

**PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI *REFINED, BLEACHED AND DEODORIZED PALM OIL* (RBDPO)
DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**

Perancangan Menara Distilasi (MD-304)

(Skripsi)

Oleh

M NUH

2015041054



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

2026

ABSTRAK
PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI *REFINED, BLEACHED AND DEODORIZED PALM OIL* (RBDPO)
DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Menara Distilasi (MD-304))

Oleh
M NUH

Biodiesel secara umum merupakan ester monoalkil dari minyak nabati dan hewani. Minyak yang berasal dari tumbuhan dan lemak hewan serta turunannya memiliki kemungkinan sebagai pengganti bahan bakar diesel. Biodiesel dihasilkan melalui proses transesterifikasi minyak atau lemak dengan alkohol. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik berupa sistem pengolahan dan penyediaan air, *cooling water*, sistem penyediaan udara tekan, sistem pembangkit tenaga listrik, dan sistem pembakaran gas.

Kapasitas produksi pabrik direncanakan 150.000 ton/tahun dengan 330 hari kerja dalam 1 tahun. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di daerah Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 137 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dengan struktur organisasi *line and staff*.

Dari analisis ekonomi, diperoleh :

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp3.478.895.958.808
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp386.543.995.423
<i>Total Cost Investment</i> (TCI)	= Rp3.865.439.954.232
<i>Break Event Point</i> (BEP)	= 31,98%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 27,09%
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) _a	= 2,98 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i> (ROI) _b	= 26,47%
<i>Return on Investment after taxes</i> (ROI) _a	= 21,17%
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 16,23%

Mempertimbangkan rangkuman di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik Biodiesel ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai prospek yang baik.

ABSTRACT
PRE-DESIGN OF A BIODIESEL PLANT
FROM *REFINED, BLEACHED AND DEODORIZED PALM OIL* (RBDPO)
WITH A CAPACITY 150.000 TON/YEAR
(Distillation Coloum Design(MD-304))

By
M NUH

Biodiesel is generally a monoalkyl ester of vegetable and animal oils. Oils derived from plants, animal fats, and their derivatives have potential as a substitute for diesel fuel. Biodiesel is produced through the transesterification of oil or fat with alcohol. The required plant utilities include water treatment and supply systems, cooling water systems, dry air supply systems, power generation systems, and gas combustion systems.

The plant production capacity is planned for 150,000 tons per year with a 330 days annually. The plant is planned to be located in West Kotawaringin, Central Kalimantan. The workforce requirement is 137 employees. The business entity will be established as a Limited Liability Company (PT), led by a President Director, assisted by a Production Director and a Finance Director, with an organizational structure based on the line-and-staff model..

From the economic analysis, the following results were obtained :

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp3.478.895.958.808
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp386.543.995.423
<i>Total Cost Invesment</i> (TCI)	= Rp3.865.439.954.232
<i>Break Event Point</i> (BEP)	= 31,98%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 27,09%
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) _a	= 2,98 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i> (ROI) _b	= 26,47%
<i>Return on Investment after taxes</i> (ROI) _a	= 21,17%
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 16,23%

Considering the summary above, the establishment of this biodiesel plant deserves further evaluation, as it is a profitable project with strong future prospects.

**PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI *REFINED, BLEACHED AND DEODORIZED PALM OIL* (RBDPO)
DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN
Perancangan Menara Distilasi (MD-304)**

Oleh

M NUH

(Skripsi)

Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Mencapai Gelar
SARJANA TEKNIK

Pada
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung



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

2026

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI
REFINED, BLEACHED AND DEODORIZED PALM OIL
(RBDPO) DENGAN KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN**
(Tugas Khusus Perancangan Menara Distilasi (MD-304))

Nama Mahasiswa : M Nuh

No. Pokok Mahasiswa : 20150410154

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

MENYETUJUI,
Komisi Pembimbing



Dr. Herti Utami, S.T., M.T.
NIP. 197112192000032001



Dr. Heri Rustamaji, S.T., M. Eng.
NIP. 198011212006041002

Ketua Jurusan Teknik Kimia

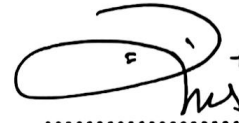


Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN

Tim Penguji

Ketua : **Dr. Herti Utami, S.T., M.T**

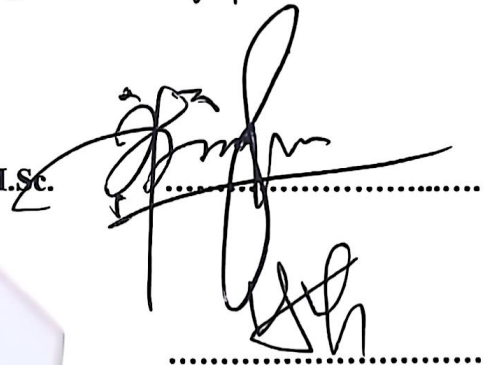

.....

Sekretaris : **Dr. Heri Rustamaji, S.T., M. Eng.**


.....

Penguji

Bukan Pembimbing : **Prof. Dr. Joni Agustian, S.T., M.Sc.**


.....

Yuli Darni, S.T., M.T.

Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



Dr. H. Ahmad Herison, S.T., M.T.

NIP. 196910302000031001

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **21 Januari 2026**

SURAT PERNYATAAN

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

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

Bandar Lampung, 26 Januari 2026



M NUH

NPM. 2015041054

RIWAYAT HIDUP



M NUH, Penulis dilahirkan di Bandar Lampung, pada tanggal 3 April 2001, sebagai anak pertama dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Suparno dan Ibu Siti Mardiah. Penulis telah menyelesaikan pendidikan sebelumnya di Sekolah Dasar Negeri (SDN) 2 Sawah Lama Bandarlampung 2013,

Sekolah Menengah Pertama Negeri (SMPN) 5 Bandar Lampung pada tahun 2016, dan Sekolah Menengah Kejuruan (SMK) Sekolah Menengah Industri (SMTI) Bandar Lampung pada tahun 2019.

Pada tahun 2020, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Seleksi Bersama Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SBMPTN) 2020.

Pada tahun 2024, penulis melakukan Kerja Praktik di PT Indocement Tunggal Prakarsa Tbk. Plant 6/11 Citereup, Bogor dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja *Vertical Roller Mill* Pada Unit *Cement Mill* Plant 6/11”. Selanjutnya, pada tahun 2024 penulis melakukan penelitian dengan judul “Proses Pembuatan Biodiesel Menggunakan Katalis Heterogen Re-Activated Bleaching Earth (KOH/RBE)” yang

dilakukan di Laboratorium Energi Baru dan Terbarukan Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung pada bulan Mei 2024 - Mei 2025.

Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) Fakultas Teknik Universitas Lampung pada periode 2021-2022 sebagai Staff Departemen Media Informasi Himatemia Fakultas Teknik Universitas Lampung. Selanjutnya, pada periode 2022-2023 sebagai Kepala Departemen Media Inormasi Himatemia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Motto dan Persembahan

"Selalu Berfikir Positif"

Sebuah Karya Kecilku...

Dengan segenap hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:

Allah swt,

*Atas kehendak-Nya semua ini ada
Atas rahmat-Nya semua ini aku dapatkan
Atas kekuatan dari-Nya aku bisa bertahan.*

*Orang tuaku sebagai tanda baktiku, terima kasih atas segalanya,
doa, kasih sayang, pengorbanan, kesabaran, dan keikhlasannya.
Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan dengan
berjuta-juta pengorbanan dan kasih sayang
yang tidak pernah berakhir.*

*Sahabat-Sahabatku, Terima kasih telah menjadi bagian hidupku
selama kuliah di Teknik Kimia Universitas Lampung. Semua cerita
hidup ini, semua akan ku simpan selamanya. Semoga suatu saat nanti
kita bersua kembali dengan kisah-kisah kesuksesan kita.*

*Guru-guruku dan Dosen-dosenku sebagai tanda hormatku,
terima kasih atas ilmu yang telah diberikan.*

*Kepada Almamaterku tercinta,
Universitas Lampung
semoga kelak berguna dikemudian hari.*

Seorang motivator dan pemberi semangat saat pengerjaan skripsi ini

SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan yang Maha Kuasa dan Maha Penyayang, atas segala rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Biodiesel Dari *Refined, Bleached And Deodorized Palm Oil* (RBDPO) dengan Kapasitas 150.000 Ton /Tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

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

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

1. Bapak Dr. H. Ahmad Herison, S.T., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung
2. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.
3. Ibu Dr. Herti Utami, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing I, yang telah memberikan pengarahan, masukan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.

4. Bapak Dr. Heri Rustamaji, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing II, yang telah memberikan pengarahan, masukan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
5. Prof. Dr. Joni Agustian, S.T., M.Sc. sebagai Dosen Penguji I, yang telah memberikan saran dan kritik yang sangat membangun dalam pengerjaan Tugas Akhir.
6. Ibu Yuli dani, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji II, yang telah memberikan saran dan kritik yang sangat membangun dalam pengerjaan Tugas Akhir.
7. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
8. Bapak, Mamak, Hanun, dan Empi, terimakasih atas pengorbanan, doa, cinta dan kasih sayang yang selalu mengiringi disetiap langkahku. Terimakasih atas segala semangat dan dukungan yang diberikan selama ini baik secara moril maupun material yang tidak akan pernah terbalaskan oleh penulis.
9. Kepada Elvira yang telah menjadi partner dalam menjalani dunia perkuliahan. Terimakasih sudah menjadi partner, sahabat, teman yang selalu ada di samping aku. Mungkin aku akan kesulitan bahkan menyerah jika tidak ada dukungan dan semangat dari kamu. Semoga Allah swt. memberikan jalan kepada kita untuk bisa menjadi partner seumur hidup dan menjadi orang yang sukses baik di dunia maupun akhirat kelak.
10. Untuk teman-teman walisongo (Ipat, Ripjal, Farel, Jojo, Kunto, Irpan, Pauji, Reja, Arip). Terimakasih telah menjadi tempat berbagi cerita, tawa dan pengalaman berharga di dunia perkuliahan ini. Kalian yang selalu memberikan

dukungan serta dorongan kepada ku untuk mencapai sesuatu. Terimakasih atas kebersamaannya selama ini dan semoga persahabatan ini terus terjalin dengan baik.

11. Untuk teman belajar yaitu Mantap Geng (Nica, Chintya, Lili, Oma, Mbak, Nopah, Jihan), Sayu, Dona, dan Fitria. Trimakasih sudah memberikan pandangan dan masukan dalam pengerjaan Tugas Akhir saya.
12. Teman – teman seperjuangan angkatan 2020 Teknik Kimia. Terimakasih atas segala bantuan dan doa kalian semua. Semoga suatu saat nanti kita bersua kembali dengan kisah-kisah kesuksesan kita.
13. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini.

Semoga Tuhan membalas semua kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini berguna.

