	4	16	UPS dan mode operasi manual	3	3	9	Yes	Tambahkan redundant PLC dan emergency power supply
	Pressure	High	Temperatur reaktor terlalu tinggi sehingga metanol mengalami vaporisasi berlebih	Tekanan internal reaktor meningkat, PSV membuka, kehilangan metanol, gangguan kestabilan operasi, potensi shutdown unit	5	4	20	PSV, Pressure Indicator (PI), High Pressure Alarm (PAH)	4	3	12	Yes	Tambahkan High-High Pressure Interlock (PAHH) yang menghentikan suplai steam secara otomatis
			Jalur outlet uap atau vent line mengalami penyumbatan parsial maupun total	Akumulasi tekanan di dalam reaktor, peningkatan beban mekanik pada shell dan nozzle, potensi kebocoran atau rupture	5	4	20	PSV dan inspeksi berkala vent line	4	3	12	Yes	Program cleaning dan inspeksi vent line secara periodik
			Pressure control valve pada jalur keluaran gagal menutup	Tekanan operasi melampaui batas desain, potensi kerusakan gasket, flange, dan sambungan pipa	4	4	16	Pressure Controller (PIC), PAH	3	3	9	Yes	Kalibrasi control valve dan proof test berkala

			atau malfunction										
		Low	Kebocoran pada flange, gasket, atau sambungan perpipaan	Kehilangan metanol dan uap proses, penurunan efisiensi reaksi, potensi masuknya udara ke sistem	4	3	12	Pressure Indicator dan inspeksi kebocoran	3	2	6	Yes	Program leak test dan preventive maintenance flange/gasket
			Vent valve terbuka terlalu besar	Tekanan operasi lebih rendah dari kondisi desain, kesetimbangan reaksi terganggu, kehilangan metanol meningkat	3	3	9	Pressure Controller dan alarm tekanan rendah	2	2	4	No	-
			Kegagalan pressure controller sehingga membuka control valve secara berlebihan	Ketidakstabilan operasi reaktor, penurunan efisiensi konversi FFA, kualitas produk tidak konsisten	4	3	12	Pressure Controller dan monitoring DCS	3	2	6	Yes	Kalibrasi pressure controller secara berkala

		No	Kebocoran besar atau rupture pada shell reaktor	Tekanan hilang secara total, penghentian proses, pelepasan metanol ke lingkungan, risiko kebakaran	5	3	15	PSV, inspeksi integritas mekanik	4	2	8	Yes	Lakukan RBI (Risk Based Inspection) dan NDT berkala
			Vent valve gagal terbuka penuh atau terbuka permanen	Tidak terbentuk tekanan operasi yang diperlukan, reaksi tidak berlangsung optimal, produk off-spec	4	3	12	Pressure monitoring	3	2	6	Yes	Inspeksi actuator dan seat valve secara berkala
			Kegagalan total sistem pressure control dan instrumentasi	Tekanan tidak dapat dipantau maupun dikendalikan, operasi menjadi tidak aman, berpotensi menyebabkan shutdown darurat	5	3	15	Pressure indicator lokal dan prosedur operasi manual	4	2	8	Yes	Pasang redundant pressure transmitter dan UPS untuk sistem instrumentasi
	Flowrate	High	Flow control valve feed PFAD gagal menutup sehingga laju alir umpan melebihi	Residence time menurun, konversi FFA tidak tercapai, kualitas produk tidak memenuhi spesifikasi, beban unit downstream meningkat	4	3	12	Flow Controller (FIC), High Flow Alarm (FAH)	3	2	6	Yes	Tambahkan interlock High-High Flow untuk menghentikan pompa feed

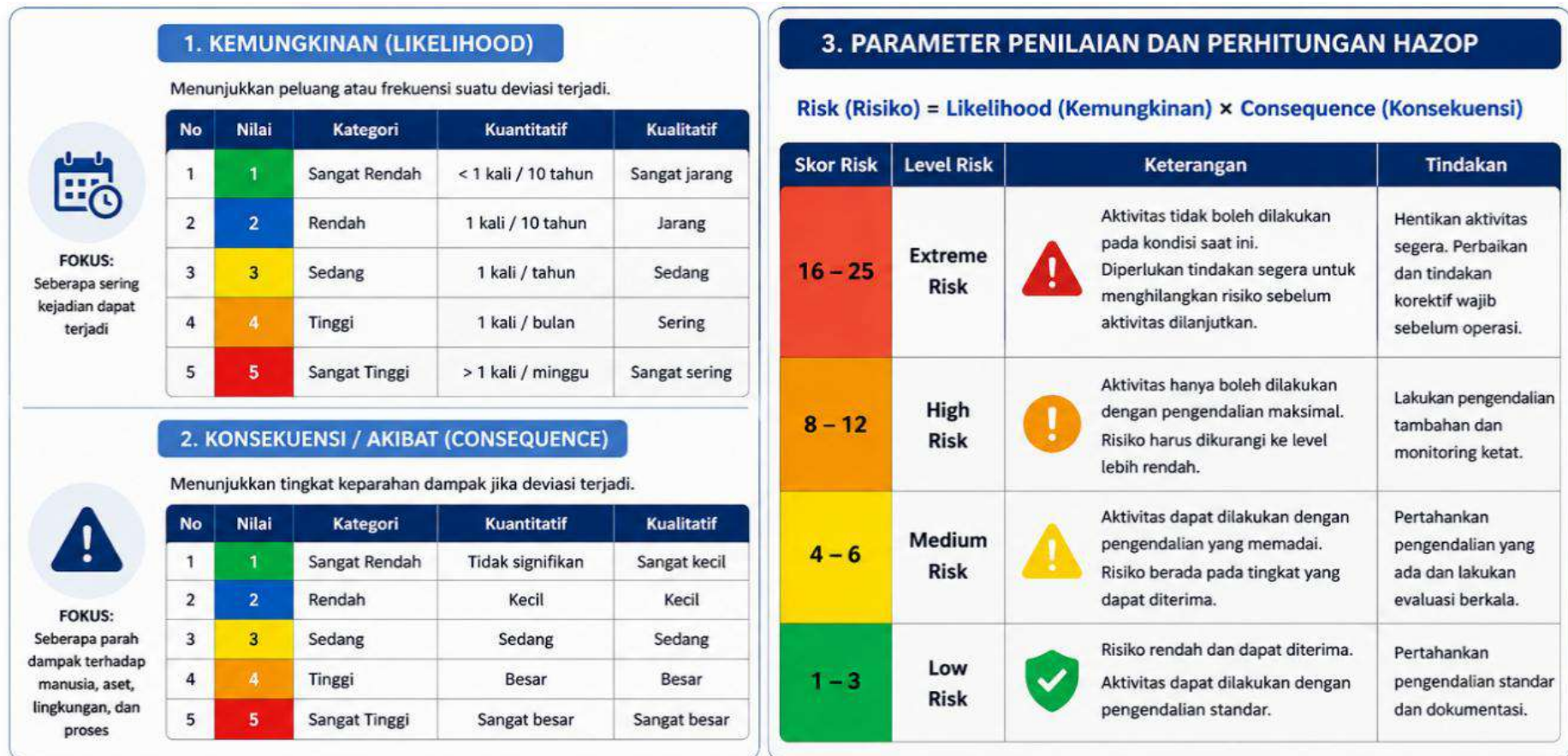
			kapasitas desain										
			Pompa feed beroperasi pada kapasitas di atas desain akibat kerusakan VFD atau control system	Akumulasi cairan dalam reaktor, kenaikan level cairan, potensi overflow dan kehilangan material	4	4	16	High Flow Alarm dan Level Alarm High (LAH)	3	3	9	Yes	Kalibrasi VFD dan pembatasan maksimum kapasitas pompa
			Kesalahan operator saat mengubah set point flow controller	Ketidakseimbangan rasio PFAD : metanol : katalis, penurunan efisiensi reaksi, peningkatan konsumsi bahan baku	3	3	9	SOP operasi dan approval supervisor	2	2	4	No	-
		Low	Penyumbatan parsial pada jalur umpan akibat fouling atau endapan	Residence time meningkat namun kapasitas produksi menurun, target produksi tidak tercapai	3	3	9	Low Flow Alarm (FAL)	2	2	4	No	-

			Flow control valve hanya terbuka sebagian akibat kerusakan actuator	Umpan ke reaktor berkurang, konversi menjadi tidak stabil, kualitas produk berfluktuasi	4	3	12	Flow Controller (FIC) dan FAL	3	2	6	Yes	Inspeksi actuator dan stroking test berkala
			Kinerja pompa menurun akibat impeller aus atau cavitation	Laju alir umpan lebih rendah dari desain, penurunan kapasitas produksi, peningkatan waktu operasi	4	3	12	Monitoring flowrate dan preventive maintenance pompa	3	2	6	Yes	Program predictive maintenance berdasarkan vibration analysis
		No	Kegagalan total pompa feed reaktor	Tidak ada umpan yang masuk ke reaktor, reaksi esterifikasi berhenti, produksi terhenti	5	3	15	Low-Low Flow Alarm (FALL)	4	2	8	Yes	Sediakan standby pump dengan auto change-over
			Valve isolasi pada jalur umpan tertutup penuh akibat kesalahan operasi	Aliran menuju reaktor terhenti total, shutdown unit, kehilangan produksi	5	3	15	SOP startup/shutdown dan checklist operator	4	2	8	Yes	Terapkan lock-open policy untuk valve kritis

			Penyumbatan total pada pipa umpan akibat padatan atau fouling berat	Tidak ada material yang masuk ke reaktor, potensi kerusakan pompa akibat dead-heading, penghentian proses	5	3	15	Low-Low Flow Alarm dan pressure monitoring	4	2	8	Yes	Program flushing dan cleaning periodik pada jalur umpan
	Level Liquid	High	Valve outlet reaktor tertutup atau mengalami penyumbatan	Akumulasi cairan di dalam reaktor, overflow, kehilangan bahan baku, pencemaran area proses	4	4	16	Level Transmitter (LT), High Level Alarm (LAH)	3	3	9	Yes	Tambahkan High-High Level Interlock untuk menghentikan aliran umpan secara otomatis
			Laju alir umpan lebih besar daripada laju alir keluar reaktor	Residence time berubah, carry-over ke unit downstream, ketidakstabilan operasi	4	3	12	Flow Controller dan Level Controller	3	2	6	Yes	Implementasi flow balance monitoring antara inlet dan outlet
			Kegagalan level controller atau level control valve	Ketinggian cairan melebihi batas desain, potensi flooding, penurunan efisiensi pencampuran	4	3	12	LAH dan inspeksi instrumen berkala	3	2	6	Yes	Kalibrasi level transmitter dan proof test control valve secara berkala

