



PRA DESAIN PABRIK
“BIODIESEL B30 DARI *CRUDE PALM OIL*”

Oleh :

Muhamad Reza Habibi

NRP. 0221144000111

Muhammad Nuur Kharisma

NRP. 0221154000077

Dosen Pembimbing :

Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Tugas akhir pra desain pabrik dengan judul

“PRA DESAIN PABRIK BIODIESEL B30 DARI CRUDE PALM OIL”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh:

Muhamad Reza Habibi
Muhammad Nur Kharisma

NRP. 02211440000111
NRP. 02211540000077

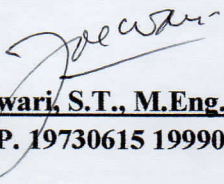
Telah diujikan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dosen penguji:

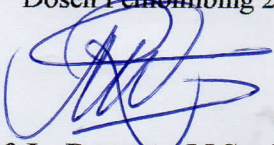
1. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc. (Penguji I)
2. Dr. Lailatul Qadariah, S.T., M.T (Penguji II)
3. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T (Penguji III)

Surabaya, 7 Agustus 2019

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2

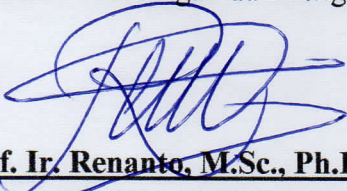

Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 19730615 199903 1 003


Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

.Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses




Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

RINGKASAN

Sepanjang 2017, bahan bakar yang telah dikonsumsi masyarakat Indonesia mencapai 77,5 juta kiloliter dan 16 juta kiloliter diantaranya adalah minyak diesel. Keberadaan minyak diesel sangat penting karena merupakan bahan bakar berbagai jenis kendaraan transportasi seperti bus, truk, kereta api, dan sebagainya. Sebagai usaha untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi serta untuk menyerap stok minyak kelapa sawit mentah yang berlimpah karena embargo yang diberlakukan oleh Uni Eropa, pemerintah Indonesia melalui Permen ESDM No 12 tahun 2018 telah menetapkan penggunaan biodiesel B30 pada tahun 2020 mendatang. Disisi lain, kapasitas pabrik biodiesel yang telah ada tidak sebanding dengan jumlah biodiesel yang dibutuhkan, oleh karena itu dibutuhkan pembangunan pabrik biodiesel guna memenuhi kebutuhan tersebut.

Proses pembuatan biodiesel ini dilakukan dengan menggunakan katalis asam (asam sulfat) untuk reaksi esterifikasi dan katalis basa (natrium hidroksida) untuk reaksi transesterifikasi dengan kondisi operasi pada suhu 60 derajat celsius dan tekanan 1 atmosfer yang mengacu kepada teknologi yang ditemukan oleh henkel pada tahun 1985 yang telah di patenkan pada Kantor Paten Eropa dengan nomor paten EP0184740B1. Proses produksi biodiesel ini berjalan kontinu selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun dengan kapasitas produksi mencapai 1.500.000 ton biodiesel B100 per tahun atau 5.000.000 ton biodiesel B30 per tahun serta produk samping gliserol dengan kemurnian 99% sebanyak 181.684,8 ton per tahun.

Dengan mempertimbangkan berbagai aspek terutama ketersediaan bahan baku dan ketersediaan pasar, pabrik ini direncanakan akan didirikan di kota Dumai, Provinsi Riau. Pabrik ini akan didirikan sebagai badan usaha dengan bentuk Perseroan Terbatas (P.T.) dengan jumlah karyawan mencapai 602 orang. Masa konstruksi pabrik ini direncanakan akan dimulai pada tahun 2020 dan selesai pada tahun 2022 sehingga pabrik dapat mulai berproduksi di tahun 2023. Dari perhitungan analisa ekonomi didapatkan nilai IRR sebesar 21.1% dengan suku bunga pinjaman pada bank sebesar 12% serta nilai POT sebesar 4.51 tahun dengan usia pabrik selama 15 tahun sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel B30 dari *crude palm oil* yang akan di dirikan di Kota Dumai, Provinsi Riau ini layak di dirikan dan menguntungkan.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah atas kasih dan sayang-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan **Pra Desain Pabrik Biodiesel B30 dari Crude Palm Oil** sebagai salah satu tugas akhir di Teknik Kimia ITS.

Penulisan laporan pra desain pabrik ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi kami. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini kami menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, M.Sc., Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses sekaligus sebagai pembimbing tugas akhir kami.
2. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS sekaligus sebagai pembimbing tugas akhir kami.
3. Seluruh dosen Teknik Kimia FTI – ITS atas ilmu, bimbingan serta pengalaman yang dibagikan selama masa perkuliahan.
4. Orang tua dan keluarga kami yang kasih sayangnya selalu utuh dan murni.
5. Teman – teman seperjuangan mahasiswa S1-S2-S3 di Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses yang telah menemani dan berbagi semangat bersama kami selama mengerjakan tugas akhir ini.
6. Teman - teman Teknik Kimia 2014 (K54) dan 2015 (K55) Teknik Kimia FTI-ITS yang selalu memberi semangat dan dukungan kepada kami.
7. Serta semua pihak yang telah memberikan dukungan secara langsung maupun tidak langsung terhadap pengerjaan tugas akhir ini.

Kami menyadari bahwa laporan ini memiliki banyak kekurangan, oleh karena itu kami mengharapkan kritik dan saran dari anda guna perbaikan di masa depan.

Akhir kata kami selaku kami memohon maaf kepada semua pihak, apabila dalam penyusunan laporan ini terdapat kesalahan dan ketidaksefahaman. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi kami dan bagi pembaca pada umumnya.

Surabaya, 9 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iii
RINGKASAN	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	
I.1 Konsumsi BBM di Indonesia	I-1
I.2 Penggunaan Biodiesel di Indonesia	I-1
I.3 Keuntungan Menggunakan Biodiesel	I-4
I.4 Potensi Produksi Biodiesel dari Crude Palm Oil	I-7
BAB II BASIS DESAIN DATA	
II.1 Kapasitas	II-1
II.1.1 Produksi - Konsumsi Biodiesel dan Solar di Indonesia	II-1
II.1.2 Ekspor – Impor Biodiesel dan Solar di Indonesia	II-2
II.1.3 Kapasitas Desain pabrik Biodiesel B30	II-3
II.2 Pemilihan Lokasi	II-5
II.3 Bahan Baku	II-12
II.3.1 Minyak Kelapa Sawit (<i>Crude Palm Oil</i>)	II-12
II.3.2 Metanol (CH ₃ OH)	II-15
II.3.3 Natrium Hidroksida (NaOH)	II-16
II.3.4 Asam Fosfat (H ₃ PO ₄)	II-17
II.3.5 Asam Sulfat (H ₂ SO ₄).....	II-18
II.3.6 Butylated Hydroxyanisole	II-19
II.3.7 Automotive Diesel Oil (ADO)	II-20
II.4 Produk	II-14
II.4.1 Biodiesel.....	II-22
II.4.2 Gliserol	II-25
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1

BAB V	SPESIFIKASI PERALATAN.....	V-1
BAB VI	ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.2	Utilitas.....	VI-15
VI.3	Analisa Ekonomi.....	VI-18
BAB VII	KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA		
APPENDIKS A	PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B	PERHITUNGAN NERACA ENERGI	
APPENDIKS C	PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
APPENDIKS D	PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	
LAMPIRAN		

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Proyeksi Kebutuhan Solar dan Biodiesel di Indonesia	II-1
Gambar II.2	Data Ekspor Biodiesel Beberapa Negara Dunia	II-2
Gambar II.3	Nilai Ekspor Biodiesel Indonesia.....	II-3
Gambar II.4	Lokasi Pembangunan Pabrik Biodiesel B30	II-9
Gambar II.5	Struktur Bangun Metanol	II-15
Gambar II.6	Struktur Bangun NaOH	II-16
Gambar II.7	Struktur Bangun H ₃ PO ₄	II-17
Gambar II.8	Struktur Bangun H ₂ SO ₄	II-18
Gambar II.9	Struktur Bangun BHA.....	II-19
Gambar II.10	Struktur Bangun Gliserol	II-25
Gambar III.1	Reaksi Transesterifikasi.....	III-2
Gambar III.2	Mekanisme Transesterifikasi Menggunakan Katalis Basa	III-6
Gambar III.3	Mekanisme Transesterifikasi Menggunakan Katalis Asam	III-7
Gambar III.4	Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan Metode Henkel	III-15
Gambar III.5	Rangkaian Alat pada Metode Henkel	III-15
Gambar III.6	Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan Metode Lurgi	III-16
Gambar III.7	Rangkaian Alat pada Metode Connemanns.....	III-18
Gambar IV.1	Aliran Massa pada Degumming Tank (M-110)	IV-2
Gambar IV.2	Aliran Massa pada Centrifuge (H-114)	IV-2
Gambar IV.3	Aliran Massa pada Esterification Reactor (R-120).....	IV-3
Gambar IV.4	Aliran Massa pada Distillation Colomn (D-130)`	IV-5
Gambar IV.5	Aliran Massa pada Mixing Tank (M-214).....	IV-6
Gambar IV.6	Aliran Massa pada Transesterification Reactor (R-210)	IV-6
Gambar IV.7	Aliran Massa pada Distillation Column (D-310)	IV-8
Gambar IV.8	Aliran Massa pada Washing Tank (M-420)	IV-9
Gambar IV.9	Aliran Massa pada Decanter (H-422).....	IV-10
Gambar IV.10	Aliran Massa pada Distillation Colomn (D-410)	IV-11
Gambar IV.11	Aliran Massa pada Mixing Tank (M-610).....	IV-12
Gambar IV.12	Aliran Masas pada Neutralization Reactor (R-520)	IV-13
Gamvar IV.13	Aliran Massa pada Decanter (H-522).....	IV-14

Gambar IV.14 Aliran Massa pada Distillation Column (D-510)	IV-15
Gambar IV.15 Aliran Massa pada Distillation Colomn (D-710) `	IV-15
Gambar IV.16 Aliran Panas pada Degumming Tank (M-110)	IV-17
Gambar IV.17 Aliran Panas pada Esterification Reactor (R-120)	IV-18
Gambar IV.18 Aliran Panas pada Distillation Colomn (D-130)	IV-19
Gambar IV.19 Aliran Panas pada Transesterification Reactor (R-210)	IV-20
Gambar IV.20 Aliran Panas pada Distillation Colomn (D-310)	IV-21
Gambar IV.21 Aliran Panas pada Cooler (E-422).....	IV-22
Gambar IV.22 Aliran Panas pada Washing Tank (M-420)	IV-23
Gambar IV.23 Aliran Panas pada Neutralization Reactor (R-520).....	IV-24
Gambar IV.24 Aliran Panas pada Distillation Colomn (D-410)	IV-25
Gambar IV.25 Aliran Panas pada Mixing Tank (M-610)	IV-26
Gambar IV.26 Aliran Panas pada Cooler (E-614).....	IV-27
Gambar IV.27 Aliran Panas pada Distillation Colomn (D-510)	IV-28
Gambar IV.28 Aliran Panas pada Cooler (E-515).....	IV-29
Gambar IV.29 Aliran Panas pada Distillation Colomn (D-710)	IV-30
Gambar VI.1 Struktur Organisasi	VI-3
Gambar VI.2 Grafik BEP (Break Event Point)	VI-15

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Negara Konsumen Minyak Bumi Terbesar pada Tahun 2017	I-1
Tabel I.2	Penetapan Kewajiban Minimal Pemanfaatan Biodiesel B100 Sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak	I-2
Tabel I.3	Pentahapan Kewajiban Minimal Pemanfaatan Biodiesel B100 Sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak	I-3
Tabel I.4	Parameter SNI 7182:2015	I-5
Tabel I.5	Parameter EN14214 (2002)	I-6
Tabel II.1	Nilai Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Solar di Indonesia Tahun 2024	II-4
Tabel II.2	Nilai Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Biodiesel B100 di Indonesia Tahun 2024	II-4
Tabel II.3	Hasil perhitungan <i>analytical hierarchy process</i>	II-8
Tabel II.4	Mutu CPO Bahan Baku Pembuatan Biodiesel	II-13
Tabel II.5	Sifat Fisik Crude Palm Oil	II-13
Tabel II.6	Komposisi Asam Lemak pada CPO	II-14
Tabel II.7	Sifat Fisik Trigliserida	II-14
Tabel II.8	Komposisi Trigliserida dalam CPO	II-15
Tabel II.9	Sifat Fisik Metanol	II-16
Tabel II.10	Sifat Fisik NaOH	II-17
Tabel II.11	Sifat Fisik H ₃ PO ₄	II-18
Tabel II.12	Sifat Fisik H ₂ SO ₄	II-19
Tabel II.13	Sifat Fisik BHA	II-20
Tabel II.14	Parameter Standard ADO EURO III	II-21
Tabel II.15	Parameter SNI 7182:2015	II-23
Tabel II.16	Parameter EN 14214 (2002)	II-24
Tabel II.17	Sifat Fisik Gliserol	II-25
Tabel III.1	Perbandingan Penggunaan Metanol dan Etanol pada Reaksi Transesterifikasi	III-4
Tabel III.2	Perbedaan Jenis Katalis	III-8
Tabel III.3	Kerugian dan Keuntungan Berdasarkan Jenis Katalis	III-9

Tabel III.7 Hasil Penilaian Katalis menggunakan AHP	III-12
Tabel III.8 Perbandingan Antar Lisensor Teknologi	III-19
Tabel III.9 Hasil Penilaian Lisensor Teknologi Menggunakan AHP	III-21
Tabel IV.1 Neraca Massa pada Degumming Tank (M-110)	IV-2
Tabel IV.2 Neraca Neraca Massa pada Centrifuge (H-114)	IV-3
Tabel IV.3 Neraca Massa pada Esterification Reactor (R120)	IV-4
Tabel IV.4 Neraca Massa pada Distillation Colomn (D-130)	IV-5
Tabel IV.5 Neraca Massa pada Mixing Tank (M-214)	IV-6
Tabel IV.6 Neraca Massa pada Transesterification Reactor (R-210).....	IV-7
Tabel IV.7 Neraca Massa pada Distillation Column (D-310)	IV-8
Tabel IV.8 Neraca Massa pada Washing Tank (M-420)	IV-9
Tabel IV.9 Neraca Massa pada Decanter (H-421)	IV-10
Tabel IV.10 Neraca Massa pada Distiilation Colomn (D-410).....	IV-11
Tabel IV.11 Neraca Massa pada Mixing Tank (M-610)	IV-12
Tabel IV.12 Neraca Massa pada Neutralization Reactor (R-520).....	IV-14
Tabel IV.13 Neraca Massa pada Decanter (H-522)	IV-14
Tabel IV.14 Neraca Massa pada Distillation Column (D-510)	IV-15
Tabel IV.15 Neraca Massa pada Distillation Colomn (D-710).....	IV-16
Tabel IV.16 Neraca Massa pada Arus R1	IV.16
Tabel IV.17 Neraca Massa pada Arus R2	IV-16
Tabel IV.18 Neraca Massa pada Arus R3	IV-16
Tabel IV.19 Neraca Energi pada Degumming Tank (M-110)	IV-17
Tabel IV.20 Neraca Energi pada Esterification Reactor (R-120).....	IV-18
Tabel IV.21 Neraca Energi pada Distillation Colomn (D-130).....	IV-19
Tabel IV.22Neraca Energi pada Transesterification Reactor (R-210)	IV-20
Tabel IV.23 Neraca Energi pada Distillation Column (D-310)	IV-21
Tabel IV.24 Neraca Energi pada Cooler (E-422)	IV-22
Tabel IV.25 Neraca Energi pada Washing Tank (M-420)	IV-23
Tabel IV.26 Neraca Energi pada Neutralization Reactor (R-520)	IV-24
Tabel IV.27 Neraca Energi pada Distillation Colomn (D-410).....	IV-25
Tabel IV.28 Neraca Energi pada Mixing Tank (M-610).....	IV-26
Tabel IV.29 Neraca Energi pada Cooler (E-614)	IV-27

Tabel IV.30 Neraca Energi pada Distillation Column (D-510)	IV-28
Tabel IV.31 Neraca Energi pada Cooler (E-515)	IV-29
Tabel IV.32 Neraca Energi pada Distillation Colomn (D-710).....	IV-30
Tabel V.1 Spesifikasi Alat CPO Tank (F-111).....	V-1
Tabel V.2 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-112)	V-1
Tabel V.3 Spesifikasi Alat H3PO4 85% Tank (F-113)	V-1
Tabel V.4 Spesifikasi Alat Methanol Tank (F-211)	V-2
Tabel V.5 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-212).....	V-2
Tabel V.6 Spesifikasi Alat NaOH Hooper Screw Conveyor (J-213)	V-3
Tabel V.7 Spesifikasi Alat Degumming Tank (F-110)	V-3
Tabel V.8 Spesifikasi Alat Centrifuge (H-114).....	V-4
Tabel V.9 Spesifikasi Alat CPO Tank (F-115).....	V-4
Tabel V.10 Spesifikasi Alat Mixing Tank (M-214)	V-4
Tabel V.11 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-215).....	V-5
Tabel V.12 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-216).....	V-5
Tabel V.13 Spesifikasi Alat CPO Heater (E-217).....	V-5
Tabel V.14 Spesifikasi Alat Transesterification Reactor (R-210).....	V-6
Tabel V.15 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-310)	V-7
Tabel V.16 Spesifikasi Alat Condenser (E-311)	V-7
Tabel V.17 Spesifikasi Alat Accumulator (F-312).....	V-8
Tabel V.18 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-314).....	V-8
Tabel V.19 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-521).....	V-8
Tabel V.20 Spesifikasi Alat Cooler (E-317).....	V-9
Tabel V.21 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-315).....	V-9
Tabel V.22 Spesifikasi Alat Vacuum Pump (L-316).....	V-10
Tabel V.23 Spesifikasi Alat Washing Tank (M-420).....	V-10
Tabel V.24 Spesifikasi Alat Decanter (H-421).....	V-11
Tabel V.25 Spesifikasi Alat Heater (E-411).....	V-11
Tabel V.26 Spesifikasi Alat Flash Tank (F-410).....	V-12
Tabel V.27 Spesifikasi Alat Condenser (E-412)	V-12
Tabel V.28 Spesifikasi Alat Cooler (E-413).....	V-13
Tabel V.29 Spesifikasi Alat FAME Tank (F-416)	V-13

Tabel V.30 Spesifikasi Alat Neutralization Reactor (R-520).....	V-14
Tabel V.31 Spesifikasi Alat Decanter (H-511).....	V-14
Tabel V.32 Spesifikasi Alat Distillation Reactor (D-510).....	V-15
Tabel V.33 Spesifikasi Alat Vacuum Pump (L-513).....	V-15
Tabel V.34 Spesifikasi Alat Reboiler (E-514).....	V-16
Tabel V.35 Spesifikasi Alat Cooler (E-515).....	V-16
Tabel V.36 Spesifikasi Alat Glycerol Tank (F-516)	V-17
Tabel VI.1 Jumlah Karyawan Biodiesel Plant	VI-9
Tabel VI.2 Jadwal Shift Dengan Sistem 2-2-2	VI-10
Tabel VI.3 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik Biodiesel	VI-16

BAB I

LATAR BELAKANG

I.1 Konsumsi BBM Indonesia

Sebagai negara dengan populasi terbesar ke-4 di dunia, jumlah energi yang dikonsumsi oleh masyarakat Indonesia tentu sangat besar. Menurut data yang dikeluarkan oleh *British Petroleum* sebagaimana tercantum pada Tabel I.1 Indonesia menempati urutan ke-14 di dunia dalam jumlah konsumsi minyak bumi, yaitu 1.652.000 barel per hari sepanjang tahun 2017.

Tabel I.1 Konsumsi Minyak Bumi Terbesar pada Tahun 2017

Urutan	Negara	Konsumsi (bph)
1	Amerika Serikat	19.880.000
2	Rusia	n/a
3	China	12.799.000
4	India	4.690.000
5	Jepang	3.988.000
14	Indonesia	1.652.000

(BP Statistical Review of World Energy, 2017)

BPH migas menyatakan bahwa konsumsi total minyak bumi yang telah dikonsumsi masyarakat Indonesia sepanjang tahun 2017 mencapai 77.485.357,8 kiloliter dan 16 juta kiloliter diantaranya adalah minyak solar. Solar memiliki peranan yang penting karena banyak digunakan sebagai bahan bakar pada kendaraan

transportasi seperti bus, truk, kereta api, dan kapal laut, selain itu solar banyak juga digunakan oleh dunia industri sebagai bahan bakar.

I.2 Penggunaan Biodiesel di Indonesia

Sebuah lembaga konsultan energi asal Norwegia, *Rystad Energy* pada awal tahun 2016 yang lalu menyatakan bahwa dengan kecepatan produksi saat ini akan menyebabkan cadangan minyak dunia akan habis pada 70 tahun. Disisi lain jumlah kendaraan bermotor diperkirakan akan berlipat ganda dalam 30 tahun kedepan, dengan begitu bisa dipastikan bahwa kedepannya cadangan minyak dunia tidak akan cukup untuk memenuhi kebutuhan transportasi dan industri di seluruh dunia (*Rystad Energy, 2016*).

Banyak negara-negara di dunia berlomba untuk mengembangkan energi alternatif baru dan terbarukan dengan tujuan meningkatkan pengamanan pasokan energi, memperbaiki tingkat pencemaran emisi karbon dunia, serta meningkatkan daya saing negara. Hingga tahun 2011, diketahui 119 negara telah menetapkan target penggunaan energi terbarukan dengan berbagai variasi kebijakan baik pada level negara, provinsi, maupun level lokal. Jumlah tersebut meningkat dari tahun 2005 dimana tercatat hanya 55 negara yang melaksanakan kebijakan tersebut (*Renewable Energy Polici Network, 2011*).

Untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi serta mempersiapkan bahan bakar alternatif pengganti bahan bakar minyak bumi, Presiden Republik Indonesia mengeluarkan kebijakan berupa Instruksi Presiden Nomor 1 Tahun 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati (*biofuel*) Sebagai Bahan Bakar Lain yang kemudian ditindaklanjuti oleh Kementerian ESDM melalui Peraturan Menteri ESDM No 32 Tahun 2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (*biofuel*) Sebagai Bahan Bakar Lain dimana didalamnya terdapat kewajiban penggunaan bahan bakar nabati secara bertahap dengan ketentuan minimal sebagaimana terdapat pada Tabel I.2.

Tabel I.2 Pentahapan Kewajiban Minimal Pemanfaatan Biodiesel B100 Sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak

Jenis Sektor	2008	2009	2010	2015	2020	2025	Keterangan
Rumah Tangga	-	-	-	-	-	-	Saat ini tidak ditentukan
Transportasi PSO	1%	1%	2.5%	5%	10%	20%	Terhadap kebutuhan total
Transportasi non PSO	-	1%	3%	7%	10%	20%	
Industri dan Komersial	2.5%	2.5%	5%	10%	15%	20%	Terhadap kebutuhan total

Pembangkit Listrik	0.1%	0.25%	1%	10%	15%	20%	Terhadap kebutuhan total
--------------------	------	-------	----	-----	-----	-----	--------------------------

(Peraturan Menteri ESDM Nomor 32 Tahun 2008)

Dalam perjalanannya, Peraturan Menteri ESDM Nomor 32 Tahun 2008 ini telah mengalami perubahan hingga tiga kali, terakhir Kementerian ESDM mengeluarkan Peraturan Menteri ESDM Nomor 12 Tahun 15 tentang Perubahan Ketiga atas Peraturan Menteri ESDM Nomor 32 Tahun 2008 tentang Penyediaan, Pemanfaatan, dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (*biofuel*) Sebagai Bahan Bakar Lain dimana terjadi peningkatan persentase terhadap kewajiban penggunaan bahan bakar nabati secara bertahap dengan ketentuan minimal sebagaimana terdapat pada Tabel I.3.