Bandar Lampung, 21 Januari 2026
Penulis,

M Nuh

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL.....	vi
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
I. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Pengertian Biodiesel.....	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	4
1.4 Analisa Pasar.....	6
1.5 Kapasitas Rancangan.....	7
1.5.1 Konsumsi Biodiesel di Indonesia.....	7
1.5.2 Produksi Biodiesel di Indonesia.....	8
1.5.3 Ekspor Biodiesel Indonesia.....	9
1.6 Lokasi Pabrik.....	11
II. PEMILIHAN PROSES.....	14
2.1 Perancangan Proses.....	14
2.1.1 Proses Esterifikasi	14
2.1.2 Proses Transesterifikasi.....	15
2.2 Kelayakan Teknis	15
2.2.1 Dasar Reaksi.....	16
2.2.2 Kondisi Operasi.....	16

2.3	Tinjauan Kinetika	16
2.4	Tinjauan Termodinamika	19
2.4.1	Reaksi Transesterifikasi	19
2.5	Tinjauan Ekonomi	24
2.5.1	Proses Transesterifikasi	25
2.6	Uraian Proses	25
2.6.1	Tahap Persiapan Bahan Baku	26
2.6.2	Tahap Reaksi	27
2.6.3	Tahap Pemurnian	27
III.	SPESIFIKASI BAHAN	29
3.1.	Bahan Baku	29
3.2.	Katalis	30
3.3.	Bahan Penunjang	30
3.4.	Produk	31
3.5.	Produk Samping	31
IV.	NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	32
4.1	Neraca Massa	32
4.2	Neraca Energi	51
V.	SPESIFIKASI ALAT	70
5.1.	Spesifikasi Alat Proses	70
VI.	UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	126
6.1.	Unit Pendukung Proses	126
6.2.	Unit Pengolahan Limbah	143
6.3.	Laboratorium	144
6.4.	Instrumentasi dan Pengendalian Proses	148

VII. TATA LETAK PABRIK.....	150
7.1 Lokasi Pabrik	150
7.2 Tata Letak Pabrik	153
7.3 Prakiraan Areal Lingkungan	159
7.4 Tata Letak Peralatan Proses	160
VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN....	163
8.1 Bentuk Perusahaan.....	163
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan	166
IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI.....	205
9.1 Investasi.....	205
9.2 Evaluasi Ekonomi	210
9.3 Angsuran Pinjaman	214
9.4 Discounted Cash Flow (DCF).....	214
X. KESIMPULAN DAN SARAN	216
10.1 Kesimpulan	216
10.2 Saran.....	217

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA

LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS

LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS

LAMPIRAN E PERHITUNGAN EKONOMI

LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS PERANCANGAN MENARA DISTILASI (MD-304)

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Standar Nasional Indonesia Biodiesel	3
Tabel 1. 2 Daftar pabrik RBDPO di Indonesia	4
Tabel 1. 3 Daftar pabrik Metanol di Indonesia	4
Tabel 1. 4 Daftar pabrik Asam Fosfat di Indonesia	5
Tabel 1. 5 Harga bahan baku dan produk	5
Tabel 1. 6 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia	6
Tabel 1. 7 Data Ekspor Biodiesel Indonesia	6
Tabel 1. 8 Data Produksi Biodiesel di Indonesia	7
Tabel 2. 1 Data Perhitungan Konsentrasi Terhadap τ	17
Tabel 2. 2 Data Energi Pembentukan Masing-Masing Komponen	19
Tabel 2. 3 Data Energi Gibbs Untuk Masing-Masing Komponen	19
Tabel 2. 4 Data Harga Bahan Baku Dan Produk	23
Tabel 2. 5 Berat Molekul Tiap Komponen	23
Tabel 4. 1 Neraca Massa <i>Mixed Point</i> (MP-101)	32
Tabel 4. 2 Neraca Massa <i>Mixing Tank</i> (MT-101)	33
Tabel 4. 3 Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	34
Tabel 4. 4 Neraca Massa <i>Neutralizer</i> (NE-201)	35
Tabel 4. 5 Neraca Massa <i>Decanter</i> (DC-301)	36
Tabel 4. 6 Neraca Massa <i>Washing Tank</i> (WT-301)	37
Tabel 4. 7 Neraca Massa <i>Decanter</i> (DC-302)	38
Tabel 4. 8 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-301)	39
Tabel 4. 9 Neraca Massa <i>Condenser</i>	40
Tabel 4. 10 Neraca Massa di <i>Knock Out Drum</i> (KOD-301)	40
Tabel 4. 11 Neraca Massa <i>Reboiler</i>	41
Tabel 4. 12 Neraca Massa <i>Condensor</i>	41
Tabel 4. 13 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-302)	42
Tabel 4. 14 Neraca Massa <i>Condenser</i>	42
Tabel 4. 15 Neraca Massa <i>Reboiler</i>	43
Tabel 4. 16 Neraca Massa dalam <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-301)	43
Tabel 4. 17 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-303)	44
Tabel 4. 18 Neraca Massa <i>Condenser</i>	44
Tabel 4. 19 Neraca Massa <i>Reboiler</i>	45
Tabel 4. 20 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-304)	45

Tabel 4. 21 Neraca Massa <i>Condenser</i>	46
Tabel 4. 22 Neraca Massa <i>Reboiler</i>	46
Tabel 4. 23 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-101)	51
Tabel 4. 24 Neraca energi pada <i>Mixed Point</i> (MP-101)	52
Tabel 4. 25 Neraca energi pada <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	53
Tabel 4. 26 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-102)	54
Tabel 4. 27 Neraca energi pada <i>Reaktor</i> (RE-201).....	54
Tabel 4. 28 Neraca energi pada <i>Neutralizer</i> (NE-201)	55
Tabel 4. 29 Neraca energi pada <i>Decanter</i> (DC-301)	56
Tabel 4. 30 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-103)	57
Tabel 4. 31 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-103)	58
Tabel 4. 32 Neraca energi pada <i>Decanter</i> (DC-302)	59
Tabel 4. 33 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-104).....	60
Tabel 4. 34 Neraca energi pada Menara Distilasi (MD-301)	61
Tabel 4. 35 Neraca energi pada <i>Cooler</i> (CO-101)	62
Tabel 4. 36 Neraca energi pada <i>Cooler</i> (CO-102)	63
Tabel 4. 37 Neraca energi pada <i>Cooler</i> (CO-103)	64
Tabel 4. 38 Neraca energi pada Menara Distilasi (MD-302)	64
Tabel 4. 39 Neraca energi pada <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-301)	65
Tabel 4. 40 Neraca energi pada <i>Heater</i> (HE-105)	66
Tabel 4. 41 Neraca energi pada Menara Distilasi (MD-303)	67
Tabel 4. 42 Neraca energi pada <i>Cooler</i> (CO-104)	68
Tabel 4. 43 Neraca energi pada Menara Distilasi (MD-304)	69
Tabel 5. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-101)	70
Tabel 5. 2 Spesifikasi Pompa Proses (PP-101).....	71
Tabel 5. 3 Spesifikasi Alat Heater (HE-101).....	72
Tabel 5. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-102)	72
Tabel 5. 5 Spesifikasi Pompa Proses (PP-102).....	73
Tabel 5. 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-103)	74
Tabel 5. 7 Spesifikasi Pompa Proses (PP-103).....	75
Tabel 5. 8 Spesifikasi Pompa Proses (PP-104).....	76
Tabel 5. 9 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	76
Tabel 5. 10 Spesifikasi Pompa Proses (PP-105).....	78
Tabel 5. 11 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-102)	78
Tabel 5. 12 Spesifikasi <i>Reactor</i> (RE-201)	79

Tabel 5. 13 Spesifikasi Pompa Proses (PP-201)	81
Tabel 5. 14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-104)	81
Tabel 5. 15 Spesifikasi Pompa Proses (PP-202)	82
Tabel 5. 16 Spesifikasi <i>Neutralizer</i> (NE-201)	83
Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Proses (PP-203)	84
Tabel 5. 18 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DC-301).....	85
Tabel 5. 19 Spesifikasi Pompa Proses (PP-301)	85
Tabel 5. 20 Spesifikasi Pompa Proses (PP-302)	86
Tabel 5. 21 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-103)	87
Tabel 5. 22 Spesifikasi Washing Tank (WT-301)	88
Tabel 5. 23 Spesifikasi Pompa Proses (PP-303)	89
Tabel 5. 24 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DC-302).....	90
Tabel 5. 25 Spesifikasi Pompa Proses (PP-304)	91
Tabel 5. 26 Spesifikasi Pompa Proses (PP-305)	92
Tabel 5. 27 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-104)	92
Tabel 5. 28 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-301)	93
Tabel 5. 29 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD–301)	94
Tabel 5. 30 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-301).....	95
Tabel 5. 31 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-301).....	95
Tabel 5. 32 Spesifikasi Pompa Proses (PP-306)	96
Tabel 5. 33 Spesifikasi Pompa Proses (PP-307)	97
Tabel 5. 34 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-101)	98
Tabel 5. 35 Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (KOD-301).....	98
Tabel 5. 36 Spesifikasi Pompa Proses (PP-308)	99
Tabel 5. 37 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-102)	100
Tabel 5. 38 Spesifikasi Pompa Proses (PP-309)	101
Tabel 5. 39 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-103)	102
Tabel 5. 40 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-302)	102
Tabel 5. 41 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD–302)	103
Tabel 5. 42 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-302).....	104
Tabel 5. 43 Spesifikasi Reboiler (RB-302).....	105
Tabel 5. 44 Spesifikasi Pompa Proses (PP-310)	106
Tabel 5. 45 Spesifikasi Pompa Proses (PP-311)	106
Tabel 5. 46 Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-301)	107
Tabel 5. 47 Spesifikasi Pompa Proses (PP-312)	108

Tabel 5. 48 Spesifikasi Pompa Proses (PP-313)	109
Tabel 5. 49 Spesifikasi <i>Heater</i> (H-105)	110
Tabel 5. 50 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-303)	110
Tabel 5. 51 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-303)	111
Tabel 5. 52 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-303)	112
Tabel 5. 53 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-303)	113
Tabel 5. 54 Spesifikasi Pompa Proses (PP-314)	113
Tabel 5. 55 Spesifikasi Pompa Proses (PP-315)	114
Tabel 5. 56 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-104)	115
Tabel 5. 57 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-304)	116
Tabel 5. 58 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-304)	117
Tabel 5. 59 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-304)	117
Tabel 5. 60 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-304)	118
Tabel 5. 61 Spesifikasi Pompa Proses (PP-316)	119
Tabel 5. 62 Spesifikasi Pompa Proses (PP-317)	120
Tabel 5. 63 Spesifikasi Pompa Proses (PP-318)	121
Tabel 5. 64 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-106)	121
Tabel 5. 65 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-107)	122
Tabel 5. 66 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-108)	123
Tabel 5. 67 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (TP-109)	124
Tabel 6. 1 Kebutuhan Air untuk <i>General Uses</i>	127
Tabel 6. 2 Kebutuhan Air untuk Pembangkit Steam	128
Tabel 6. 3 Kebutuhan Air Pendingin	130
Tabel 6. 4 Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	148
Tabel 7. 1 Perincian Luas Area Pabrik Biodiesel	159
Tabel 8. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	195
Tabel 8. 2 Perincian Tingkat Pendidikan	197
Tabel 8. 3 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	198
Tabel 8. 4 Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	199
Tabel 8. 5 Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	199
Tabel 9. 1 <i>Fixed Capital Investment</i>	206
Tabel 9. 2 <i>Manufacturing Cost</i>	208
Tabel 9. 3 <i>General Expenses</i>	209
Tabel 9. 4 Biaya Administratif	209
Tabel 9. 5 <i>Minimum Acceptable Percent Return On Investment</i>	211