		Low	Laju alir keluar lebih besar daripada laju alir masuk	Volume reaktan berkurang, residence time menurun, konversi esterifikasi menurun	4	3	12	Low Level Alarm (LAL)	3	2	6	Yes	Atur minimum operating level pada sistem kontrol
			Kebocoran pada shell reaktor atau nozzle	Kehilangan material proses, penurunan efisiensi produksi, potensi paparan metanol ke lingkungan	4	3	12	Inspeksi visual dan leak detection	3	2	6	Yes	Program RBI (Risk Based Inspection) dan inspeksi ketebalan material
			Valve outlet terbuka terlalu besar atau rusak pada posisi terbuka	Pengosongan reaktor lebih cepat dari desain, ketidakstabilan operasi, penurunan kualitas produk	3	3	9	Level Controller (LIC)	2	2	4	No	-
		No	Kegagalan total pompa feed sehingga tidak ada cairan masuk ke reaktor	Reaktor kosong, reaksi esterifikasi tidak berlangsung, produksi berhenti	5	3	15	Low-Low Level Alarm (LALL)	4	2	8	Yes	Sediakan standby pump dengan sistem auto switchover
			Valve inlet tertutup penuh akibat	Tidak ada material yang masuk ke reaktor,	5	3	15	SOP operasi dan checklist startup	4	2	8	Yes	Terapkan lock-open policy pada valve kritis

			kesalahan operasi	shutdown proses, kehilangan produksi									
			Kebocoran besar atau kegagalan mekanik pada reaktor	Kehilangan seluruh inventory reaktor, penghentian operasi, potensi bahaya kebakaran akibat metanol	5	4	20	Leak detection system, emergency shutdown system	4	3	1 2	Yes	Lakukan inspeksi integritas mekanik, NDT, dan RBI secara berkala



Gambar V-3 Parameter Penilaian HAZOP

BAB VI

ANALISA EKONOMI DAN ANALISA DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN

Salah satu parameter utama untuk menilai kelayakan pendirian suatu pabrik adalah analisis ekonomi. Penilaian ini mencakup perhitungan kebutuhan bahan baku dan hasil produk berdasarkan neraca massa yang disajikan pada Apendiks A, serta estimasi biaya peralatan proses sesuai spesifikasi yang diturunkan dari neraca massa dan energi, sebagaimana tercantum dalam Apendiks A. Selain itu, analisis juga mencakup biaya operasional dan utilitas, kebutuhan tenaga kerja beserta struktur penggajiannya, serta biaya pengadaan lahan untuk pembangunan fasilitas pabrik.

VI.I Asumsi Perhitungan

Analisis ekonomi dalam perancangan suatu pabrik memerlukan beberapa asumsi terhadap berbagai faktor yang mempengaruhi nilai uang yang berdampak pada perhitungan ekonomi nantinya. Asumsi-asumsi tersebut diklasifikasikan menjadi beberapa bagian sebagai berikut.

Asumsi basis perancangan pabrik

- | | |
|--------------------------------|---|
| 1. Kapasitas produksi total | : 100.000 ton/tahun |
| | : 12626,26 kg/jam |
| 2. Lama operasi | : 330 hari/tahun |
| | : 24 jam operasi |
| 3. Basis perhitungan | : 1 tahun |
| 4. Nilai tukar USD ke Rp | : 17.819,00 |
| 5. Tahun pengadaan alat | : 2026 |
| 6. Tahun mulai konstruksi | : 2026 |
| 7. Lama konstruksi | : 5 tahun |
| 8. Tahun mulai operasi | : 2031 |
| 9. Kapasitas produksi | : Tahun ke-1 = 90% |
| | : Tahun ke-2 dan selanjutnya = 95% |
| 10. Luas tanah yang dibutuhkan | : 10000 m ² atau 1 ha (luas tanah disesuaikan dengan perusahaan sejenis yang sudah dibangun) |
| 11. Harga tanah | : 0,9 mio/m ² |
| 12. Umur pabrik | : 30 tahun termasuk masa konstruksi |

Asumsi pada faktor ekonomi

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam analisis ekonomi perancangan pabrik biodiesel ini adalah sebagai berikut:

1. Faktor lokasi (*Country Factor*) untuk Indonesia ditetapkan sebesar 1,25 berdasarkan referensi Timmerhaus.
2. Distribusi pengeluaran modal selama masa konstruksi diasumsikan berlangsung selama enam tahun dengan proporsi berturut-turut sebesar 2,5%; 7,5%; 30%; 45%; 10%; dan 5% dari total investasi.
3. *Cost of Debt* ditetapkan sebesar 6% per tahun.
4. Struktur pendanaan perusahaan terdiri atas 65% hutang (*debt*) dan 35% modal sendiri (*equity*), dengan biaya modal (*cost of equity*) sebesar 15%.
5. Sebagian besar pendanaan diperoleh dari institusi keuangan dalam negeri dan sekitar 45% berasal dari investor asing.
6. Total ISBL (*Inside Battery Limit Cost*) merepresentasikan seluruh biaya peralatan yang

dibutuhkan pada area proses utama pabrik.

7. *Direct Cost* dihitung dari penjumlahan *Solid-Fluid Processing Plant Cost*, kemudian dikalikan dengan faktor negara lokasi pabrik. Hubungan tersebut dapat dinyatakan sebagai:
$$\text{Direct Cost} = (\text{ISBL} + \text{OSBL}) \times \text{Country Factor}$$
8. *Indirect Cost* untuk kategori *Solid-Fluid Processing Plant* mengacu pada metode Timmerhaus dengan rincian:
 - Engineering dan Supervisi : 32%
 - Biaya Konstruksi : 34%
 - *Legal Expenses* : 4%
 - Biaya Kontraktor : 19%
 - Biaya Tak Terduga (*Contingency*) : 37%
9. *Pre-operating Cost* dan biaya *startup* diasumsikan sebesar 6% dari *Total Direct Plant Cost* (TDPC).
10. *Fixed Capital Investment* (FCI) diperoleh dari penjumlahan *direct cost* dan *indirect cost*.
11. *Project Management Cost* ditetapkan sebesar 5% dari FCI.
12. *Interest During Construction* (IDC) diasumsikan sebesar 8% dari FCI.
13. *Spare Parts Cost* ditetapkan sebesar 3% dari *Total Direct Cost* (TDC).
14. *Maintenance Cost* diasumsikan sebesar 10% dari *Total Investment* (TI).
15. *Insurance Cost* ditetapkan sebesar 2,5% dari *Total Investment* (TI).
16. *Engineering, Procurement, and Construction* (EPC) *Cost* dihitung sebagai 10% dari FCI.
17. *Working Capital Investment* (WCI) ditetapkan sebesar 15% dari *Total Capital Investment* (TCI), dengan hubungan:

$$TCI = FCI + WC$$

atau

$$WCI = 15\% \times TCI$$

Perhitungan laba-rugi dilakukan menggunakan pendekatan *Annual Profit and Loss Statement*.

18. Metode penyusutan aset menggunakan *Straight Line Depreciation* (SLD) selama 30 tahun.
19. Kebutuhan utilitas mengacu pada hasil perhitungan neraca massa dan energi pada Bab Utilitas.
20. Laju inflasi tenaga kerja diasumsikan sebesar 2,96% per tahun. (Timmerhaus)
21. Tarif pajak penghasilan badan mengacu pada Undang-Undang Pajak Penghasilan Indonesia, yaitu sebesar 20% untuk badan usaha berbentuk Perseroan Terbatas (PT).
22. Laju inflasi 1,9% per tahun, sesuai dengan Bank Indonesia

Asumsi Bentuk dan Struktur Perusahaan

1. Bentuk Perusahaan

Pabrik biodiesel berbahan baku PFAD ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk badan usaha ini dipilih karena kepemilikan perusahaan dibagi dalam bentuk saham, sehingga setiap pemegang saham memiliki hak kepemilikan sesuai jumlah saham yang dimiliki. Pemilihan bentuk PT didasarkan pada beberapa pertimbangan berikut:

- a. Memiliki kemampuan menghimpun modal dalam jumlah besar melalui penerbitan saham.
- b. Memudahkan perusahaan memperoleh sumber pendanaan tambahan baik dari investor maupun lembaga keuangan.
- c. Kelangsungan operasional perusahaan tidak bergantung pada individu tertentu sehingga lebih terjamin.
- d. Tanggung jawab pemegang saham terbatas pada nilai investasi atau saham yang

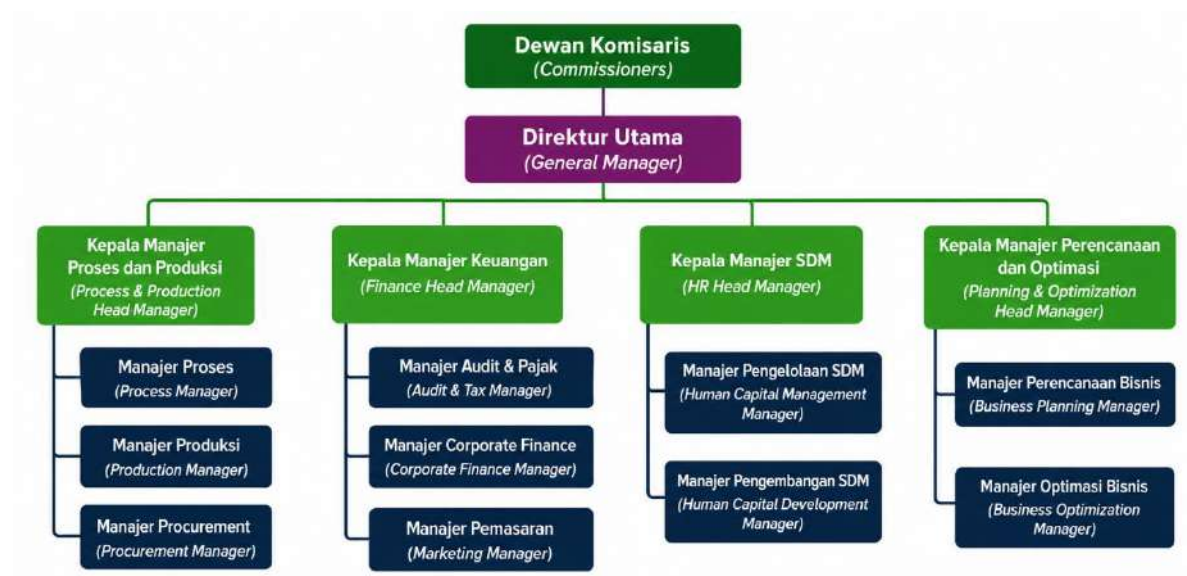
dimiliki.

2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang diterapkan adalah struktur lini dan staf (*line and staff organization*). Struktur ini memungkinkan pembagian tugas yang jelas antara fungsi manajerial dan fungsi pendukung sehingga koordinasi antarbagian dapat berjalan secara efektif.