Tabel I.3 Pentahapan Kewajiban Minimal Pemanfaatan Biodiesel B100 Sebagai Campuran Bahan Bakar Minyak

Jenis Sektor	April 2015	Januari 2016	Januari 2020	Januari 2025	Keterangan
Rumah Tangga	-	-	-	-	Saat ini tidak ditentukan
Transportasi PSO	1%	1%	10%	20%	Terhadap kebutuhan total
Transportasi non PSO	-	1%	10%	20%	
Industri dan Komersial	2.5%	2.5%	15%	20%	Terhadap kebutuhan

					total
Pembangkit Listrik	0.1%	0.25%	15%	20%	Terhadap kebutuhan total

(Peraturan Menteri ESDM Nomor 12 Tahun 2015)

Meskipun penggunaan bahan bakar campuran antara minyak solar dan biodiesel ini telah dimandatkan melalui Instruksi Presiden dan Peraturan Menteri ESDM, namun dilapangan pelaksanaan aturan tersebut terkesan tidak sungguh-sungguh (Tomo, 2015). Seiring dengan defisitnya neraca perdagangan Indonesia yang diakibatkan oleh meningkatnya kebutuhan akan impor minyak bumi dan bahan bakar minyak sehingga menyebabkan cadangan devisa negara menipis (Fauzia, 2018), serta untuk mendongkrak harga komoditas minyak kelapa sawit yang lesu maka pemerintah mengeluarkan kebijakan berupa Peraturan Presiden Nomor 66 tahun 2018 dan Peraturan Menteri ESDM Nomor 41 Tahun 2018 tanggal 24 Agustus 2018 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati Jenis Biodiesel Dalam Kerangka Pembiayaan oleh Badan Pengelola Dana Perkebunan Kelapa Sawit yang mewajibkan implementasi penggunaan biodiesel B20 sebagaimana dimandatkan oleh Peraturan Menteri ESDM Nomor 12 Tahun 2018 terhitung mulai tanggal 1 September 2018 serta penggunaan B30 dimulai pada tahun 2020.

I.3 Keuntungan Menggunakan Biodiesel

Berdasarkan Peraturan Menteri ESDM Nomor 32 Tahun 2008, pengertian dari biodiesel adalah *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) atau *Mono Alkyl Ester* yang dihasilkan dari bahan baku hayati dan biomassa lainnya yang diproses secara esterifikasi. Bahan baku yang digunakan untuk membuat biodiesel bermacam-macam, saat ini bahan baku yang umum digunakan untuk membuat biodiesel adalah minyak nabati yang berasal dari kelapa sawit, biji bunga matahari, biji jarak, kanola, dan lain sebagainya.

Untuk dapat digunakan sebagai bahan bakar, biodiesel harus memenuhi standard-standard tertentu sehingga aman untuk digunakan. Ada banyak standard yang dapat digunakan untuk menguji kelayakan biodiesel sebagai bahan bakar seperti standard EN 14214 yang digunakan oleh negara-negara Uni Eropa, standard ASTM D6751-12 yang digunakan oleh, Amerika Serikat, SNI 7182:2015 yang digunakan oleh Indonesia, serta standard-standard lain yang ada di masing-masing negara. Penggunaan standard tersebut berkaitan dengan alasan keselamatan serta regulasi mengenai emisi yang terdapat pada masing masing negara (Tomo, 2015). Parameter yang terdapat pada SNI 7182:2015 dan EN 14214 dapat dilihat pada tabel I.4 dan I.5 dibawah ini.

Tabel I.4 Parameter SNI 7182:2015

No	Parameter uji	Satuan, min/maks	Persyaratan
1	Massa jenis pada 40 °C	kg/m ³	850 – 890
2	Viskositas kinematik pada 40 °C	mm ² /s (cSt)	2,3 – 6,0
3	Angka setana	min	51
4	Titik nyala (mangkok tertutup)	°C, min	100
5	Titik kabut	°C, maks	18
6	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 °C)		nomor 1
7	Residu karbon - dalam percontoh asli; atau - dalam 10% ampas distilasi	%-massa, maks	0,05 0,3
8	Air dan sedimen	%-volume, maks	0,05
9	Temperatur distilasi 90%	°C, maks	360
10	Abu tersulfatkan	%-massa, maks	0,02

11	Belerang	mg/kg, maks	50
12	Fosfor	mg/kg, maks	4
13	Angka asam	mg-KOH/g, maks	0,5
14	Gliserol bebas	%-massa, maks	0,02
15	Gliserol total	%-massa, maks	0,24

(Badan Standardisasi Nasional, 2015)

Tabel I.5 Parameter EN 14214 (2002)

Property	Unit	Limits		Test method
		Minimum	Maximum	
Ester content	% (m/m)	96.5		EN 14103
Density at 15° C.	kg/m ³	860	900	EN ISO 3675
Viscosity at 40° C.	mm ² /s	3.50	5.00	EN ISO 12185
Flash Point	° C.	120	—	EN ISO 3104
Sulfur content	mg/kg	—	10.0	prEN ISO 3679
Carbon residue (on 10% distillation residue)	% (m/m)	—	0.30	prEN ISO 20846
Cetane number		51.0		prEN ISO 20884
Sulfated ash content	% (m/m)	—	0.02	EN ISO 10370
Water content	mg/kg	—	500	ISO 3987
Total contamination	mg/kg	—	24	EN ISO 12937
Copper strip corrosion (3 h at 50° C.)	rating		class 1	EN 12662
Oxidation stability, 110° C.	hours	6.0	—	EN ISO 2160
Acid value	mg KOH/g		0.50	EN 14112
Iodine value	gr iodine/100 gr		120	EN 14104
Linolenic acid methyl ester	% (m/m)		12.0	EN 14111
Polyunsaturated (>=4 double bonds) methyl esters	% (m/m)		1	EN 14103
Methanol content	% (m/m)		0.20	EN 14105
Monoglyceride content	% (m/m)		0.80	EN 14110
Diglyceride content	% (m/m)		0.20	EN 14105
Triglyceride content	% (m/m)		0.20	EN 14105
Free glycerol	% (m/m)		0.02	EN 14105
Total glycerol	% (m/m)		0.25	EN 14106
Group I metals (Na + K)	mg/kg		5.0	EN 14105
Group II metals (Ca + Mg)	mg/kg		5.0	EN 14108
Phosphorus content	mg/kg		10.0	EN 14109
				prEN 14538
				EN 14107

Source: European Standard EN 14214: Automotive fuels-Fatty acid methyl esters (FAME) for diesel engines-Requirements and test methods (approved on 14 Feb. 2003)

Penggunaan biodiesel baik sebagai bahan campuran minyak diesel lain (B5-B50) maupun sebagai bahan bakar utama (B100) memiliki berbagai macam keunggulan jika dibandingkan dengan penggunaan minyak diesel biasa, diantaranya adalah :

1. Biodiesel memiliki sifat mudah terurai (*biodegradable*)

2. Mudah bercampur dengan minyak diesel konvensional
3. Dapat digunakan di sebagian besar jenis kendaraan yang ada saat ini
4. Emisi karbon dan nitrogen yang dikeluarkan lebih kecil dibandingkan minyak diesel konvensional,
5. Memiliki sifat pelumas yang baik sehingga dapat memperpanjang usia penggunaan mesin,
6. Memiliki nilai *delay* pengapian yang lebih kecil dibandingkan diesel konvensional,
7. Memiliki *flash point* yang tinggi sehingga lebih aman dalam penyimpanan,
8. Tidak memiliki kandungan sulfur yang dapat berkontribusi terhadap pembentukan hujan asam

(Tomo, 2015)

I.4 Potensi Produksi Biodiesel dari *Crude Palm Oil*

Penggunaan minyak kelapa sawit (*crude palm oil*) sebagai bahan baku pembuatan biodiesel di Indonesia memiliki potensi yang besar, hal ini disebabkan karena Indonesia merupakan negara penghasil kelapa sawit terbesar di dunia (Kemenperin RI, 2018). Luas total area perkebunan kelapa sawit yang ada di Indonesia pada tahun 2017 tercatat sebesar 12,30 juta

hektar dengan total produksi mencapai 34,47 juta ton minyak kelapa sawit. Meskipun merupakan tanaman pangan, kondisi produksi minyak kelapa sawit telah mencapai surplus untuk memenuhi kebutuhan pangan, sehingga tidak terjadi kompetisi bahan baku dengan kebutuhan pangan (Bappenas, 2015). Saat ini sebagian besar minyak kelapa sawit tersebut hanya diekspor sebagai CPO tanpa diolah menjadi produk lain yang memiliki nilai ekonomis yang lebih tinggi. Total minyak kelapa sawit yang diekspor keluar negeri pada tahun 2017 mencapai 29,07 juta ton dari 34,47 juta ton yang diproduksi, artinya 84,33 % produksi minyak kelapa sawit Indonesia diekspor keluar negeri (Badan Pusat Statistik, 2017). Selain itu adanya embargo Uni Eropa terhadap CPO dari Indonesia menjadikan stok CPO melimpah dan tidak terserap karena Uni Eropa sebelumnya merupakan salah satu pasar terbesar dari CPO Indonesia, oleh karena itu pengolahan lebih lanjut minyak kelapa sawit menjadi biodiesel dapat meningkatkan nilai ekonomis dari kelapa sawit, sehingga dengan diolahnya minyak kelapa sawit menjadi biodiesel diharapkan dapat meningkatkan perekonomian Indonesia secara umum.

Selain minyak kelapa sawit, untuk keperluan produksi biodiesel, Indonesia memiliki beberapa sumber sumber minyak

nabati lain yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel seperti minyak jarak, nyamplung, kemiri dan kelapa. Minyak jarak memiliki potensi yang bagus sebagai bahan baku produksi biodiesel karena memiliki potensi produksi biodiesel yang cukup besar yakni 1.892 liter per hektar dan terdapat 14 juta hektar lahan diseluruh Indonesia yang dipetakan dapat digunakan sebagai lahan perkebunan tanaman jarak (Bappenas, 2015). Sayangnya, kapasitas produksi biji jarak Indonesia saat ini hanya mencapai 510 ribu ton atau setara 178,5 ribu ton minyak jarak per tahun. Disisi lain meskipun minyak nyamplung memiliki potensi yang besar karena dapat tumbuh di sepanjang pantai di Indonesia, dengan produktifitas mencapai 20 ton minyak/hektar/tahun, kapasitas minyak yang dapat di produksi baru sebesar 39,5 ribu ton per tahun, hal ini dikarenakan selama ini tanaman nyamplung adalah tanaman alami yang tumbuh liar dan belum dibudidayakan sebagai tanaman perkebunan (pardede, 2012).

Kapasitas produksi minyak jarak dan minyak nyamplung tersebut tidak cukup besar jika dibandingkan dengan kebutuhan biodiesel yang mencapai 14 juta ton pada tahun 2020 (*Indonesia Palm Oil Assosiation, 2017*). Oleh karena itu apabila ditinjau berdasarkan kapasitas produksinya, minyak kelapa sawit adalah satu-satunya minyak nabati yang paling sesuai untuk digunakan

sebagai bahan baku pembuatan biodiesel di Indonesia. Hal ini sejalan dengan penelitian yang dilakukan oleh Bappenas pada tahun 2015 dimana dinyatakan berdasarkan 7 kriteria yang digunakan yakni kompetisi dengan kebutuhan pangan, kapasitas produksi, besaran konversi, kesiapan pengembangan, kebijakan pemerintah, ketersediaan lahan, dan potensi energi yang dihasilkan, terhadap lima jenis minyak nabati yang terdiri dari kelapa sawit, kelapa, jarak, nyamplung, dan kemiri, disimpulkan bahwa tanaman kelapa sawit / minyak kelapa sawit adalah yang paling siap dan *feasible* untuk digunakan sebagai bahan baku produksi biodiesel di Indonesia.

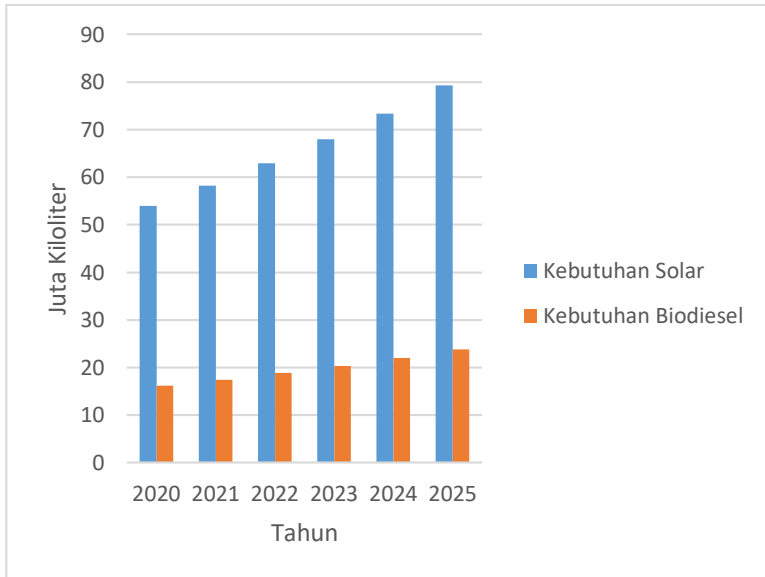
BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

II.1.1 Produksi-Konsumsi Biodiesel B100 dan Solar di Indonesia

Permintaan biodiesel di seluruh dunia akan meningkat seiring dengan mulai diberlakukannya regulasi yang mewajibkan penggunaan campuran solar dengan biodiesel oleh berbagai negara di dunia (US FAO, 2017). Di Indonesia sendiri, pada tahun 2018 yang lalu dikeluarkan regulasi yang mengatur percepatan penerapan biodiesel dimana pada tahun 2018 telah diberlakukan penerapan biodiesel B20 dan pada tahun 2020 akan diberlakukan penerapan biodiesel B30 (Kementrian ESDM RI, 2018). *Indonesia Palm Oil Association* pada 2017 mengeluarkan data terkait proyeksi kebutuhan solar dan biodiesel hingga tahun 2025 sebagaimana tercantum pada gambar II.1 berikut



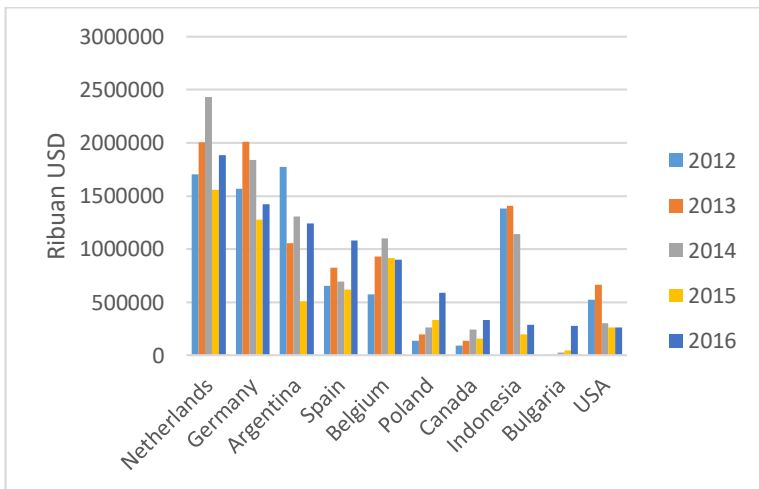
Gambar II.1 Proyeksi Kebutuhan Solar dan Biodiesel Indonesia

Dari tabel II.1 diketahui bahwa pada tahun 2024 diprediksi kebutuhan minyak solar Indonesia akan mencapai 51,38 juta Kiloliter dan kebutuhan biodiesel yang akan digunakan untuk dicampur dengan solar mencapai 22,02 juta Kiloliter. Dengan berasumsi bahwa tidak ada penundaan terhadap pelaksanaan regulasi pemberlakuan B30 pada tahun 2020 nanti. *United States Food and Agricultural Organization* pada tahun 2015 mempublikasikan hasil penelitiannya dimana pada tahun 2024 Indonesia diprediksi baru mampu memproduksi 6,78 juta

kiloliter biodiesel, sedangkan produksi solar PT. Pertamina dari enam kilang yang beroperasi (dengan mengabaikan proyek pengembangan kilang yang sedang direncanakan pemerintah) saat ini baru mencapai 18,34 juta kilo liter.

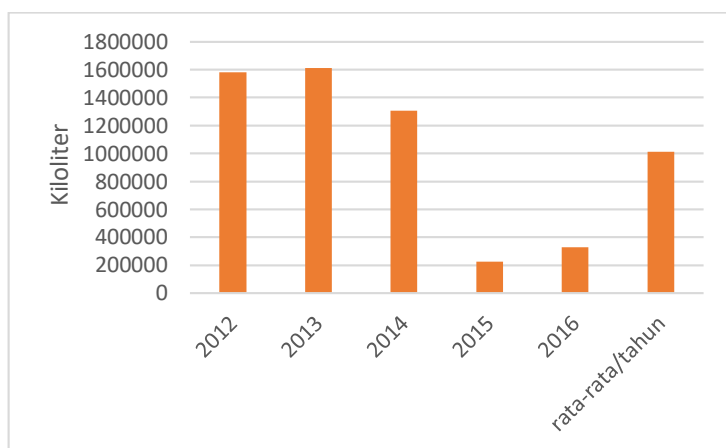
II.1.2 Ekspor-Impor Biodiesel B100 dan Solar Indonesia

Selain digunakan memenuhi kebutuhan dalam negeri, biodiesel yang diproduksi oleh beberapa perusahaan Indonesia hari ini juga diekspor ke luar negeri. *Indonesia Trade and Promotion Center* Bussan, Korea Selatan, mengeluarkan kajian tentang potensi pasar biodiesel dunia, dari kajian tersebut didapatkan nilai perhitungan ekspor biodiesel negara-negara produsen biodiesel sebagaimana gambar II.2 berikut.



Gambar II.2 Data Ekspor Biodiesel Beberapa Negara Dunia

Dengan mengasumsikan harga jual biodiesel dunia stabil pada 980,39 USD/Ton biodiesel (neste.com, 29 Desember 2016), maka didapatkan nilai ekspor biodiesel indonesia pada tahun 2012-2016 dalam satuan kiloliter pada gambar II.3 berikut



Gambar II.3. Nilai Ekspor Biodiesel Indonesia

Indonesia telah menjadi negara net importir minyak sejak tahun 2004. Pada tahun 2016 tercatat nilai impor bahan bakar minyak Indonesia mencapai 3,64 juta Kiloliter dimana 0,92 juta Kiloliter diantaranya adalah solar. Pada tahun 2050 mendatang nilai impor bahan bakar minyak indonesia diprediksi akan meningkat lebih dari delapan kali lipat menjadi 29,14 juta

Kiloliter (BPPT, 2017). Dengan mengintrapolasikan data yang dirilis dari BPPT tersebut, diperkirakan pada 2024 nanti total nilai impor solar yang akan dilakukan Indonesia akan mencapai 2,43 juta Kiloliter.

II.1.3 Kapasitas Desain Pabrik Biodiesel B30

Penentuan nilai kapasitas pabrik biodiesel B30 didasarkan terhadap nilai produksi, konsumsi, ekspor, dan impor pada tahun pabrik mulai berjalan. Pabrik biodiesel B30 ini direncanakan mulai di bangun pada tahun 2021 dan diperkirakan akan selesai pada tahun 2023, sehingga pabrik akan mulai berjalan pada tahun 2024. Pada tabel II.1 dan II.2 berikut terdapat nilai produksi, konsumsi, ekspor, impor biodiesel dan solar pada tahun 2024 yang diambil dari kajian yang dikeluarkan oleh berbagai lembaga sebagaimana telah dipaparkan pada sub bab II.1.1 dan II.1.2

Tabel II.1 Nilai Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Solar di Indonesia pada Tahun 2024

Produksi	18.340.000 Kiloliter
Konsumsi	51.380.000 Kiloliter
Impor	2.430.000 Kiloliter
Ekspor	0 Kiloliter
Kebutuhan yang Belum Terpenuhi	30.610.000 Kiloliter

Tabel II.2 Nilai Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Biodiesel B100 di Indonesia pada Tahun 2024

Produksi	6.780.000 Kiloliter
Konsumsi	22.020.000 Kiloliter
Impor	0 Kiloliter
Ekspor (rata-rata / tahun)	1.011.189 Kiloliter
Kebutuhan yang Belum Terpenuhi	16.251.189 Kiloliter

Dari tabel II.1 dan II.2 diatas kita dapat mengetahui bahwa pada tahun 2024 nanti kebutuhan solar yang belum terpenuhi di Indonesia mencapai 30,61 juta Kiloliter dan kebutuhan biodiesel yang belum terpenuhi di Indonesia mencapai 16,25 juta Kiloliter. Hal ini merupakan potensi pasar yang sangat besar yang nantinya akan menyerap produk biodiesel yang diproduksi oleh pabrik. Untuk menentukan besar kapasitas pabrik

biodiesel B30 yang akan dibangun, perlu diketahui produk awal dari pabrik biodiesel B30 adalah biodiesel B100, oleh karena itu penghitungan kapasitas didasarkan pada kebutuhan kebutuhan biodiesel B100 yang belum dapat dipenuhi oleh perusahaan produsen biodiesel yang ada di Indonesia. Untuk mencukupi 10% nilai biodiesel B100 dari kebutuhan yang belum terpenuhi, maka ditentukan kapasitas pabrik yang akan dibangun adalah 1.625.000 Kiloliter biodiesel B100 pertahun atau 5.417.000 Kiloliter biodiesel B30 pertahun.

II.2 Pemilihan Lokasi

Peters, Max.S., dkk pada 2003 menyatakan bahwa secara umum ada beberapa factor yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik yang akan dibangun. Faktor-faktor tersebut adalah ketersediaan bahan baku, pasar, ketersediaan energi, iklim, fasilitas transportasi, suplai air, pembuangan limbah, pekerja, regulasi pemerintah dan pajak, karakteristik lokasi, potensi banjir dan kebakaran, serta kondisi budaya masyarakat yang ada disekitar lokasi didirikannya pabrik.

Peters dkk menyatakan bahwa faktor yang paling utama dalam pemilihan awal lokasi pabrik adalah ketersediaan bahan

baku, pasar, ketersediaan energi, dan iklim. Oleh karena itu akan ditentukan dua lokasi awal dengan mempertimbangkan empat faktor tersebut. Dua lokasi tersebut kemudian dibandingkan dengan menggunakan *analytical hierarchy process* untuk memilih satu dari dua lokasi yang ditawarkan sebagai lokasi dibangunnya pabrik biodiesel B30.

Dua lokasi awal yang akan menjadi kandidat lokasi pabrik adalah Provinsi Riau, dan Provinsi Kalimantan Tengah. Adapun pertimbangan-pertimbangan yang digunakan dalam memilih lokasi tersebut adalah sebagai berikut :

a. Provinsi Riau

Pertimbangan yang digunakan sehingga menjadikan Provinsi Riau sebagai salah satu dari tiga lokasi yang akan dipilih menjadi lokasi dibangunnya pabrik adalah sebagai berikut.

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dari pabrik biodiesel B30 adalah *crude palm oil* dan minyak solar. Provinsi Riau dipilih karena merupakan Provinsi dengan produksi *crude palm oil* paling besar di Indonesia. Pada tahun 2015 sebanyak 8,05 juta ton *crude palm oil* dihasilkan dan 3,6 juta ton diantaranya berasal dari perkebunan rakyat dimana apabila pabrik didirikan di Provinsi Riau akan

memberikan dampak ekonomi yang sangat baik bagi masyarakat Riau secara umum (Kementrian Pertanian, 2017). Di Provinsi Riau juga terdapat kilang pemurnian minyak milik PT. Pertamina yang berada di Kota Dumai dimana pada tahun 2011 tercatat 4,24 juta kiloliter solar dihasilkan dari kilang ini (Pertamina, 2011). Nantinya apabila PT. Pertamina RU II Dumai tidak mampu memenuhi kebutuhan bahan baku solar bagi pabrik, maka pabrik dapat dengan mudah mengimpor solar dari Singapura karena jaraknya yang cukup dekat.

2. Pasar

Sebagian besar bahan bakar minyak dikonsumsi oleh masyarakat di provinsi-provinsi di Pulau Jawa, dilanjutkan dengan Pulau Kalimantan, dan Pulau Sumatera (BPH Migas, 2017). Penempatan pabrik biodiesel B30 di Provinsi Riau nantinya diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di Sumatera dan Jawa.

3. Ketersediaan Energi

Pasokan listrik adalah hal yang sangat vital bagi berjalannya proses di pabrik karena banyak peralatan yang membutuhkan energi listrik. Salah satu alasan dipilihnya Provinsi Riau adalah karena adanya rencana pembangunan empat pembangkit listrik baru di Riau melalui program Riau Terang 2019 yang menjadikan kapasitas pembangkit

listrik naik dari 395 MW menjadi 690 MW (beritasatu.id, 2017).

4. Iklim

Provinsi Riau beriklim tropis dengan temperatur rata-rata 27.3 derajat celcius dan curah hujan rata-rata 243 mm. Secara umum kondisi iklim dan cuaca di Provinsi Riau tidak memberikan masalah berarti, hanya saja pada bulan desember curah hujan rata-rata cukup tinggi hingga mencapai 420 mm dimana di beberapa daerah di Provinsi Riau memiliki potensi banjir. Namun untuk Kota Dumai sendiri dimana lokasi pabrik direncanakan dibangun tidak termasuk kedalam kota yang rawan banjir (BMKG, 2018).

b. Kalimantan Timur

Pertimbangan yang digunakan sehingga menjadikan Provinsi Kalimantan Timur sebagai salah satu dari tiga lokasi yang akan dipilih menjadi lokasi dibangunnya pabrik adalah sebagai berikut.