Tabel 9. 6 <i>Acceptable Pay Out Time</i> untuk Tingkat Resiko Pabrik	212
Tabel 9. 6 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi	215

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Grafik Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia	7
Gambar 1. 2	Grafik Data Produksi Biodiesel di Indonesia	8
Gambar 1. 3	Grafik Data Ekspor Biodiesel Indonesia	9
Gambar 2. 1	Reaksi Transesterifikasi	14
Gambar 2. 2	Grafik Hubungan Konsentrasi Terhadap τ	18
Gambar 4. 1	Skema di <i>Mixed Point</i> (MP-101).....	32
Gambar 4. 2	Skema di <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	33
Gambar 4. 3	Skema di <i>Reactor</i> (RE-201)	34
Gambar 4. 4	Skema di <i>Neutralizer</i> (NE-201)	35
Gambar 4. 5	Skema di <i>Decanter</i> (DC-301)	36
Gambar 4. 6	Skema di <i>Washing Tank</i> (WT-301).....	37
Gambar 4. 7	Skema di <i>Decanter</i> (DC-302)	38
Gambar 4. 8	Skema di Menara Distilasi (MD-301)	39
Gambar 4. 10	Skema di Menara Distilasi (MD-302)	42
Gambar 4. 11	Skema di <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-301).....	43
Gambar 4. 12	Skema di Menara Distilasi (MD-303)	44
Gambar 4. 13	Skema di Menara Distilasi (MD-304)	45
Gambar 4. 14	Skema di <i>Heater</i> (HE-101)	51
Gambar 4. 15	Skema di <i>Mixed Point</i> (MP-101).....	52
Gambar 4. 16	Skema di <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	53
Gambar 4. 17	Skema di <i>Heater</i> (HE-102)	53
Gambar 4. 18	Skema di Reaktor (RE-201)	54
Gambar 4. 19	Skema di <i>Neutralizer</i> (NE-201)	55
Gambar 4. 20	Skema di <i>Decanter</i> (DC-301)	56
Gambar 4. 21	Skema di <i>Heater</i> (HE-203)	57
Gambar 4. 22	Skema di <i>Washing Tank</i> (WT-301).....	58
Gambar 4. 23	Skema di <i>Decanter</i> (DC-302)	59
Gambar 4. 24	Skema di <i>Heater</i> (HE-104)	60
Gambar 4. 25	Skema di Menara Distilasi (MD-301)	61
Gambar 4. 26	Skema di Menara Distilasi (MD-302)	64
Gambar 4. 27	Skema di <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-301)	66
Gambar 4. 28	Skema di <i>Heater</i> (HE-105)	67
Gambar 4. 29	Skema di Menara Distilasi (MD-303)	67

Gambar 4. 30 Skema di <i>Cooler</i> (CO-104)	68
Gambar 4. 31 Skema di Menara Distilasi (MD-304)	69
Gambar 6. 1 Diagram <i>Cooling Water System</i>	133
Gambar 7. 1 Tata Letak Pabrik	157
Gambar 7. 2 Tata Letak Alat Proses	161
Gambar 7. 3 Lokasi Pabrik	162
Gambar 7. 4 Peta Kotawaringin Barat	162
Gambar 8. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	167
Gambar 9. 1 Grafik Analisa Ekonomi	213
Gambar 9. 2 Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i>	214

I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Saat ini, bahan bakar fosil adalah sumber energi secara global. Namun, seiring berkembang dan bertambahnya konsumsi bahan bakar disertai perkembangan penduduk dan kemajuan teknologi, sementara itu Arifin menteri energi dan sumber daya alam (ESDM) mengatakan masalah kelangkaan bahan bakar minyak dan persediaan bahan bakar fosil semakin menipis, maka akan diperkirakan habis pada tahun 2029. Indonesia sedang mengalami krisis bahan energi dan harus impor BBM terutama bahan bakar diesel dari negara asing. Oleh karena itu, untuk mencari solusi dari permasalahan ini adalah membuat bahan bakar terbarukan (energy renewable). Bahan bakar alternatif itu harus layak, ramah lingkungan, ekonomis, dan mudah didapatkan, maka salah satu bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan dan dapat dicari di sumber daya yang dapat diperbaharui di Indonesia yaitu Biodiesel.

Melihat kenyataan yang ada saat ini dengan sedikitnya persediaan minyak bumi perlu dipikirkan pencarian sumber energi alternatif pengganti minyak bumi. Sumber energi baru yang dikembangkan haruslah yang terbarukan dan lebih ramah lingkungan. Salah satu pilihan alternatif sumber energi baru pengganti solar yang berbahan dasar minyak bumi adalah Biodiesel. Biodiesel mempunyai beberapa keunggulan apabila dibandingkan dengan solar. Beberapa keunggulan Biodiesel diantaranya adalah bahan baku yang terbarukan, tidak tergantung minyak bumi dan gas alam, gas buang hasil pembakaran Biodiesel lebih ramah lingkungan karena hampir tidak mengandung gas SO_x, akselerasi mesin lebih baik, dan tarikannya lebih ringan. Banyak negara termasuk Indonesia, mengalami masalah kekurangan bahan bakar minyak. Indonesia telah mengimpor bahan bakar minyak terutama bahan bakar diesel/solar untuk kebutuhan negara dengan jumlah yang cukup besar. Maka berdasarkan pertimbangan tersebut, pabrik Biodiesel dapat didirikan di Indonesia, sehingga kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, menghemat devisa negara serta dapat membuka lapangan kerja sehingga

mengurangi tingkat pengangguran.

Mendirikan pabrik biodiesel di Indonesia bertujuan untuk meningkatkan produksi biodiesel dan juga untuk memenuhi tingkat konsumsi bahan bakar yang begitu tinggi karena seiring perkembangan industri dan kemajuan teknologi. Sehingga, Indonesia dapat mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar minyak bumi.

1.2 Pengertian Biodiesel

Biodiesel secara umum merupakan ester monoalkil dari minyak nabati dan hewani. Minyak yang berasal dari tumbuhan dan lemak hewan serta turunannya memiliki kemungkinan sebagai pengganti bahan bakar diesel. (Srivastava dan Prasad, 2000).

Biodiesel mempunyai sifat fisis yang sama dengan minyak solar sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar alternatif untuk kendaraan bermesin diesel. Dibanding bahan bakar solar, biodiesel memiliki beberapa keunggulan yaitu, dapat diproduksi dari bahan pertanian sehingga dapat diperbaharui, memiliki bilangan cetane yang tinggi, dan juga ramah lingkungan karena biodiesel tidak mengandung sulfur sehingga tidak emisi karbon monoksida, serta aman dalam penyimpanan dan transportasi karena tidak mengandung racun. Biodiesel tidak mudah terbakar karena memiliki titik bakar yang relatif tinggi (Susilo, 2006; Georgogianni dkk, 2007).

Biodiesel memiliki sifat melarutkan (*solvency*). Hal ini mengakibatkan suatu konflik, dimana jika digunakan pada mesin diesel yang sebelumnya sudah lama menggunakan solar serta didalam tankinya sudah terbentuk kerak dan sedimen, maka biodiesel akan melarutkan kerak dan sedimen tersebut, sehingga bisa menyumbat saringan serta saluran bahan bakar. Oleh karena itu bila kandungan sedimen serta kerak didalam tangki bahan bakar relatif tinggi usahakan diganti sebelum digunakan biodiesel. Beberapa material mirip kuningan, tembaga, timah, dan seng bisa mengoksidasi biodiesel serta membuat sedimen, untuk mencegah hal ini maka sebaiknya biodiesel terbuat berasal dari bahan stainless steel atau aluminium.

Biodiesel dihasilkan melalui proses transesterifikasi minyak atau lemak dengan alkohol. Gugus alkil dalam alkohol akan menggantikan gugus hidroksil pada struktur ester minyak dengan dibantu katalis. NaOH dan KOH adalah katalis yang umum digunakan, alkohol yang dapat digunakan antara lain metanol, etanol, propanol, butanol, dan amil alkohol (Ma dan Hanna, 1999).

Dalam proses pembuatannya, biodiesel memiliki standar mutu biodiesel yang bertujuan untuk mengetahui spesifikasi biodiesel yang baik dan sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI).

Tabel 1.1 Standar Nasional Indonesia Biodiesel (SNI 7182:2012)

No.	Parameter	Satuan	Nilai
1.	Massa Jenis (40 °C)	Kg/m ³	850-890
2.	Viskositas (40 °C)	Mm ² /s (cSt)	2,3-6,0
3.	Angka Setana	-	Min. 51
4.	Titik Nyala	°C	Min. 100
5.	Titik Kabut	°C	Min. 18
6.	Korosi Bilah Tembaga	-	Maks. No 1
7.	Air dan Sedimen	% vol	Maks. 0,05
8.	Abu Tersulfatkan	% massa	Maks. 0,02
9.	Belerang	Mg/kg	Maks. 100
10.	Fosfor	Mg/kg	Maks. 10
11.	Angka Asam	Mg-KOH/g	Maks. 0,6
12.	Gliserol Bebas	% massa	Maks. 0,02
13.	Gliserol Total	% massa	Maks. 0,24
14.	Kadar Ester Alkil	% massa	Min. 96,5
15.	Angka Iodium	%b(gIY/100g)	Maks. 115
16.	Metode Rancimat	Menit	360
17.	Periode Induksi Metode Perto Aksi	Menit	27

Berikut ini merupakan perusahaan yang memproduksi Biodiesel yang ada di Indonesia.

Tabel 1.2 Daftar pabrik Biodiesel di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT Energi Unggul Persada	Kalimantan Barat	910.345
2.	PT Ciliandra Perkasa	Kampar, Riau	287.356
3.	PT Eco Prima Energi	Gresik, Jawa Timur	579.310
4.	PT Tunas Baru Lampung Tbk	Lampung	1.005.747
5.	PT Sinarmas Bio Energy	Tarjun, Kalimantan Sematan	396.198
6.	PT SMART Tbk	Kalimantan Selatan	1.132.758
7.	PT Wilmar Bioenergi Indonesia	Riau	1.603.448
8.	PT LDC Indonesia (Louis Dreyfus)	Lampung	482.659
9.	PT Multi Nabati Sulawesi	Sulawesi Utara	475.862
10.	PT Musim Mas	Medan	449.770

Sumber: Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI), 2025

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses pra rancangan pabrik ini yaitu RBDPO (*Refined, Bleache, and Deodorized Palm Oil*) dan Metanol. Untuk RBDPO dan methanol sendiri diperoleh dari pabrik yang memproduksi bahan tersebut. Sehingga tidak perlu mengimpor dari negara lain.