Alasan penggunaan struktur organisasi ini meliputi:

- Jalur wewenang dan tanggung jawab tersusun secara jelas sehingga mempermudah pengambilan keputusan.
- Setiap manajer memiliki tanggung jawab langsung terhadap aktivitas dan kinerja unit yang dipimpinnya.
- Adanya spesialisasi fungsi memungkinkan pekerjaan dilaksanakan secara lebih efektif dan efisien.
- Kehadiran dewan komisaris berfungsi sebagai pengawas jalannya perusahaan dan memastikan kegiatan operasional sesuai dengan tujuan perusahaan.



Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian tugas, tanggung jawab, serta wewenang pada masing-masing jabatan dalam struktur organisasi perusahaan dijelaskan sebagai berikut.

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pihak yang mewakili pemegang saham dan bertugas melakukan fungsi pengawasan terhadap jalannya perusahaan. Adapun tugas dan wewenang Dewan Komisaris meliputi:

- Mewakili kepentingan pemegang saham perusahaan.
- Menunjuk, mengangkat, dan mengevaluasi kinerja Direktur Utama.
- Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan kebijakan dan strategi perusahaan.
- Memberikan arahan, saran, serta pertimbangan kepada Direktur Utama dalam pengelolaan perusahaan.
- Menilai dan mengevaluasi kinerja perusahaan secara keseluruhan.

2. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi perusahaan yang bertanggung jawab

atas seluruh kegiatan operasional dan strategis perusahaan. Direktur Utama juga bertindak sebagai wakil resmi perusahaan dalam hubungan internal maupun eksternal. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- Menetapkan visi, misi, kebijakan, serta strategi perusahaan.
- Menentukan struktur organisasi, pembagian tugas, dan tanggung jawab setiap bagian.
- Mengoordinasikan seluruh kegiatan yang dilakukan oleh para kepala manajer.
- Mengawasi pelaksanaan program kerja perusahaan.
- Mengevaluasi pencapaian target perusahaan dan mempertanggungjawabkan kinerja perusahaan kepada Dewan Komisaris.
- Mengambil keputusan strategis yang berkaitan dengan keberlangsungan dan pengembangan perusahaan.

3. Kepala Manajer Proses dan Produksi

Kepala Manajer Proses dan Produksi bertanggung jawab atas kegiatan proses, produksi, pengembangan fasilitas, serta peningkatan kinerja operasional pabrik. Jabatan ini membawahi Manajer Proses, Manajer Produksi, Manajer Procurement, dan Manajer Pemasaran. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- Menyusun dan mengimplementasikan kebijakan di bidang proses dan produksi.
- Mengoordinasikan seluruh aktivitas operasional pabrik agar berjalan sesuai target produksi.
- Mengawasi pelaksanaan program kerja pada bidang proses dan produksi.
- Mengambil keputusan teknis terkait permasalahan operasional pabrik.
- Menentukan strategi peningkatan efisiensi dan produktivitas proses.
- Menetapkan kebijakan terkait peningkatan maupun penurunan kapasitas produksi sesuai kebutuhan perusahaan.

4. Manajer Proses

Manajer Proses bertanggung jawab terhadap aspek teknis proses produksi yang berlangsung di pabrik. Tugas dan tanggung jawabnya meliputi:

- Melakukan pengawasan terhadap kinerja proses produksi.
- Mengevaluasi efisiensi operasi proses.
- Memberikan rekomendasi teknis untuk peningkatan performa proses.
- Melakukan pengembangan dan modifikasi proses apabila diperlukan.
- Mengawasi kinerja peralatan proses agar beroperasi sesuai desain.

5. Manajer Produksi

Manajer Produksi bertanggung jawab terhadap pelaksanaan kegiatan produksi sehari-hari. Adapun tugasnya meliputi:

- Mengawasi seluruh kegiatan produksi di pabrik.
- Memastikan target produksi tercapai sesuai kapasitas yang direncanakan.
- Menjamin kualitas produk sesuai spesifikasi yang ditetapkan.
- Mengendalikan penggunaan bahan baku, utilitas, dan tenaga kerja selama proses produksi.
- Berkoordinasi dengan bagian proses untuk menjaga kestabilan operasi pabrik.

6. Kepala Manajer Keuangan

Kepala Manajer Keuangan bertanggung jawab atas pengelolaan dan pengendalian seluruh aspek keuangan perusahaan. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- Menyusun kebijakan keuangan perusahaan.
- Mengawasi pengelolaan arus kas perusahaan.
- Mengendalikan kegiatan audit internal dan perpajakan.

- Mengevaluasi laporan keuangan perusahaan.
- Menyusun strategi peningkatan kinerja keuangan perusahaan.
- Mengidentifikasi dan meminimalkan risiko keuangan.
- Memberikan rekomendasi terkait peluang investasi dan pengembangan usaha.

7. Manajer Audit dan Pajak

Manajer Audit dan Pajak bertanggung jawab terhadap pelaksanaan audit internal dan pengelolaan perpajakan perusahaan. Tugasnya meliputi:

- Melakukan audit terhadap aktivitas keuangan perusahaan.
- Memastikan kesesuaian pencatatan keuangan dengan standar yang berlaku.
- Mengawasi kepatuhan perusahaan terhadap peraturan perpajakan.
- Menyusun dan mengelola administrasi perpajakan perusahaan.
- Mengidentifikasi potensi risiko yang berkaitan dengan audit dan pajak.

8. Manajer Corporate Finance

Manajer Corporate Finance bertanggung jawab terhadap pengelolaan keuangan perusahaan secara menyeluruh. Tugas dan tanggung jawabnya meliputi:

- Mengelola arus kas perusahaan.
- Menyusun laporan keuangan perusahaan.
- Melakukan analisis investasi dan pendanaan.
- Menyusun perencanaan keuangan jangka pendek maupun jangka panjang.
- Mendukung pengambilan keputusan strategis yang berkaitan dengan aspek keuangan.

9. Manajer Pemasaran

Manajer Pemasaran bertanggung jawab terhadap kegiatan pemasaran dan distribusi produk perusahaan. Tugasnya meliputi:

- Menyusun strategi pemasaran produk.
- Mengelola hubungan dengan pelanggan.
- Mengembangkan jaringan distribusi produk.
- Melakukan promosi untuk meningkatkan penjualan.
- Mengevaluasi perkembangan pasar dan kebutuhan konsumen.

10. Kepala Manajer Sumber Daya Manusia

Kepala Manajer Sumber Daya Manusia bertanggung jawab terhadap pengelolaan seluruh tenaga kerja yang ada di perusahaan. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- Menyusun strategi pengelolaan sumber daya manusia.
- Mengawasi pelaksanaan kebijakan ketenagakerjaan.
- Mengevaluasi kinerja karyawan secara berkala.
- Menetapkan indikator kinerja utama (*Key Performance Indicator/KPI*) bagi setiap departemen.
- Menjamin terciptanya lingkungan kerja yang produktif dan kondusif.

11. Manajer Human Capital Management

Manajer Human Capital Management bertanggung jawab terhadap administrasi dan pengelolaan tenaga kerja perusahaan. Tugasnya meliputi:

- Melaksanakan proses rekrutmen dan seleksi karyawan.
- Mengelola administrasi kepegawaian.
- Melakukan evaluasi kinerja karyawan.
- Mengelola promosi, mutasi, dan pemberhentian karyawan sesuai kebijakan perusahaan.

12. Manajer Human Capital Development

Manajer Human Capital Development bertanggung jawab terhadap pengembangan

kompetensi tenaga kerja perusahaan. Tugasnya meliputi:

- Menyusun program pelatihan dan pengembangan karyawan.
- Mengidentifikasi kebutuhan peningkatan kompetensi tenaga kerja.
- Mengevaluasi efektivitas program pengembangan sumber daya manusia.
- Mendukung peningkatan produktivitas dan profesionalisme karyawan.

13. Kepala Manajer Perencanaan dan Optimasi

Kepala Manajer Perencanaan dan Optimasi bertanggung jawab terhadap perencanaan strategis dan evaluasi pengembangan bisnis perusahaan. Tugas dan wewenangnya meliputi:

- Menyusun rencana strategis pengembangan bisnis perusahaan.
- Melakukan evaluasi terhadap kinerja bisnis perusahaan.
- Mengidentifikasi peluang peningkatan efisiensi dan profitabilitas.
- Memberikan rekomendasi strategis kepada Direktur Utama terkait pengembangan usaha.

14. Manajer Perencanaan Bisnis

Manajer Perencanaan Bisnis bertanggung jawab terhadap penyusunan rencana operasional dan pengembangan bisnis perusahaan. Tugasnya meliputi:

- Menyusun rencana produksi bulanan dan tahunan.
- Melakukan perencanaan kebutuhan bahan baku.
- Menganalisis potensi pengembangan usaha.
- Menyusun proyeksi kebutuhan operasional perusahaan.

15. Manajer Optimasi Bisnis

Manajer Optimasi Bisnis bertanggung jawab terhadap evaluasi dan peningkatan kinerja bisnis perusahaan. Tugas dan tanggung jawabnya meliputi:

- Melakukan analisis terhadap hasil produksi dan kinerja operasional.
- Mengevaluasi aspek ekonomi dan profitabilitas perusahaan.
- Mengidentifikasi peluang peningkatan efisiensi proses dan biaya.
- Menyusun rekomendasi perbaikan berkelanjutan untuk meningkatkan daya saing perusahaan.

VI.2 Capital Expenditure (CAPEX) dan Operational Expenditure (OPEX)

Biaya yang diperlukan dalam pembangunan dan pengoperasian pabrik dibedakan menjadi dua kelompok utama, yaitu *Capital Expenditure* (CAPEX) dan *Operational Expenditure* (OPEX). Pembagian biaya ini dilakukan untuk memudahkan analisis ekonomi serta perencanaan investasi proyek. *Capital Expenditure* (CAPEX) merupakan biaya investasi yang dikeluarkan untuk pembangunan fasilitas pabrik, pengadaan peralatan, instalasi, serta kebutuhan lain yang berkaitan dengan pembentukan aset tetap perusahaan. Sementara itu, *Operational Expenditure* (OPEX) merupakan biaya yang dikeluarkan secara rutin selama pabrik beroperasi untuk mendukung proses produksi dan kegiatan operasional perusahaan.

VI.2.1 Capital Expenditure (CAPEX)

Capital Expenditure (CAPEX) merupakan seluruh biaya investasi yang digunakan untuk memperoleh aset tetap, meningkatkan kapasitas produksi, memperbaiki kinerja operasional, serta memperpanjang umur ekonomis fasilitas pabrik (Sunarya dkk., 2020).