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dari pabrik biodiesel B30 adalah *crude palm oil* dan minyak solar. Provinsi Kalimantan Timur dipilih karena merupakan Provinsi dengan produksi *crude palm oil* yang cukup besar. Pada tahun 2015 sebanyak 1,58 juta ton *crude palm oil* dihasilkan dan apabila jumlah tersebut masih kurang,

crude palm oil dapat dengan mudah didatangkan dari provinsi-provinsi disekitarnya (Kementrian Pertanian, 2017). Di Provinsi Kalimantan Timur juga terdapat kilang pemurnian minyak milik

PT. Pertamina yang berada di Kota Balikpapan dimana pada tahun 2011 tercatat 5,39 juta kiloliter solar dihasilkan dari kilang ini (Pertamina, 2011).

2. Pasar

Sebagian besar bahan bakar minyak dikonsumsi oleh masyarakat di provinsi-provinsi di Pulau Jawa, dilanjutkan dengan Pulau Kalimantan, dan Pulau Sumatera (BPH Migas, 2017). Penempatan pabrik biodiesel B30 di Provinsi Kalimantan Timur nantinya diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di Kalimantan dan Jawa.

3. Ketersediaan Energi

Pasokan listrik adalah hal yang sangat vital bagi berjalannya proses di pabrik karena banyak peralatan yang membutuhkan energi listrik. Salah satu alasan dipilihnya Provinsi Kalimantan Timur adalah karena Provinsi Kalimantan Timur merupakan provinsi dengan kapasitas terpasang paling tinggi dibandingkan dengan provinsi-provinsi lain di Pulau Kalimantan. Kapasitas terpasang total seluruh pembangkit listrik di Provinsi

Kalimantan Timur adalah 1.003 MW (Kementrian ESDM, 2017).

4. Iklim

Provinsi Kalimantan Timur beriklim tropis dengan temperatur rata-rata 26.8 derajat celcius dan curah hujan rata-rata 175 mm. Secara umum kondisi iklim dan cuaca di Kalimantan Timur tidak memberikan masalah berarti bahkan cenderung sangat aman dan stabil dari bencana alam seperti banjir dan gempa bumi (BMKG, 2018).

Selanjutnya, untuk memilih satu dari dua pilihan lokasi dibangunnya pabrik biodiesek B30 akan dilakukan penilaian menggunakan *analytical hierarchy process* dengan mempertimbangkan faktor ketersediaan bahan baku, pasar, ketersediaan energi, iklim, fasilitas transportasi, suplai air, pembuangan limbah, pekerja, regulasi pemerintah dan pajak, potensi banjir dan kebakaran, serta kondisi budaya masyarakat (Peter, dkk, 2003). Perhitungan *analytical hierarchy process* dilakukan dengan menggunakan bantuan *software expert choice* v.11, hasil penilaian menggunakan *analytical hierarchy process* dapat dilihat pada tabel II.3 berikut ini.

Tabel II.3 Hasil *analytical hierarchy process*

Kriteria	Pembobotan	Point Riau	Point Kaltim
Bahan Baku	0.143	0.066	0.044
Pasar	0.121	0.047	0.07
Energi	0.121	0.047	0.07
Iklm	0.046	0.018	0.027
Transportasi	0.126	0.073	0.049
Pekerja	0.074	0.043	0.029
Suplai Air	0.113	0.083	0.083
Baku Mutu Limbah	0.041	0.024	0.016
Pajak	0.103	0.06	0.04
Banjir	0.045	0.018	0.026
Faktor Masyarakat	0.022	0.012	0.012
Total	0.955	0.491	0.466

Dari tabel II.3 dapat disimpulkan bahwa lokasi pembangunan pabrik di Provinsi Riau lebih menguntungkan daripada di Provinsi Kalimantan Timur. Nantinya pabrik akan dibangun di dekat kilang minyak PT. Pertamina Refinery Unit II Dumai, di Kecamatan Dumai Timur, Kota Dumai, Provinsi Riau. Rencana lokasi didirikannya pabrik biodiesel B30 dapat dilihat pada gambar II.3 berikut..



Gambar II.4 Lokasi Pembangunan Pabrik Biodiesel B30

Pemilihan lokasi ini memiliki beberapa keuntungan yang kami jabarkan sebagai berikut.

a. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama dari pabrik biodiesel B30 adalah *crude palm oil* dan minyak solar. Provinsi Riau dipilih karena merupakan Provinsi dengan produksi *crude palm oil* paling besar di Indonesia. Pada tahun 2015 sebanyak 8,05 juta ton *crude palm*

oil dihasilkan dan 3,6 juta ton diantaranya berasal dari perkebunan rakyat dimana apabila pabrik didirikan di Provinsi Riau akan memberikan dampak ekonomi yang sangat baik bagi masyarakat riau secara umum. Nilai tersebut jauh melampaui ketersediaan bahan baku di Provinsi Kalimantan Timur yang hanya mampu menghasilkan 1,58 juta ton crude palm oil tiap tahunnya (Kementrian Pertanian, 2017) . Di Provinsi Riau juga terdapat kilang pemurnian minyak milik PT. Pertamina yang berada di Kota Dumai dimana pada tahun 2011 tercatat 4,24 juta kiloliter solar dihasilkan dari kilang ini (Pertamina, 2011). Nantinya apabila PT. Pertamina RU II Dumai tidak mampu memenuhi kebutuhan bahan baku solar bagi pabrik, maka pabrik dapat dengan mudah mengimpor solar dari Singapura karena jaraknya yang cukup dekat.

b. Pasar

Sebagian besar bahan bakar minyak dikonsumsi oleh masyarakat di provinsi-provinsi di Pulau Jawa, dilanjutkan dengan Pulau Kalimantan, dan Pulau Sumatera (BPH Migas, 2017). Penempatan pabrik biodiesel B30 di Provinsi Riau nantinya diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di Sumatera dan Jawa.

c. Ketersediaan Energi

Pasokan listrik adalah hal yang sangat vital bagi berjalannya proses di pabrik karena banyak peralatan yang membutuhkan energi listrik. Salah satu alasan dipilihnya Provinsi Riau adalah karena adanya rencana pembangunan empat pembangkit listrik baru di Riau melalui program Riau Terang 2019 yang menjadikan kapasitas pembangkit listrik naik dari 395 MW menjadi 690 MW (beritasatu.id, 2017).

d. Iklim

Provinsi Riau beriklim tropis dengan temperatur rata-rata 27.3 derajat celcius dan curah hujan rata-rata 243 mm. Secara umum kondisi iklim dan cuaca di Provinsi Riau tidak memberikan masalah berarti, hanya saja pada bulan desember curah hujan rata-rata cukup tinggi hingga mencapai 420 mm dimana di beberapa daerah di Provinsi Riau memiliki potensi banjir. Namun untuk Kota Dumai sendiri dimana lokasi pabrik direncanakan dibangun tidak termasuk kedalam kota yang rawan banjir (BMKG, 2018).

e. Karakteristik Lokasi

Harga tanah di Kota Dumai secara umum lebih mahal daripada harga tanah di Kota Balikpapan (rumah123.com, 2019). Namun meskipun harga tanah relatif lebih mahal, hal ini bukanlah menjadi suatu masalah karena tanah merupakan modal yang tidak

akan terkena depresiasi selamanya dan justru akan mengalami pertambahan nilai seiring dengan berjalannya waktu (Peters, dkk, 2003).

f. Transportasi

Salah satu faktor yang cukup penting menjadi pertimbangan adalah faktor transportasi. Peters, dkk, menyatakan bahwa sekurang-kurangnya ada dua akses transportasi utama yang dapat menjadi jalan keluar masuknya barang dan manusia, namun jika memungkinkan, semakin banyak akses yang dimiliki tentu lebih baik bagi keberadaan pabrik tersebut. Pemilihan lokasi pabrik di Kota Dumai memiliki keuntungan karena dekat dengan laut sehingga memudahkan transportasi barang dari dan menuju pabrik. Selain itu kondisi jalan di Pulau Sumatera secara umum lebih baik jika dibandingkan dengan kondisi jalan di Pulau Kalimantan. Selain itu, Pulau Sumatera juga telah dilengkapi dengan jaringan rel kereta api dan jalan tol dari dan menuju dumai yang dapat memudahkan proses distribusi produk biodiesel B30 ke seluruh wilayah di Pulau Sumatera

g. Pekerja

Pekerja memiliki pengaruh penting terhadap berjalannya suatu perusahaan. Nilai upah yang mahal, angka *turnover* pekerja yang tinggi, dan ketersediaan pekerja yang memiliki keahlian

memberikan peranan yang signifikan terhadap stabilitas perusahaan (Peters, dkk, 2003). Provinsi Riau dipilih sebagai lokasi pabrik karena upah pekerja yang relatif lebih murah jika dibandingkan dengan di Provinsi Kalimantan Timur. Upah Minimum Provinsi Riau pada 2018 tercatat sebesar 2,27 juta rupiah sedangkan Upah Minimum Provinsi Kalimantan Timur pada tahun yang sama tercatat 2,35 juta rupiah (BAPPENAS, 2018).

h. Suplai Air

Lokasi Kota Dumai yang berada dipinggir laut menjadikan suplai air untuk air pendingin maupun air proses sangat melimpah.

i. Baku Mutu Limbah

Baku mutu air limbah antara Provinsi Riau dan Provinsi Kalimantan Timur secara umum tidak jauh berbeda, namun pada beberapa kriteria baku mutu air limbah pada Provinsi Kalimantan Timur memiliki *range* yang lebih ketat, misalkan pada parameter TSS, BOD₅, COD, Minyak dan Lemak, Tembaga, dan seterusnya (Perda Kaltim Nomor 02 Tahun 2011) (Perda Kota Dumai Nomor 10 Tahun 2006) (Permen LH Nomor 5 Tahun 2014). Baku mutu air limbah yang lebih ketat menjadikan biaya pengolahan limbah lebih besar daripada baku mutu air limbah yang lebih longgar. Oleh karena itu pemilihan lokasi pabrik di Kota Dumai Provinsi Riau memiliki keuntungan secara finansial daripada di Kota

Balikpapan Provinsi Kalimantan Timur karena biaya yang digunakan untuk mengolah limbah lebih sedikit.

j. Pajak

Pemerintah Provinsi Riau dirasa cukup “lunak” terkait pajak Industri, hal ini dapat dilihat dari pajak yang dikenakan terhadap Bahan Bakar Industri yang hanya 1%, berbeda jauh dibandingkan dengan pajak bahan bakar yang dikenakan terhadap masyarakat umum dimana mencapai 10% (Riau Pos, 2018). Hal ini tentu menguntungkan bagi perusahaan karena biasanya pajak merupakan faktor pengeluaran yang cukup menguras keuntungan perusahaan.

k. Banjir

Banjir memiliki dampak yang dapat dirasakan langsung oleh dunia Industri, jika banjir yang terjadi cukup besar dapat mengakibatkan terhentinya proses produksi bahkan mengakibatkan pabrik *shut down*. Kota Dumai merupakan kota yang tidak termasuk dalam kategori rawan banjir sehingga kerugian yang diakibatkan oleh banjir tidak menjadi ancaman bagi pabrik nantinya (BMKG, 2015).

l. Faktor Masyarakat

Masyarakat juga memiliki faktor yang signifikan bagi berjalannya kegiatan industri. Apabila fasilitas perumahan,

tempat ibadah, sekolah, dan tempat rekreasi tidak tersedia maka perusahaan harus menyediakan fasilitas tersebut bagi para pekerja yang ada disana. Budaya setempat juga tak kalah penting untuk menjadi pertimbangan dalam memilih lokasi pabrik (Peters, dkk, 2003).

II.3 Bahan Baku

II.3.1 Minyak Kelapa Sawit (*Crude Palm Oil*)

CPO (*Crude Palm Oil*) merupakan bahan baku utama pabrik pembuatan biodiesel. CPO adalah minyak nabati edibel yang didapatkan dari mesokarp buah pohon kelapa sawit (*Elaeis guinensis Jacq*). Minyak sawit secara alami berwarna merah kecoklatan karena adanya pigmen karoten yang larut dalam minyak. Tanaman kelapa sawit dapat tumbuh dengan baik pada daerah beriklim tropis dengan curah hujan 2000 mm/tahun dan kisara suhu 22°C hingga 32°C. Kelapa sawit sebagai tanaman penghasil CPO merupakan tanaman perkebunan yang terdapat di hampir seluruh wilayah Indonesia. (Basiron Y, 2000)

CPO diperoleh dari bagian mesokarp buah kelapa sawit yang telah mengalami beberapa proses, yaitu sterilisasi, pengepresan, dan klarifikasi. Pemisahan asam lemak penyusun trigliserida pada minyak sawit dapat dilakukan dengan menggunakan proses fraksinasi. Secara umum CPO memiliki komposisi 94 % trigliserida, 3-5 % asam lemak, 0.03% getah

(*gum*), 0.85% air dan sisanya merupakan komponen lain seperti karotenoid, tokoferol, tokotrienol, triterpen alkohol, fosfolipida, glikolipida, dan berbagai komponen *trace element*. (Hammilton dan Bhatti, 1984).

Pada Tabel II.4 merupakan mutu CPO yang akan digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan biodiesel B30.

Tabel II.4 Mutu CPO bahan baku pembuatan Biodiesel B30

Parameter	Rata-rata	Range	Spesifikasi	Acuan
FFA (%)	3,94	1,26-7,00	5% maks	SNI 01-2901-2006
Air (%)	0,02	0,01-0,14	0,25% maks	
Impurities (%)	0,02	0,01-0,15	0,25% maks	
Karoten (ppm)	420	138-611	500 ppm	Codex, Stan 210-1999
DOBI	1,83	0,44-2,87	2,3	PORAM

(Hasibuan, 2012)

Sedangkan pada tabel II.5 merupakan sifat-sifat fisik CPO secara umum

Tabel II.5. Sifat Fisik *Crude Palm Oil*

Sifat Fisik	Kuantitas
Berak Molekul (kg/kgmol)	873,2

Densitas (gr/cm ³) pada 25°C	0,9
Titik Didih (°C)	319
Titik Lebur (°C)	34,2
Bilangan Iodin (gr iod/100 gr minyak)	52,9
Bilangan Penyabunan (mg KOH/gr minyak)	195,7
Bilangan Tidak Tersabunkan (%)	0,51

(Ketaren

, 1986)

Minyak kelapa sawit adalah minyak yang seimbang karena terdiri dari jumlah yang sama antara asam lemak jenuh dan tak jenuh. CPO dibedakan menjadi berbagai macam *grade* berdasarkan pada kandungan FFA (*free fatty acid*). Semakin banyak kandungan FFA, *grade* semakin rendah. Semakin sedikit kandungan FFA maka *grade* semakin tinggi. Berikut pada Tabel II.6 adalah komposisi asam lemak *crude palm oil* yang akan digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel B30.

Tabel II.6. Komposisi Asam Lemak pada CPO yang digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel B30

Asam Lemak	% terhadap asam lemak total	
	Kisaran	Rata – rata
Asam Palmitat (C16:0)	42.45 – 48.93	44
Asam Stearat (C18:0)	3.40 – 5.47	4.5
Asam Oleat (C18:1)	37.3 – 40.8	39.2
Asam Linoleat (C18:2)	9.08 – 11.23	10.1
Asam Miristat (C14:0)	0.79 – 1.45	1.1
Asam Laurat (C12:0)	0.1 – 0.38	0.2
Asam Palmitoleat (C16:1)	0.01 – 0.3	0.1
Asam Linolenat (C18:3)	0,1 – 0.34	0.4
Asam Arakidonat (C20:0)	0.15 – 0.47	0.4

(Hasibuan, 2012)

Selain asam lemak, dalam CPO juga terkandung trigliserida. Trigliserida merupakan ester yang terdiri dari satu molekul gliserol dan tiga molekul asam lemak. Kombinasi dari

asam lemak yang terdapat dalam sebuah trigliserida menghasilkan terbentuknya berbagai jenis trigliserida. Trigliserida dapat terdiri dari tiga jenis asam lemak, yaitu triolein (tiga asam oleat), tripalmitin (tiga asam palmitoleat), tristearin (tiga asam stearat). Berikut pada Tabel II.7 merupakan sifat fisik trigliserida dan Tabel II.8 merupakan komposisi trigliserida dalam CPO.

Tabel II.7. Sifat Fisik Trigliserida ($C_{57}H_{104}O_6$)

Sifat Fisik	Kuantitas
Berat Molekul (kg/kmol)	885,432
Densitas (kg/m^3)	950
Titik Didih ($^{\circ}C$) pada 760 mmHg	606.8
Titik Beku ($^{\circ}C$)	5
ΔH_f (kJ/kmol)	-2193.7

Tabel II.8. Komposisi Trigliserida dalam *Crude Palm Oil*

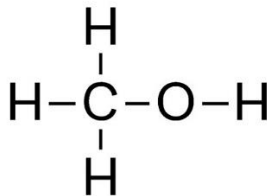
Komponen	Kuantitas (%)
Dipalmito Stearin	1.2
Tripalmitin	5
Dipalmitolein	37.5

Palmito Stearin Olein	10.7
Palmito Olein	45.6

(Ketaren, 1986)

Bahan baku CPO akan didapatkan dari berbagai pabrik kelapa sawit rakyat maupun swasta yang ada di Provinsi Riau, sedangkan harga yang akan digunakan dalam perhitungan ini adalah harga CPO internasional yang dikutip dari *World Bank* pada bulan Juni 2019 yakni 500 US Dollar per metrik ton.

11.3.2 Metanol (CH₃OH)



Gambar II.5 Molekul Metanol

Metanol, juga dikenal sebagai metil alkohol, merupakan bentuk alkohol paling sederhana, ringan, *volatile*, tidak berwarna, dan liquid yang mudah terbakar yang identik dengan etanol. Namun berbeda dengan etanol yang biasa untuk diminum, metanol merupakan bahan yang sangat beracun dan tidak bias dikonsumsi. Pada umumnya, metanol digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar, dan sebagai bahan

aditif bagi etanol industri. Struktur bangun metanol dapat dilihat pada gambar II.9.

Sifat kimia dari metanol yaitu dapat bereaksi dengan trigliserida membentuk metil ester dan gliserol, serta dapat bereaksi dengan asam lemak membentuk metil ester dan air. Berikut ini pada Tabel II.10 adalah sifat-sifat fisik dari metanol.

Tabel II.10 Sifat Fisik Metanol

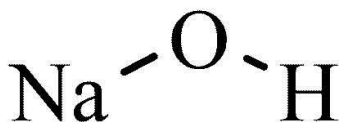
Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	<i>Liquid</i>
Bau	Berbau seperti alkohol, menyengat dalam jumlah besar
Berat Molekul (gram/mol)	32,04
Titik Didih (°C)	64,5
Titik Lebur (°C)	-97,8
Temperatur Kritis (°C)	240
<i>Specific Gravity</i>	0,7915
Tekanan Kritis (bar)	78,5
ΔH_{vap} (kJ/mol)	37,4
$\Delta H^{\circ}_{\text{f}}$ gas (kJ/mol)	-201

C_p gas (J/mol.K)	44,06
Flash Point (°C)	11
Batas Eksplosif (%)	7 – 36

(pom.go.id)

Metanol yang akan digunakan diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri, Bontang, Kalimantan Timur dengan harga 350 US Dollar per metric ton. (*World Bank, 2019*)

II.3.3 Natrium Hidroksida (NaOH)



Gambar II.6 Molekul NaOH

Natrium hidroksida merupakan basa kuat yang akan digunakan sebagai katalis dalam reaksi transesterifikasi. NaOH memiliki sifat kimia larut dalam air, metanol, dan etanol serta tidak larut dalam dietil eter dan pelarut non-polar lainnya. Berikut ini pada Tabel II.8 merupakan spesifikasi dan sifat dari NaOH,

Tabel II.9 Sifat Fisik NaOH

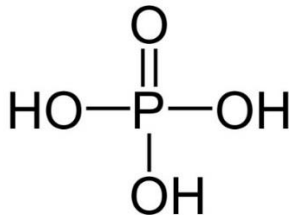
Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	Flake

Warna	Putih atau keabu-abuan
Perubahan Penampakan	Higroskopik
Bau	Tidak berbau
Berat Molekul (gr/mol)	40,00
Titik Didih (°C)	1390
Titik Lebur (°C)	318
Tekanan Uap (mmHg) (pada 1111°C)	100
<i>Specific Gravity</i>	2,130
Kelarutan dalam Air (gr/100 mL) (pada 20 °C)	111

(US National Library of Medicine)

Nantinya NaOH yang akan digunakan pada proses pembuatan biodiesel B30 didatangkan dari PT. Indah Kiat Pulp and Paper Riau dengan harga 350 USD per metric ton

II.3.4 Asam Fosfat (H₃PO₄)



Gambar II.6 Molekul H₃PO₄

Asam fosfat adalah asam minereal (anorganik) yang memiliki rumus kimia H₃PO₄. Asam fosfat merupakan bahan baku yang sangat penting dalam proses pembuatan biodiesel, asam

fosfat digunakan dalam proses degumming dengan tujuan untuk mengikat gum, selain itu dalam proses netralisasi asam fosfat berfungsi untuk menetralkan katalis natrium hidroksida yang digunakan sebagai katalis dalam proses esterifikasi. Asam fosfat (H_3PO_4) memiliki sifat fisik pada Tabel II.10 berikut.

Tabel II.10. Sifat Fisik Asam Fosfat (H_3PO_4)

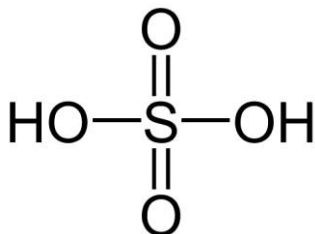
Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	Cair
Bau	Tidak berbau
Rasa	Asam
Warna	Bening tidak berwarna
Berat Molekul (gr/mol)	98
Titik Didih ($^{\circ}C$)	158
Titik Lebur ($^{\circ}C$)	21
<i>Specific Gravity</i> (pada $25^{\circ}C$)	1,685
Tekanan Uap (kPa) (pada $20^{\circ}C$)	0,3
Densitas Liquid (kg/m^3)	1885
Densitas Uap (Udara = 1)	3,4

(US National Library of

Medicine)

Nantinya H_3PO_4 akan didatangkan dari PT. Petrokimia Gresik dengan harga 600 USD per metric ton

II.3.5 Asam Sulfat (H_2SO_4)



Gambar II.7 Molekul H_2SO_4

Asam sulfat (H_2SO_4) merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air dalam semua perbandingan. Asam sulfat mempunyai banyak kegunaan dan merupakan salah satu produk utama industri kimia. Pada proses produksi biodiesel, asam sulfat berfungsi sebagai katalis pada proses esterifikasi. Asam sulfat yang digunakan dalam proses produksi biodiesel adalah asam sulfat 20% (Bart, 2010), namun untuk memudahkan proses transportasi, asam sulfat yang dibeli dari pabrik adalah asam sulfat 98% yang kemudian diencerkan hingga mencapai konsentrasi 20%. Berikut ini adalah sifat fisik asam sulfat 98%.

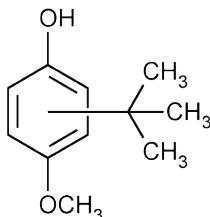
Tabel II.11. Sifat Fisik Asam Sulfat (H_2SO_4)

Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	Cair
Bau	Tidak berbau
Rasa	Asam/Pahit
Warna	Bening tidak berwarna
Berat Molekul (gr/mol)	98
Titik Didih (°C)	335
Titik Lebur (°C)	-20
<i>Specific Gravity</i> (pada 25°C)	1.8437
Tekanan Uap (kPa) (pada 20°C)	11.5
Densitas Liquid (kg/m ³)	1840
Densitas Uap (Udara = 1)	3,4

(US National Library of Medicine)

Asam sulfat nantinya akan didapatkan dari PT. Chemical Indonesia yang berada di Palembang dengan harga 250 USD per metric ton.

II.3.6 Butylated Hydroxianisole (C₂₂H₃₂O₄)



Gambar II.8 Molekul BHA

Meskipun secara alami CPO memiliki antioksidan yang berfungsi menjaga kestabilan dan mencegah oksidasi yakni *tocopherol* dan karoten, namun antioksidan ini akan rusak dalam proses distilasi sehingga produk FAME yang dihasilkan memerlukan antioksidan tambahan untuk menjaga kestabilan, terlebih lagi pada proses blending dengan *Automotive Diesel Oil* (ADO) terdapat banyak kandungan logam transisi (Grup IV) yang berasal dari ADO yang menurunkan kestabilan FAME (Bart, 2010), untuk itu diperlukan tambahan antioksidan seperti BHA, BHT, TBHQ, dsb. Untuk jenis FAME yang berasal dari palm oil, berdasarkan hasil percobaan didapatkan kesimpulan bahwa jenis antioksidan yang memberikan kestabilan paling baik adalah BHA dengan konsentrasi 1000ppm (Varatharajan, 2017). Sifat fisik dari BHA dapat dilihat pada tabel II.12 berikut.