Tabel 1.3 Daftar pabrik RBDPO di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT Astra Agro Lestari	Pasangkayu, Sulawesi Barat	200.000
2.	PT Mahkota Group Tbk.	Bengkalis, Riau	110.000
3.	PT Citra Borneo Utama Tbk	Kotawaringin Barat,	550.000

Kalimantan Tengah			
4.	PT. Asianagro Agungjaya-Tanjung Balai	Sumatra Utara	900
5.	PT. Cargil Indonesia-Sumatra	Sumatra Utara	4.950
6.	PT. Bhumireksa Nusa Sejati	Riau	39.900
7.	PT. Nagamas Palmoil Lestasi	Riau	22.000
8.	PT. Wilmar Nabati Indonesia-Padang	Sumatra Barat	100.000
9.	PT. LDC Indonesia (refinery)	Lampung	7.300
10.	PT. Multi Nabati Asahan-Refinery	Banten	330.000

Source: www.mapsglobe.com

Tabel 1.4 Daftar pabrik Metanol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)	Konsentrasi
1.	Kaltim Metanol Industri	Kalimantan Timur, Bontang	660.000	99,85%
2.	PT Pancasakti Putra Kencana	Tanggerang, Banten	100.000	99,85%
3.	PT. Lotte Chemical Titan Tbk.	Cilegon, Banten	700.000	99,9%
4.	PT. Pertamina (Persero)	Balongan, Indramayu, Jawa Barat	200.000	99,9%
5.	PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk.	Cilegon, Banten	450.000	99,9%
6.	PT. Medco Bunyu Kaltim	Bunyu, Kalimantan Timur	700.000	99,9%

Tabel 1.5 Daftar pabrik Asam Fosfat di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)	Konsentrasi
1.	PT Petrokimia Gresik	Gresik, Jawa Timur	200.000	min. 50%
2.	PT Petro Jordan Abadi	Gresik, Jawa Timur	200.000	52%

Dari analisa pemasok bahan baku yang telah dijabarkan diatas dengan mempertimbangkan harga untuk menekan biaya produksi. Berdasarkan pertimbangan tersebut dipilihlah untuk pemasok RBDPO diperoleh dari PT Citra Borneo Utama Tbk, metanol berasal dari PT. Medco Bunyu Kaltim, natrium hidroksida berasal dari PT. Asahimas Chemical, Cilegon, Banten, dan asam fosfat berasal dari PT Petrokimia Gresik, Gresik, Jawa Timur. Berikut harga bahan baku dan produk dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.6 Harga bahan baku dan produk

	Bahan	Harga (\$/kg)
Produk	Biodiesel	0.93
	Gliserol	1.3
Bahan baku	RBDPO	0.65
	Metanol	0.32
	NaOH	0,78
Bahan Penunjang	Asam Fosfat	2,16

(Alibaba.com, 2025)

Kurs 1 USD = 16.113,03 <https://www.bi.go.id> (diakses pada 13 Januari 2025)

1.4 Analisa Pasar

Analisa pasar merupakan langkah untuk mengetahui besar minat pasar terhadap suatu produk. Untuk target pasar prarancangan pabrik biodiesel ini adalah Indonesia dan luar negeri. Hal ini didasari karena agar memenuhi konsumsi biodiesel di Indonesia dan luar

negeri. Berikut data konsumsi biodiesel di Indonesia serta data ekspor biodiesel Indonesia.

Tabel 1.7 Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

No.	Tahun	Konsumsi Biodiesel (Kiloliter)
1.	2017	2.572.000
2.	2018	3.750.000
3.	2019	6.393.000
4.	2020	8.426.000
5.	2021	8.439.000
6.	2022	10.418.000
7.	2023	12.200.000

Tabel 1.8 Data Ekspor Biodiesel Indonesia

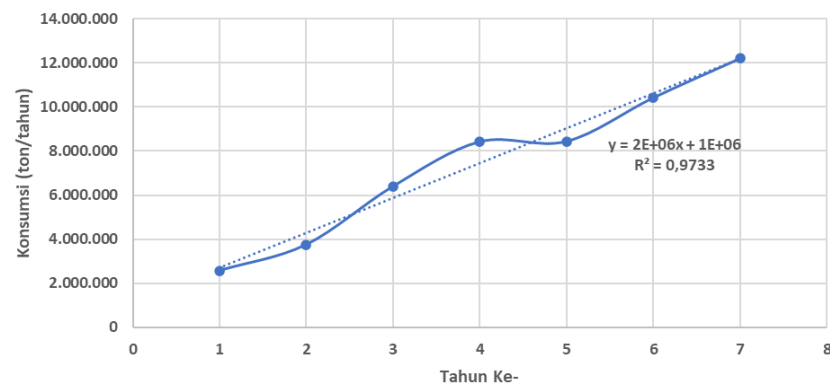
No.	Tahun	Ekspor Biodiesel (Kiloliter)
1.	2017	187.000
2.	2018	355.000
3.	2019	659.000
4.	2020	315.000
5.	2021	345.000
6.	2022	756.000
7.	2023	1.340.000

Sumber: Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI), 2023

1.5 Kapasitas Rancangan

1.5.1 Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI) mencatat konsumsi sepanjang 2023 mencapai 12,2 juta kL. Jumlah tersebut meningkat dibandingkan pada 2022 yang sebesar 10,42 juta kL. Konsumsi biodiesel per tahun dapat dilihat di tabel 1.6.



Gambar 1.1 Grafik Data Konsumsi Biodiesel di Indonesia

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan pada tahun 2030, dengan perkiraan konsumsi pertahun dari persamaan $y = 2 \times 10^6 x + 1 \times 10^6$ dengan $R^2 = 0,9733$. Prakiraan jumlah konsumsi biodiesel di Indonesia pada tahun 2030 yaitu sebesar 29 juta kiloliter/tahun.

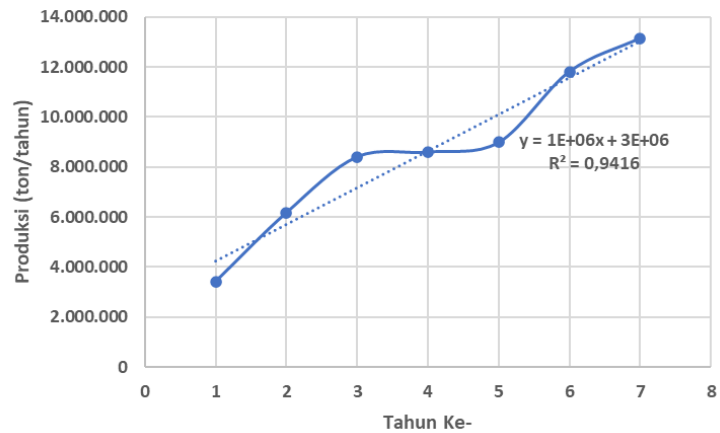
1.5.2 Produksi Biodiesel di Indonesia

Produksi biodiesel per tahun diperlihatkan dalam tabel 1.8.

Tabel 1.9 Data Produksi Biodiesel di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Produksi (kiloliter)
1	2017	3.416.000
2	2018	6.168.000
3	2019	8.399.000
4	2020	8.591.000
5	2021	8.980.000
6	2022	11.815.000
7	2023	13.150.000

Sumber: Asosiasi Produsen Biofuel Indonesia (APROBI), 2023

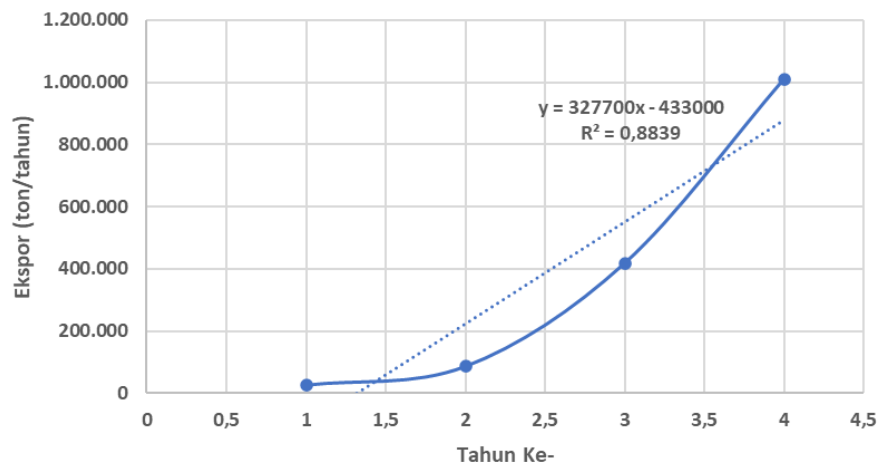


Gambar 1.2 Grafik Data Produksi Biodiesel di Indonesia

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan pada tahun 2030, dengan perkiraan produksi pertahun dari persamaan $y = 1 \times 10^6 x + 3 \times 10^6$ dengan $R^2 = 0,9416$. Prakiraan jumlah produksi biodiesel Indonesia pada tahun 2030 yaitu sebesar 17 juta kiloliter/tahun.

1.5.3 Ekspor Biodiesel Indonesia

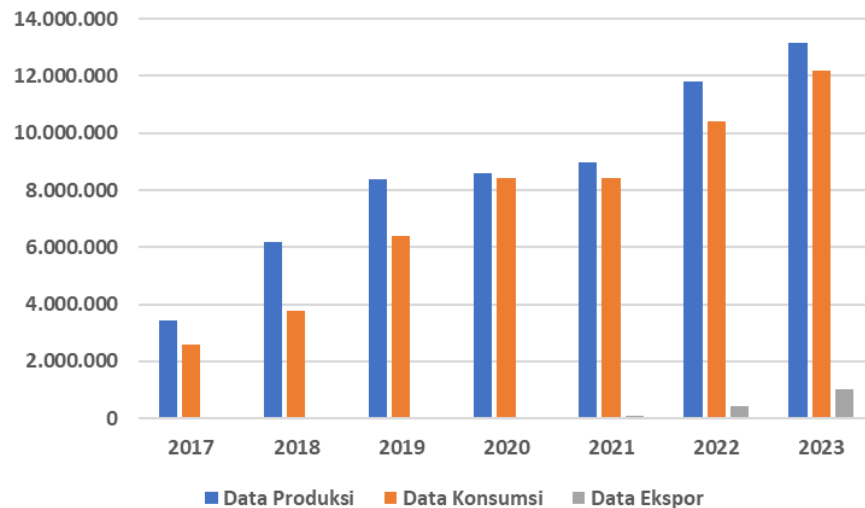
Data ekspor biodiesel Indonesia per tahun dapat dilihat dalam tabel 1.7.



Gambar 1.3 Grafik Data Ekspor Biodiesel Indonesia

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan pada tahun 2030, dengan perkiraan ekspor pertahun dari persamaan $y = 327700x - 433000$ dengan $R^2 = 0,8839$. Prakiraan jumlah ekspor biodiesel Indonesia pada tahun 2030

yaitu sebesar 3.171.700 juta kiloliter/tahun.