Secara umum, investasi modal (*capital investment*) terdiri atas dua komponen utama, yaitu:

a. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment merupakan investasi yang digunakan untuk pembangunan fasilitas pabrik dan seluruh aset tetap yang diperlukan agar pabrik dapat beroperasi.

Komponen ini meliputi biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*).

b. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment merupakan modal kerja yang diperlukan untuk menjalankan kegiatan operasional pabrik selama periode tertentu sebelum perusahaan memperoleh pendapatan dari hasil penjualan produk.

Dengan demikian, total investasi proyek merupakan penjumlahan antara *Fixed Capital Investment* (FCI) dan *Working Capital Investment* (WCI), yang secara matematis dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$(TCI) = \text{Fixed Capital Investment (FCI)} + \text{Working Capital Investment (WCI)}$$

Tabel VI-1 Perhitungan CAPEX

Investment Cost	USD, mio	Remarks
1. Ttl. direct plant cost (Tdp, 302%).	39,31	*)
2. Indirect cost		
Engineering and supervision(32/302xTdp)	4,17	
Construction Expenses (34/302xTdp)	13,28	
Legal expenses (4/302xTdp)	1,56	
Contractor's fee (19/302xTdp)	7,42	
Contingency (37/302* Tdp)	14,45	
Total indirect plant cost	40,88	
3. Fixed-capital investment	80,19	
4. Preoperation and startup expense (6% of 1)	2,36	NEW ITEM
5. Project management (5% of 3)	4,01	NEW ITEM
6. Interest During Construction (9.25% of 3)	7,42	NEW ITEM
7. Spare parts (3% of 1)	1,18	NEW ITEM
8. Working capital (75/302*Tdp)**)	29,29	24
Total Capital Investment (TCI, SUM OF 3-8))	124,44	

**) Original Peters-Timmerhaus WC is 75/503*TCI=	10,16	15
Total Capital Investment Original Timmerhaus	68,16	
EPC COST	80,19	
*)Purchase equipment delivered corrected by Country Factor	13,02	
TOTAL ISBL COSTS (USD Mio)	7,71	INPUT AWAL (total harga alat)
TOTAL OSBL COSTS IN % OF ISBL (% OF ISBL)	35%	10% - 50%
TOTAL ISBL + OSBL COSTS (USD Mio)	10,41	
CAPEX (INCLUDING LAND ACQUISITION BUT WITHOUT WORKING CAPITAL AS PER CORPORATE FINANCE'S DEF.), USD MILLION	95,15	

Karena peralatan utama didatangkan dari luar negeri, maka harga yang digunakan adalah harga FOB (*Free on Board*). Untuk mendapatkan estimasi biaya yang lebih realistis, harga FOB tersebut perlu dikonversi menjadi harga CIF (*Cost, Insurance, and Freight*), ditambah dengan estimasi biaya pengangkutan dari pelabuhan ke lokasi pembangunan pabrik.

VI.2.2 Operating Expenditure (OPEX)

Biaya Operasional (*Operating Expenditure/OPEX*) merupakan seluruh pengeluaran yang diperlukan untuk mendukung kegiatan operasional pabrik selama proses produksi berlangsung. Komponen biaya ini mencakup biaya produksi, pemasaran, administrasi, penyusutan aset, pemeliharaan, perbaikan fasilitas, serta pengeluaran operasional lainnya yang secara langsung maupun tidak langsung menunjang aktivitas perusahaan (Sunarya et al., 2020). Dalam perancangan pabrik, OPEX umumnya dinyatakan sebagai *Total Production Cost* (TPC). Secara umum, OPEX dikelompokkan menjadi dua komponen utama, yaitu manufacturing cost dan general expenses. *Manufacturing cost* mencakup seluruh biaya yang berhubungan langsung dengan proses pengolahan bahan baku menjadi produk akhir, yang terdiri atas *direct production cost*, *fixed charges*, dan *plant overhead cost*. Estimasi seluruh komponen biaya dilakukan berdasarkan kapasitas produksi tahunan pabrik.

Komponen *direct production cost* meliputi biaya pengadaan bahan baku, tenaga kerja langsung, utilitas, pemeliharaan peralatan, perlengkapan operasional, kegiatan laboratorium, serta biaya lisensi seperti paten dan royalti. Adapun data harga bahan baku yang digunakan dalam estimasi biaya operasional pada perancangan pabrik biodiesel berbahan baku *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) disajikan pada tabel berikut.

Tabel VI-2 Harga Bahan Baku

No.	Bahan baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (\$/ton)	Total harga (\$/tahun)
1	PFAD	102.926,58	\$ 450,00	\$ 46.316.959,9
2	Metanol 99%	93.160,53	\$ 247,00	\$ 23.010.650,6
3	NaOH	569,733	\$ 200,00	\$ 113.946,62
4	H2SO4 98%	1693,811	\$ 129,00	\$ 218.501,59
5	Bleaching Earth	2053,315	\$ 150,00	\$ 307.997,32
Total				\$ 69.968.056,0

(Sumber: intratec tradingeconomics.com, procurementresource.com, spglobal.com)

Kebutuhan tenaga kerja diperkirakan sebagai fungsi dari kapasitas pabrik dengan faktor tingkat automasi pabrik dan jumlah tahapan proses yang dibutuhkan, sehingga didapatkan perkiraan operating labor. Untuk tiap satu shift diasumsikan 8 jam kerja, maka kebutuhan dan biaya tenaga kerja, sehingga total biaya diperkirakan sebagai berikut:

Tabel VI-3 Daftar Gaji Karyawan

Tabel 1.13 Daftar Gaji Karyawan				
No.	Jabatan	Gaji/Tahun	Jumlah Karyawan	Jumlah Gaji/Tahun
		(IDR)		(IDR)
Top Management				
1	Direktur	480.000.000	1	480.000.000
2	Komisaris	360.000.000	3	1.080.000.000
3	Manajer Proses dan Produksi	300.000.000	1	300.000.000
4	Manajer Keuangan	300.000.000	1	300.000.000
5	Manajer SDM	300.000.000	1	300.000.000
6	Manajer Perencanaan dan Optimasi	300.000.000	1	300.000.000
Middle Management				
7	a) Proses	132.000.000	1	132.000.000
	b) Produksi	132.000.000	1	132.000.000
	c) Procurement	132.000.000	1	132.000.000
	d) Audit & Pajak	132.000.000	1	132.000.000
	e) Corporate Finance	132.000.000	1	132.000.000
	f) Pemasaran	132.000.000	1	132.000.000
	g) Pengelolaan SDM	132.000.000	1	132.000.000
	h) Pengembangan SDM	132.000.000	1	132.000.000
	i) Perencanaan Bisnis	132.000.000	1	132.000.000
	j) Optimasi Bisnis	132.000.000	1	132.000.000
8	Supervisor	90.000.000	12	1.080.000.000
9	Operator Lapangan	66.000.000	15	990.000.000
Low Management				
10	a) Proses	54.000.000	50	2.700.000.000
	b) Produksi	48.000.000	50	2.400.000.000

11	c) <i>Maintenance</i>	45.600.000	40	1.824.000.000
	d) <i>Procurement</i>	45.600.000	15	684.000.000
	e) Laboratorium	45.600.000	20	912.000.000
	f) Keuangan	40.800.000	10	408.000.000
	g) Kepegawaian	40.800.000	10	408.000.000
	h) Logistik	40.800.000	10	408.000.000
	i) Pemasaran	40.800.000	10	408.000.000
12	Dokter	72.000.000	5	360.000.000
13	Perawat	40.800.000	9	367.200.000
14	Satpam	38.400.000	12	460.800.000
15	<i>Cleaning Service</i>	38.400.000	12	460.800.000
16	Supir	38.400.000	17	652.800.000
Total			315	Rp 18.647.959.989 \$ 1.046.521,13

Selanjutnya adalah kebutuhan utilitas dan lain-lain dari pabrik (biaya tahunan produk terjual) yang dihitung berdasarkan perhitungan pada bab sebelumnya. Didapatkan biaya sebagai berikut:

Tabel VI-4 Kebutuhan Pabrik

	Units	Quantity	\$/unit	\$/tonne
Raw material (WEIGHTED AV.)	t/t	1,97	351,20	691,055
Steam	t/t	0,09	4,40	0,38
Catalysts and additives	\$/t	0,00	1,60	0,00
Inert gas	\$/t	0,00	0,02	0,00
Process Water	t/t	0,03	0,53	0,02
Cooling Water	t/t	0,19	0,08	0,02
Electricity	kWh/t	30,00	0,05	1,50
Effluent treatment	\$/t		0,15	0,15
Operating supplies	\$/t	1,0% Raw matl	3,51	3,51
Total Variable Costs				696,63
Total Variable Costs (if excluded RAW MAT'L)				5,19
Direct labor	workhrs/t	0,30	17,31	5,19
Indirect labor	workhrs/t	0,30	17,31	5,19
Maintenance	10%	TFI	9.415.132	93,40
Depreciation (straight line)	20	yr of TFI	4.707.566	46,70
Insurance and taxes	2,50%	TFI	2.353.783	23,35
Marketing costs			5,07	5,07

Plant overheads		Equal Dir. Lbr.		5,19
Total Fixed Costs				184,10
COGS (cost of good sold)				800,42
Total Production Cost				880,73

Biaya *fixed charges* merupakan biaya tetap yang tetap harus dikeluarkan meskipun pabrik tidak beroperasi atau tidak melakukan kegiatan produksi. Komponen biaya ini meliputi penyusutan (depresiasi), pajak, asuransi, serta biaya pembiayaan (*financing*). Sementara itu, plant overhead cost merupakan biaya tidak langsung yang timbul untuk mendukung kelancaran operasional pabrik, seperti biaya pengawasan, fasilitas penunjang, dan pengeluaran operasional lainnya yang tidak dapat dikategorikan sebagai biaya produksi langsung.

Selain biaya yang berkaitan dengan proses produksi, terdapat pula general expenses, yaitu pengeluaran yang tidak berhubungan secara langsung dengan proses konversi bahan baku menjadi produk. Komponen ini mencakup biaya administrasi, distribusi, pemasaran, serta kegiatan penelitian dan pengembangan (*research and development*).

Dalam perhitungan biaya operasional, *fixed charges* diestimasi sebagai persentase dari *Fixed Capital Investment* (FCI), sedangkan plant overhead cost dan general expenses dihitung berdasarkan persentase terhadap biaya produksi. Berdasarkan hasil estimasi seluruh komponen tersebut, diperoleh *Total Production Cost* (TPC) atau *Operating Expenditure* (OPEX) tahunan pabrik sebagaimana disajikan pada tabel berikut.