Tabel II.12. Sifat Fisik BHA (C₂₂H₃₂O₄)

Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	Padatan (Powder)
Bau	Tidak berbau
Rasa	-
Warna	Putih
Berat Molekul (gr/mol)	360.5
Titik Didih (°C)	268
Titik Lebur (°C)	51
<i>Flash Point</i> (°C)	113
Tekanan Uap (kPa) (pada 20°C)	31.19
Solubility (mg/L) (pada 25°C)	210

(US

National Library of Medicine)

BHA (butylated hydroxyanisole) merupakan antioksidan menyerupai vitamin E yang banyak digunakan oleh industry sebagai pengawet. Fungsinya terutama untuk mencegah minyak dan lemak dalam makanan teroksidasi dan menjadi rusak. Antioksidan ini nantinya akan didapat dari impor dengan harga 1200 per metric ton.

II.3.7 Automotive Diesel Oil (ADO)

Minyak diesel yang berasal dari minyak bumi memiliki jenis yang berbeda dimana jenis-jenis tersebut di dasarkan pada jenis mesin yang akan menggunakan minyak diesel tersebut. Diantara jenis minyak diesel tersebut adalah *Industrial Diesel Oil* (IDO) yang digunakan sebagai bahan bakar pada mesin-mesin industry dan *Marine Diesel Fuel* (MDO) yang digunakan sebagai bahan bakar kapal. Kedua minyak diesel tersebut memiliki *cetane number* yang rendah yakni dibawah 45. Untuk minyak diesel yang biasa digunakan untuk kendaraan seperti mobil dan bus memiliki jenis yang berbeda, minyak diesel jenis ini biasa disebut dengan *automotive diesel oil* (ADO) dimana memiliki angka *cetane number* minimal 48. ADO memiliki berbagai macam standard, untuk di Indonesia sendiri, jenis ADO yang digunakan untuk ADO kualitas 1 memiliki standard EURO III dimana angka *cetane number* minimal 52 dan kandungan sulfur maksimal 300 ppm. Detail parameter standard EURO III dapat dilihat pada tabel II.12 sebagai berikut.

Tabel II.12 Parameter Standard ADO EURO III

No	Parameter uji	Satuan, min/maks	Persyaratan
1	Cetane Number	-	52-54
2	Density @15C	g/ml	0.833-0.837

3	Oxidation Stability	mg/Hml	2.5
4	Polynuclear Aromatics	% wt	3-6
5	Sulfur Content	Ppm, max	300
8	Viscosity @40C	cSt	2.5-3.5
9	Water	% wt, max	0.05
10	Distillation 95%	F	653-662
11	Flash Point	F, min	131
12	Cold Filter Plug Point	F, max	23
13	Ash	% wt, max	0.01

(Chevron, 2012)

Nantinya ADO dengan standard EURO III didapatkan dari PT. Pertamina RU II dan impor dengan harga 410 USD per metric ton.

II.4 Produk

II.4.1 Biodiesel

Berdasarkan Peraturan Menteri ESDM Nomor 32 Tahun 2008, pengertian dari biodiesel adalah *Fatty Acid Methyl Ester* (FAME) atau *Mono Alkyl Ester* yang dihasilkan dari bahan baku hayati dan biomassa lainnya yang diproses secara esterifikasi. Bahan baku yang digunakan untuk membuat biodiesel bermacam-macam, saat ini bahan baku yang umum digunakan untuk membuat biodiesel adalah minyak nabati yang berasal dari kelapa sawit, biji bunga matahari, biji jarak, kanola, dan lain sebagainya.

Untuk dapat digunakan sebagai bahan bakar, biodiesel harus memenuhi standard-standard tertentu sehingga aman untuk digunakan. Ada banyak standard yang dapat digunakan untuk menguji kelayakan biodiesel sebagai bahan bakar seperti standard EN 14214 yang digunakan oleh negara-negara Uni Eropa, standard ASTM D6751-12 yang digunakan oleh, Amerika Serikat, SNI 7182:2015 yang digunakan oleh Indonesia, serta standard-standard lain yang ada di masing-masing negara. Penggunaan standard tersebut berkaitan dengan alasan

keselamatan serta regulasi mengenai emisi yang terdapat pada masing masing negara (Tomo, 2015). Parameter yang terdapat pada SNI 7182:2015 dan EN 14214 dapat dilihat pada tabel II.13 dan II.14 dibawah ini.

Tabel II.13 Parameter SNI 7182:2015

No	Parameter uji	Satuan, min/maks	Persyaratan
1	Massa jenis pada 40 °C	kg/m ³	850 – 890
2	Viskositas kinematik pada 40 °C	mm ² /s (cSt)	2,3 – 6,0
3	Angka setana	min	51
4	Titik nyala (mangkok)	°C, min	100

	tertutup)		
5	Titik kabut	°C, maks	18
6	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada 50 °C)		nomor 1
7	Residu karbon - dalam percontoh asli; atau - dalam 10% ampas distilasi	%-massa, maks	0,05 0,3
8	Air dan sedimen	%-volume, maks	0,05
9	Temperatur distilasi 90%	°C, maks	360
10	Abu tersulfatkan	%-massa, maks	0,02
11	Belerang	mg/kg, maks	50
12	Fosfor	mg/kg, maks	4

13	Angka asam	mg-KOH/g, maks	0,5
14	Gliserol total	%-massa, maks	0,24

(Badan Standardisasi Nasional, 2015)

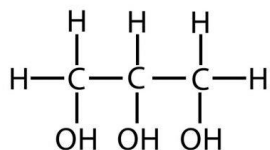
Tabel II.14 Parameter EN 14214 (2002)

Property	Unit	Limits		Test method
		Minimum	Maximum	
Ester content	% (m/m)	96.5		EN 14103
Density at 15° C.	kg/m ³	860	900	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosity at 40° C.	mm ² /s	3.50	5.00	EN ISO 3104
Flash Point	° C.	120	—	prEN ISO 3679
Sulfur content	mg/kg	—	10.0	prEN ISO 20846 prEN ISO 20884
Carbon residue (on 10% distillation residue)	% (m/m)	—	0.30	EN ISO 10370
Cetane number		51.0		EN ISO 5165
Sulfated ash content	% (m/m)	—	0.02	ISO 3987
Water content	mg/kg	—	500	EN ISO 12937
Total contamination	mg/kg	—	24	EN 12662
Copper strip corrosion (3 h at 50° C.)	rating		class 1	EN ISO 2160
Oxidation stability, 110° C.	hours	6.0	—	EN 14112
Acid value	mg KOH/g		0.50	EN 14104
Iodine value	gr iodine/100 gr		120	EN 14111
Linolenic acid methyl ester	% (m/m)		12.0	EN 14103
Polyunsaturated (>=4 double bonds) methyl esters	% (m/m)		1	
Methanol content	% (m/m)		0.20	EN 14110
Monoglyceride content	% (m/m)		0.80	EN 14105
Diglyceride content	% (m/m)		0.20	EN 14105
Triglyceride content	% (m/m)		0.20	EN 14105
Free glycerol	% (m/m)		0.02	EN 14105 EN 14106
Total glycerol	% (m/m)		0.25	EN 14105
Group I metals (Na + K)	mg/kg		5.0	EN 14108 EN 14109
Group II metals (Ca + Mg)	mg/kg		5.0	prEN 14538
Phosphorus content	mg/kg		10.0	EN 14107

Source: European Standard EN 14214: Automotive fuels-Fatty acid methyl esters (FAME) for diesel engines-Requirements and test methods (approved on 14 Feb. 2003)

Nantinya, setelah memenuhi standard, biodiesel B100 tersebut akan di campur dengan menggunakan ADO dengan standard EURO III untuk menghasilkan biodiesel B30 dengan komposisi biodiesel B100 : ADO adalah 30 : 70. Untuk saat ini di Indonesia ditetapkan standard khusus yang digunakan untuk menilai apakah bahan bakar biodiesel B30 layak digunakan atau tidak, oleh karena itu standard bahan bakar tersebut didasarkan pada standard bahan pencampurnya yakni standard EURO III untuk ADO dan SNI 7182 untuk B100.

II.4.2 Gliserol



Gambar II.9 Molekul Gliserol

Gliserol adalah senyawa gliserida yang paling sederhana, dengan hidroksil yang bersifat hidrofilik dan higroskopik. Dalam proses produksi biodiesel, pada reaksi transesterifikasi dihasilkan produk samping berupa gliserol. Istilah *glycerol*, *glycerin*, *glyscerine* digunakan untuk membedakan penyebutan gliserol dimana *glyscerine* adalah nama komersial dari produk yang

mengandung komponen utama *glycerol* dinamakan *glycerol* sendiri adalah istilah untuk menyebut zat dengan komposisi kimia 1,2,3-propanatriol murni, sedangkan *glycerin* adalah istilah yang digunakan untuk menyebut produk komersial yang mengandung *glycerol* dengan kemurnian lebih dari 95% (Bart, 2010).

Gliserol sendiri bisa didapatkan dari berbagai macam metode, diantaranya adalah proses hidrolisis bertekanan dari asam lemak yang berasal dari *vegetable oils*, reaksi transesterifikasi dari trigliserida, reaksi penyabunan trigliserida menggunakan basa, proses sintesis kimia dari produk turunan C3 yang berasal dari minyak bumi, serta fermentasi dengan menggunakan mikroba dari gula, molasses, dan karbohidrat lainnya. (Bart, 2010). Sifat fisik dari gliserol dapat dilihat dari tabel II.15 sebagai berikut.

Tabel II.15 Sifat Fisik Gliserol

Sifat Fisik	Kuantitas
Bentuk	Liquid
Warna	Bening sampai kecoklatan
Bau	Tidak berbau
Berat Molekul (gr/mol)	92
Titik Didih (°C)	290
Titik Lebur (°C)	18.2
Tekanan Uap (mmHg) (pada 1111°C)	0.0025
<i>Specific Gravity</i>	1.26
Kelarutan dalam Air (gr/100 mL)	100

(pada 20 °C)	
--------------	--

(US National Library of Medicine)

Gliserol yang dihasilkan dari proses produksi biodiesel nantinya akan dimurnikan hingga mencapai 99%, kemudian gliserol 99% tersebut akan dijual lagi kepada perusahaan lain untuk di murnikan dari garam-garam natrium dan pengotor lain agar dapat dijadikan gliserol *food and pharmaceutical grades*.

BAB III

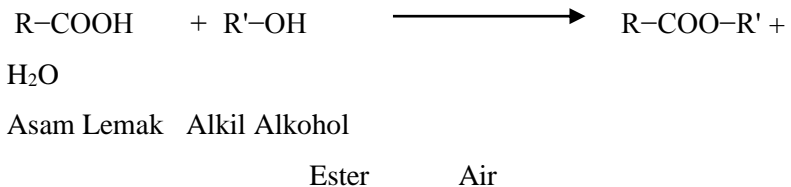
MACAM DAN URAIAN PROSES

III.1 Pembuatan Biodiesel

Pada proses pembuatan biodiesel pada dasarnya terdiri dari dua proses dasar untuk mengolah minyak atau lemak menjadi methyl ester. Proses-proses tersebut antara lain proses esterifikasi dan proses transesterifikasi.

III.2 Esterifikasi

Esterifikasi adalah reaksi antara lemak atau material lain yang mengandung ester asam lemak dengan asam lemak, alkohol, atau ester-ester lain dengan diikuti pertukaran gugus asam lemak untuk menghasilkan ester baru. Reaksi antara ester dengan asam disebut dengan asidolisis, reaksi ester dengan alkohol disebut alkoholisis dan reaksi antara ester satu dengan yang lain disebut pertukaran ester atau transesterifikasi. Reaksi esterifikasi bersifat reversibel, proses reaksi dari asam lemak dengan alkil alkohol membentuk ester dan air adalah sebagai berikut:



Proses ini berlangsung dengan katalis asam antara lain H_2SO_4 , H_3PO_4 , dan asam sulfonat. Untuk mengarahkan reaksi ke arah produk alkil ester, salah satu reaktan, biasanya alkohol diberikan dalam jumlah yang berlebihan dan air diambil selama reaksi. Umumnya pengambilan air dilakukan secara kimia, fisika dan pendorasi. Dalam proses esterifikasi, terjadi perubahan asam lemak bebas menjadi metil ester dengan bantuan katalis asam (*Vieville et al, 1993*).

Pada minyak dengan kualitas tinggi dimana kandungan asam lemaknya dibawah 0.5%, proses esterifikasi dapat diabaikan dan dapat langsung dilanjutkan dengan proses transesterifikasi, namun apabila kandungan asam lemak lebih dari 0.5% diperlukan proses esterifikasi. Pada proses transesterifikasi dengan menggunakan katalis basa, kandungan asam lemak yang tinggi mengakibatkan dua masalah yang dapat mengganggu berjalannya produksi biodiesel. Permasalahan yang pertama adalah terbentuknya sabun dimana dalam proses penyabunan akan mengkonsumsi katalis basa sehingga secara langsung dapat menurunkan nilai konversi dari reaksi transesterifikasi, sedangkan permasalahan yang kedua adalah pada kandungan asam lemak lebih dari 5% akan menyebabkan terbentuknya emulsi pada produk biodiesel sehingga akan menyulitkan proses pemisahan antara gliserol dan biodiesel, oleh karena itu reaksi esterifikasi diperlukan untuk menurunkan nilai FFA dan

mengkonversikannya menjadi *fatty acid alkyl ester*. Secara umum, dengan menggunakan asam sulfat sebanyak 1% volume dari minyak dan methanol sebanyak 6 mol dibanding 1 mol minyak pada tekanan atmosferik serta suhu 60-70 derajat celcius, proses reaksi esterifikasi memerlukan waktu sekitar 2-3 jam dengan konversi asam lemak menjadi *fatty acid alkyl ester* mencapai 90%. (*Bart et al, 2010*).

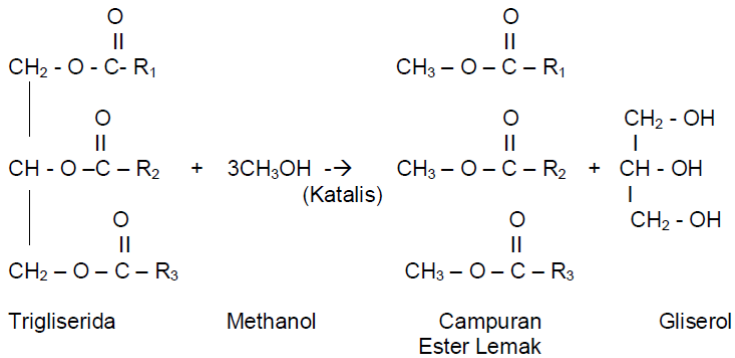
III.3 Transesterifikasi

Transesterifikasi atau alkoholisis adalah proses reaksi antara lemak atau minyak dengan bantuan alkohol membentuk methyl ester dan gliserol. Proses transesterifikasi bisa dilakukan dengan bantuan katalis dan tanpa katalis. Pada pembuatan biodiesel atau methyl ester, salah satu jenis katalis yang digunakan adalah katalis katalis homogen, dimana katalis tersebut larut dalam alkohol.

Reaksi transesterifikasi adalah reaksi *reversible* sehingga digunakan alkohol berlebih untuk menggeser kesetimbangan ke arah produk methanol, ethanol, propoanol, amyl alkohol banyak digunakan dalam reaksi ini. Methanol lebih banyak digunakan karena merupakan turunan alkohol yang memiliki berat molekul paling rendah sehingga kebutuhannya untuk proses transesterifikasi relatif lebih sedikit, berharga lebih murah dibandingkan alkohol lain, senyawa polar dengan rantai karbon

terpendek sehingga dapat bereaksi lebih cepat dengan trigliserida, lebih stabil, dan melarutkan semua jenis katalis. Selain itu, daya reaksinya lebih tinggi dibandingkan dengan etanol. Methanol tersedia dalam bentuk asdolut sehingga proses hidrolisis dan pembentukan sabun akibat air yang terdapat dalam alkohol dapat diminimalkan.

Katalisator dibutuhkan untuk meningkatkan daya larut pada saat reaksi berlangsung, umumnya katalis yang digunakan bersifat basa kuat yaitu NaOH atau KOH atau natrium metoksida. Transesterifikasi berkatalis basa umumnya digunakan dalam produksi biodiesel secara komersial. Pemilihan didasarkan pada fakta bahwa katalis alkali lebih tidak korosif dibandingkan asam dan reaksi transesterifikasi berkatalis basa lebih cepat daripada menggunakan katalis asam. Bahan dengan kandungan FFA rendah dan sedikit kandungan air dibutuhkan dalam transesterifikasi berkatalis basa ini. Proses transesterifikasi mereaksikan alkohol dengan minyak untuk mengubah trigliserida menjadi alkil ester.



Gambar III.1 Reaksi Transesterifikasi

Reaksi transesterifikasi sebenarnya berlangsung dalam 3 tahap yaitu sebagai berikut: Pada tahap pertama, penyerangan ikatan karbonil pada trigliserida oleh anion dari alkohol dan membentuk zat antara tetrahedral.

- Pada tahap kedua, zat antara tetrahedral bereaksi dengan alkohol dan terbentuk anion dari alkohol.
- Pada tahap akhir, zat antara tetrahedral mengalami transfer proton sehingga terbentuk ester dan alkohol.

(bart et al, 2010)

III.4 Penggunaan Metanol dalam Reaksi Transesterifikasi

Penggunaan metanol sebagai bahan baku pembuatan biodiesel didasarkan pada beberapa alasan, diantaranya adalah waktu reaksi yang diperlukan untuk reaksi transesterifikasi untuk reaktan yang menggunakan metanol membutuhkan hanya

setengahnya atau 50% daripada menggunakan etanol sebagai reaktan untuk yield yang sama. Sedangkan dari segi biaya pembuatan transesterifikasi menggunakan metanol lebih murah 50% lebih dari pada menggunakan etanol. Suhu reaksi yang dibutuhkan untuk transesterifikasi menggunakan metanol (333 K) lebih rendah daripada transesterifikasi yang menggunakan etanol (358 K).

Tabel III.1 perbandingan penggunaan metanol dan etanol pada reaksi transesterifikasi

Parameter Proses	Metanol	Etanol
Konsumsi alkohol (kg) per 1000 L biodiesel	90	130
Alcohol cost (US Cts/gal)	103	310
Ekses alkohol yang dibutuhkan (%)	100	650
Suhu reaksi yang direkomendasikan (K)	333	358
Waktu reaksi (menit)	45	90

Selain itu, Indonesia adalah negara yang memiliki iklim tropis dengan suhu rata-rata 20-30 derajat celcius sehingga penggunaan methanol adalah tepat karena memiliki nilai *pour point* biodiesel (*fatty acid methyl ester*) sebesar 271 derajat kelvin atau -2 derajat celcius. Pada negara-negara yang mengalami

empat musim dimana pada musim dingin suhu udara dapat mencapai lebih rendah dari -5 derajat celcius penggunaan methanol biodiesel dapat mengakibatkan biodiesel membeku, oleh karena itu pada negara-negara tersebut biasanya biodiesel ditambahkan zat aditif untuk mencegah terjadinya pembekuan atau dapat juga menggunakan etanol sebagai bahan baku karena biodiesel dari etanol (*fatty acid ethyl ester*) yang lebih rendah yakni sebesar -15 derajat celcius. (Bart et al, 2010).

Dengan beberapa keunggulan yang dimiliki methanol pada beberapa parameter diatas , maka methanol lebih menguntungkan digunakan sebagai bahan baku (reaktan) untuk reaksi transesterifikasi (pembuatan biodiesel) daripada etanol. Selain itu menurut standard EN 14214 bahwa definisi biodiesel adalah *fatty acid methyl ester* dan bukan *fatty acid ethyl ester*, hal ini senada dengan definisi yang disebutkan dalam SNI 7182:2015 pasal 3 ayat 4 dimana biodiesel adalah bahan bakar nabati yang berupa ester metil dari asam-asam lemak (FAME).

III.5 Penggunaan Katalis

Katalis dalam proses produksi *biofuel* (misal esterifikasi atau transesterifikasi) merupakan suatu bahan (misal basa, asam atau enzim) yang berfungsi untuk mempercepat reaksi dengan jalan menurunkan energi aktivasi (*activation energy*) dan tidak mengubah kesetimbangan reaksi, serta bersifat sangat spesifik.

Sebenarnya proses produksi bisa berlangsung tanpa katalis akan tetapi reaksi akan berlangsung sangat lambat, membutuhkan suhu yang tinggi dan tekanan yang tinggi pula. Umumnya untuk mencapai hasil (*yields*) ester yang memuaskan dalam kondisi reaksi yang sedang, produksi biodiesel dilakukan dengan keberadaan katalis yang meliputi katalis basa (alkali), asam (termasuk katalis bahan transisi logam), dan katalis enzim.

III.5.1 Macam macam Katalis

Katalis yang digunakan dalam transesterifikasi secara umum dibagi menjadi dua jenis: (a) Katalis basa dan (b) katalis asam. Katalis basa lebih disukai daripada katalis asam, karena kemampuannya meningkatkan reaksi pada kecepatan yang lebih tinggi, suhu reaksi yang lebih rendah, dan efisiensi konversi yang lebih tinggi dibandingkan dengan asam katalis. Para peneliti telah menyarankan bahwa katalisis basa hanya berhasil ketika asam lemak bebas (FFA) kurang dari 0.5%, karena apabila kandungan asam lemak lebih dari satu persen akan terjadi proses penyabunan dan pembentukan emulsi.

III.5.1.1 Katalis Basa

Katalis basa yang umum digunakan untuk biodiesel adalah KOH dan NaOH. Penggunaan katalis ini menimbulkan

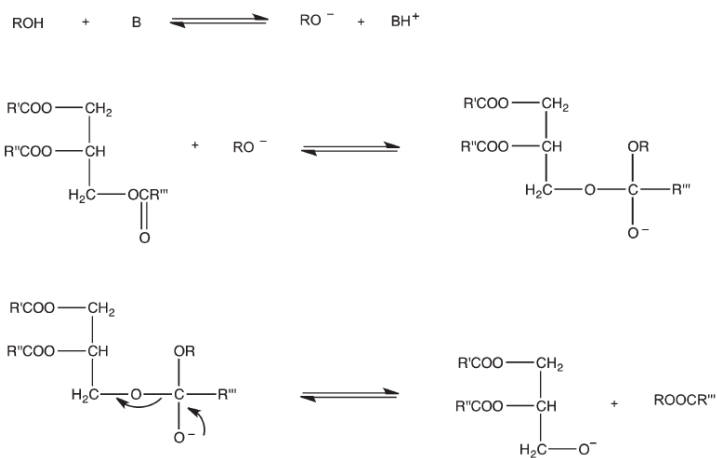
masalah yaitu sulit dipisahkan dari hasil reaksi. Saat ini hampir seluruh reaksi pengolahan biodiesel skala komersial menggunakan katalis basa homogen. Katalis yang bersifat basa lebih umum digunakan pada reaksi transesterifikasi karena menghasilkan metil ester yang tinggi dan waktu yang cepat. Konsentrasi katalis yang dapat digunakan adalah 0.5-4% dari volume minyak (Mittelbach dan Reschmidt, 2004; Zhang *et al.*, 2003,). Katalis basa homogen selama ini telah digunakan secara luas pada produksi biodiesel, karena harganya yang murah.

Meskipun katalis basa memiliki kemampuan katalisator yang tinggi serta harganya yang relatif lebih murah dibandingkan dengan katalis asam, untuk mendapatkan performa proses yang baik, penggunaan katalis basa dalam reaksi transesterifikasi memiliki beberapa persyaratan penting, diantaranya alkohol yang digunakan harus dalam keadaan anhidrous dengan kandungan air < 0.1 - 0.5 %-berat serta minyak yang digunakan harus memiliki kandungan asam lemak bebas < 0.5% (Loterio *et al.*, 2005). Keberadaan air dalam reaksi transesterifikasi sangat penting untuk diperhatikan karena dengan adanya air, alkil ester yang terbentuk akan terhidrolisis menjadi asam lemak bebas. Lebih lanjut, kehadiran asam lemak bebas dalam sistem reaksi dapat menyebabkan reaksi penyabunan yang sangat mengganggu dalam proses pembuatan biodiesel. Akibat reaksi samping ini, katalis basa harus terus ditambahkan karena sebagian katalis basa akan

habis bereaksi membentuk produk samping berupa sabun. Kehadiran sabun dapat menyebabkan meningkatnya pembentukan gel dan viskositas pada produk 5 biodiesel serta menjadi penghambat dalam pemisahan produk biodiesel dari campuran reaksi karena menyebabkan terjadinya pembentukan emulsi. Hal ini secara signifikan akan menurunkan keekonomisan proses pembuatan biodiesel dengan menggunakan katalis basa.