Gambar 1.4 Diagram Data Produksi, Konsumsi dan Ekspor Biodiesel Indonesia

Berdasarkan data diatas peluang kapasitas pendirian pabrik biodiesel di tahun 2030 dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut

$$PKPP = JK + IMP - EKS - PDN$$

PKPP = Peluang Kapasitas Pendirian Pabrik Tahun 2030 (kL)

JK = Jumlah Konsumsi Biodiesel di Indonesia Tahun 2030 (kL)

EKS = Jumlah Ekspor Biodiesel Tahun 2030 (kL)

IMP = Jumlah Impor Biodiesel Tahun 2030 (kL)

PDN = Jumlah Produksi Biodiesel di Indonesia 2030 (kL)

$$\begin{aligned}
 PKPP &= 29.000.000 + 0 - 3.171.700 - 17.000.000 \\
 &= 8.828.300 \text{ kL/tahun} \times 2\% \\
 &= 176.566 \text{ kL/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan UU Nomor 5 Tahun 1999 Tentang Larangan Praktek Monopoli dan Persaingan Usaha Tidak Sehat menyebutkan, pelaku usaha menguasai

lebih dari 50% pangsa pasar satu jenis barang atau jasa tertentu mengakibatkan terjadinya praktek monopoli dan atau persaingan usaha tidak sehat. Oleh karena itu, berdasarkan perhitungan di atas kapasitas produksi pabrik Biodiesel tahun 2030 yakni $176.566 \text{ kL/tahun} = 150.000 \text{ kL/tahun}$. Sehingga dengan berdirinya pabrik biodiesel dengan kapasitas 150.000 ton/tahun dapat:

1. Memenuhi kebutuhan biodiesel dalam negeri dan dapat mengekspor biodiesel untuk kebutuhan luar negeri, serta meningkatkan pendapatan negara di sektor industri.
2. Meningkatkan pemakaian biodiesel di Indonesia dalam rangka menggantikan bahan bakar fosil yang semakin menipis.

1.6 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting pada perancangan suatu pabrik karena merupakan salah satu faktor yang menentukan kelangsungan, perkembangan, dan keuntungan pabrik yang akan didirikan secara teknik maupun ekonomis dimasa yang akan datang. Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik Biodiesel dengan kapasitas 150.000 ton/tahun adalah Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah. Faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang penting dalam memilih lokasi pabrik. Lokasi pabrik diharapkan dekat dengan bahan baku yang diperoleh sehingga mempercepat penerimaan, meminimkan biaya transportasi, dan proses produksi dapat dilaksanakan terus menerus. Lokasi sumber bahan baku yang lebih dekat dengan lokasi pabrik akan sangat menguntungkan dari segi ekonomis dan waktu. Methanol yang digunakan dalam pembuatan biodiesel ini dapat diperoleh dari PT Medco Bunyu Kaltim di Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi sebesar 700.000 ton/tahun. Sedangkan RBDPO dapat diperoleh dari PT Citra Borneo Utama Tbk yang berada di Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah dengan kapasitas produksi sebesar 550.000 ton/tahun. Dan untuk bahan tambahan berupa katalis natrium hidroksida (NaOH) diperoleh dari PT. Asahimas Chemical di Cilegon, Jawa Barat dengan kapasitas

produksi sebesar 370.000 ton/tahun dan bahan penunjang seperti asam fosfat (H_3PO_4) diperoleh dari PT Petrokimia Gresik di Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produksi sebesar 200.000 ton/tahun. Semua bahan baku dapat di distribusikan melalui darat maupun laut maka dari itu melihat ketersediaan bahan baku maka, pabrik dapat didirikan di Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah.

2. Fasilitas Transportasi

Ketersediaan transportasi yang memadai sangat mendukung dalam mendistribusikan produk dan bahan baku yang akan dipakai. Jalur akses melalui darat dapat ditempuh melalui Jalan Trans Kalimantan. Hal ini akan memudahkan dalam transportasi bahan baku maupun pendistribusian produk. Selain jalur darat, lokasi Kalimantan Tengah berdekatan dengan pelabuhan yakni Pelabuhan Kumai. Dengan adanya jalur transportasi tersebut, diharapkan agar pendistribusian tidak terhambat.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar serta listrik. Listrik merupakan energi yang sangat penting ketersediaannya untuk menunjang berjalannya pabrik. Terdapat sumber air yaitu Sungai Arut, Kalimantan Tengah. Sungai Arut adalah sungai terpanjang di Kalimantan Tengah, Indonesia. Sungai Arut adalah sebuah sungai yang mengalir di wilayah Kabupaten Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah, Indonesia, sekitar 700 km di timur laut ibu kota Jakarta. Sungai ini merupakan anak Sungai Lamandau. Sungai ini memiliki panjang 250 km, dengan kedalaman rata-rata 4-6 meter dan lebar rata-rata 100 meter. Panjang Sungai Arut yang dapat digunakan untuk alur pelayaran sepanjang 190 km.

Kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari PT Pertamina dan PT Indotrans Sejahtera serta untuk kebutuhan akan listrik dapat dari PT PLN (Persero) untuk wilayah Kabupaten Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah.

4. Pemasaran

Untuk pemasaran produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan pasar yang

membutuhkan produk tersebut guna menekan biaya pendistribusian ke lokasi pasar dan waktu pengiriman. Lokasi pemasaran akan mempengaruhi harga produk dan biaya transportasi. Letak yang berdekatan dengan pasar penyebaran produk adalah pertimbangan penting karena akan lebih mudah terjangkau konsumen dan mengurangi biaya transportasi. Di wilayah Kalimantan Tengah merupakan letak yang strategis untuk pemasaran biodiesel ini karena memiliki akses yang mudah dalam transportasi darat maupun laut.

5. Keadaan Lingkungan

Berdasarkan BMKG Provinsi Kalimantan Tengah pada tahun 2025, kondisi iklim dan cuaca Masyarakat Kotawaringin Barat sudah terbiasa dengan adanya industri. Hal ini berdampak baik sehingga kawasan ini tidak menimbulkan masalah lingkungan dan adaptasi masyarakat yang tinggal di dekat lokasi pabrik. Kabupaten Kotawaringin Barat beriklim hutan hujan tropis dengan curah hujan yang cenderung tinggi sepanjang tahunnya. Suhu udara di wilayah kabupaten ini pun cenderung konstan antara 22°–34 °C. Tingkat kelembapan relatif pun cenderung tinggi berkisar antara 70% hingga 90%.

6. Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak begitu sulit diperoleh. Menurut data BPS Kalimantan Tengah pada tahun 2024 memiliki sebanyak 4,01% atau 58.631 orang pengangguran. Dengan besarnya tingkat pengangguran, pendirian pabrik akan membuka lapangan pekerjaan baru sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan warga Provinsi Kalimantan Tengah. Tenaga kerja yang berpendidikan menengah atau kejuruan dapat diambil dari daerah sekitar pabrik. Sedangkan untuk tenaga ahli dapat didatangkan dari kota lain. Selain itu, lokasi pabrik mudah dijangkau oleh transportasi angkutan yang beroperasi secara permanen pada daerah lokasi pabrik.

7. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik.

II. PEMILIHAN PROSES

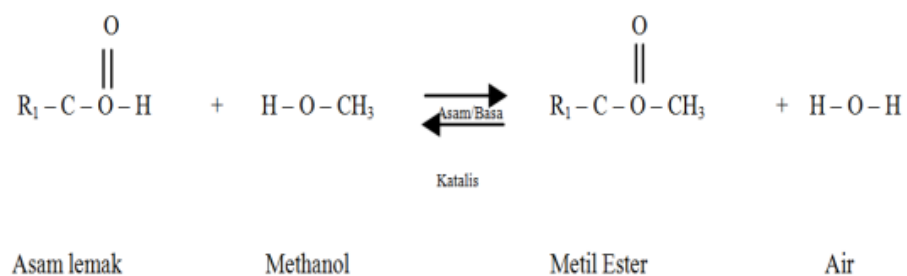
2.1 Perancangan Proses

Pembuatan biodiesel dari RBDPO dilakukan dengan proses transesterifikasi. Berikut tinjauan dari proses transesterifikasi :

2.1.1 Proses Esterifikasi

Esterifikasi dapat dianggap sebagai transformasi asam karboksilat atau turunannya menjadi ester. Reaksi esterifikasi adalah suatu reaksi antara asam karboksilat dan alkohol membentuk ester. Esterifikasi dikatalisis asam dan bersifat dapat balik. Esterifikasi biasa dilakukan untuk membuat biodiesel dari minyak berkadar asam lemak bebas tinggi (5 mg-KOH/g) Bahan baku yang memiliki kadar FFA tinggi biasanya diproses melalui dua proses sekaligus. Pertama adalah tahap penurunan kadar FFA melalui reaksi esterifikasi. Selanjutnya, diikuti reaksi transesterifikasi sebagai reaksi utama produksi Biodiesel. Umumnya dalam reaksi esterifikasi digunakan katalis asam, contohnya asam sulfat, asam klorida maupun resin penukar kation asam (Arita, S., dkk, 2018).

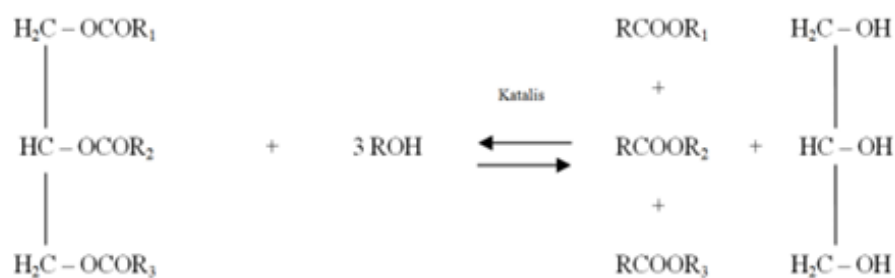
Berikut ini persamaan reaksi esterifikasi asam lemak dan metanol.



Gambar 2. 1 Reaksi Esterifikasi

2.1.2 Proses Transesterifikasi

Transesterifikasi (disebut alkoholisis) adalah pertukaran antara metanol dengan suatu ester untuk membentuk ester lain pada suatu proses yang mirip dengan hidrolisis, kecuali pada penggunaan metanol untuk menggantikan air. Proses ini telah digunakan secara luas untuk mengurangi viskositas trigliserida. Bahan baku minyak mentah yang memiliki kadar FFA tinggi (>5%), seperti palm fatty acid distillate (PFAD) dan crude palm oil (CPO) low grade maka proses transesterifikasi tidak akan berjalan secara efisien. Bahan baku tersebut perlu melalui proses esterifikasi untuk menurunkan kadar FFA hingga dibawah 5%.