Tabel VI-5 Perhitungan OPEX

OPEX (EQUAL TO GE OF PETERS, TIMMERHAUS, WEST, 2003 ED.: TPC - MC), USD MILLION/YEAR	1,05
OPEX (CORPORATE FINANCE DEFINITION, Berk and DeMarzo- 2011), USD MLLION/YEAR	1,56

VI.3 Analisis Kelayakan Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan untuk mengevaluasi kelayakan pendirian pabrik yang direncanakan. Evaluasi ini bertujuan untuk mengetahui apakah proyek yang dirancang mampu memberikan keuntungan yang memadai serta layak untuk direalisasikan. Beberapa parameter yang digunakan dalam analisis kelayakan ekonomi meliputi *Cash Flow*, *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), *Pay Out Time* (POT), *Break Even Point* (BEP), serta analisis sensitivitas terhadap perubahan parameter ekonomi utama.

VI.3.1 Cash Flow

Cash flow merupakan laporan keuangan yang menunjukkan arus penerimaan (*cash inflow*) dan pengeluaran (*cash outflow*) perusahaan selama periode waktu tertentu. Analisis *cash flow* digunakan untuk menggambarkan kondisi keuangan perusahaan selama masa investasi dan operasional pabrik.

Perhitungan *cash flow* pada penelitian ini dilakukan berdasarkan data yang disajikan pada Lampiran C. Hasil perhitungan tersebut digunakan sebagai dasar dalam analisis ekonomi pabrik yang meliputi perhitungan POT, IRR, NPV, dan BEP.

VI.3.2 Net Present Value (NPV)

Net Present Value (NPV) merupakan salah satu metode evaluasi investasi yang mempertimbangkan nilai waktu dari uang (*time value of money*). Metode ini digunakan

untuk membandingkan nilai investasi yang dikeluarkan pada saat ini dengan nilai manfaat ekonomi yang akan diperoleh di masa mendatang.

Dalam perhitungan NPV, tingkat diskonto (*discount rate*) yang digunakan diasumsikan sama dengan biaya modal (*cost of capital*) yang diperoleh perusahaan. Nilai NPV dihitung menggunakan Persamaan (VI.2).

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0$$

Keterangan:

- NPV = *Net Present Value* (USD)
- CF_t = Arus kas bersih (*cash flow*) pada tahun ke- t (USD)
- CF_0 = Investasi awal (*initial investment*) (USD)
- i = Tingkat diskonto (*discount rate*)
- t = Tahun ke- t
- n = Umur proyek atau periode investasi (tahun)

Dalam perhitungan NPV diperlukan nilai *Weighted Average Cost of Capital* (WACC) sebagai dasar penentuan tingkat diskonto. WACC dihitung menggunakan Persamaan berikut.

$$WACC = \left(\frac{\% \text{Modal Sendiri}}{100} \times \text{Biaya Modal Sendiri} \right) + \left(\frac{\% \text{Modal Pinjaman}}{100} \times \text{Bunga Bank} \right)$$

Analisa *Net Present Value* (NPV) digunakan untuk mengetahui kelayakan investasi suatu proyek dengan memperhitungkan nilai waktu dari uang (*time value of money*). Nilai NPV menunjukkan selisih antara nilai sekarang dari seluruh arus kas masuk dengan nilai sekarang dari seluruh arus kas keluar selama umur proyek.

Berdasarkan hasil perhitungan yang disajikan pada Appendiks C, **diperoleh nilai NPV sebesar USD 73,9 juta atau setara dengan Rp 1.316.569.479.801**. Nilai NPV yang diperoleh bernilai positif, yang menunjukkan bahwa total penerimaan yang dihasilkan selama umur operasi pabrik lebih besar dibandingkan dengan total investasi dan biaya yang dikeluarkan. Dengan demikian, proyek pabrik biodiesel berbahan baku PFAD ini layak untuk direalisasikan karena mampu memberikan keuntungan ekonomis selama masa operasinya.

VI.3.3 Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return (IRR) merupakan tingkat pengembalian investasi yang diperoleh ketika nilai *Net Present Value* sama dengan nol. Dengan kata lain, IRR menunjukkan tingkat bunga maksimum yang masih dapat diterima oleh proyek sehingga investasi tetap menguntungkan.

Nilai IRR ditentukan melalui proses iterasi terhadap tingkat bunga (*discount rate*) hingga memenuhi kondisi pada Persamaan (VI.4).

$$0 = \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+IRR)^t} - CF_0$$

Keterangan:

- IRR = *Internal Rate of Return* (%)
- CF_t = Arus kas bersih pada tahun ke- t (USD)
- CF_0 = Investasi awal (USD)
- t = Tahun ke- t
- n = Umur proyek (tahun)

Internal Rate of Return (IRR) merupakan tingkat pengembalian investasi yang menyebabkan nilai NPV sama dengan nol. Parameter ini digunakan untuk menilai tingkat keuntungan suatu proyek dan dibandingkan dengan nilai *Minimum Attractive Rate of Return* (MARR) atau *Weighted Average Cost of Capital* (WACC).

Berdasarkan hasil analisa ekonomi yang dilakukan pada Appendiks C diperoleh nilai

IRR sebesar 22,96% dengan nilai WACC sebesar 10,93%. Nilai IRR yang jauh lebih besar dibandingkan WACC menunjukkan bahwa proyek mampu menghasilkan tingkat pengembalian investasi yang lebih tinggi daripada biaya modal yang digunakan.

Dengan demikian, berdasarkan kriteria IRR, pabrik biodiesel yang dirancang dinyatakan layak untuk didirikan karena memiliki tingkat pengembalian investasi yang cukup tinggi dan memberikan keuntungan yang menarik bagi investor.

Selain itu, dilakukan pula analisa sensitivitas terhadap nilai IRR dengan mempertimbangkan perubahan beberapa parameter utama, yaitu biaya investasi (EPC Cost), harga bahan baku (*Raw Material*), dan harga produk (*Product*). Hasil analisa sensitivitas menunjukkan bahwa variabel yang paling berpengaruh terhadap nilai IRR adalah harga produk biodiesel. Perubahan harga produk memberikan dampak terbesar terhadap peningkatan maupun penurunan nilai IRR dibandingkan parameter lainnya. Sementara itu, perubahan biaya investasi dan harga bahan baku memberikan pengaruh yang relatif lebih kecil terhadap tingkat pengembalian investasi proyek.

Nilai IRR sebesar **22,96%** per tahun. Nilai tersebut lebih tinggi dibandingkan tingkat bunga pinjaman modal yang digunakan dalam analisis ekonomi. Oleh karena itu, proyek pendirian pabrik biodiesel dari PFAD dinilai layak untuk dijalankan karena mampu memberikan tingkat pengembalian investasi yang lebih besar dibandingkan biaya modal yang harus ditanggung perusahaan.

VI.3.4 Perlakuan Pajak dalam Perhitungan Biaya Modal (WACC)

Dalam analisis kelayakan ekonomi, biaya modal rata-rata tertimbang (*Weighted Average Cost of Capital* atau WACC) digunakan sebagai tingkat diskonto untuk mengevaluasi nilai kini arus kas proyek. Perhitungan WACC mempertimbangkan dua sumber pendanaan utama, yaitu modal sendiri (*equity*) dan utang (*debt*). Perlakuan pajak terhadap kedua sumber pendanaan tersebut berbeda karena bunga pinjaman merupakan biaya yang dapat dikurangkan dari penghasilan kena pajak (*tax-deductible expense*), sedangkan dividen kepada pemegang saham dibayarkan dari laba setelah pajak sehingga tidak dapat dijadikan pengurang pajak perusahaan (Brealey et al., 2020; Damodaran, 2012). Oleh karena itu, hanya komponen biaya utang (*cost of debt*) yang dikalikan dengan faktor $(1-T)$, sedangkan biaya ekuitas (*cost of equity*) digunakan tanpa penyesuaian pajak.

Persamaan WACC yang digunakan pada perancangan pabrik ini adalah sebagai berikut.

$$WACC = k_e \left(\frac{E}{D + E} \right) + k_d(1 - T) \left(\frac{D}{D + E} \right)$$

dengan:

- k_e = biaya modal sendiri (*cost of equity*)
- k_d = biaya utang sebelum pajak (*pre-tax cost of debt*)
- T = tarif pajak penghasilan badan
- E = nilai ekuitas
- D = nilai utang

Pada perancangan ini digunakan tarif Pajak Penghasilan Badan sebesar **22%**, sesuai ketentuan yang berlaku di Indonesia berdasarkan **Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan**.

Selain memengaruhi biaya utang melalui *tax shield*, pajak juga memengaruhi besarnya keuntungan yang diterima pemegang saham. Laba yang menjadi hak pemegang saham merupakan laba setelah pajak (*Earnings After Tax* atau EAT), sehingga pengembalian kepada pemegang saham dihitung berdasarkan laba bersih setelah dikurangi Pajak Penghasilan Badan. Dengan demikian, keuntungan yang diterima investor tidak berasal dari

laba sebelum pajak (*Earnings Before Tax* atau EBT), melainkan dari laba setelah pajak sesuai dengan ketentuan perpajakan yang berlaku.

Secara umum hubungan antara laba sebelum pajak dan laba setelah pajak dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$EAT = EBT \times (1 - T)$$

dengan:

- **EBT** = laba sebelum pajak (*Earnings Before Tax*)
- **EAT** = laba setelah pajak (*Earnings After Tax*)
- **T** = tarif Pajak Penghasilan Badan

Nilai **EAT** inilah yang menjadi dasar keuntungan ekonomis yang diterima pemegang saham, sedangkan pembayaran dividen dilakukan dari laba setelah pajak sehingga biaya ekuitas tidak memperoleh manfaat penghematan pajak (*tax shield*) sebagaimana biaya utang.

Tabel VI-6 Perlakuan Pajak dalam Perhitungan WACC

Komponen	Perlakuan Pajak	Keterangan
Cost of Equity ((k_e))	Tidak dikalikan ($1-T$)	Dividen dibayarkan dari laba setelah pajak sehingga tidak memberikan tax shield.
Cost of Debt ((k_d))	Dikalikan ($1-T$)	Beban bunga merupakan biaya yang dapat dikurangkan dari penghasilan kena pajak sehingga menghasilkan tax shield.
Net Profit (EAT)	Setelah pajak	Menjadi dasar pengembalian kepada pemegang saham.

Pada desain pabrik biodiesel dari PFAD ini, perlakuan pajak telah diterapkan pada proyeksi arus kas melalui perhitungan Pajak Penghasilan Badan sebelum diperoleh laba bersih (*Net Profit*). Dengan demikian, arus kas yang digunakan dalam analisis ekonomi telah merepresentasikan laba setelah pajak sebagai dasar pengembalian kepada pemegang saham. Sementara itu, pada perhitungan WACC, faktor ($1-T$) hanya diterapkan pada komponen biaya utang karena bunga pinjaman merupakan biaya yang dapat dikurangkan dari penghasilan kena pajak, sedangkan biaya modal sendiri (*cost of equity*) tidak dikalikan dengan faktor pajak.