Transesterifikasi secara konvensional diselenggarakan dengan menggunakan katalis basa homogen seperti KOH, NaOH, CH₃OK dan CH₃ONa (Helwani, 2009). Proses ini dapat menghasilkan biodiesel dengan kemurnian dan *yield* yang tinggi dalam waktu yang pendek (Vyas, 2010).

Mekanisme reaksi untuk transesterifikasi yang dikatalisis-basa ditunjukkan pada gambar III.2.





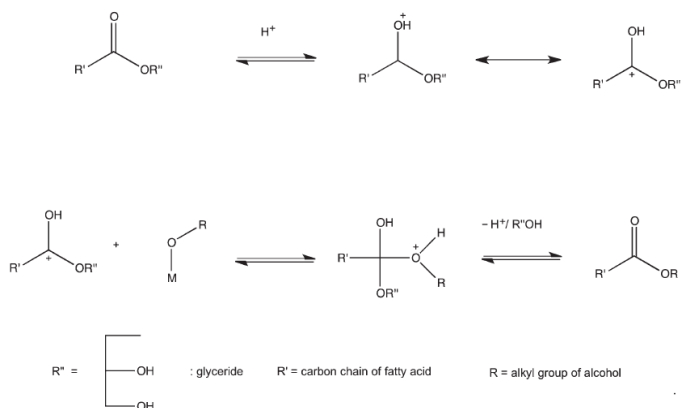
Gambar III.2 Mekanisme transesterifikasi menggunakan katalis basa

Mekanisme reaksi memiliki tiga langkah. Langkah pertama adalah reaksi atom karbon karbonil dengan anion alkohol, membentuk a tetrahedral intermediate, dari mana alkyl ester dan anion yang sesuai dari Dirjen dibentuk. Siklus katalitik lain dimulai ketika katalis bereaksi dengan molekul alkohol kedua. Dari sana, DG dan MG adalah dikonversi menjadi alkil ester dan gliserol.

III.5.1.2 Katalis Asam

Katalis asam homogen yang sering digunakan adalah H₂SO₄, HCl dan H₃PO₄. Penggunaan katalis ini memerlukan waktu reaksi yang relatif lebih lama jika dibandingkan dengan menggunakan katalis basa, selain itu katalis asam juga dapat menyebabkan korosi pada reactor yang digunakan (Helwani, 2009). Katalis asam seperti asam sulfat, asam phospat, asam klorida cocok untuk reaksi yang minyak mempunyai bilangan asam lemak bebas yang tinggi. Menyerupai sistem katalis enzimatik, reaksi katalis asam memerlukan waktu

reaksi jauh lebih panjang dibanding reaksi katalis basa (Nelson et al., 1996; Watanabe *et al.*, 2001, Canakci, M dan Gerpen, 2001; Linko *et al.*, 1998). Proses transesterifikasi tidak banyak diterapkan dalam skala produksi karena dianggap tidak ekonomis dan dianggap *time consuming*. Mekanisme reaksi untuk transesterifikasi yang dikatalisis-basa ditunjukkan pada gambar III.3 berikut.



Gambar III.3 Mekanisme transesterifikasi menggunakan katalis asam

III.5.1.3 Katalis Enzim

Salah satu enzim yang dapat digunakan dalam proses esterifikasi adalah enzim lipase. Lipase mengkatalisis proses pemisahan ikatan ester dari trigliserida menjadi asam lemak bebas dan digliserida dan monogliserida (diberikan aktivitas air yang cukup tinggi) dan memungkinkan sintesis ester (esterifikasi,

transesterifikasi, interesterifikasi) dalam media air. Enzim beroperasi dalam larutan air dan bukan dalam minyak. Lipase aktif di *interface* antara minyak dan air. Esterifikasi lipase bekerja optimum pada suhu atmosfer dan pada pH netral di bawah tekanan normal. Waktu reaksi dari transesterifikasi yang dikatalisis lipase bervariasi biasanya dari 6 jam hingga 36 jam. Keuntungan lipase untuk katalis tidak ada pencemaran katalis terhadap gliserol, residu limbah yang sedikit. Dibandingkan dengan reaksi yang dikatalisis secara kimia, transesterifikasi dengan katalis lipase secara signifikan mengurangi biaya *down-processing* dan masalah ekologis.

III.6 Pemilihan Jenis Katalis

Setiap katalis memiliki perbedaan, keuntungan dan kerugian masing-masing sebagaimana ditunjukkan pada tabel III.1 dan III.2. Dalam proses pemilihan katalis, kriteria katalis yang digunakan untuk dipilih sebagai katalis dalam reaksi transesterifikasi adalah yield yang diperoleh, bahan baku / feed biodiesel, pengolahan limbah dari katalis, harga katalis, waktu reaksi ketika katalis digunakan, dan konsumsi energi.

Tabel III.1 Perbedaan Masing masing katalis

Parameter	Macam		
	Transesterifikasi Katalis Basa	Transesterifikasi Katalis Enzim	Transesterifikasi Katalis Asam

Bahan Baku	Kadar FFA harus rendah dan mengandung sangat sedikit air	Tidak ada spesifikasi khusus	Tidak ada spesifikasi khusus
Yield	99%	95%	99%
Waktu Reaksi	1-2 jam	105 jam	2-4 jam
Katalis	Kinetika reaksi sesuai namun tidak dapat digunakan kembali	Bisa digunakan kembali, menghindari terbentuknya sabun	Tidak membentuk sabun, kinetika reaksi lambat
Konsumsi Energi	Tidak terlalu membutuhkan banyak energi	Tidak membutuhkan banyak energi	Membutuhkan energi lebih untuk kondisi operasi.
Separation	Sulit memisahkan NaOH dengan gliserol	Mudah dalam memisahkan katalis	Banyak limbah dari proses netralisasi
Biaya Produksi	Murah	Mahal	Mahal

Tabel III.2 Keuntungan dan kerugian masing masing katalis

Jenis Katalis	Keuntungan	Kerugian	Contoh Katalis
Asam	Dapat beaksi dengan minyak yang memiliki kandungan FFA besar Pretreatment yang baik untuk bahan baku dengan FFA tinggi	Reaksi terhambat oleh H ₂ O Reaksi dengan trigliserida berlangsung lambat Membutuhkan material tahan korosi	H ₂ SO ₄ , HCl
Basa	Reaksi dengan trigliserida berlangsung cepat Rasio metanol dengan minyak adalah rendah (~6)	Reaksi terhambat oleh FFA dan menghasilkan sabun Pemisahan produk sulit karena dapat terbentuk emulsi	NaOH, KOH, NaOCH ₃ , KOCH ₃

Enzim	Mereaksikan FFA dan trigliserida menjadi metal ester Tidak ada produk samping Rasio metanol dengan minyak adalah rendah (~4)	Reaksi berlangsung lama Harga enzim mahal Inaktivasi enzim oleh air	Lipase
--------------	--	---	--------

III. 6.1 Metode Pemilihan

Pembobotan parameter menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) dengan membandingkan tingkat kepentingan relatif antara dua pasang kriteria. Sebagai contoh yield dibandingkan dengan bahan baku, yield dibandingkan dengan pengolahan limbah., bahan baku dibandingkan dengan biaya produksi , waktu reaksi dibandingkan dengan konsumsi energy, dst (Nyoman, 2017).

Masing masing kriteria memiliki tingkat kepentingan yang berbeda, sehingga bisa tingkat kepentingan dapat diwakili oleh nilai atau angka. Jika kedua kriteria dianggap sama pentingnya maka akan diberikan angka 1 pada kedua kriteria. Kalau kriteria satu secara absolut lebih penting dari yang satunya maka diberi nilai 9 dan yang satunya diberi nilai 1/9 (Nyoman, 2017).

Keseluruhan ada 9 angka yang mungkin diberikan skala perbandingan dengan interpretasi sebagai berikut (Misalnya membandingkan kriteria A dan B)

Tabel III.3 Interpretasi perbandingan berpasangan pada AHP

Deskripsi	Kriteria	Kriteria	B/A
	A	B	
A sama pentingnya dengan B	1	1	1
	2	1	1/2
A sedikit lebih penting dari B	3	1	1/3
	4	1	1/4
A secara signifikan lebih penting dari B	5	1	1/5
	6	1	1/6
A jauh lebih penting dari B	7	1	1/7
	8	1	1/8
A absolut lebih penting dari B	9	1	1/9

Tahap selanjutnya adalah dengan membuat tabel perbandingan antar kriteria kriteria. Kemudian menjumlahkan

semua nilai perbandingannya ke baris paling bawah, sehingga mendapatkan nilai bobot per kriteria

Tabel III. 4 Mencari Total Nilai Perkolom

	Yield	Bahan baku	Pengolahan limbah	Biaya produksi	Waktu reaksi	Konsumsi energi
Yield	1	3*	2	1	1/2	2
Bahan baku	1/3	1	2	2	1	1
Pengolahan limbah	1/2*	1/2	1	1/2	1/3	1
Biaya produksi	1	1/2	2	1	1/2	1
Waktu reaksi	2	1	3	2	1	4
Konsumsi energi	1/2	1	1	1	1/4	1
Total	5.33	7	11	7.5	3.58	10

Setelah melakukan penjumlahan ke baris paling bawah, langkah selanjutnya adalah membagi nilai yang tertera pada masing masing baris dengan nilai total yang ada di baris paling bawah. Misalnya pada yield vs bahan baku yang nilainya 3 dibagi dengan 7 sehingga diperoleh 0.428. Pada pengolahan limbah vs yield yang nilainya 1/2 dibagi dengan 5.33 sehingga diperoleh

0.093. Setelah demikian per baris dirata rata dan ditempatkan pada kolom paling kanan.

	Yield	Bahan baku	Pengolahan limbah	Biaya produksi	Waktu reaksi	Konsumsi energi	Bobot (rata rata)
Yield	0.187	0.428	0.181	0.133	0.13	0.2	0.21
Bahan baku	0.062	0.142	0.181	0.266	0.279	0.1	0.181
Pengolahan limbah	0.093	0.071	0.090	0,067	0.092	0.1	0.086
Biaya produksi	0.187	0.071	0.181	0.133	0.075	0.1	0.136
Waktu reaksi	0.375	0.142	0.272	0.267	0.279	0.4	0.285
Konsumsi	0.093	0.142	0.090	0.133	0.069	0.1	0.102

energi							
Total	5.33	7	11	7.5	3.58	10	

Tabel III.5 Pencarian Rata rata Bobot dari Parameter Pemilihan
Jenis Katalis

Penilaian dilakukan dengan mengalikan bobot dengan nilai relatif antar jenis katalis. Nilai tersebut diperoleh dengan menggunakan AHP, sama dengan kuantifikasi pembobotan.

Tabel III.6 Penilaian terhadap masing masing katalis

		Basa		Enzim		Asam	
Kriteria	Bobot	Nilai	Hasil	Nilai	Hasil	Nilai	Hasil
Yield	0.21	0.545	0.11445	0.203	0.04263	0.252	0.028841
Bahan Baku	0.181	0.2	0.0362	0.4	0.0724	0.4	0.0724
Pengolahan Limbah	0.086	0.287	0.024682	0.545	0.04687	0.168	0.014448
Biaya Produksi	0.136	0.5	0.068	0.25	0.034	0.25	0.034
Waktu Reaksi	0.285	0.571	0.162735	0.143	0.040755	0.286	0.08151
Konsumsi Energi	0.102	0.25	0.0255	0.5	0.01275	0.25	0.003188
Total	1		0.431567		0.249405		0.234387

III.6. 2 Jenis Katalis Basa yang Dapat Digunakan dalam Proses Transesterifikasi

a. Sodium hydroxide (NaOH).

Penggunaan NaOH sebagai katalis lebih disukai daripada kalium hidroksida karena menyebabkan kurang emulsifikasi, memudahkan pemisahan gliserol, dan biaya lebih rendah.

b. Potassium hydroxide (KOH).

KOH adalah katalis basa yang banyak digunakan di Indonesia proses transesterifikasi. Kinerja KOH lebih baik dari itu NaOH dan pemisahan biodiesel dan gliserol lebih mudah ketika KOH digunakan sebagai katalis; oleh karena itu lebih disukai daripada NaOH.

c. Sodium metoksida (NaOCH₃).

NaOCH₃ lebih efektif daripada natrium hidroksida sebagai katalis karena disintegrasi menjadi CH₃O⁻ dan Na⁺ dan tidak membentuk air berbeda dengan NaOH / KOH. Apalagi hanya 50% dari itu diperlukan dibandingkan dengan NaOH. Tetapi katalis kurang umum karena lebih tinggi biaya. Ditemukan bahwa 0,5% natrium metoksida dan 1% natrium hidroksida menunjukkan hasil yang serupa dengan rasio molar metanol terhadap minyak sebesar 6,44. Penggunaan NaOCH₃ dilaporkan dalam lebih banyak literatur.

d. Potassium methoxide (CH₃OK).

CH₃OK adalah katalis basa yang juga bisa digunakan untuk transesterifikasi. Meskipun telah diuji oleh banyak peneliti, sangat sedikit yang merekomendasikan menggunakannya secara teratur.

III. 7 Lisensor Teknologi Proses Pembuatan Biodiesel

Pembangunan sebuah pabrik tidak lepas dari teknologi yang digunakan. Setiap teknologi yang digunakan untuk tujuan komersil memiliki paten atau sering disebut dengan lisensor proses. Beberapa kandidat lisensor teknologi yang sudah diterapkan di industri biodiesel antara lain :

III. 7.1 Lisensor Henkel

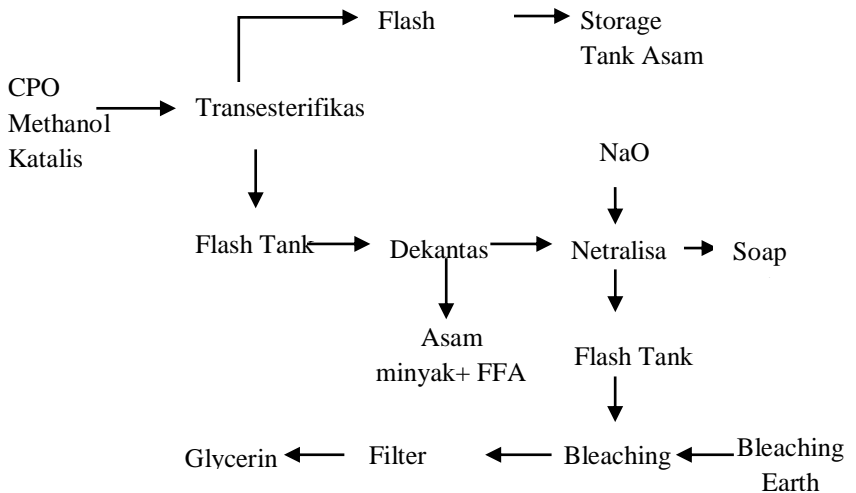
Sebagai perusahaan besar yang bergerak pada bidang pengolahan minyak nabati, Henkel memiliki berbagai macam metode untuk memproduksi biodiesel dari berbagai macam jenis bahan baku. Namun metode Henkel yang digunakan pada proses ini mengacu pada Patent yang diajukan dengan nomor EP0184740B1 pada tahun 1984 oleh Dr. Lepper. Metode ini menggunakan kombinasi dari esterifikasi asam lemak bebas menggunakan katalis asam dan dilanjutkan dengan transesterifikasi trigliserida dengan katalis basa dengan kondisi

temperature dan tekanan atmosferik. Hal ini dirasa sangat menguntungkan dikarenakan konsumsi energy yang relative lebih kecil dibandingkan metode Henkel yang lain beroperasi pada suhu 240 derajat celcius dan tekanan 9 atm, hal ini dikarenakan kandungan asam lemak bebas dalam CPO hanya sekitar 4-5% sehingga penggunaan metode dengan temperature dan tekanan tinggi tidak sebanding dengan biodiesel yang dihasilkan.

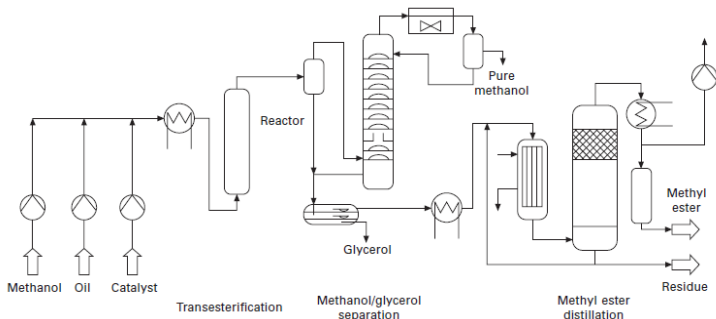
Proses pembuatan biodiesel menggunakan metode ini secara sederhana dapat dijabarkan sebagai berikut. Pertama-tama reaksi esterifikasi dilakukan menggunakan katalis asam dengan temperature 50-120 derajat celcius. Selanjutnya dilakukan pengikatan air dari hasil reaksi esterifikasi menggunakan campuran gliserol dan methanol dengan perbandingan 1:1.25, campuran tersebut diperlukan sebanyak 10-30% volume dari 100% volume minyak untuk kandungan asam lemak bebas 5-15% dan dilakukan dalam tanki berpengaduk, apabila kandungan asam lemak berada dibawah 5% proses ini dapat dilewati dan air dapat langsung dipisahkan menggunakan flash drum atau kolom distilasi untuk memisahkan air dan katalis asam. Selanjutnya dilakukan proses transesterifikasi menggunakan katalis basa seperti NaOH atau KOH dengan syarat kandungan FFA telah mencapai dibawah 0.5% setelah dilakukan proses esterifikasi. Reaksi transesterifikasi dapat berjalan pada temperature 20-30 derajat celcius namun reaksi akan berjalan optimal pada

temperatur 50-100 derajat celcius. Setelah dicapai konversi yang diinginkan dapat dilanjutkan dengan berbagai macam proses pemisahan sesuai dengan metode yang telah banyak diketahui.

(European Patent Office, 1984)



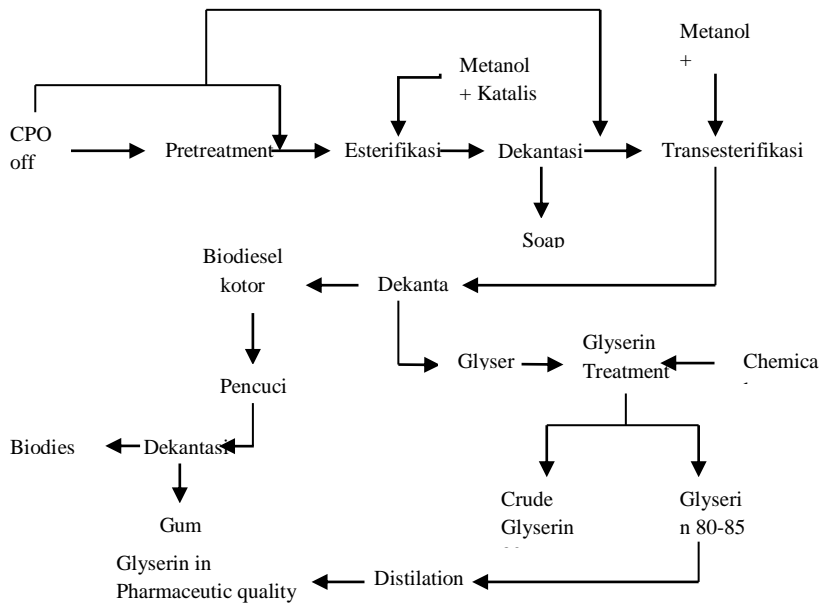
Gambar III.4 Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Henkel



Gambar III.5 Rangkaian alat pada metode Henkel

III. 7.2 Lisensor Lurgi

Proses Lurgi ini terdiri dari dua tahap yaitu esterifikasi dan transesterifikasi, yang berlangsung kontinyu. Minyak mentah dengan kadar asam lemak tinggi diesterifikasi terlebih dahulu untuk mengkonversi asam lemak bebas menjadi triglerisida. Setelah terkonversi minyak mentah ini dimasukkan dalam reaktor transesterifikasi yang akan mengkonversi triglerisida menjadi metil ester. Tahap transesterifikasi dilakukan dalam dua tahap menggunakan dua reaktor terpisah. Setiap reaktor terdiri dari bagian berpengaduk dan bak penampungan yang berfungsi sebagai dekanter. Proses Lurgi ini pada pada hasil samping yang dihasilkan yaitu glyserin diolah lagi atau *treatment* dengan proses kimiawi sehingga didapatkan glyserin dengan kualitas 99,5 %



Gambar III.6 Blok Diagram Pembuatan Biodiesel dengan metode Lurgi

Proses transesterifikasi lurgi beroperasi pada tekanan normal. Prosesnya membutuhkan penggunaan degummed dan bahan baku *deacidified*. Minyak nabati olahan dan metanol direaksikan pada 333 K dalam pengaturan mixer-settler dua tahap di hadapan katalis (NaOCH₃). Produk yang diperoleh pada langkah pertama dipisahkan dari produk sampingan gliserol dan kemudian mengalami reaksi alkoholisis kedua. Gliserin diproduksi dalam reaksi, dilarutkan dalam metanol surplus, diperoleh kembali dalam kolom pemurnian. Pemurnian gliserol

agar mencapai kualitas tinggi gliserol sangat penting agar menghasilkan nilai ekonomi yang baik. Setelah gliserol dimurnikan selanjutnya metil ester dapat dimurnikan dengan menggunakan kolom distilasi. Surplus metanol dapat dimurnikan untuk kemudian digunakan kembali sebagai aliran daur ulang (*recycle*). Perusahaan yang menggunakan teknologi ini adalah : Natural Energy West Marl (95 kt/yr)

(*Bart et al, 2010*)

III. 7. 3 Lisensor Oelmühle Leer Connemann's

Mengacu pada Patent Jerman nomor DE 4.209.779 C1 yang dimiliki oleh *Connemann et al*, terdapat satu metode *continuous multistep transesterification* yang dapat menghasilkan yield hingga 99.2-99.6% dengan menggunakan alkohol C1 hingga C4 pada suhu 333-353 Kelvin dan tekanan atmosfer dengan katalis basa, proses ini dinamai dengan proses *continuous degliserolization (CD)*.

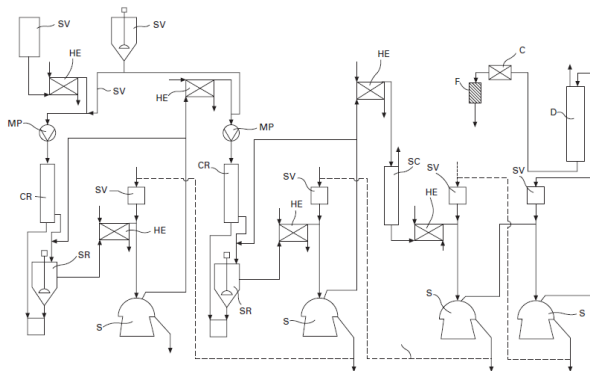
Secara singkat proses CD dimulai dengan mencampurkan minyak, methanol dan katalis basa dan mereaksikannya menggunakan *first standing column reactor* dimana feed dimasukkan dari atas reaktor. Selanjutnya campuran yang telah

teresterifikasi 85-90% tersebut dilewatkan kedalam reactor berpengaduk untuk selanjutnya di pisahkan dari gliserol dengan melakukan pencucian secara *countercurrent* menggunakan larutan pengestraksi bersuhu tinggi. Selanjutnya proses tersebut diulangi sekali lagi untuk mendapatkan konversi dan yield yang lebih tinggi dan kandungan gliserol bebas maupun terikat yang lebih rendah. Proses selanjutnya adalah produk dipisahkan dari residu katalis, gliserol, dan sabun dengan menambahkan larutan pengestraksi. Terakhir produk dipisahkan dari methanol dengan melakukan stripping, pencucian, dan pengeringan. Proses ini menghasilkan biodiesel dengan kandungan gliserol yang lebih rendah meskipun tanpa pemurnian menggunakan distillasi. Pada proses ini terbentuk asam lemak bebas sebesar 1-3%, asam lemak bebas tersebut kemudian di esterifikasi menggunakan asam untuk mendapatkan yield akhir biodiesel yang mencapai hampir 100% dan kandungan gliserol yang dihasilkan adalah grade farmasi yang mencapai kemurnian hingga 99%.

Keuntungan dari teknologi CD adalah kapasitas yang cukup besar 8-150 + kt / tahun, biaya investasi yang cukup rendah, serta kondisi operasi yang memungkinkan konsumsi energi yang rendah, produk unggulan kualitas, konsistensi dan standar keselamatan yang sangat tinggi namun membutuhkan banyak air

untuk proses pencucian yang berulang. Namun warna produk mungkin kekuningan karena tidak dilakukan proses pemutihan.