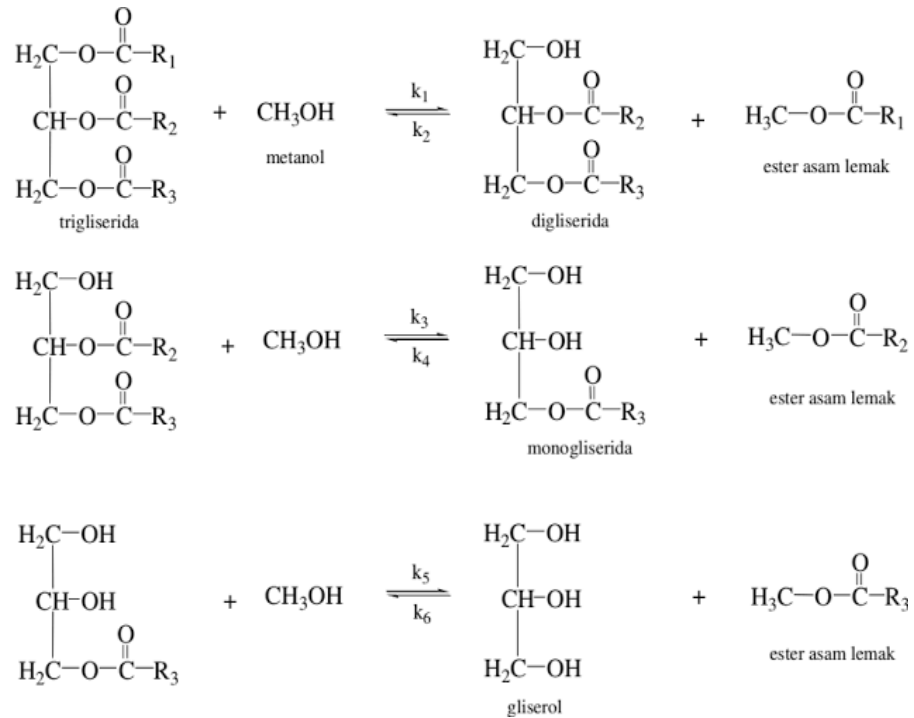


Gambar 2. 2 Reaksi Transesterifikasi

2.2 Kelayakan Teknis

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan biodiesel yaitu dengan mencampurkan RBDPO dengan metanol yang terjadi di dalam *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Perbandingan mol RBDPO dan metanol adalah 1:6. Berikut reaksi yang terjadi saat pembentukan biodiesel (Surachai dkk, 2011)



Gambar 2. 3 Reaksi Transesterifikasi

2.2.2 Kondisi Operasi

Reaksi utama yang menghasilkan biodiesel adalah reaksi cair-cair dengan menggunakan CSTR. Kondisi operasi pada reaksi pembentukan biodiesel sebagai berikut (Surachai dkk, 2011):

Suhu operasi : 60 °C

Tekanan operasi : 1 atm

Perbandingan mol umpan : 1:6

2.3 Tinjauan Kinetika

Untuk menghitung nilai kinetika reaksi dapat digunakan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$r_A = -k_1 \cdot C_A \cdot C_B + k_2 \cdot C_C \cdot C_D$$

$$r_B = -k_1 \cdot C_A \cdot C_B + k_2 \cdot C_C \cdot C_D - k_3 \cdot C_C \cdot C_B + k_4 \cdot C_B \cdot C_D - k_5 \cdot C_E \cdot C_B + k_6 \cdot C_F \cdot C_D$$

$$r_C = k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_C \cdot C_D + k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_E \cdot C_D$$

$$r_D = k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_C \cdot C_D + k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_B \cdot C_D + k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D$$

$$r_E = k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_E \cdot C_D + k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D$$

$$r_F = k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D$$

Diketahui:

Dengan k = konstanta kecepatan reaksi

$$k_1 = 2,62$$

$$k_2 = 0,70$$

$$k_3 = 1,21$$

$$k_4 = 0,40$$

$$k_5 = 2,36$$

$$k_6 = 0,028$$

$$C_{A0} = 1 \text{ mol}$$

$$C_{B0} = 6 \text{ mol}$$

(Surachai dkk, 2011)

Diperoleh

$$f(C_A) = C_{A0} - C_A + \tau(-k_1 \cdot C_A \cdot C_B + k_2 \cdot C_C \cdot C_D)$$

$$f(C_B) = C_{B0} - C_B + \tau(-k_1 \cdot C_A \cdot C_B + k_2 \cdot C_C \cdot C_D - k_3 \cdot C_C \cdot C_B + k_4 \cdot C_B \cdot C_D - k_5 \cdot C_E \cdot C_B + k_6 \cdot C_F \cdot C_D)$$

$$f(C_C) = -C_C + \tau(k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_C \cdot C_D + k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_E \cdot C_D)$$

$$f(C_D) = -C_D + \tau(k_1 \cdot C_A \cdot C_B - k_2 \cdot C_C \cdot C_D + k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_B \cdot C_D + k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D)$$

$$f(C_E) = -C_E + \tau(k_3 \cdot C_C \cdot C_B - k_4 \cdot C_E \cdot C_D + k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D)$$

$$f(C_F) = -C_F + \tau(k_5 \cdot C_E \cdot C_B - k_6 \cdot C_F \cdot C_D)$$

Persamaan berikut merupakan berupa persamaan *nonlinier simultan*, sehingga untuk menyelesaikannya digunakan metode numeris dengan *Mathlab* dengan variasi pada berbagai τ .

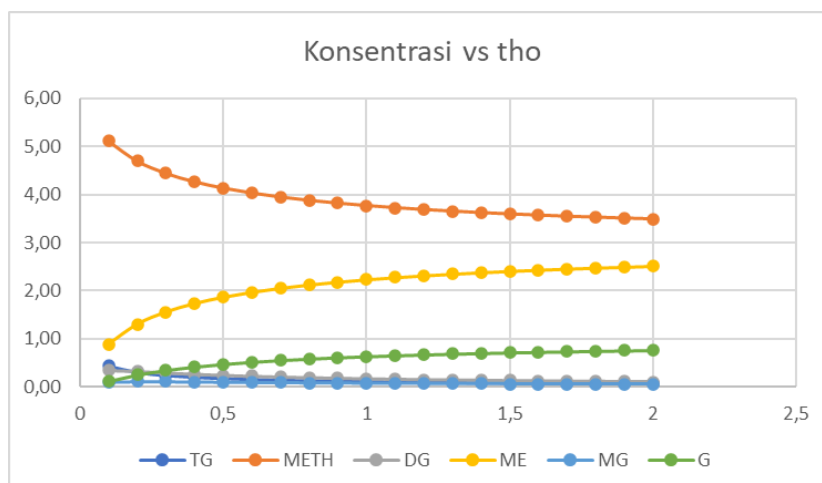
Hasil perhitungan menggunakan *Mathlab*:

```
f(1)=CA0-CA+ra*tho;
f(2)=CB0-CB+rb*tho;
f(3)=-CC+rc*tho;
f(4)=-CD+rd*tho;
f(5)=-CE+re*tho;
f(6)=-CF+rf*tho;
```

Maka didapatkan data sebagai berikut:

Tabel 2.1 Data Perhitungan Konsentrasi Terhadap τ

τ	C_A	C_B	C_C	C_D	C_E	C_F
	Trigliserida	Metanol	Digliserida	Metil Ester	Monogliserida	Gliserol
0,1	0,44	5,11	0,35	0,89	0,10	0,12
0,2	0,31	4,69	0,33	1,31	0,11	0,25
0,3	0,24	4,44	0,30	1,56	0,11	0,35
0,4	0,21	4,26	0,27	1,74	0,11	0,42
0,5	0,18	4,13	0,24	1,87	0,10	0,47
0,6	0,16	4,03	0,22	1,97	0,09	0,52
0,7	0,15	3,95	0,21	2,05	0,09	0,56
0,8	0,13	3,88	0,19	2,12	0,08	0,59
0,9	0,12	3,82	0,18	2,18	0,08	0,61
1	0,12	3,77	0,17	2,23	0,08	0,64
1,1	0,11	3,72	0,16	2,28	0,07	0,66
1,2	0,10	3,69	0,15	2,31	0,07	0,67
1,3	0,10	3,65	0,15	2,35	0,07	0,69
1,4	0,09	3,62	0,14	2,38	0,06	0,70
1,5	0,09	3,59	0,13	2,41	0,06	0,72
1,6	0,08	3,57	0,13	2,43	0,06	0,73
1,7	0,08	3,55	0,12	2,45	0,06	0,74
1,8	0,08	3,52	0,12	2,48	0,06	0,75
1,9	0,07	3,51	0,11	2,49	0,05	0,76
2	0,07	3,49	0,11	2,51	0,05	0,77



Gambar 2. 4 Grafik Hubungan Konsentrasi Terhadap τ

2.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis dan apakah reaksi itu berjalan spontan atau tidak spontan.

2.4.1 Reaksi Transesterifikasi

Reaksi berjalan eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan meninjau panas pembentukan standar (ΔH_f^0) pada 25°C . Nilai ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Nilai ΔH positif (+) menunjukkan bahwa dibutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi. Semakin besar nilai H, maka energi yang dibutuhkan akan semakin besar. Jika nilai bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa selama proses berlangsungnya reaksi, reaksi tersebut menghasilkan panas atau disebut juga dengan eksotermis. Berikut ini merupakan data energi pembentukan (ΔH_f^0) pada suhu 25°C untuk masing-masing komponen:

Tabel 2.2 Data Energi Pembentukan Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔH_f° 298 (KJ/Mol)
$C_3H_5(COOR)_3$	-2468,7
CH_3OH	-238,66
CH_3COOR	-1441,8
$C_3H_8O_3$	-676,6

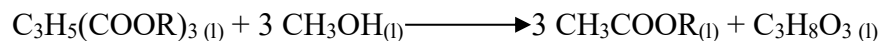
Sumber: Yaws,1996

Diketahui data energi bebas Gibbs (ΔG_f°) pada suhu 25 °C untuk masing-masing komponen:

Tabel 2.3 Data Energi Gibbs Untuk Masing-Masing Komponen

Komponen	ΔG_f° 298 (KJ/Mol)
$C_3H_5(COOR)_3$	-2882,1452
CH_3OH	-166,27
CH_3COOR	-1587,99
$C_3H_8O_3$	-497,5

Sumber: Yaws,1996

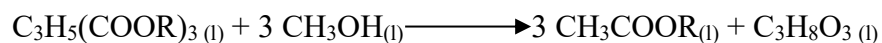
Reaksi pada suhu 298 °C

$$\Delta H_f^\circ 298 = (\Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan})_{298}$$

$$\Delta H_f^\circ 298 = (\Delta H_f^\circ 298 \text{ CH}_3\text{COOR} + \Delta H_f^\circ 298 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) - (\Delta H_f^\circ 298 \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 + \Delta H_f^\circ 298 \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta H_f^\circ 298 = [((3) (-1441,8)) + (-676,6)] - [(-2468,7) + ((3) (-238,66))]$$

$$\Delta H_f^\circ 298 = -1817,32 \text{ kJ/Mol.}$$



$$\Delta G_f^\circ 298 = (\Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan})_{298}$$

$$\Delta G_f^\circ 298 = (\Delta G_f^\circ 298 \text{ CH}_3\text{COOR} + \Delta G_f^\circ 298 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) - (\Delta G_f^\circ 298 \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 + \Delta G_f^\circ 298 \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$\Delta G_f^\circ 298 = [((3) (-1587,99) + (-497,5))] - [(-2882,1452) + ((3) (-166,27))]$$

$$\Delta G_f^\circ 298 = -1880,532 \text{ kJ/Mol.}$$

Komponen	A	B	C	D
$\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3$	278,686	2,5434	-0,0054355	0,000004924
CH_3OH	40,152	0,310	-0,0010291	0,0000145980
CH_3COOR	270,763	2,343	-0,0054898	0,0000054072
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	132,145	0,86007	-0,0019745	0,0000018068

$$\Delta A = \sum A \text{ produk} - \sum A \text{ reaktan}$$

$$\Delta A = [((3) (270,763)) + 132,145] - [278,686 - ((3) (40,152))]$$

$$\Delta A = 545,292 \text{ J/Mol.K}$$

$$\Delta B = \sum B \text{ produk} - \sum B \text{ reaktan}$$

$$\Delta B = [(3)(2,343) + 0,86007] - [2,5434 - (3)(0,310)]$$

$$\Delta B = 4,41609 \text{ J/Mol.K}$$

$$\Delta C = \sum C \text{ produk} - \sum C \text{ reaktan}$$

$$\Delta C = [(3)(-0,0054898)) + (-0,0019745)] - [(-0,0054355) + (3)(-0,0010291)]$$

$$\Delta C = -0,0099211 \text{ J/Mol.K}$$

$$\Delta D = \sum D \text{ produk} - \sum D \text{ reaktan}$$

$$\Delta D = [(3)(0,00000540)) + 0,0000018068] - [0,000004924 - (3)(0,00001459)]$$

$$\Delta D = -3,06896 \text{ J/Mol.K}$$

Untuk memenuhi ΔH_r° digunakan persamaan (2.2) :