VI.3.5 Analisis Sensitivitas terhadap IRR

Analisis sensitivitas dilakukan untuk mengetahui pengaruh perubahan parameter ekonomi terhadap nilai *Internal Rate of Return* (IRR) yang diperoleh. Analisis ini penting untuk mengevaluasi tingkat ketahanan (*robustness*) proyek terhadap berbagai kemungkinan perubahan kondisi operasional maupun pasar.

Pada penelitian ini, analisis sensitivitas dilakukan dengan mempertimbangkan tiga variabel utama, yaitu:

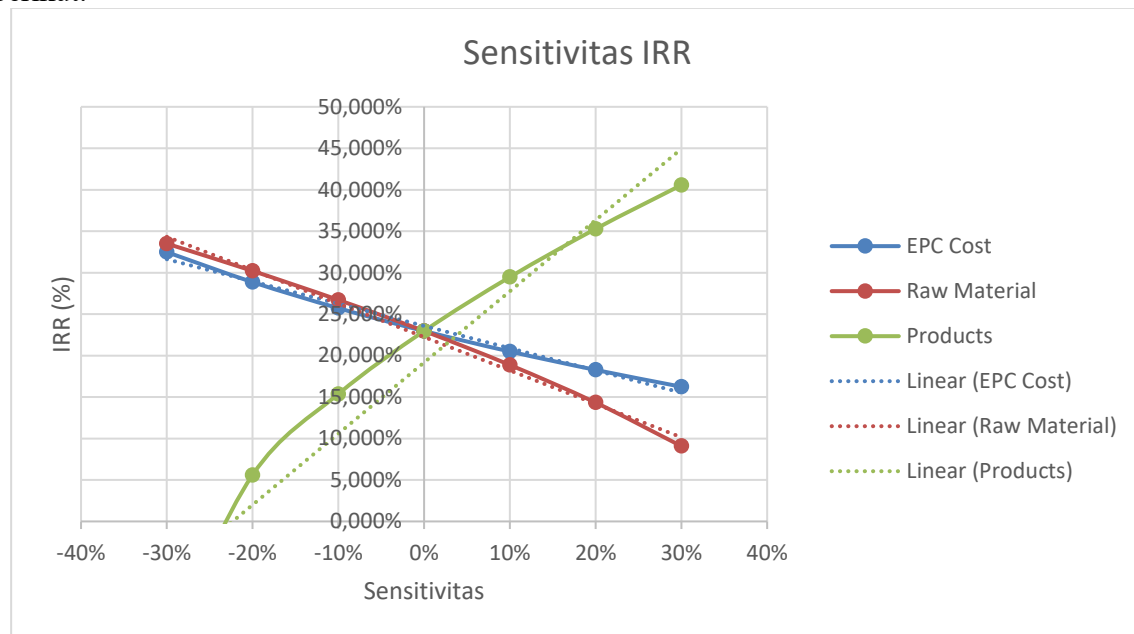
1. Perubahan kapasitas produksi atau jumlah bahan baku yang diolah per tahun.
2. Perubahan nilai penjualan produk per tahun.
3. Perubahan nilai *Plant Cost* (CAPEX) pembangunan pabrik.

Masing-masing variabel dianalisis dengan skenario peningkatan dan penurunan tertentu untuk mengetahui pengaruhnya terhadap kelayakan ekonomi proyek. Hasil analisis sensitivitas terhadap nilai IRR disajikan pada Tabel VI-7.

Tabel VI-7 Hasil Analisis Sensitivitas terhadap IRR

Category	-30%	-20%	-10%	0%	10%	20%	30%
EPC Cost	32,480%	28,860%	25,720%	22,960%	20,490%	18,270%	16%
Raw Material	33,500%	30,210%	26,710%	22,960%	18,870%	14,330%	9%
Products	-15,080%	5,600%	15,370%	22,960%	29,470%	35,280%	41%

Dari tabel VI.7, dibuat grafik untuk mengetahui tingkat sensitivitasnya pada gambar VI.2 berikut:



Gambar VI-2 Grafik Sensitivitas terhadap IRR

Ketika dibuat grafik sensitivitas, dapat diketahui pula hubungan antara perubahan masing-masing variabel terhadap nilai IRR. Semakin besar kemiringan (*slope*) kurva yang dihasilkan, maka semakin besar pula pengaruh variabel tersebut terhadap nilai IRR. Dari grafik sensitivitas yang diperoleh dapat diketahui bahwa harga produk merupakan variabel yang paling sensitif sehingga perubahan kecil pada harga jual biodiesel akan memberikan dampak yang signifikan terhadap profitabilitas proyek.

VI.3.6 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) atau waktu pengembalian modal merupakan parameter yang menunjukkan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan seluruh modal investasi yang telah ditanamkan melalui keuntungan yang diperoleh selama operasi pabrik.

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendix C diperoleh nilai **POT sebesar 8,5 tahun**. Nilai tersebut menunjukkan bahwa modal investasi yang dikeluarkan dapat kembali dalam waktu kurang dari sembilan tahun sejak pabrik mulai beroperasi.

Apabila dibandingkan dengan umur operasi pabrik yang direncanakan selama 25 tahun setelah masa konstruksi selesai, maka nilai POT yang diperoleh masih berada jauh di bawah umur ekonomis pabrik. Oleh karena itu, berdasarkan parameter *Pay Out Time*, pabrik biodiesel

dari PFAD ini dinyatakan layak untuk didirikan karena mampu mengembalikan modal investasi dalam waktu yang relatif singkat.

VI.3.7 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan kondisi ketika total pendapatan yang diperoleh sama dengan total biaya yang dikeluarkan, sehingga perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Analisa BEP digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar operasi pabrik dapat berjalan secara ekonomis.

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks C diperoleh nilai ***Break Even Point* (BEP) sebesar 35,78%** kapasitas produksi pada tahun ke-8 operasi. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik hanya perlu beroperasi pada sekitar sepertiga kapasitas desain untuk mencapai kondisi impas.

Tabel VI-8 Ringkasan Analisa Ekonomi

Project	Projection Summary	Projection summary	Projection summary
Construction and development cost (Excl VAT)		USD Million	IDR Million
1. Total 5 years investment including land and spare parts		82,2	1.464.152
2. Interest during construction 9,25% per annum with 5 years grace period and 10 years of repayment		6,4	114.310
3. Pre operating expenses		2,4	42.031
4. Project management expenses		4,0	71.444
5. Net Working Capital		29,3	521.913
Total		124,2	2.213.850
Operation from year 6 to year 25			
1. Revenue		2374,83	42.317.147
2. Gross profit		792,20	14.116.178
3. Net income		485,11	8.644.172
4. Free cash flow		574,55	10.237.970
5. Present value of free cash flow		132,40	2.359.323
Financial Information			
1. Discount rate (WACC = Weighted Average Cost of Capital)		10,9%	
2. Net present value		73,9	
3. Internal rate of return		22,96%	
4. POT (YEARS)		8,5	
5. Break Even Point (Ton) at year 8		35,78%	
CAPEX (INCLUDING LAND ACQUISITION BUT WITHOUT WORKING CAPITAL AS PER CORPORATE FINANCE'S DEF.), USD MILLION			94,60
OPEX (EQUAL TO GE OF PETERS, TIMMERHAUS, WEST, 2003 ED.: TPC - MC), USD MILLION/YEAR			1,05

OPEX (CORPORATE FINANCE DEFINITION, Berk and DeMarzo-2011), USD MLLION/YEAR		1,56
OPEX	Rp	27.765.182.002
NPV	Rp	1.316.569.479.801
CAPEX	Rp	1.685.682.453.916
BEP		35,78%
Revenue/Year	Rp	2.115.857.349.268
TPC	Rp	15.693.812.467.382

Perhitungan analisa ekonomi secara keseluruhan menunjukkan bahwa pabrik biodiesel berbahan baku PFAD memiliki prospek yang baik untuk direalisasikan. Hal ini didukung oleh nilai NPV yang positif sebesar Rp 1,316.569.479.801, IRR sebesar 22,96% yang lebih tinggi dibandingkan WACC sebesar 10,93%, POT sebesar 8,5 tahun, serta nilai BEP sebesar 35,78% kapasitas produksi. Dengan demikian, secara teknis dan ekonomis pabrik biodiesel yang dirancang dinyatakan layak untuk didirikan dan dioperasikan.

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisis, perancangan pabrik biodiesel berbahan baku *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) dinilai layak dari aspek teknis, ekonomi, dan lingkungan. Meskipun demikian, rancangan ini masih memerlukan pengembangan lebih lanjut untuk memperoleh desain yang lebih optimal dan aplikatif. Pabrik dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun menggunakan proses esterifikasi dengan katalis H_2SO_4 dan transesterifikasi dengan katalis NaOH. PFAD dipilih sebagai bahan baku karena ketersediaannya yang melimpah sebagai produk samping pengolahan *Crude Palm Oil* (CPO) serta potensinya dalam mendukung pengembangan energi terbarukan dan pengurangan ketergantungan terhadap bahan bakar fosil. Dari hasil-hasil yang telah diuraikan pada bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Perencanaan Operasi : Kontinu, 24 jam/hari selama 330 hari

2. Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

: 303030,3 kg/hari

: 12626,26 kg/jam

3. Kebutuhan Bahan Baku : 12995,781 PFAD/jam

4. Umur Pabrik : 25 tahun

5. Masa Konstruksi dan Pra-Proyek : 5 tahun

6. Analisa Ekonomi

a) Pembiayaan

• CAPEX : 94.6 \$ Million

: Rp 1.685.682.453.916

• OPEX : 1.558 \$ Million

: Rp 27.765.182.002

b) Revenue/tahun : 118,74 \$ Million

: Rp 2.115.857.349.268

c) Rentabilitas Perusahaan

• *Net Present Value* (NPV) : Rp 1.316.569.479.801

• Laju Pengembalian Modal (IRR) : 22,96%

• Waktu Pengembalian Modal (POT) : 8,5 tahun

• *Break Event Point* (BEP) : 35,78%

Tinjauan Secara Lingkungan

Selain itu, pabrik Biodiesel ini sebisa mungkin memilih proses yang ramah lingkungan sehingga keberadaannya tidak terlalu menimbulkan limbah tertentu dalam jumlah banyak yang tentunya dapat merusak lingkungan sekitar. Produk samping yang dihasilkan dari pabrik ini berupa gliserol yang dapat dijual ke pabrik lain yang membutuhkan. Terdapat sistem *recycle* metanol juga yang dapat mengurangi jumlah limbah berbahaya yang dibuang.