Saat ini, tujuh pabrik menggunakan apa yang disebut sistem Proses CD Connemann-ADM (total 300 Mgy) beroperasi di Eropa, dengan 20 pabrik lainnya (1 Bgy atau 3,3 Mt / tahun) sedang dibangun di tempat lain. Proses ini dikenal untuk produksi yang sangat stabil dan kualitas EN 14214 yang aman dengan volume tertinggi; Pabrik proses CD dilisensikan di seluruh dunia untuk GEA-Westfalia, MAN-Ferrostaal, Cimbria-Sket, Bratney, Buss-SMS dan lainnya. Baru-baru ini, teknologi CD telah disesuaikan dengan bahan baku asam. Kuman. Offenl. DE 10.243.700 A1 untuk Connemann et al. menggambarkan kontinu Perusahaan yang menggunakan : ADM Oelmühle Leer Connemann, Leer (112 kt/yr)



Gambar III.8 Rangkaian alat pada metode Oelmühle Leer Connemann's

III. 8 Pemilihan Lisensor Teknologi

III.8.1 Uraian Kriteria dari Masing masing Teknologi

a. Yield

Seberapa banyak produk yang dihasilkan dibandingkan jumlah bahan baku. Setiap berapa persen sangat bernilai karena dengan kapasitas pabrik 1500000 juta ton per tahun, yield yang rendah dapat mengakibatkan kerugian yang cukup besar.

b. Waktu Reaksi

Waktu reaksi atau seberapa cepat teknologi dalam mengolah biodiesel. Hal ini dikarenakan pabrik berjalan dengan kapasitas besar dan proses kontinu, sehingga kecepatan reaksi merupakan faktor yang sangat penting dalam penilaian.

c. *Feed* yang dibutuhkan

Kondisi *Feed* yang dibutuhkan berupa jumlah FFA dan air yang bisa diolah atau ditolerir. FFA dan air bisa menimbulkan reaksi penyabunan yang bisa mengurangi jumlah katalis dan juga membuat viskositas dari biodiesel meningkat. Kandungan FFA pada CPO yang ada di Indonesia berkisar 4%, hal ini juga penting untuk menjadi pertimbangan dalam memilih lisensor teknologi.

d. Biaya Produksi

Biaya produksi adalah biaya per satuan unit dari biodiesel menurut referensi atau informasi yang sudah ada. Semakin rendah biaya produksi dapat meningkatkan keuntungan perusahaan, sebaliknya semakin besar biaya produksi akan menurunkan keuntungan perusahaan.

Tabel III.7 Perbandingan antar Lisensor Teknologi

Parameter	Macam		
	Metode Henkel	Metode Lurgi	Metode Oelmühle Leer
Yield	98-99,8 %	99,5 %	99,2 %
Waktu Reaksi	5 menit – 1 Jam	1 jam	1 jam
Syarat Kualitas Feed	Bisa menggunakan bahan baku yang belum dimurnikan (kandungan FFA tinggi).	Bisa menggunakan bahan baku yang belum dimurnikan (kandungan FFA tinggi).	Maksimum FFA 0.1%
Biaya Produksi	Murah.	Murah.	Murah.

(Bart, 2010)

Dari tiga kandidat lisensor teknologi./ metode di atas dipilih satu teknologi. Kriteria yang digunakan adalah yield yang dihasilkan, biaya secara garis besar, kecepatan produksi dan juga syarat dari *feed* yang digunakan. Adapun hasil penilaian yang diperoleh dari ketiga metode tersebut

III.9 Pembobotan Parameter Penilaian

Pembobotan parameter menggunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) dengan membandingkan tingkat kepentingan relatif antara masing masing parameter. Langkah langkah metodenya sama dengan yang sudah dijelaskan pada pemilihan jenis katalis.

1. Syarat Kualitas Feed

Metode dapat mengolah minyak yang memiliki nilai *free fatty acid* (FFA) hingga sampai 36% wt/wt dan juga mampu mengolah *feed* yang mengandung air sebanyak 30%wt/wt (D. Kusdiana, 2004). Sementara untuk metode Lurgi mampu mengolah feed off grade (kandungan FFA tinggi). Untuk metode Oelmühle Leer lebih tinggi sedikit toleransi FFA yang diperbolehkan , yaitu sebesar 0.1 % (P.C. Berger, 2004).

Pengaruh *free fatty acid* (FFA) terhadap reaksi adalah terjadinya reaksi saponifikasi atau penyabunan. Reaksi ini terjadi

ketika FFA bereaksi dengan katalis basa. Dampak buruknya adalah katalis yang seharusnya untuk mempercepat reaksi pembentukan biodiesel, berkurang karena menjadi reaktan dari reaksi saponifikasi.



Dalam reaksi saponifikasi seperti di atas, fatty acid (RCOOH) bereaksi dengan basa (NaOH) membentuk sabun (RCOO⁻Na⁺) dan air (H₂O). Kondisi superkritis (di metode Henkel tekanan 9 bar dan suhu 520 K) FFA dari feed membentuk etil ester bukan senyawa sabun (Demirbas, 2000).

2. Waktu Reaksi

Process yang menggunakan prinsip batch dan dalam keadaan operasi standar (keadaan atmosferik) mengikuti jenis katalis. Untuk Lurgi yang menggunakan sistem *batch* dengan katalis basa kecepatan reaksinya adalah 120 menit atau kurang (Berchmans, 2008). Sementara untuk proses kontinyu, metode Oelmühle Leer Connemann's kecepatan reaksinya adalah 60 menit (Connemann, 2008). Sementara Metode pembuatan Henkel dengan prosesnya yang kontinyu, waktu selama 5 menit – 1 jam tergantung kondisi operasi yang digunakan (D. Kusdiana, 2001).

3. Yield

Yield metil ester pada metode Lurgi adalah sebesar 99,5 %. Sedangkan pada metode Oelmühle Leer yield yang didapat adalah 99,2 %. Untuk metode Henkel yield hasil reaksi adalah 99,8 %.

4. Biaya Produksi

Biaya produksi untuk proses batch adalah sebesar lebih besar daripada proses yang kontinyu. Dari lisensor teknologi di atas metode Lurgi berprinsip proses batch sementara untuk lisensor teknologi Oelmühle Leer dan Henkel menggunakan prinsip kontinu. (Connemann, 1998)

Tabel III.8 Hasil Penilaian dari Masing masing Teknologi

Bobot		Lurgi		Henkel		Olmur	
		Nilai	Hasil	Nilai	Hasil	Nilai	Hasil
Biaya	0.229	0.588	0.13465	0.112	0.02565	0.3	0.0
Yield	0.365	0.252	0.09198	0.545	0.19893	0.203	0.07
Kecepatan produksi	0.17	0.339	0.05763	0.403	0.06851	0.258	0.04
Syarat Kualitas Feed	0.237	0.145	0.03437	0.631	0.14955	0.224	0.05
Total	1		0.318627		0.44263		0.23

Dari hasil perhitungan menggunakan AHP , diperoleh skor atau nilai akhir paling banyak adalah pada metode Henkel. Keunggulan yang menonjol dari metode Henkel daripada kedua

metode lainnya adalah kecepatan reaksi dan yield yang relatif lebih tinggi.

Helwani, Z., M. R. Othman, N. Aziz, J. Kim, and W.J.N. Fernando, 2009, Solid Heterogeneous Catalysts for Transesterification of Triglycerides with Methanol: A Review, *Applied catalysis A* 363:1-10.

Vyas, A.P., J. V. Verma, and N. Subrahmanyam, 2010, A review on FAME Production Processes, *Fuel* 89:1-9.

D. Kusdiana and S. Saka, Effects of water on biodiesel fuel production by supercritical methanol treatment, *Bioresour. Technol.* 91 (2004) 289–95.

P.C. Berger, *Best Case Fallbeispiele der Europäischen Biodieselindustrie*, Institut für Technologie und nachhaltiges Produktmanagement, Wirtschaftsuniversität Wien, *Schriftenreihe Umweltschutz und Ressourcenökonomie*, Band 42, Vienna (2004).

Dermibas, A. 2005. Biodiesel Production From Vegetable Oils Via Catalytic and Non-catalytic Supercritical Methanol Trans-esterification Methods. *Progres in Energy Combust. Sci*, 31 : 466-487

H. J. Berchmans and S. Hirata, *Bioresour. Technol.*, 2008, 99, 1716.

- J. Connemann, A. Krallmann and E. Fischer (to Oelmühle Leer Connemann), Process for the continuous production of lower alkyl esters of higher fatty acids, US Pat. 5,354,878 (11 Oct. 1994).
- S. Saka and D. Kusdiana, Biodiesel fuel from rapeseed oil as prepared in supercritical methanol, *Fuel* 80 (2001) 225–31.
- Pujawan, N. Supply Chain Management, 2017. Andi Yogyakarta: Surabaya.
- J. Connemann and J. Fischer, Biodiesel in Europe 1998, Paper presented at Intl. Liquid Biofuels Congress, Curitiba, PR, Brazil (19–22 July 1998), unpublished;
<http://www.biodiesel.de>.
- J Can. 2010 Biodiesel science and technology Woodhead publishing limited New Delhi

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

IV.1 Neraca Energi

Perhitungan neraca massa Pradesain Pabrik Biodiesel

- | | | |
|-----------------------|---|------------------------|
| 1. Kapasitas Produksi | = | 1500000 ton/tahun |
| | = | 189393.939 kgbiodiesel |
| | = | 5000000 ton B30 /y |
| | = | 631313.131 ton B30 /y |
| 2. Hari Kerja | = | 330 hari /y |
| 3. Jam Kerja | = | 24 jam / hari |
| 4. Basis perhitungan | = | 1 jam |
| | = | 207544.7 kg CPO /j |

Dalam perhitungan berlaku hukum kekekalan massa dengan asumsi steady state. Maka :

Komposisi Crude Palm Oil (CPO)

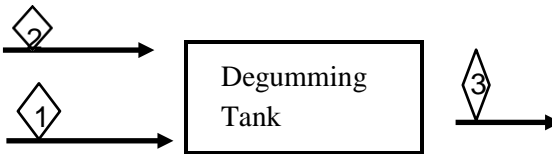
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
Trigliserida	0.9501	197,188.175
Dipalmito Stearin	0.0012	253.190
Tripalmitin	0.0005	112.880
Dipalmitolein	0.0381	7,912.176
Palmito Stearin Olein	0.0109	21,099.135
Palmito Olein	0.0464	9,621.205
FFA	0.0394	8,177.259
Asam Miristat	0.0002	48.573
Asam Palmitat	0.0069	3,622.526

Asam Stearat	0.0003	57.705
Asam Oleat	0.0062	3,238.195
Asam Linoleat	0.0016	327.058
NHP	0.0003	62.263
H₂O	0.0002	41.509
Impurities	0.0100	2,075.447
TOTAL	1.0000	207,544.653

IV.1.1 Degumming Tank (M-110)

Fungsi: Tempat terjadinya reaksi fisis NHP

(Non-Hydratable Phosphatides) dengan H₃PO₄



<1> Arus CPO masuk

<2> Arus H₃PO₄ masuk

<3> Arus keluar *degumming tank*

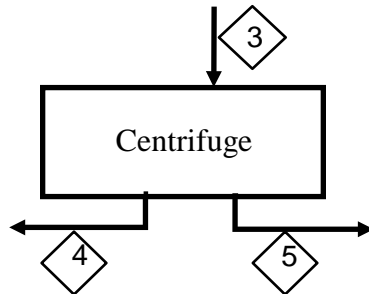
Tabel IV.1 Neraca Massa pada Degumming Tank

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<1>		<2>		<3>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Trigliserida	0.9501	197,188.18	0.0000	0.0000	0.9492	197188.2
2	FFA	0.0394	8,177.26	0.0000	0.0000	0.0394	8177.2593

3	NHP	0.0003	62.26	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4	H ₂ O	0.0002	41.51	0.1500	31.1317	0.0012	239.7141
5	Impurities	0.0100	2,075.45	0.0000	0.0000	0.0100	2075.4465
6	H ₃ PO ₄	0.0000	0.000	0.8500	176.4130	0.0000	0.0000
7	Gum Phosphate	0.0000	0.000	0.0000	0.0000	0.0003	71.6029
TOTAL		1.0000	207,544.65	1.0000	207.54	1.0000	207,752.20

IV.1.2 Centrifuge (H-114)

Fungsi : Memisahkan gum phosphate, impurities dan air d



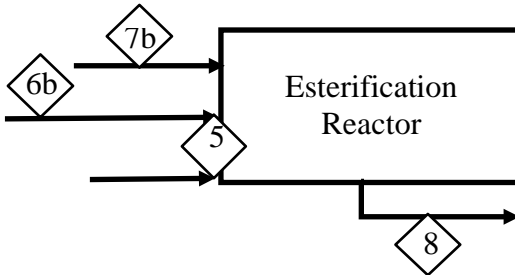
Gambar IV.2 Aliran Massa pada C

- <3> Arus masuk dari *degumming tank*
- <4> Arus Gum Phosphate, impurities dan air
- <5> Arus CPO bebas gum

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<3>		<4>		<5>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Trigliserida	0.95	197188.18	0.00	0.00	0.96	197188.18
	Dipalmito Stearin	0.01	2366.26	0.00	0.00	0.01	2366.26
	Tripalmitin	0.05	9859.41	0.00	0.00	0.05	9859.41

	Dipalmitolein	0.36	73945.57	0.00	0.00	0.36	73945.57
	Palmito Stearin Olein	0.10	21099.13	0.00	0.00	0.10	21099.13
	Palmito Olein	0.43	89917.81	0.00	0.00	0.44	89917.81
2	Free Fatty Acid	0.04	8177.26	0.00	0.00	0.04	8177.26
	Asam Miristat	0.00	122.66	0.00	0.00	0.00	122.66
	Asam Palmitat	0.02	3622.53	0.00	0.00	0.02	3622.53
	Asam Stearat	0.00	367.98	0.00	0.00	0.00	367.98
	Asam Oleat	0.02	3238.19	0.00	0.00	0.02	3238.19
	Asam Linoleat	0.00	825.90	0.00	0.00	0.00	825.90
3	H₂O	0.00	239.71	0.10	239.71	0.00	0.00
4	Impurities	0.01	2075.45	0.87	2075.45	0.00	0.00
5	Gum Phosphate	0.00	71.60	0.03	71.60	0.00	0.00
	TOTAL	1.00	207752.20	1.00	2386.76	1.00	205365.43

IV.1.3 Esterification Reactor (R-120)



Gambar IV.3 Aliran Massa pada Esterification Reactor

- <5> Arus *Refined CPO* masuk
- <6b> Arus H₂SO₄ masuk
- <7b> Arus metanol masuk

<8> Arus keluar reaktor esterifikasi

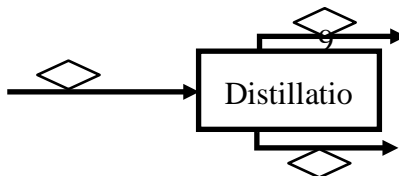
Tabel IV.3 Neraca Massa pada *Esterification Reactor*

No	Komponen	Masuk					
		<5>		<6b>		<7b>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito	0.0115	2,366.258	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2	Tripalmitin	0.0480	9,859.409	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	Dipalmitolein	0.3601	73,945.566	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4	Palmito	0.1027	21,099.135	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5	Palmito Olein	0.4378	89,917.808	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
6	Asam Miristat	0.0006	122.659	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	Asam Palmitat	0.0176	3,622.526	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8	Asam Stearat	0.0018	367.977	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9	Asam Oleat	0.0158	3,238.195	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
10	Asam Linoleat	0.0040	825.903	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	Metil Palmitat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	Metil Stearat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Metil Oleat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Metil Miristat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Metil Linoleat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	H ₂ SO ₄	0.0000	0.0000	0.2000	2053.6543	0.0000	0.0000
17	Metanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9995	117424.0313
22	H ₂ O	0.0000	0.0000	0.8000	8214.6174	0.0005	56.3032
TOTAL		1.0000	205365.4344	1.0000	10,268.272	1.0000	117480.334

No	Komponen	Keluar	
		<8>	
		Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito	0.0089	2,366.258
2	Tripalmitin	0.0370	9,859.409
3	Dipalmitolein	0.2778	73,945.566
4	Palmito	0.0793	21,099.135
5	Palmito Olein	0.3378	89,917.808
6	Asam Miristat	0.0000	0.054
7	Asam Palmitat	0.0000	1.415
8	Asam Stearat	0.0000	0.130
9	Asam Oleat	0.0000	1.148
10	Asam Linoleat	0.0000	0.295
11	Metil Palmitat	0.0000	12.7354
12	Metil Stearat	0.0000	1.1661
13	Metil Oleat	0.0000	10.3347
14	Metil Miristat	0.0000	0.4842
15	Metil Linoleat	0.0000	2.6547
16	H ₂ SO ₄	0.0077	2053.6543
17	Metanol	0.2206	58712.1127
22	H ₂ O	0.0309	8223.3326
TOTAL		1.000	266207.6915

IV.1.4 Distillation Colomn (D-130)

Memisahkan HCl dan methanol sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi



Gambar IV.4 Aliran Massa pada *dis*

<8> Arus masuk dari *product* reaktoresterifikasi

<9> Arus produk atas *distillation colomn*

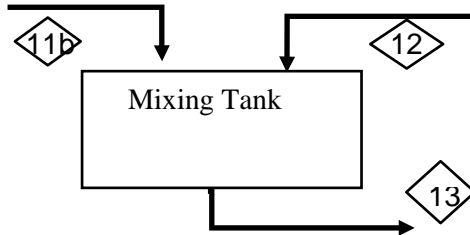
<10> Arus produk bawah *distillation colomn*

Tabel IV.4 Neraca Massa pada *Distillation Colomn*

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<8>		<9>		<10>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.0089	2,366.258	0.0000	0.00	0.0120	2366.258
2	Tripalmitin	0.0370	9,859.409	0.0000	0.00	0.0500	9859.409
3	Dipalmitolein	0.2778	73,945.566	0.0000	0.00	0.3749	73945.566
4	Palmito Stearin Olein	0.0793	21,099.135	0.0000	0.00	0.1070	21099.135
5	Palmito Olein	0.3378	89,917.808	0.0000	0.00	0.4559	89917.808
6	Asam Miristat	0.0000	0.054	0.0000	0.00	0.0000	0.054
7	Asam Palmiat	0.0000	1.415	0.0000	0.00	0.0000	1.415
8	Asam Stearat	0.0000	0.130	0.0000	0.00	0.0000	0.130
9	Asam Oleat	0.0000	1.148	0.0000	0.00	0.0000	1.148
10	Asam Linoleat	0.0000	0.295	0.0000	0.00	0.0000	0.295
11	Metil Miristat	0.0000	12.735	0.0000	0.00	0.0001	12.735
12	Metil Palmitat	0.0000	1.166	0.0000	0.00	0.0000	1.166
13	Metil Stearat	0.0000	10.335	0.0000	0.00	0.0001	10.335
14	Metil Oleat	0.0000	0.484	0.0000	0.00	0.0000	0.484
15	Metil linoleat	0.0000	2.655	0.0000	0.00	0.0000	2.655
16	H ₂ SO ₄	0.0077	2,053.654	0.0298	2,053.65	0.0000	0.000
17	H ₂ O	0.0309	8,223.333	0.1192	8,223.33	0.0000	0.000
18	Metanol	0.2206	58,712.113	0.8510	58,712.11	0.0000	0.000
TOTAL		1	266,207.691	1	68,989.10	1	197218.592

IV.1.5 Mixing Tank (M-214)

Fungsi : Mencampurkan NaOH dan Metanol sebelum masuk 210)



Gambar IV.5 Aliran Massa pada Mixing Tank

<11b> Arus metanol masuk

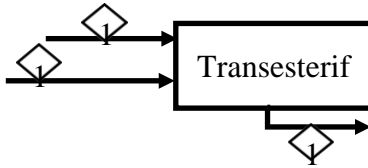
<12> Arus NaOH masuk

<13> Arus keluar *mixing tank*

Tabel IV.5 Neraca Massa pada *Mixing Tank*

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<12>		<11b>		<13>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	NaOH	1.0000	1,972.186	0.0000	0.0000	0.0354	1,972.186
2	Metanol	0.0000	0.0000	1.0000	53,734.779	0.9646	53,734.779
3	H ₂ O	0.0000	0.0000	0.0000	0.204	0.0000	0.204
TOTAL		1.0000	1,972.186	1.0000	53,734.779	1.0000	55,706.965

IV.1.6 Transesterification Reactor (R-210)



Gambar IV.6 Aliran Massa pada *Transesterific*

- <10> Arus *Refined CPO* masuk
- <13> Arus Metanol & NaOH masuk
- <14> Arus keluar *transesterification reactor*

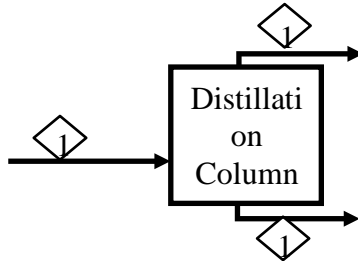
Tabel IV.6 Neraca Massa pada *Transesterification Reactor*

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<10>		<13>		<14>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.0120	2,366.258	0.0000	0.0000	0.0001	23.6626
2	Tripalmitin	0.0500	9,859.409	0.0000	0.0000	0.0004	98.5941
3	Dipalmitolein	0.3749	73,945.566	0.0000	0.0000	0.0029	739.456
4	Palmito Stearin Olein	0.1070	21,099.135	0.0000	0.0000	0.0008	210.9913
5	Palmito Olein	0.4559	89,917.808	0.0000	0.0000	0.0036	899.178
6	Asam Miristat	0.0000	0.054	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	Asam Palmitat	0.0000	1.415	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8	Asam Stearat	0.0000	0.130	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

8	Asam Stearat	0.0000	0.130	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9	Asam Oleat	0.0000	1.148	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
10	Asam Linoleat	0.0000	0.295	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	Metil Miristat	0.0001	12.733	0.0000	0.0000	0.0001	12.7330
12	Metil Palmitat	0.0000	1.165	0.0000	0.0000	0.4194	105,861.709
13	Metil Stearat	0.0001	10.335	0.0000	0.0000	0.0320	8,085.362
14	Metil Oleat	0.0000	0.484	0.0000	0.0000	0.3053	77,069.546
15	Metil Linoleat	0.0000	2.655	0.0000	0.0000	0.0000	2.655
16	Gliserol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1010	25,489.403
17	NaOH	0.0000	0.0000	0.0354	1,972.186	0.0078	1,971.732
18	Metanol	0.0000	0.0003	0.9646	53,734.779	0.1265	31,932.758
19	Na-Miristat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.059
20	Na-Palmitat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.537
21	Na-Stearat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.140
22	Na-Oleat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.238
23	Na-Linoleat	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.318
25	H ₂ O	0.0000	0.0001	0.0000	0.2042	0.0000	0.204
TOTAL		1.000	197,218.59	1.0000	55,707.169	1.0000	252,401.27

IV.1.7 Distillation Column (D-310)

Fungsi : *Me-recovery* metanol berlebih



Gambar IV.7 Aliran Massa pada Distillation Column

<14> Arus hasil reaksi transesterifikasi masuk

<15> Arus metanol *recovery* (distilat) keluar

<16> Arus keluar *bottom product distillation column*

Tabel IV.7 Neraca Massa pada *Distillation Colomn*

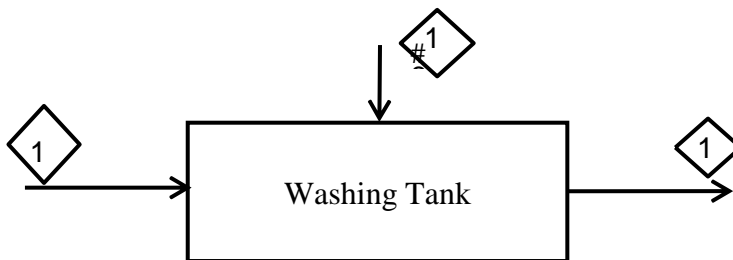
No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<14>		<15>		<16>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.00	23.66	0.00	0.00	0.00	23.66
2	Tripalmitin	0.00	98.59	0.00	0.00	0.00	98.59
3	Dipalmitolein	0.00	739.46	0.00	0.00	0.00	739.46
4	Palmito Stearin Olein	0.00	210.99	0.00	0.00	0.00	210.99
5	Palmito Olein	0.00	899.18	0.00	0.00	0.00	899.18
6	Metil Miristat	0.00	12.73	0.00	0.00	0.00	12.73
7	Metil Palmitat	0.42	105,861.71	0.00	0.00	0.48	105,861.71
8	Metil Stearat	0.03	8,085.36	0.00	0.00	0.04	8,085.36