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT = \Delta A(T - T_0) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_0^3) + \Delta D \left(\frac{T - T_0}{TT_0} \right)$$

$$\begin{aligned} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT &= 545,292(343,15 - 298,15) + \frac{(4,41609)}{2}(343,15^2 - 298,15^2) \\ &\quad + \frac{(-0,0099211)}{3}(343,15^3 - 298,15^3) + -3,06896 \left(\frac{343,15 - 298,15}{(343,15)(298,15)} \right) \end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT = 42281 \text{ J/Mol}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT = 42,281 \text{ Kj/Mol}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT = 351,526 \text{ Kj/Mol}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_o^\circ + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT \\ \Delta H_r &= (-1817,32) + (351,526) \\ \Delta H_r &= -1465,79304 \text{ KJ/Mol}\end{aligned}$$

Untuk memenuhi ΔG° digunakan persamaan (2.4):

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} = \left[\Delta A \left[\Delta B \cdot T_0 + \left(\Delta C \cdot T_0^2 + \frac{\Delta D}{T_0} \right) \right] \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right) \right] x \ln \tau \quad \dots(2.3)$$

$$\Delta G_r = \Delta H_o^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_o^\circ - \Delta G_o^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} \quad \dots(2.4)$$

$$\begin{aligned}\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} &= \left[545,292 \left[(4,41609)(298,15) + \left(-0,0099211 \cdot 298,15^2 + \right. \right. \right. \\ &\quad \left. \left. \left. \frac{(-3,06896)}{(1,150)(298,15^2)} \right) \right] \left(\frac{1,150-1}{\ln(1,150)} \right) \right] x \ln (1,150)\end{aligned}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 108362,634 \text{ J/Mol}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 108,362 \text{ KJ/Mol}$$

$$R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} = 900,926 \text{ KJ/Mol}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\Delta G_r &= \Delta H_o^\circ - \frac{T}{T_0} (\Delta H_o^\circ - \Delta G_o^\circ) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \cdot \frac{dT}{T} \\ \Delta G_r &= (-1817,32) - \frac{T}{T_0} ((-1817,32) - (-1880,532)) + (351,526) + \\ &\quad (900,926)\end{aligned}$$

$$\Delta G_r = -2439,472 \text{ KJ/Mol}$$

Berdasarkan hasil analisa diatas dapat disimpulkan bahwa energi pembentukannya dan energi bebas gibbs pada proses transesterifikasi sebesar -1465,793 kJ dan -2439,472 kJ

2.5 Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi pada suatu proses produksi bertujuan untuk mengetahui potensi ekonomi berdasarkan perhitungan kasar dari selisih pembelian bahan baku dan penjualan produk. Maka besarnya potensi ekonomi dari suatu proses adalah sebagai berikut:

$$\text{Potensi ekonomi} = (\text{total harga produk}) - (\text{total harga bahan baku})$$

Dengan harga bahan baku dan produk sebagai berikut:

Tabel 2.4 Data Harga Bahan Baku Dan Produk

Komponen	Harga (Rp/kg)
<i>Refined, Bleache, and Deodorized Palm Oil</i> (RBDPO)	10.473
CH ₃ OH	5.156
CH ₃ COOR	15.000
H ₃ PO ₄	35.000

(Per tanggal 13 Januari 2025, Kurs USD 1=Rp16.113,00)

Berikut adalah berat molekul tiap komponen:

Tabel 2.5 Berat Molekul Tiap Komponen

Komponen	Berat Molekul (Gram/Mol)
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	807,32
RCOOH	256,42
CH ₃ OH	32,04
CH ₃ COOR	284
C ₃ H ₈ O ₃	92

2.5.1 Proses Transesterifikasi

Reaksi:



Jika dari reaksi diatas diperoleh produk CH_3COOR sebanyak 1 kg (1000 gram) maka:

$$n \text{ } CH_3COOR = \frac{\text{massa } CH_3COOR}{BM \text{ } CH_3COOR} = \frac{10000 \text{ gr}}{284 \text{ gr/mol}} = 3,521 \text{ mol}$$

Sehingga jumlah reaktan yang bereaksi dapat dihitung dengan perbandingan koefisien stoikiometri

	$C_3H_5(COOR)_3(l) + 3 CH_3OH(l) \rightarrow 3 CH_3COOR(l) + C_3H_8O_3(l)$			
M :	1,304	3,521		
B :	1,173	3,521	3,521	1,173
S :	0,130	0	3,521	1,173

Dengan konversi 90%, maka jumlah reaktan mula-mula:

$$\text{Konversi} = \frac{\text{jumlah reaktan yang bereaksi}}{\text{umlah reaktan mula-mula}}$$

$$\text{Mol reaktan mula-mula} = \frac{\text{jumlah reaktan yang bereaksi}}{\text{konversi}}$$

$$n \text{ } C_3H_5(COOR)_3 \text{ mula-mula} = \frac{1,173}{0,9} = 1,304 \text{ mol}$$

Sedangkan metanol akan habis bereaksi, sehingga jumlah reaktan mula-mula sama dengan jumlah reaktan yang bereaksi:

$$n \text{ } CH_3OH \text{ mula-mula} = 3,521 \text{ mol}$$

Namun karena bahan baku asam lemak sisa konversi akan digunakan kembali sehingga asam lemak yang ditambahkan hanya yang terkonsumsi selama reaksi, sehingga

$$\begin{aligned}
 m \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \text{ bereaksi} &= n \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \times \text{BM C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 \\
 &= 1,173 \text{ mol} \times 807,32 \text{ gram/mol} \\
 &= 947,558 \text{ gram} = 0,947 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n \text{ CH}_3\text{OH} &= 3,521 \text{ mol} \\
 m \text{ CH}_3\text{OH mula-mula} &= n \text{ CH}_3\text{OH} \times \text{BM CH}_3\text{OH} \\
 &= 3,521 \text{ mol} \times 30,24 \text{ gram/mol} \\
 &= 112,81 \text{ gram} = 0,112 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka biaya bahan baku yang dibutuhkan untuk menghasilkan 1 kg biodiesel adalah:

$$\text{C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 = \text{Rp}10.473/\text{kg} \times 0,947 \text{ kg} = \text{Rp}9.924,20$$

$$\text{CH}_3\text{OH} = \text{Rp}5.156/\text{kg} \times 0,112 \text{ kg} = \text{Rp}581,70$$

Selisih harga produk – harga bahan baku:

$$= \text{Rp}15.000 - (\text{Rp}9.924,20 + \text{Rp}581,70)$$

$$= \text{Rp}4.494,10$$

Maka dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun didapatkan:

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp}4.494,10/\text{kg} \times 150.000.000 \text{ kg}$$

$$= \text{Rp}674.115.000.000/\text{tahun}$$

2.6 Uraian Proses

Pada proses pengolahan Biodiesel ini menggunakan proses transesterifikasi, dimana pada proses transesterifikasi menggunakan bahan baku RBDPO dan methanol serta menggunakan katalis natrium hidroksida (NaOH). Kinerja NaOH sebagai katalis lebih unggul dibandingkan yang lain karena dapat memisahkan methyl ester dan gliserol lebih mudah. Reaksi transesterifikasi berlangsung pada suhu dan tekanan yang optimum yaitu pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm.

Proses pembuatan biodiesel terbagi menjadi 3 tahap yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi (Reaksi Transesterifikasi)
3. Tahap pemurnian

2.6.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

RBDPO dipompakan ke dalam Reaktor Transesterifikasi (RE-201). NaOH padat (digunakan padat dikarenakan harga yang lebih murah dan lebih mudah dalam proses pengiriman bahan baku) dan metanol dicampurkan dahulu ke dalam Mixing Tank (MT-101) untuk membentuk senyawa metoksida sebelum dialirkan ke dalam reaktor transesterifikasi Reaktor CSTR (RE-201).

2.6.2 Tahap Reaksi

RBDPO dialirkan kedalam reaktor CSTR. Dimana konversi di reaktor transesterifikasi adalah 98%. Waktu dan suhu reaksi yang digunakan yaitu 10 menit dan 60°C. Proses Transesterifikasi ini melibatkan reaksi antara trigliserida dengan metanol membentuk metil ester. Adapun perbandingan rasio molar trigliserida dengan methanol adalah 1 : 6 . Metanol yang digunakan merupakan methanol yang biasa dijual dipasar-pasar bahan kimia. Semakin tinggi kemurnian dari bahan yang digunakan akan meningkatkan hasil yang dicapai dengan kualitas yang tinggi pula. Hasil reaksi menghasilkan digliserida, monogliserida, metil ester, dan gliserol.

2.6.3 Tahap Pemurnian

Hasil keluaran reaktor transesterifikasi kemudian dialirkan menuju Neutralizer (NE-201) yang bertujuan untuk menetralkan NaOH yang keluar dari reaktor CSTR dengan menggunakan H_3PO_4 yang menghasilkan garam pospat dan air. Selanjutnya hasil keluaran dari Neutralizer (NE-201) dialirkan menuju decanter (DC-301). Pada decanter terjadi pemisahan berdasarkan beda densitas dari bahan yang dimasukkan. Fungsi decanter ini adalah untuk memisahkan fase ringan yang berupa minyak seperti Trigliserida, monogliserida, metanol, dan methyl ester dengan fase berat yang berupa gliserol, garam, air dan sedikit

metanol. Hasil fase berat dari decanter dialirkan menuju Rotart Drum Vacuum Filter (RDVF-301) untuk memisahkan garam.. Hasil fase ringan decanter kemudian dialirkan menuju Washing Tank (WT-201) untuk melarutkan gliserol yang terkandung di dalam Methyl ester sehingga menghasilkan produk biodiesel yang baik untuk digunakan. Setelah itu aliran dimasukkan kembali ke dalam decanter (DC-302) untuk dipisahkan gliserol dan air. Fase ringan akan dialirkan ke dalam Menara Distilasi (MD-301) untuk misahkan biodiesel dan sisa minyak yang tidak beraksi. Distilat yang diinginkan yaitu biodiesel, metanol, dan air. Sedangkan bagian bottom berupa minyak sisa yang tidak bereaksi (Trigliserida, digliserida, dan monogliserida). Aliran bottom berupa minyak sisa reaksi akan dialirkan ke dalam tanki penyimpanan minyak (TP-107) (Sisa minyak nantinya akan diolah kembali sebagai bahan baku). Menara distilasi ini menggunakan condensor parsial (CD-301) yang nantinya akan menkondensasi sebagian uap biodiesel. Setelah itu fase uap (metanol dan air) dan fase liquid (biodiesel) dipisahkan dalam Knockout Drum (KOD-301).