Kesimpulan

Berdasarkan data-data yang telah ditinjau dari aspek teknis, ekonomis, dan lingkungan, serta hasil estimasi mutu produk yang menunjukkan *cetane number* sebesar 63,32 sesuai persyaratan minimum SNI 7182:2015, pabrik biodiesel ini dinilai layak untuk dilanjutkan ke tahap perencanaan yang lebih rinci.

DAFTAR PUSTAKA

- Agarwal, A. K. (2007). Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustion engines. *Progress in Energy and Combustion Science*, 33(3), 233–271.
- Agra, I. B. (1995). *Pengantar Teknologi Minyak dan Gas Bumi*. Jakarta: Erlangga.
- ASME. (2021). *ASME Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII Division I*. American Society of Mechanical Engineers.
- Atadashi, I. M., Aroua, M. K., Abdul Aziz, A. R., & Sulaiman, N. M. N. (2013). The effects of catalysts in biodiesel production: A review. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 19(1), 14–26. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2012.07.009>
- Azhaar, I., & Hawazin, H. (2018). Biodiesel production using alkaline catalyst. *International Journal of Renewable Energy Research*, 8(2), 980–987.
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2023*. Badan Pusat Statistik Republik Indonesia.
- Badan Pusat Statistik. (2025). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2025*. Jakarta: Badan Pusat Statistik.
- Badan Standardisasi Nasional. (2006). *SNI 04-7182-2006: Biodiesel*. Jakarta: BSN.
- Badan Standardisasi Nasional. (2011). *SNI 0225:2011 – Metanol untuk Industri*. Jakarta: BSN.
- Bamgboye, A. I., & Hansen, A. C. (2008). *Prediction of cetane number of biodiesel fuel from the fatty acid methyl ester (FAME) composition*. *International Agrophysics*, 22, 21–29.
- Brealey, R. A., Myers, S. C., & Allen, F. (2020). *Principles of Corporate Finance* (13th ed.). McGraw-Hill.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design: Vessel Design*. John Wiley & Sons.
- CFA Institute. (2023). *CFA Program Curriculum Level I: Corporate Issuers*.
- Chalidazia, N., & Alfiani, H. (2017). Pemanfaatan gliserol sebagai bahan baku industri kimia. *Jurnal Teknologi Kimia*, 11(2), 85–93.
- Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattananondh, P., & Bunyakan, C. (2007). Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate. *Biomass and Bioenergy*, 31(8), 563–568. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.02.010>
- Damodaran, A. (2012). *Investment Valuation* (3rd ed.). John Wiley & Sons.
- Darlington, T. K., Kahlbaum, D., Kauffman, S., & Bhatt, B. L. (2022). Assessing the environmental sustainability of palm-based biofuels in Southeast Asia: A life cycle assessment approach. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 163, 112441. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112441>
- Darojat, M., & Rachmaditasari, A. (2023). Optimasi reaksi esterifikasi asam lemak bebas menggunakan katalis asam sulfat. *Jurnal Rekayasa Kimia & Lingkungan*, 18(1), 45–54.
- Demirbas, A. (2009). Progress and recent trends in biodiesel fuels. *Energy Conversion and Management*, 50(1), 14–34. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.09.001>
- Dewan Energi Nasional. (2023). *Laporan Capaian Bauran Energi Nasional 2023*. Jakarta:

- Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional.
- Dickerson, T., & Soria, J. (2013). Catalytic fast pyrolysis: A review. *Energies*, 6(1), 514–538.
- Energy Institute. (2024). *Statistical Review of World Energy 2024*. London: Energy Institute.
- Fadhil, A. B., Al-Tikrity, E. T. B., & Albadree, M. A. (2020). Biodiesel production from mixed non-edible oils, castor seed oil and waste fish oil. *Fuel*, 210, 721–728. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.08.092>
- Fessenden, R. J., & Fessenden, J. S. (1989). *Kimia Organik (Edisi ke-3, A. H. Pudjaatmaka, Penerjemah)*. Erlangga.
- Freedman, B., Butterfield, R. O., & Pryde, E. H. (1986). Transesterification kinetics of soybean oil. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 63(10), 1375–1380.
- Freedman, B., Pryde, E. H., & Mounts, T. L. (1984). Factors Affecting the Yields of Fatty Esters from Transesterified Vegetable Oils. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 61(10), 1638–1643.
- Food and Agriculture Organization of the United Nations. (2024). FAOSTAT: Crops and livestock products. <https://www.fao.org/faostat>
- Gabungan Pengusaha Kelapa Sawit Indonesia. (2024). Statistik sawit Indonesia 2023. GAPKI.
- Gapor, A. T. (2010). Palm fatty acid distillate (PFAD): An important and valuable by-product of palm oil milling. *Journal of Oil Palm Research*, 22(April), 723–730.
- Geankoplis, C. J. (2003). *Transport Processes and Separation Process Principles* (4th ed.). Prentice Hall.
- Goh, C. S., Takeuchi, W., Ito, T., & Ata, M. (2020). Environmental and economic assessment of palm oil-based biofuel in Indonesia: A review. *Renewable Energy*, 162, 1772–1785. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.08.040>
- Gunstone, F. D. (2011). *Vegetable Oils in Food Technology: Composition, Properties and Uses*. Oxford: Wiley-Blackwell.
- Haryanto, B. (2002). Biodiesel sebagai bahan bakar alternatif pengganti solar. *Jurnal Teknologi Energi*, 1(1), 1–8.
- Hazra, S., & Septiawan, A. (2014). Characterization of crude glycerol from biodiesel production. *Journal of Chemical Engineering Research*, 6(3), 45–52.
- Helwani, Z., Othman, M. R., Aziz, N., Kim, J., & Fernando, W. J. N. (2021). Solid heterogeneous catalysts for transesterification of triglycerides with methanol: A review. *Applied Catalysis A: General*, 396(1–2), 1–8. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2010.12.021>
- IMPCA. (2023). *Methanol Reference Specification*. International Methanol Producers and Consumers Association.
- Jain, S., Sharma, M. P., & Rajvanshi, S. (2023). Acid base catalyzed transesterification kinetics of waste cooking oil. *Fuel Processing Technology*, 92(1), 32–38. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2010.07.021>
- Ji, J., Wang, J., Li, Y., Yu, Y., & Xu, Z. (2006). Preparation of biodiesel with the help of ultrasonic and mechanical stirring. *Ultrasonics*, 44, e411–e414.

- Jumaah, M. A., Yusop, M. R., Mohd Yusoff, M., & Kamarudin, S. K. (2018). Characterization and physico-chemical properties of palm fatty acid distillate from different origins. *Journal of Cleaner Production*, 198, 1502–1512. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.07.153>
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2008). *Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 32 Tahun 2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan, dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (Biofuel) sebagai Bahan Bakar Lain*. Jakarta: Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM). (2025). *Handbook of Energy and Economic Statistics of Indonesia 2025*. Jakarta: Kementerian ESDM.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2024). *Handbook of Energy & Economic Statistics of Indonesia 2024*. Jakarta: Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2024). *Keputusan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 341.K/EK.01/MEM.E/2024 tentang Pentahapan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati Jenis Biodiesel sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak*. Jakarta: Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2024). *Laporan Kinerja (LAKIN) Direktorat Jenderal EBTKE 2024*. Jakarta: Direktorat Jenderal Energi Baru, Terbarukan, dan Konservasi Energi.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2024). Keputusan Menteri ESDM Nomor 341.K/EK.01/MEM.E/2024 tentang Peningkatan Mandatori Biodiesel B40. ESDM.
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill.
- Khan, I. W., Naeem, A., Farooq, M., Mahmood, T., Ud-Din, Z., & Sultana, T. (2021). Acid-catalyzed esterification of waste palm fatty acid distillate for biodiesel production: Parametric optimization and reaction kinetics. *Renewable Energy*, 168, 1209–1220. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.01.020>
- Khan, M. A., et al. (2010). Optimization of Esterification of Free Fatty Acids from Palm Fatty Acid Distillate. *Bioresource Technology*, **101**, 4131–4136.
- Kister, H. Z. (1992). *Distillation Design*. McGraw-Hill.
- Knothe, G., Van Gerpen, J., & Krahl, J. (2010). *The Biodiesel Handbook* (2nd ed.). Urbana: AOCS Press.
- Knothe, G. (2005). Dependence of Biodiesel Fuel Properties on the Structure of Fatty Acid Alkyl Esters. *Fuel Processing Technology*, **86**, 1059–1070.
- Kosamia, N. M., Samavi, M., Uprety, B. K., & Rakshit, S. K. (2020). Valorization of biodiesel by-product crude glycerol for production of value-added products. *Biotechnology Advances*, 39, 107–132.
- Krisnangkura, K. (1986). A Simple Method for Estimation of Cetane Index of Vegetable Oil Methyl Esters. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, **63**(4), 552–553.
- Kumar, D., Pratap, S., Gupta, N., Tyagi, P., Kumar, P., & Ayanie, A. (2025). Transesterification-derived biodiesel: feedstock diversity and pathways to sustainable transportation. *Discover Sustainability*, 6, 1447.
- Kumar, G., Dharmaraja, J., & Arvindnarayan, S. (2025). Biodiesel production from waste oils and fats: A review on catalytic processes and applications. *Renewable and*