8	Metil Stearat	0.03	8,085.36	0.00	0.00	0.04	
9	Metil Oleat	0.31	77,069.55	0.00	0.00	0.35	77,069.55
10	Metil Linoleat	0.00	2.65	0.00	0.00	0.00	2.65
11	H ₂ O	0.00	0.20	0.00	0.20	0.00	0.00
12	Metanol	0.13	31,932.76	1.00	31,932.76	0.00	0.00
13	Gliserol	0.10	25,489.40	0.00	0.00	0.12	25,489.40
14	NaOH	0.01	1,971.73	0.00	0.00	0.01	1,971.73
15	Na-Miristat	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.06
16	Na-Palmitat	0.00	1.54	0.00	0.00	0.00	1.54
17	Na-Stearat	0.00	0.14	0.00	0.00	0.00	0.14
18	Na-Oleat	0.00	1.24	0.00	0.00	0.00	1.24
19	Na-Linoleat	0.00	0.32	0.00	0.00	0.00	0.32
TOTAL		1.00	252,401.27	1.00	31,932.96	1.00	220,468.31

IV.1.8 Washing Tank (M-420)

Fungsi :

melarutkan gliserol, NaOH & metanol



Gambar IV.8 Aliran Massa pada Washing Tank

<17> Arus masuk dari bottom product distillation column

<18> Arus masuk air

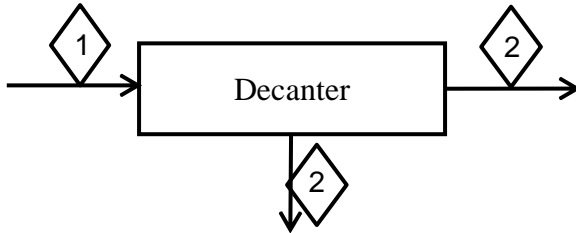
<19> Arus keluar *washing tank*

Tabel IV.8 Neraca Massa pada *Washing Tank*

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<17>		<18>		<19>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.000	23.663	0.000	0.000	0.000	23.663
2	Tripalmitin	0.000	98.594	0.000	0.000	0.000	98.594
3	Dipalmitolein	0.003	739.456	0.000	0.000	0.003	739.456
4	Palmito Stearin Olein	0.001	210.991	0.000	0.000	0.001	210.991
5	Palmito Olein	0.004	899.178	0.000	0.000	0.004	899.178
6	Metil Miristat	0.000	12.733	0.000	0.000	0.000	12.733
7	Metil Palmitat	0.480	105861.710	0.000	0.000	0.437	105861.710
8	Metil Stearat	0.037	8085.362	0.000	0.000	0.033	8085.362
9	Metil Oleat	0.350	77069.546	0.000	0.000	0.318	77069.546
10	Metil Linoleat	0.000	2.655	0.000	0.000	0.000	2.655
11	H ₂ O	0.000	0.000	1.000	22046.831	0.091	22046.831
12	Gliserol	0.116	25489.403	0.000	0.000	0.105	25489.403
13	NaOH	0.009	1971.732	0.000	0.000	0.008	1971.732
14	Metanol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
15	Na-Miristat	0.000	0.059	0.000	0.000	0.000	0.059
16	Na-Palmitat	0.000	1.537	0.000	0.000	0.000	1.537
17	Na-Stearat	0.000	0.140	0.000	0.000	0.000	0.140
18	Na-Oleat	0.000	1.238	0.000	0.000	0.000	1.238
19	Na-Linoleat	0.000	0.318	0.000	0.000	0.000	0.318
TOTAL		1.000	220468.312	1.000	22046.831	1.000	242515.144

IV.1.9 Decanter (H-422)

Fungsi : Memisahkan *product* (biodiesel) dari gliserol, sabu



<19> Arus masuk dari *washing tank*

<20> Arus keluar kaya gliserol

<21> Arus keluar kaya biodiesel

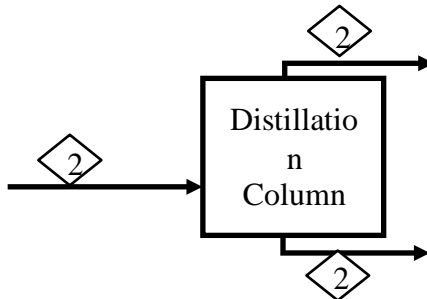
Tabel IV.9 Neraca Massa pada *Decanter*

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<19>		<20>		<21>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.000	23.663	0.000	0.000	0.000	23.663
2	Tripalmitin	0.000	98.594	0.000	0.000	0.000	98.594
3	Dipalmitolein	0.003	739.456	0.000	0.000	0.003	739.456
4	Palmito Stearin Olein	0.001	210.991	0.000	0.000	0.001	210.991
5	Palmito Olein	0.004	899.178	0.000	0.000	0.004	899.178
6	Metil Miristat	0.000	12.733	0.000	0.000	0.000	12.733
7	MetilPalmitat	0.437	105861.710	0.000	0.000	0.497	105861.710
8	Metil Stearat	0.033	8085.362	0.000	0.000	0.038	8085.362
9	Metil Oleat	0.318	77069.546	0.000	0.000	0.362	77069.546
10	Metil Linoleat	0.000	2.655	0.000	0.000	0.000	2.655
11	H ₂ O	0.091	22046.831	0.074	2204.683	0.093	19842.148

12	Gliserol	0.105	25489.403	0.859	25489.403	0.000	0.000
13	NaOH	0.008	1971.732	0.066	1971.732	0.000	0.000
14	Metanol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
15	Na-Miristat	0.000	0.059	0.000	0.059	0.000	0.000
16	Na-Palmitat	0.000	1.537	0.000	1.537	0.000	0.000
17	Na-Stearat	0.000	0.140	0.000	0.140	0.000	0.000
18	Na-Oleat	0.000	1.238	0.000	1.238	0.000	0.000
19	Na-Linoleat	0.000	0.318	0.000	0.318	0.000	0.000
TOTAL		1.000	242515.144	1.000	29669.109	1.000	212846.035

IV.1.10 Distillation Column (D-410)

Fungsi : Memurnikan Biodiesel dari air



Gambar IV.10 Aliran Massa pada Distillation Column

- <21> Arus dari washing tank
- <22> Arus air dan methanol (distilat) keluar
- <23> Arus keluar *bottomproduct distillationcolumn*

Tabel IV.10 Neraca Massa pada *Distillation Column*

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<21>		<22>		<23>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stearin	0.00	23.66	0.00	0.00	0.00	23.66
2	Tripalmitin	0.00	98.59	0.00	0.00	0.00	98.59
3	Dipalmitolein	0.00	739.46	0.00	0.00	0.00	739.46
4	Palmito Stearin Olein	0.00	210.99	0.00	0.00	0.00	210.99
5	Palmito Olein	0.00	899.18	0.00	0.00	0.00	899.18
6	Metil Miristat	0.00	12.73	0.00	0.06	0.00	12.67
7	Metil Palmitat	0.50	105,861.71	0.00	0.00	0.55	105,861.71
8	Metil Stearat	0.04	8,085.36	0.00	0.00	0.04	8,085.36
9	Metil Oleat	0.36	77,069.55	0.00	0.07	0.40	77,069.48
10	Metil Linoleat	0.00	2.65	0.00	0.00	0.00	2.65
11	H ₂ O	0.09	19,842.15	1.00	19,842.15	0.00	0.00
TOTAL		1.00	212,846.03	1.00	19,842.28	1.00	193,003.76

- Kadar biodiesel yang dihasilkan :

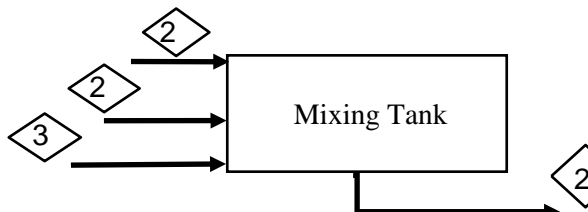
$$\text{Trigliserida} = \frac{1,971.88 \text{ kmol}}{193,003.8 \text{ kmol}} \times 100 \% = 1.0217$$

$$\text{Metil ester} = \frac{191,031.9 \text{ kmol}}{193,003.8 \text{ kmol}} \times 100 \% = 98.978$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{0.0025 \text{ kmol}}{193,003.8 \text{ kmol}} \times 100 \% = 0.0000$$

IV.1.11 Mixing Tank (M-610)

Fungsi : Mencampurkan B100 dengan ADO dan BHA untuk



Gambar IV.11 Aliran Massa pada

- <23> Arus FAME masuk
- <24> Arus ADO masuk
- <36> Arus BHA masuk
- <25> Arus B30 Keluar

Tabel IV.11 Neraca Massa pada *Mixing Tank*

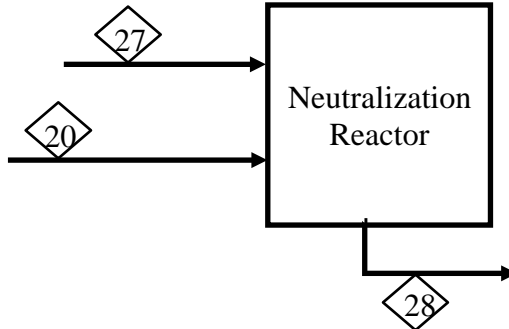
No	Komponen	Masuk					
		<23>		<24>		<36>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stea	0.0001	23.663	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2	Tripalmitin	0.0005	98.5941	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
3	Dipalmitolein	0.0038	739.4557	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
4	Palmito Stearin	0.0011	210.991	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
5	Palmito Olein	0.0047	899.1781	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
6	Metil Miristat	0.0001	12.6694	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
7	Metil Palmitat	0.5485	105861.7096	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
8	Metil Stearat	0.0419	8085.3618	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
9	Metil Oleat	0.3993	77069.4783	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
10	Metil Linoleat	0.0000	2.6547	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
11	BHA	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	191.0319
12	ADO	0.0000	0.0000	1.0000	443431.9403	0.0000	0.0000
TOTAL		1.0000	193,003.8	1.0000	443,431.9	1.0000	191.0319

--	--	--	--	--	--	--

No	Komponen	Keluar	
		<25>	
		Fraksi	Massa (kg)
1	Dipalmito Stea	0.0000	23.663
2	Tripalmitin	0.0002	98.594
3	Dipalmitolein	0.0012	739.456
4	Palmito Stearin	0.0003	210.991
5	Palmito Olein	0.0014	899.178
6	Metil Miristat	0.0000	12.669
7	Metil Palmitat	0.1663	105,861.710
8	Metil Stearat	0.0127	8,085.362
9	Metil Oleat	0.1211	77,069.478
10	Metil Linoleat	0.0000	2.655
11	BHA	0.0003	191.032
12	ADO	0.6965	443,431.940
TOTAL		1.0000	636,626.7

IV.1.12 Neutralization Reactor (R-250)

Fungsi : Menetralisasi NaOH menggunakan H_3PO_4



<27> Arus masuk larutan H_3PO_4

<20> Arus masuk dari *bottom product decanter*

<28> Arus keluar *neutralization reactor*

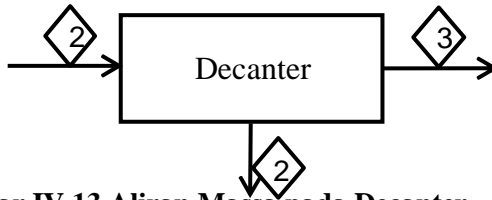
Tabel IV.12 Neraca Massa pada *Neutralization Reactor*

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<27>		<20>		<28>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Gliserol	0.00	0.00	0.86	25489.40	0.81	25489.40
2	NaOH	0.00	0.00	0.07	1971.73	0.00	0.00
3	Metanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	Na-Miristat	0.00	0.00	0.00	0.06	0.00	0.06
5	Na-Palmitat	0.00	0.00	0.00	1.54	0.00	1.54
6	Na-Stearat	0.00	0.00	0.00	0.14	0.00	0.14

7	Na-Oleat	0.00	0.00	0.00	1.24	0.00	1.24
8	Na-Linoleat	0.00	0.00	0.00	0.32	0.00	0.32
9	H ₂ O	0.15	284.16	0.07	2204.68	0.11	3376.12
10	H ₃ PO ₄	0.85	1610.25	0.00	0.00	0.00	0.00
11	Na ₃ PO ₄	0.00	0.00	0.00	0.00	0.09	2694.70
	TOTAL	1.00	1894.41	1.00	29669.11	1.00	31563.52

IV.1.13 Decanter (H-522)

Fungsi : Memisahkan Na₃PO₄ dari sabun,gliserol,air &Meta



Gambar IV.13 Aliran Massa pada Decanter

<28> Arus masuk dari *neutralization reactor*

<29> Arus keluar kaya Na₃PO₄

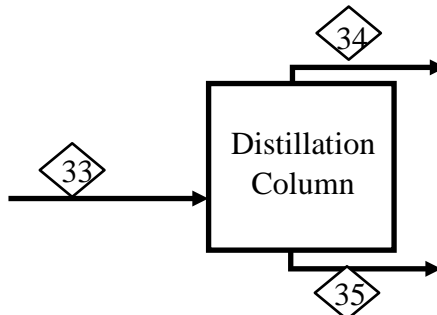
<30> Arus keluar kaya gliserol

Tabel IV.3 Neraca Massa pada *Decanter*

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<28>		<29>		<30>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	Gliserol	0.8076	25489.4026	0.4567	2548.9403	0.8829	22940.4624
2	Na-Miristat	0.0000	0.0590	0.0000	0.0059	0.0000	0.0531
3	Na-Palmitat	0.0000	1.5367	0.0000	0.1537	0.0001	1.3830
4	Na-Stearat	0.0000	0.1396	0.0000	0.0140	0.0000	0.1256
5	Na-Oleat	0.0000	1.2379	0.0000	0.1238	0.0000	1.1141
6	Na-Linoleat	0.0000	0.3181	0.0000	0.0318	0.0000	0.2863
7	H ₂ O	0.1070	3376.1240	0.0605	337.6124	0.1169	3038.5116
8	Na ₃ PO ₄	0.0854	2694.7005	0.4828	2694.7005	0.0000	0.0000
TOTAL		1.0000	31563.5184	1.0000	5581.5823	1.0000	25981.9361

IV.1.14 Distillation Column (D-510)

Fungsi : Menghilangkan air dan metanol dari gliserol



Gambar IV.14 Aliran Massa pada Distillation Column

<30> Arus hasil reaksi transesterifikasi masuk

<31> Arus metanol recovery (distilat) keluar

<32> Arus keluar bottom product distillation column

Tabel IV.14 Neraca Massa pada Distillation Colomn

	Masuk	Keluar

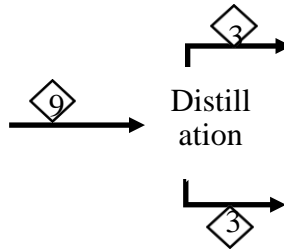
No	Komponen	<30>		<31>		<32>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
1	H ₂ O	0.1169	3038.51	1.0000	3038.5112	0.0000	0.0004
3	Gliserol	0.8829	22940.46	0.0000	0.0000	0.9999	22940.4624
4	Na-Miristat	0.0000	0.05	0.0000	0.0003	0.0000	0.0528
5	Na-Palmitat	0.0001	1.38	0.0000	0.0000	0.0001	1.3830
6	Na-Stearat	0.0000	0.13	0.0000	0.0000	0.0000	0.1256
7	Na-Oleat	0.0000	1.11	0.0000	0.0000	0.0000	1.1141
8	Na-Linoleat	0.0000	0.29	0.0000	0.0000	0.0000	0.2863
TOTAL		1.000	25,981.936	1.0000	3038.5115	1.0000	22,943.425

- Kadar gliserol yang dihasilkan :

$$\% \text{ Gliserol} = \frac{22,940.5 \text{ kg}}{22,943.9 \text{ kg}} \times 100 \% = 99.$$

IV.1.15 Distillation Column (D-710)

Fungsi : Memisahkan methanol dari air dan H₂SO₄



Gambar IV.15 Aliran Massa pada distillation column

<9> Arus masuk

<34> Arus produk atas *kolom distillasi*

<35> Arus produk bawah *kolom distillasi*

Tabel IV.15 Neraca Massa pada Distillation Colomn

No	Komponen	Masuk		Keluar			
		<9>		<34>		<35>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
16	H2SO4	0.0298	2,053.654	0.0000	0.00	0.2006	2053.654
17	H2O	0.1192	8,223.333	0.0007	41.11	0.7994	8182.220
18	Metanol	0.8510	58,712.113	0.9993	58,712.00	0.0000	0.110
TOTAL		1	68,989.099	1	58,753.12	1	10235.984

IV.1.16 Neraca massa metanol untuk sistem recycle reaktor esterifikasi

Tabel IV.16 Neraca Massa pada arus R1

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<7a>		<R1>		<7b>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
17	H2O	0.0000	0.00	0.0007	41.11	0.0040	41.112
18	Metanol	0.8510	58712.00	0.9993	58,712.00	11.4717	117424.006
TOTAL		1	58712.00	1	58,753.12	11	117465.118

IV.1.17 Neraca massa metanol untuk sistem recycle reaktor transesterifikasi

Tabel IV.17 Neraca Massa pada arus R2

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<14a>		<R2>		<14b>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)

17	H ₂ O	0.0000	0.00	0.0000	0.20	0.0000	0.204
18	Metanol	1.0000	21802.02	1.0000	31,932.76	1.0000	53734.779
TOTAL		1.0000	21802.02	1.0000	31,932.96	1.0000	53734.984

IV.1.18 Neraca Massa H₂SO₄ untuk sistem recycle

Tabel IV.18 Neraca Massa pada arus R3

No	Komponen	Masuk				Keluar	
		<6a>		<R3>		<6b>	
		Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)
17	H ₂ SO ₄	0.2000	102.68	0.2000	1,950.97	0.2000	2053.65
18	H ₂ O	0.8000	410.73	0.8000	7,803.89	0.8000	8214.62
TOTAL		1	513.41	1.0000	9,754.86	1	10268.272

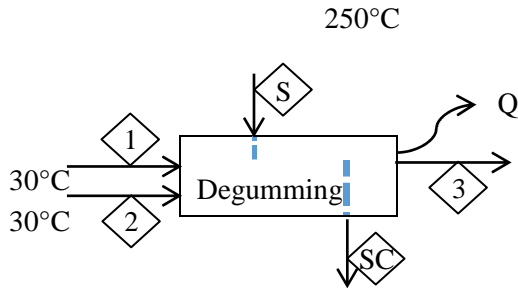
IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi Pra desain Pabrik Biodiesel dari Crude Palm Oil didasarkan pada data-data sebagai berikut:

Kapasitas produksi	=	1,500,000	ton biodiesel/tahun
Hari Kerja	=	330.0	hari/tahun

Jam Kerja	=	24.00	jam/hari
Basis Perhitungan	=	1.00	Jam Operasi
	=	207,544.70	kg CPO/jam
T_{ref}	=	25.00	$^{\circ}C$

IV.2.1 Degumming Tank (M-110)



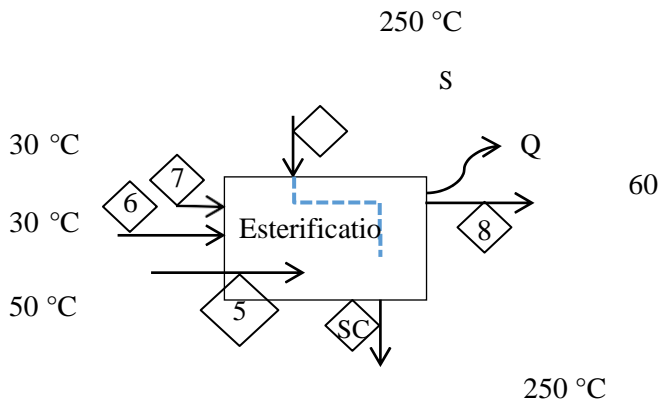
250°C

IV.19 Neraca Energi pada Degumming Tank

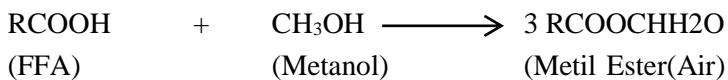
Komponen	H (kJ)		
	Masuk		Keluar
	<1>	<2>	<3>
Dipalmito Stearin	36,462.080	0.000	182,310.398
Tripalmitin	151,179.843	0.000	755,899.213
Dipalmito Olein	1,705,330.274	0.000	8,526,651.370
Palmito Stearin Olei	325,886.275	0.000	1,629,431.373
Palmito Olein	1,413,438.188	0.000	7,067,190.939
Asam Miristat	1,868.691	0.000	9,343.453
Asam Palmitat	56,120.141	0.000	280,600.707
Asam Stearat	5,776.650	0.000	28,883.248
Asam Oleat	50,155.845	0.000	250,779.225

Asam Linoleat	12,616.702	0.000	63,083.511
NHP	867.360	0.000	4,775.383
H ₂ O	869.894	326.210	6,091.659
Impurities	4,700.919	0.000	23,999.255
H ₃ PO ₄		834.361	834.361
Q supply	15,859,400.684		
Q loss			792,970.034
TOTAL	19,625,834.116		19,625,834.116

IV.2.2 Esterification Reactor (R-120)



Persamaan reaksi yang terjadi :



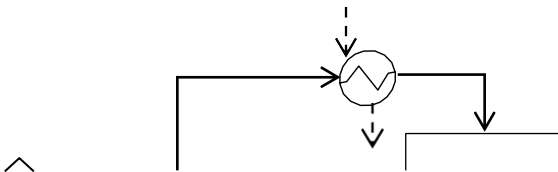
IV.20 Neraca Energi pada Esterification Reactor

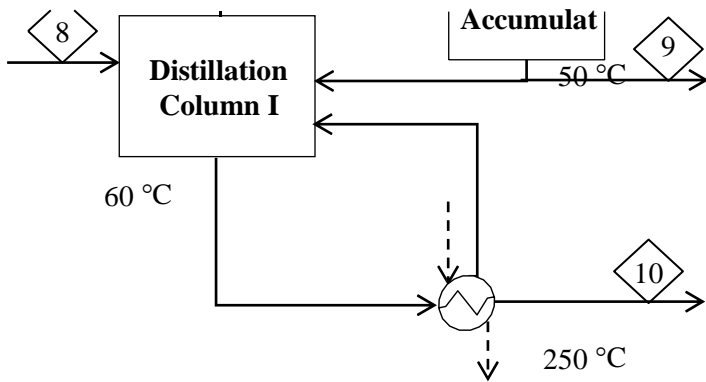
Komponen	H (kJ)			
	Masuk			Keluar
	<5>	<6>	<7>	<8>
Dipalmito Stearin	173194.8783	0.0000	0.0000	149640.375
Tripalmitin	718104.2567	0.0000	0.0000	603207.576

Dipalmito Olein	8100318.8069	0.0000	0.0000	6804267.798
Palmito Stearin Olei	1547959.8068	0.0000	0.0000	1300286.238
Palmito Olein	6713831.3950	0.0000	0.0000	5639618.372
Asam Miristat	8876.2872	0.0000	0.0000	1242.680
Asam Palmitat	266570.6780	0.0000	0.0000	37319.895
Asam Stearat	27439.0906	0.0000	0.0000	3841.473
Asam Oleat	238240.2709	0.0000	0.0000	33353.638
Asam Linoleat	59929.3424	0.0000	0.0000	83901.079
Metil Miristat	0.0000	0.0000	0.0000	4551720.562
Metil Palmitat	0.0000	0.0000	0.0000	362503.511
Metil Setarat	0.0000	0.0000	0.0000	3508637.747
Metil Oleat	0.0000	0.0000	0.0000	11789.996
Metil Linoleat	0.0000	0.0000	0.0000	77469.647
H ₂ O	0.0000	836.7474	0.0000	15487.826
Metanol	0.0000	0.0000	729596.5057	61637.514
H ₂ SO ₄	0.0000	8392.6081	0.0000	4693597.448
TOTAL			18593290.6740	27939523.3750
Total $\Delta H_{reaksi} (H_R)$				161438150.551
Q _{in}			171335575.0946	
Q _{loss}				551,191.843
TOTAL			189928865.769	189928865.769

IV.2.3 Distillation Column (D-130)

28 °C





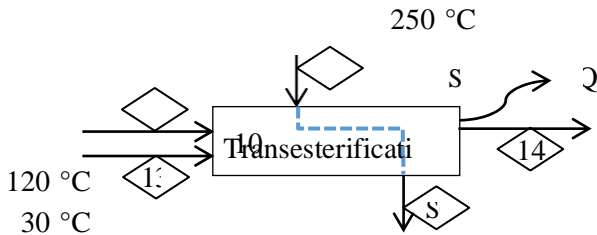
250 °C

IV.21 Neraca Energi pada *Distillation Colomn D-130*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk	Keluar	
	<8>	<9>	<10>
Dipalmito Stearin	145,483.698	0.000	394,884.322
Tripalmitin	603,207.576	0.000	1,637,277.705
Dipalmito Olein	6,804,267.798	0.000	18,468,726.880
Palmito Stearin Olei	1,300,286.238	0.000	3,529,348.360
Palmito Olein	5,639,618.372	0.000	15,307,535.580
Asam Miristat	1,242.680	0.000	3,372.987
Asam Palmitat	37,319.895	0.000	101,296.857
Asam Stearat	3,841.473	0.000	10,426.854
Asam Oleat	33,353.638	0.000	90,531.303
Asam Linoleat	83,901.079	8984886.545	227,731.500
Metil Miristat	4,551,720.562	0.000	12,354,513.481
Metil Palmitat	362,503.511	0.000	983,461.748
Metil Setarat	3,508,637.747	0.000	9,523,445.014
Metil Oleat	11,789.996	0.000	32,001.341