Fase liquid (biodiesel) akan langsung dialirkan ke tangki penyimpanan (TP-106). Sedangkan fase uap (metanol dan air) akan dikondensasi dengan conensor (CD-301a) sebelum diumpan ke menara distilasi (MD-302). Nantinya distilat yang diinginkan yaitu metanol yang akan di reaksiakan kembali (*recycle*) sedangkan bottom nya berupa air. Untuk hasil pemisahan RDVF berupa padatan garam dan filtrat campuran dari gliserol, metanol, dan air. Filtrat tersebut akan diumpan ke menara distilasi (MD-303) untuk memurnikan gliserol untuk dijual. Sedangkan distilat berupa metanol dan air akan dipisahkan kembai dengan Menara distilasi (MD-304). Nantinya distilat berupa metanol akan direaksikan kembali (*recycle*) dengan RBDPO.

III. SPESIFIKASI BAHAN

3.1. Bahan Baku

1. *Refined, Bleached, and Deodorized Palm Oil (RBDPO)*

Fase	: Cair
Kenampakan	: Kuning
Nama	: Trigliserida
Rumus molekul	: $C_3H_5(COOR)_3$
Berat molekul	: 807,32 g/gmol
Titik leleh	: 33°C – 39°C
Densitas	: 0,885 g/mL (pada 50°C)
Kemurnian	: 99,5% (0,5% FFA)
Kelarutan	: Larut dalam alkohol dan tidak larut dalam air

2. Metanol

Rumus Molekul	: CH_3OH
Kemurnian	: 99% (1% H_2O)
Fase	: Cair
Berat Molekul	: 32,04 g/gmol
Titik Didih	: 64,7°C
Titik Lebur	: -97°C
Densitas	: 0,8062 g/mL (pada 20°C)
Viskositas	: 0,55 cP
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air

3.2. Katalis

Natrium Hidroksida

Fase	: Padat
Kenampakan	: Putih
Rumus molekul	: NaOH
Berat molekul	: 28,56 g/mol
Densitas	: 2,13 kg/L
Titik didih	: 1390°C (pada 760 mmHg)
Titik lebur	: 318°C
Kelarutan	: Larut dalam alkohol dan air
Kemurnian	: 60%

3.3. Bahan Penunjang

Asam Fosfat

Fase	: Cair
Kenampakan	: Putih
Rumus molekul	: H_3PO_4
Berat molekul	: 97,99 g/mol
Densitas	: 1,885 g/mL
Titik didih	: 158°C
Titik lebur	: 4.235°C
Kelarutan	: Larut dalam ethanol
Kemurnian	: 80%

3.4. Produk

Biodiesel (Metil Ester)

Rumus molekul	: CH_3COOR
Berat molekul	: 284 kg/kmol
Fase	: Cair
Kenampakan	: Kuning
Densitas	: 0,8881 kg/L (pada 20°C)
Titik didih	: 354,3°C (pada 1 atm)
Kelarutan	: Tidak larut dalam air
Kemurnian	: 99,54 %
Impuritis	: 0,46% $\text{C}_3\text{H}_3(\text{COOR})_3$

3.5. Produk Samping

Gliserol

Rumus molekul	: $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$
Berat molekul	: 92 kg/kgmol
Fase	: Cair
Kenampakan	: Kental
Densitas	: 1,26 kg/L
Titik didih	: 147,9°C
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air

X. KESIMPULAN DAN SARAN

10.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Biodiesel dari *Refined, Bleache, And Deodorized Palm Oil* (RBDPO) Kapasitas 150.000 Ton/Tahun dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut :

1. Ditinjau dari segi pengadaan bahan baku, transportasi, pemasaran, dan lingkungan, maka pabrik Biodiesel direncanakan berdiri di daerah Kotawaringin Barat, Provinsi Kalimantan Tengah.
2. Berdasarkan hasil analisis teknis dan ekonomi, maka pabrik Biodiesel ini layak untuk didirikan dengan hasil perhitungan analisis ekonomi sebagai berikut :
 - a. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu 26,47% dan setelah pajak yaitu 21,17 %.
 - b. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu 2,54 tahun dan 2,98 tahun setelah pajak.
 - c. *Break Even Point* (BEP) sebesar 31,98 %, dimana rentang BEP standar antara 31 – 60%. Nilai *Shut Down Point* (SDP) sebesar 27,09 %, yaitu dengan

batasan kapasitas produksi tersebut pabrik harus berhenti berproduksi karena jika beroperasi dibawah nilai SDP maka pabrik akan mengalami kerugian

- d. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 16,23 %, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini daripada ke bank.

10.2 Saran

Pabrik Biodiesel dari *Refined, Bleache, And Deodorized Palm Oil* (RBDPO) Kapasitas 150.000 Ton/Tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut, baik dari segi proses maupun dari segi ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Banchero, J. T., & Walter, L. B. 1955. *Introduction to Chemical Engineering*. New York: McGraw-Hill.
- BI. 2021. Kurs Mata Uang (online). Tersedia : bi.go.id. Diakses pada 2 November 2025.
- Brown, G. G. 1950. *Unit Operation 6th Edition*. New Jersey: Willey & Sons, Inc. Publisher.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. 1969. *Process Equipment Design 1st Edition*. New York: John Willey & Sons, Inc.
- Cabe, M. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering 4th Edition Vol. 2*. New York: McGraw-Hill.
- Coulson J.M., and Richardson J.F., 1999. *Chemical Engineering Volume 1 6th edition Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Couper, J.R., Hertz, D.W. & Smith, L.F., 2008. Process Economics. In Perry's Chemical Engineers' Handbook. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Fogler, H. S. 1999. *Element of Chemical Reaction Engineering 4th Edition*. New Jersey: Prentice Hall Professional Technical Reference.

Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.

Google Map. 2021. Area Kalimantan Tengah. Diakses pada 8 September 2025.

Hill, C.G.J., 1977. *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reator Design*, Canada: John Wiley & Sons, Inc.

Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. 1996. *Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering*. Ney Jersey: Prentice Hall International Series.

Holman, J. P. 2002. *Heat Transfer 9th Edition*. New York: McGraw-Hill.

Hoorn, J. A. A., Van Soolingen, J., Versteeg, G. F. 2005. *Modelling Toluene Oxidation Incorporation of Mass Transfer Phenomena*. Canadian Journal of Chemical Engineering *Research and Design*, Vol. 83(A2) Pp 187-195.

Hougen, O. A. 1960. *Chemical Process Principles*. New York: Jhon Wiley & Sons, Inc.

J Jansri, S., & Allen, M. L. (2011). Machine Translated by Google Teknologi Pengolahan Bahan Bakar Kinetika produksi metil ester dari campuran minyak sawit mentah dengan menggunakan katalis asam-basa Machine Translated by Google. 92, 1543–1548. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.017>

Jansri, S., & Prateepchaikul, G. (n.d.). The Verification of n Tank of Continuous Stirred Tank Reactor Estimation for Producing Methyl Ester from Mixed Crude Palm Oil by the Two-Stage Process.

Jansri, S., & Prateepchaikul, G. (2000). The Verification of n Tank of Continuous Stirred Tank Reactor Estimation for Producing Methyl Ester from Mixed Crude Palm Oil by the Two-Stage Process. 74–81.

- Jansri, S., & Prateepchaikul, G. (2011a). Enhancement of the Two-Stage Process for Producing Biodiesel from High Free Fatty Acid Mixed Crude Palm Oil. In Nat. Sci.) (Vol. 45).
- Jansri, S., & Prateepchaikul, G. (2011b). Enhancement of the Two-Stage Process for Producing Biodiesel from High Free Fatty Acid Mixed Crude Palm Oil. 1104, 1094–1104.
- Jansri, S., Ratanawilai, S. B., Allen, M. L., & Prateepchaikul, G. (2011a). Kinetics of methyl ester production from mixed crude palm oil by using acid-alkali catalyst. Fuel Processing Technology, 92(8), 1543–1548. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.017>
- Jansri, S., Ratanawilai, S. B., Allen, M. L., & Prateepchaikul, G. (2011b). Kinetics of methyl ester production from mixed crude palm oil by using acid-alkali catalyst. Fuel Processing Technology, 92(8), 1543–1548. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.017>
- Jansri, S., Ratanawilai, S. B., Allen, M. L., & Prateepchaikul, G. (2011c). Kinetics of methyl ester production from mixed crude palm oil by using acid-alkali catalyst. 92, 1543–1548. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2011.03.017>
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-Hill International Book Company.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- McKetta, J. J., & A, C. W. 1978. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design Vol. I*. New York: Marcel Decker Inc.

- Mullin, J. W. 2001. *Crystallization 4th Edition*. London: Reed Educational and Professional Publishing Ltd.
- Narváez, P. C., Rincón, S. M., & Sánchez, F. J. (2007). Kinetics of palm oil methanolysis. *JAOCs, Journal of the American Oil Chemists' Society*, 84(10), 971–977. <https://doi.org/10.1007/s11746-007-1120-y>
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineering' Handbook 7th*. New York: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics For Chemical Engineers 4th Edition*. Colorado: McGraw-Hill.
- Poling, B.E. et al., 2006. Physical and Chemical Data. In Perry's Chemical Engineers' Handbook's Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill.
- Powell, S., 1954. *Water Conditioning for Industry*. Mc-Graw Hill Book Company. New York.
- Rase, H. F., & R., H. J. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol. 1 : Principles and Techniques*. New York: Jhon Wiley & Sons, Inc.
- Speight, J.G., 2002. Chemical and Process Design Handbook I., McGraw-Hill.
- Sinnott, R. K. 2005. *Chemical Engineering Design 4th Edition Volume 6*. Swensea: Elsevier Butterworth-Heinemenn.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. 2001. *Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operations*. New York: McGraw-Hill Book Company.

Towler, G. P. ., & Sinnott, R. K. . (2022). *Chemical engineering design : principles, practice and economics of plant and process design*.

Butterworth-Heinemann is an imprint of Elsevier.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (n.d.-a). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Fourth Edition*.

Ulrich, G. D. 1984. *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: Jhon Willey & Sons, Inc.

Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Kansas: Buterworth-Heinemann.

Yaws, C. Y. 1996. *Handbook of Thermodynamic Diagrams Vol. 4*. Houston, Texas: Guf Publishing Company.