- Sustainable Energy Reviews*, 185, 113646.
- Kumar, R., Tiwari, P., & Garg, S. (2025). Kinetic modeling of transesterification reaction in continuous biodiesel production: A review of Lurgi process parameters. *Energy Conversion and Management*, 312, 118542. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118542>
- Kusnarjo. (2010). *Perancangan Peralatan Proses*. ITS Press.
- Lam, M. K., Tan, I. S., & Lee, K. T. (2021). Renewable and sustainable bioenergy production from microalgal co-cultivation with palm oil mill effluent (POME): A review. *Bioresource Technology*, 233, 85–97. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.02.012>
- Lertsathapornasuk, V., Pairintra, R., Aryusuk, K., & Krisnangkura, K. (2004). Microwave assisted in continuous biodiesel production from palm oil. *Fuel Processing Technology*, 87(3), 203–207.
- Li, D., Shi, Q., Liang, F., & Feng, D. (2024). The green synthesis of biodiesel via esterification in water catalyzed by phosphotungstic acid–functionalized MCM-41 catalyst. *Catalysts*, 14(2), 142.
- Li, H., Yang, S., & Chen, G. (2024). Advances in acid catalyzed esterification for biodiesel production. *Chemical Engineering Journal*, 475, 146092.
- Liu, S., & Lawal, A. (2022). Glycerol purification and its industrial applications. *Chemical Engineering Research and Design*, 177, 21–35.
- Liu, Y., Lotero, E., & Goodwin, J. G. (2020). Effect of water on sulfuric acid catalyzed esterification. *Journal of Catalysis*, 242(2), 278–286.
- Liu, W., Zhao, H., Li, S., & Hu, X. (2020). Methanol as a fuel for proton exchange membrane fuel cells. *Energies*, 13(12), 3172. <https://doi.org/10.3390/en13123172>
- Lurgi GmbH. (2009). *Biodiesel Production Technologies*. Frankfurt: Lurgi GmbH.
- Luo, W. (2025). Review of three methods for biodiesel formation. *Applied Chemical Engineering Proceedings*, 123.
- Luo, Y. (2025). Catalytic fast pyrolysis of biomass for biofuel production: Recent advances and reaction engineering perspectives. *Bioresource Technology*, 395, 130386. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2024.130386>
- Ma, F., & Hanna, M. A. (1999). Biodiesel production: A review. *Bioresource Technology*, 70(1), 1–15.
- Mahamuni, N. N., & Adewuyi, Y. G. (2009). Advanced ultrasonic technology for biodiesel production. *Energy & Fuels*, 23(5), 2750–2755.
- Maisarah, S., & Hidayati, N. (2019). Produksi biodiesel dari minyak jelantah menggunakan metode ultrasonik. *Jurnal Teknologi Kimia*, 13(2), 101–108.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2005). *Unit Operations of Chemical Engineering* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Meroco. (2015). *Quality Specification of Crude Glycerol*. Indonesia: PT Meroco.
- Mortensen, P. M., Grunwaldt, J. D., Jensen, P. A., Knudsen, K. G., & Jensen, A. D. (2011). A review of catalytic upgrading of bio-oil to engine fuels. *Applied Catalysis A: General*, 407(1–2), 1–19. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2011.08.046>
- Naseef, H. H., & Tulaimat, R. H. (2025). Transesterification and esterification for

- biodiesel production: A comprehensive review of catalysts and palm oil feedstocks. *Energy Conversion and Management: X*, 26, 100931.
- National Institute of Standards and Technology (NIST). (2023). *NIST Chemistry WebBook*. Gaithersburg: NIST.
- Noviati, R. (2021). Karakterisasi biodiesel dari minyak kelapa sawit dan sifat fisikokimianya. *Jurnal Teknik Kimia Indonesia*, 19(2), 88–96.
- Our World in Data. (2024). *Energy Consumption per Capita Dataset*. Oxford: Global Change Data Lab. Diakses dari <https://ourworldindata.org>
- Perry, R. H., Green, D. W., & Southard, M. Z. (2020). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (9th ed.). McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
- Pirker, J., Mosnier, A., Kraxner, F., Havlik, P., & Obersteiner, M. (2016). What are the limits to oil palm expansion? *Global Environmental Change*, 40, 73–81. <https://doi.org/10.1016/j.gloenvcha.2016.06.007>
- Prastianto, D., & Febriyadi, R. (2023). Esterifikasi asam lemak bebas dari PFAD menggunakan katalis asam oksalat: Optimasi parameter reaksi. *Jurnal Teknik Kimia Indonesia*, 21(1), 45–54.
- PT Sulfindo Adiusaha. (2023). *Sulfuric Acid Product Specification*. Jakarta: PT Sulfindo Adiusaha.
- Purwanto, A. (2020). Produksi green diesel dari minyak jelantah melalui proses pirolisis. *Jurnal Rekayasa Proses*, 14(2), 78–86.
- Ramos, M. J., Fernández, C. M., Casas, A., Rodríguez, L., & Pérez, A. (2009). Influence of Fatty Acid Composition of Raw Materials on Biodiesel Properties. *Bioresource Technology*, **100**, 261–268.
- Rahimi, M., Aghbashlo, M., Tabatabaei, M., & Gupta, V. K. (2021). Lignocellulosic biomass as a feedstock for ethanol production: A review of recent advances. *Fuel*, 305, 121518. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.121518>
- Republik Indonesia. (2006). *Keputusan Presiden Republik Indonesia Nomor 10 Tahun 2006 tentang Pembentukan Tim Pengembangan Bahan Bakar Nabati (Biofuel) untuk Percepatan Penanggulangan Kemiskinan dan Pengangguran*. Jakarta: Sekretariat Negara.
- Republik Indonesia. (2008). *Undang-Undang Nomor 36 Tahun 2008 tentang Pajak Penghasilan*.
- Republik Indonesia. (2021). *Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan*.
- Republik Indonesia. (2007). *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 30 Tahun 2007 tentang Energi*. Jakarta: Sekretariat Negara.
- Riyadhi, A., & Syahrullah. (2016). Studi proses pirolisis biomassa untuk produksi bahan bakar cair. *Jurnal Teknologi Energi*, 5(1), 12–18.
- Rohman, A., Wibowo, H., & Nugroho, Y. (2015). Microwave assisted biodiesel production: Process intensification approach. *Journal of Renewable Energy*, 7(3), 145–152.

- Ross, S. A., Westerfield, R. W., & Jaffe, J. (2019). *Corporate Finance* (12th ed.). McGraw-Hill.
- Saaty, T. L. (1980). *The Analytic Hierarchy Process: Planning, Priority Setting, Resource Allocation*. McGraw-Hill.
- Saleh, J., Tremblay, A. Y., & Dubé, M. A. (2010). Glycerol removal from biodiesel using membrane separation technology. *Fuel*, 89(9), 2260–2266. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.01.012>
- Sander, H. (1983). Physical properties of methanol and related alcohols. *Chemical Engineering Data Series*, 28, 21–35.
- Scheirs, J., & Kaminsky, W. (2006). *Feedstock Recycling and Pyrolysis of Waste Plastics*. Chichester: John Wiley & Sons.
- Semwal, S., Arora, A. K., Badoni, R. P., & Tuli, D. K. (2011). Biodiesel production using heterogeneous catalysts. *Bioresource Technology*, 102(3), 2151–2161. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.10.069>
- Shahid, E. M., & Jamal, Y. (2008). A review of biodiesel as vehicular fuel. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 12(9), 2484–2494.
- Stamps, B. W., Bojanowski, C. L., Drake, C. A., Nunn, H. S., Lloyd, P. F., Floyd, J. G., Emmerich, K. A., Neal, A. R., Crookes-Goodson, W. J., & Stevenson, B. S. (2020). In situ linkage of fungal and bacterial proliferation to microbiologically influenced corrosion in B20 biodiesel storage tanks. *Frontiers in Microbiology*, 11, Article 167. <https://doi.org/10.3389/fmicb.2020.00167>
- Statistical Review of Energy. (2024). *Statistical Review of World Energy 2024*. London: Energy Institute.
- Tay, B. Y., Maniam, G. P., Rahim, M. H. A., & Azelee, N. I. W. (2009). Partial glycerides and fatty acid composition of palm fatty acid distillate (PFAD). *European Journal of Lipid Science and Technology*, 111(6), 611–617. <https://doi.org/10.1002/ejlt.200800206>
- Terigar, B. G. (2009). Microwave assisted transesterification for biodiesel production. *Bioresource Technology*, 100(23), 6506–6511.
- Top, A. G. M. (2010). Production and utilization of palm fatty acid distillate (PFAD). *Lipid Technology*, 22(1), 11–13. <https://doi.org/10.1002/lite.200900048>
- Towler, G., & Sinnott, R. K. (2022). *Chemical Engineering Design* (7th ed.). Elsevier.
- United Nations. (2020). *World Energy Outlook and Sustainable Development Report*. New York: United Nations.
- Yelmida, Y., Luthfi, A., & Sari, D. (2012). Potensi biofuel sebagai sumber energi alternatif di Indonesia. *Jurnal Energi Nasional*, 8(2), 85–93.
- Yusuf, B. O., Oladepo, S. A., & Ganiyu, S. A. (2024). Efficient and sustainable biodiesel production via transesterification: Catalysts and operating conditions. *Catalysts*, 14(9), 581.
- Zhang, X., Liu, Y., Wang, H., & Chen, J. (2024). Efficient production of biodiesel from palm fatty acid distillate using hydrochar-based solid acid catalyst. *Process Safety and Environmental Protection*, 187, 1126–1139.

BIODATA PENULIS



Jimly Asshidiqy, dilahirkan di Gresik. Penulis telah menempuh pendidikan formal di SMAN 1 Menganti. Pada tahun 2022, penulis diterima di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem (FTIRS), Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) dan merupakan penerima penghargaan Beasiswa Indonesia Maju S1 Dalam Negeri. Pada bangku perkuliahan, penulis aktif mengembangkan diri melalui kegiatan magang, kompetisi, dan organisasi. Penulis memiliki pengalaman kerja praktik sebagai Process Engineering Intern di PT Merak Chemicals Indonesia. Selama perkuliahan, penulis aktif dalam berbagai organisasi, antara lain sebagai staf departemen Riset dan Teknologi di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) ITS, Research Development Specialist di INDOCOR ITS SC, serta anggota aktif di AIChE ITS SC dan SPE ITS SC. Penulis juga menorehkan prestasi sebagai 1st Runner-Up pada International Oil Rig Design Competition Petrolida 2023. Pada akhir masa perkuliahan, penulis menyusun tugas akhir desain pabrik yang berjudul "Desain Pabrik Biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) Melalui Kombinsasi Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun " di bawah bimbingan Bapak Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.



Muhammad Habib Tanwirul Ulum, dilahirkan di Lamongan, 21 Agustus 2004. Penulis telah menempuh pendidikan formal di MTs Hayatul Ilmi Depok dan MAN 2 Lamongan. Pada tahun 2022 penulis diterima di Departemen Teknik Kimia FTIRS ITS melalui jalur MANDIRI PRESTASI dan terdaftar dengan NRP 5008221058. Pada bangku perkuliahan penulis aktif mengikuti berbagai kegiatan magang, organisasi dan perlombaan karya tulis ilmiah. Penulis memiliki pengalaman kerja praktik di PT. Kilang Pertamina Internasional *Revinery Unit IV* Cilacap pada unit RFCC Complex bagian *Process Engineering*. Selama perkuliahan penulis mengikuti beberapa organisasi seperti tergabung di UKM Penalaran sebagai Ketua Umum pada tahun 2024, Ikatan Mahasiswa Lamongan (IKAMALA ITS) Sebagai Ketua (2023), SRE ITS SC sebagai Manager *Competition* (2023), dan lainnya. Selain itu juga berhasil menjuarai berbagai kompetisi karya tulis ilmiah nasional dan internasional. Pada masa perkuliahan penulis menulis tugas akhir desain pabrik yang berjudul "Desain Pabrik Biodiesel dari *Palm Fatty Acid Distillate* (PFAD) Melalui Kombinsasi Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi dengan Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun " di bawah bimbingan Bapak Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., M.MT., Ph.D.