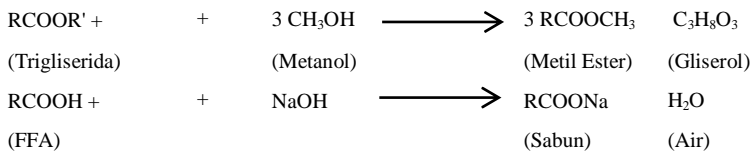
Metil Linoleat	77,469.647	0.000	210,274.549
H ₂ O	15,487.826	29648.111	0.000
Metanol	4,693,597.448	8984886.545	0.000
H ₂ SO ₄	61,637.514	117991.797	0.000
Qreboiler	203,800,749.182		
Qcondenser			148,141,955.152
Qloss			11,586,805.794
TOTAL	231,736,115.880		231,736,115.880

IV.2.4 Transesterification Reactor (R-210)



250 °C

Persamaan reaksi yang terjadi :

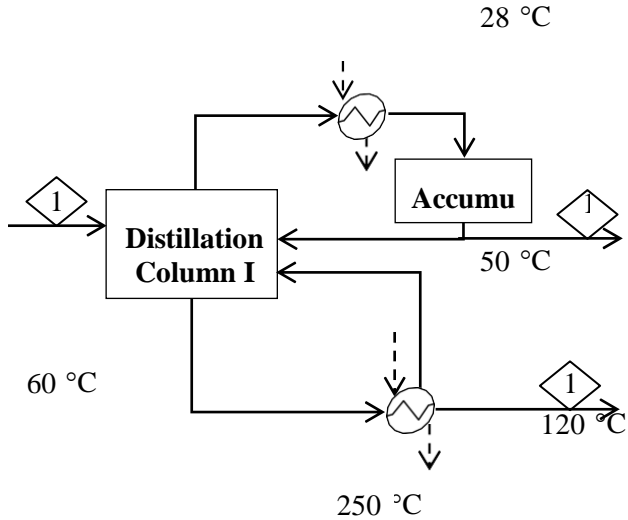


Tabel IV.22 Neraca Energi pada *Transesterification Reactor*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk		Keluar
	<8>	<13>	<14>
Dipalmito Stearin	394884.3225	0.0000	1454.8370
Tripalmitin	1637277.7053	0.0000	6032.0758
Dipalmito Olein	18468726.8797	0.0000	68042.6780
Palmito StearinOlei	3529348.3596	0.0000	13002.8624
Palmito Olein	15307535.5805	0.0000	56396.1837
Asam Miristat	3372.9870	0.0000	0.0000
Asam Palmitat	101296.8571	0.0000	0.0000
Asam Stearat	10426.8544	0.0000	0.0000
Asam Oleat	90531.3029	0.0000	0.0000
Asam Linoleat	227731.5005	0.0000	0.0000
Metanol	0.0000	2632397.6086	1904786.5199
H ₂ O	0.0000	0.0000	4551662.8613
NaOH	0.0000	49565.8463	81515.7973
Metil Miristat	12354513.4806	0.0000	4551662.8613
Metil Palmitat	983461.7484	0.0000	6740163.4845
Metil Stearat	9523445.0138	0.0000	4002664.1902
Metil Oleat	32001.3408	0.0000	4664681.4571
Metil Linoleat	210274.5486	0.0000	77469.5705
Sodium Miristat	0.0000	0.0000	1276.3978
Sodium Palmitat	0.0000	0.0000	38206.7945
Sodium Stearat	0.0000	0.0000	3922.6818
Sodium Oleat	0.0000	0.0000	34073.3468
Sodium Linoleat	0.0000	0.0000	85749.8118
Gliserol	2631792.6855	0.0000	2409476.9186
TOTAL		42453095.8044	24663108.8984
Total ΔHreaksi (H			

Total $\Delta H_{reaksi} (H_R)$		4084683564.0581
Q_{in}	4067451529.6654	
Q_{loss}		20751201.7800
TOTAL	4109904625.4698	4109904625.4698

IV.2.5 Distillation Column (D-310)

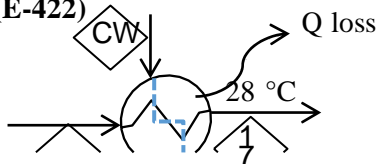


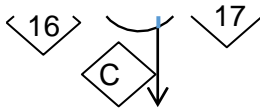
Tabel IV.23 Neraca Energi pada *Distillation Colom D-310*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk	Keluar	
	<I4>	<I5>	<I6>

Dipalmito Stearin	1454.84	0.00	3948.84
Tripalmitin	6032.08	0.00	16372.78
Dipalmitolein	68042.68	0.00	184687.27
Palmito StearinOlei	13002.86	0.00	35293.48
Palmito Olein	56396.18	0.00	153075.36
Metil Miristat	42.30	0.00	12354513.48
Metil Palmitat	1921990.05	0.00	17291003.12
Metil Stearat	2485624.36	0.00	10348417.43
Metil Oleat	180277.81	0.00	12449320.91
Metil Linoleat	1312.78	0.00	206777.58
Gliserol	37036.32	0.00	6540008.78
Metanol	32832.56	2013631.46	0.00
NaOH	1773.71	0.00	230663.62
Sodium Miristat	84539.60	0.00	3464.51
Sodium Palmitat	157.10	0.00	103704.16
Sodium Stearat	14.54	0.00	10647.28
Sodium Oleat	127.19	0.00	92484.80
Sodium Linoleat	32.24	0.00	232749.49
H ₂ O	75469.43	63.51	0.00
Qreboiler	3539224789020.76		
Qcondenser			3362205996592.57
Qloss			176961487758.97
TOTAL	3539229755179.4		3539229755179.4

IV.2.6. Cooler (E-422)





120 °C

90

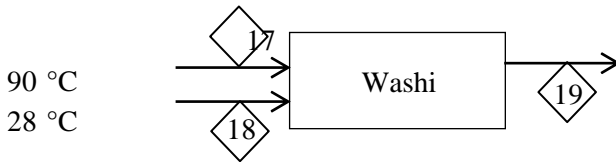
80 °C

Tabel II.24 Neraca Energi pada Cooler

Komponen	H (kJ)	
	Masuk	Keluar
	<16>	<17>
Dipalmito Stearin	3,948.843	2,701.840
Tripalmitin	16,372.777	11,202.426
Dipalmitolein	184,687.269	126,364.973
Palmito Stearin Olei	35,293.484	24,148.173
Palmito Olein	153,075.356	104,735.770
Metil Miristat	12,354,513.481	8,453,088.171
Metil Palmitat	17,291,003.120	11,830,686.345
Metil Stearat	10,348,417.434	7,080,496.139
Metil Oleat	12,449,320.907	8,517,956.410
Metil Linoleat	206,777.579	141,479.396
Gliserol	6,540,008.779	4,474,742.849
NaOH	758,500.974	152,740.065
Sodium Miristat	3,749.579	2,565.502
Sodium Palmitat	111,615.534	76,368.524
Sodium Stearat	10,600.194	7,252.764
Sodium Oleat	89,921.829	61,525.462
Sodium Linoleat	234,832.333	160,674.754

Qout		16,524,277.93
Qloss		3,039,631.974
TOTAL	60,792,639.471	60,792,639.471

IV.2.7. Washing Tank (M-420)

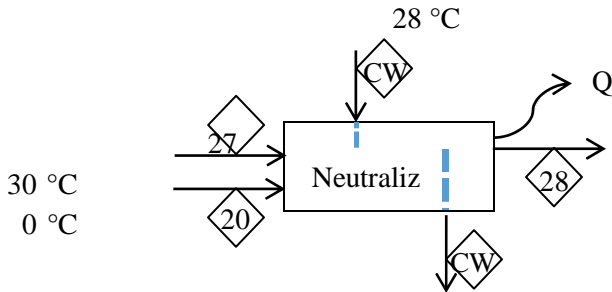


Tabel IV.25 Neraca Energi pada Washing Tank

Komponen	H (kJ)		
	Masuk		Keluar
	<17>	<18>	<19>
Dipalmito Stearin	0.0000	2,701.840	2,664.646
Tripalmitin	0.0000	11,202.426	11,048.210
Dipalmitolein	0.0000	126,364.973	124,625.387
Palmito Stearin Olei	0.0000	24,148.173	23,815.740
Palmito Olein	0.0000	104,735.770	103,293.939
Metil Miristat	0.0000	8,453,088.171	8,336,719.887
Metil Palmitat	0.0000	11,830,686.345	11,667,820.818
Metil Stearat	0.0000	7,080,496.139	6,983,023.456
Metil Oleat	0.0000	8,517,956.410	8,400,695.127
Metil Linoleat	0.0000	141,479.396	139,531.739
Gliserol	0.0000	4,474,742.849	4,413,141.913
NaOH	0.0000	152,740.065	150,637.390
Sodium Miristat	0.0000	2,565.502	2,530.184
Sodium Palmitat	0.0000	76,368.524	75,317.207

Sodium Stearat	0.0000	7,252.764	7,152.920
Sodium Oleat	0.0000	61,525.462	60,678.480
Sodium Linoleat	0.0000	160,674.754	242,777.938
H ₂ O	274,696.777	0.000	5,930,974.986
TOTAL		41,503,426.340	46,676,449.967

IV.2.8. Neutralization Reactor (R-520)



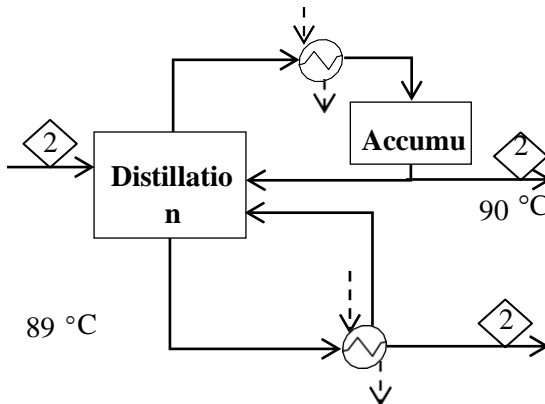
Tabel IV.26 Neraca Energi pada *Neutralization Reactor*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk		Keluar
	<20>	<27>	<28>
Gliserol	4,413,141.913	0.0000	2,409,476.919
NaOH	152,362.948	0.0000	0.0000
Metanol	-	0.0000	-
Sodium Miristat	2,530.184	0.0000	1,381.424

Sodium Palmitat	75,317.207	0.0000	41,121.513
Sodium Stearat	7,152.920	0.0000	3,905.334
Sodium Oleat	60,678.480	0.0000	33,129.095
Sodium Linoleat	158,462.847	0.0000	86,517.175
H ₂ O	593,097.489	7,842.249	497,363.758
H ₃ PO ₄	0.0000	20,058.388	0.0000
Na ₂ HPO ₄	0.0000	0.0000	382,433.796
TOTAL		5,490,644.624	3,455,329.014
Total ΔHr		3,412,707.740	
Q _{out}			5,375,745.455
Q _{loss}			44,377.259
TOTAL		8,903,352.365	8,896,638.468

IV.2.9. Distillation Colomn (D-410)

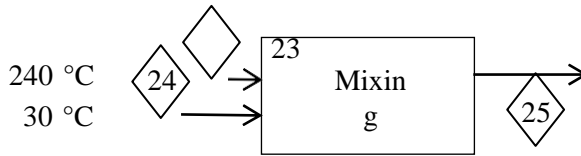
28 °C



Tabel IV.27 Neraca Energi pada *Distillation Colomn D-410*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk <21>	Keluar <22> <23>	
Dipalmito Stearin	1,454.837	0.0000	3,948.843
Tripalmitin	6,032.076	0.0000	16,372.777
Dipalmitolein	68,042.678	0.0000	184,687.269
Palmito Stearin Olei	13,002.862	0.0000	35,293.484
Palmito Olein	56,396.184	0.0000	153,075.356
Metil Miristat	4,551,662.861	0.0000	12,292,747.554
Metil Palmitat	6,370,369.571	0.0000	17,291,003.120
Metil Stearat	3,812,574.844	0.0000	10,348,417.426
Metil Oleat	4,586,591.913	0.0000	12,449,310.024
Metil Linoleat	76,181.213	0.0000	206,777.227
-	-	-	-
H ₂ O	2940453.302	3,080,896.008	0.000
Qreboiler	1,178,044,130,393.3		
Qcondenser			1,119,107,219,968.740
Qloss			58,903,330,657.781
TOTAL	1,178,066,613,156		1,178,066,613,155.610

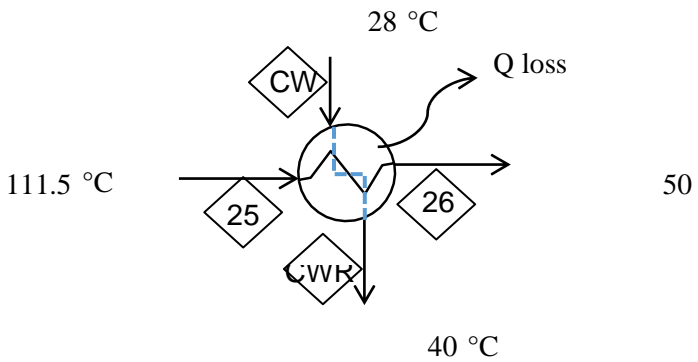
IV.2.10. Mixing Tank (M-610)



Tabel IV.28 Neraca Energi pada *Mixing Tank*

Komponen	H (kJ)		
	Masuk		Keluar
	<23>	<24>	<25>
Dipalmito Stearin	8936.8557	0.0000	3,595.234
Tripalmitin	37054.1796	0.0000	14,906.636
Dipalmitolein	417976.4504	0.0000	168,148.993
Palmito Stearin Olei	79874.7260	0.0000	32,133.042
Palmito Olein	346433.7000	0.0000	139,367.847
Metil Miristat	27820428.6743	0.0000	11,191,963.243
Metil Palmitat	39132270.2195	0.0000	15,742,637.722
Metil Stearat	23420102.5959	0.0000	9,421,742.938
Metil Oleat	28174754.2651	0.0000	11,334,505.942
Metil Linoleat	467969.5138	0.0000	188,260.852
ADO	0.0000	4,434,319.400	76,707,509.917
TOTAL	124,340,120.580		124,944,772.366

IV.2.11. Cooler (E-614)

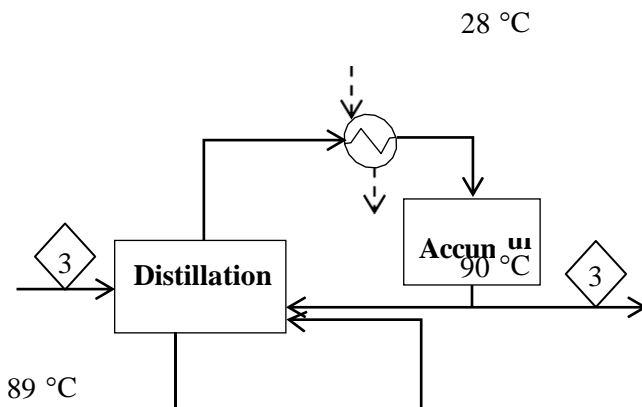


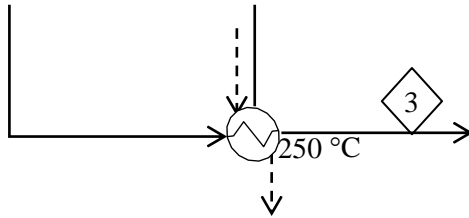
Tabel IV.29 Neraca Energi pada Cooler E-614

H (kJ)	

Komponen	Masuk	Keluar
	<16>	<17>
Dipalmito Stearin	6,307.940	1,823.104
Tripalmitin	26,154.113	7,558.992
Dipalmitolein	295,022.138	85,266.514
Palmito Stearin Olei	56,378.326	16,294.314
Palmito Olein	244,524.807	70,671.909
Metil Miristat	3,246.490	938.292
Metil Palmitat	26,136,383.795	7,553,868.149
Metil Stearat	2,042,905.085	590,434.996
Metil Oleat	19,836,574.590	5,733,114.043
Metil Linoleat	674.100	194.827
ADO	76,713,725.620	22,171,597.000
Qout		82,862,040.01
Qloss		6,268,094.850
TOTAL	125,361,897.002	125,361,897.002

IV.2.12. Distillation Column (D-510)

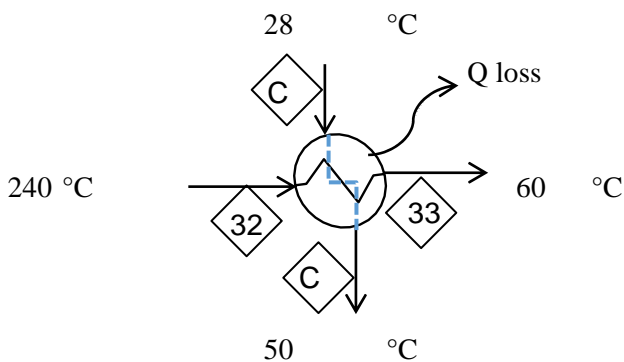




Tabel IV.30 Neraca Energi pada Distillation Colomn D-510

Komponen	H (kJ)		
	Masuk	Keluar	
	<30>	<31>	<32>
Gliserol	2,273,474.627	0.0000	13,965,629.85
Metanol	1,422.665	2,059.496	0.0000
Sodium Miristat	5.304	0.0000	32.416
Sodium Palmitat	141.390	0.0000	868.538
Sodium Stearat	13.085	0.0000	80.381
Sodium Oleat	114.468	0.0000	703.161
Sodium Linoleat	29.013	0.0000	178.211
H ₂ O	447,627.461	548,084.025	0.349
TOTAL	2,722,828.013	550,143.521	13,967,492.90
Qreboiler	12,558,894.537		
Qloss			764,086.127
TOTAL	15,281,722.550		15,281,722.550

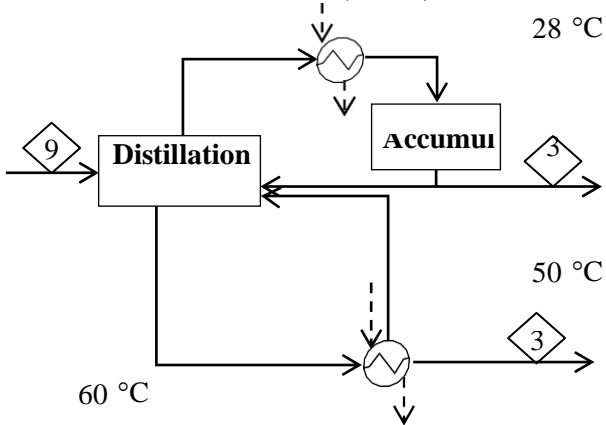
IV.2.13. Cooler (E-515)



Tabel IV.31 Neraca Energi pada Cooler E-515

Komponen	H (kJ)	
	Masuk	Keluar
	<32>	<33>
Gliserol	13965629.8457	2273474.6261
Sodium Miristat	32.4163	5.2771
Sodium Palmitat	868.5383	141.3900
Sodium Stearat	80.3810	13.0853
Sodium Oleat	703.1605	114.4680
Sodium Linoleat	178.2107	29.0111
H ₂ O	0.4004	0.0566
Qout		10995340.3914
Qloss		698374.6476
TOTAL	13967492.9530	13967492.9530

IV.2.14. Distillation Colomn (D-710)



Tabel IV.32 NeracaEnergi padaDistillation Colomn D-710

H (kJ)	

Komponen	Masuk	Keluar	
	<44>	<R1>	<35>
H2SO4	113,046.220	0.0000	541,631.47
H2O	3,032,298.310	11,086.862	10,313,856.57
Metanol	10,629,022.893	16,878,816.032	0.000
TOTAL	13,774,367.424	16,889,902.894	10,855,488.04
Qreboiler	15,431,307.239		
Qloss			1,460,283.733
TOTAL	29,205,674.663		29,205,674.663

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

Tabel V.1 Spesifikasi Alat CPO Tank (F-111)

Nama Alat	CPO Tank (F-111)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku Crude Palm Oil	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk standard dish head dan tutup bawah berbentuk flat	
Jumlah	11 buah	
Kapasitas	461,488.34 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	906.22 in
	Diameter dalam bagian silinder	1,078.25
	Diameter luar bagian silinder	1,080 in
	Tebal silinder	1/2 in
	Tebal tutup atas	3/4 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and Standart	API 12 C	

Tabel V.2 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-112)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-112)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan CPO dari CPO Tank (F-111) menuju Degumming Tank (M-110)
Nama Fluida	Crude Palm Oil
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	6.721 cP
Kapasitas	1004.60 gpm
Suction Pressure	14.69 psia
Discharge Pressure	14.69 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	5 hp
Bahan	Cast Iron
Code and Standart	

Tabel V.3 Spesifikasi Alat H₃PO₄ 85% Tank (F-113)

Nama Alat	H ₃ PO ₄ 85% Tank (F-113)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku H ₃ PO ₄	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk flat	
Jumlah	10 buah	
Kapasitas	920,145.07 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	162.19 in
	Diameter dalam bagian silinder	190.50 in
	Diameter luar bagian silinder	192 in
	Tebal silinder	3/4 in
	Tebal tutup atas	9/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and Standart	API 12 C	

Tabel V.4 Spesifikasi Alat Methanol Tank (F-124)

Nama Alat	Methanol Tank (F-124)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku Metanol	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk standard dish head dan tutup bawah berbentuk flat	
Jumlah	12 buah	
Kapasitas	378,918.78 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	762.25 in
	Diameter dalam bagian silinder	1078.38 in
	Diameter luar bagian silinder	1080 in
	Tebal silinder	13/16 in
	Tebal tutup atas	1 3/8 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and Standart	API 12 C	

Tabel V.5 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-213)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-213)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan metanol dari Methanol Tank (F-211) menuju Mixing Tank (M-214)
Nama Fluida	Metanol
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.55 cP
Kapasitas	298.72 gpm
Suction Pressure	14.69 psia
Discharge Pressure	14.69 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	3 hp
Bahan	Cast Iron

Tabel V.6 Spesifikasi Alat NaOH Hooper Screw Conveyor (J-213)

Nama Alat	NaOH Hooper Screw Conveyor (J-212)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku NaOH	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup bawah berbentuk conical 120°	
Jumlah	1 buah	
Kapasitas	18,636.48 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	971.28 in
	Diameter dalam bagian silinder	299.50 in
	Diameter luar bagian silinder	300 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	7/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Diameter Screw	6 in	
Panjang Screw	150 ft	
Inklinasi	5 ft	
Daya	1 hp	

Tabel V.7 Spesifikasi Alat Degumming Tank (M-110)

Nama Alat	Degumming Tank (M-110)	
Fungsi	Untuk mengikat gum dengan larutan H_3PO_4	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	5,759.0 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	334.15 in
	Diameter dalam bagian silinder	179.63 in
	Diameter luar bagian silinder	180 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
	Tebal tutup bawah	3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	<i>Flat Six Blade Turbines with Disk</i>	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	53.89 in	
Power Motor	40 hp	
Jumlah Lilitan Coil	13 lilitan	
Coil	Pipa	8 in sch 40
	Inside Diameter	7.981 in
	Outside Diameter	8.625 in
Tinggi Coil	231 in	
Diameter Lilitan	60 in	
Code and standart		

Tabel V.8 Spesifikasi Alat Centrifuge (H-115)

Nama Alat	Centrifuge (H-114)	
Fungsi	Memisahkan Gum Phosphate dan air dari Crude Palm Oil	
Bentuk	Centrifuge Type Disk	
Kapasitas	234.4281 m ³	
Diameter bowl	24.00 in	
Diameter disk	19.50 in	
Jumlah disk	144 buah	
Kecepatan Putar	4,000 rpm	
Settling velocity	(0.07) ft/s	
Residence time	(7.31) s	
Power motor	7.50 hp	
Code and standart		

Tabel V.9 Spesifikasi Alat Mixing Tank (M-214)

Nama Alat	Mixing Tank (M-214)	
Fungsi	Mencampurkan NaOH dan Metanol	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	2,394.11 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	293.04 in
	Diameter dalam bagian silinder	155.63 in
	Diameter luar bagian silinder	156 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	3/8 in
	Tebal tutup bawah	3/8 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	30 rpm	
Diameter Pengaduk	46.69 in	
Power Motor	2 hp	
code and standart		

Tabel V.10 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-215)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-215)	
Tipe	Centrifugal pump	
Fungsi	Mengalirkan campuran metanol dan NaOH dari Mixing Tank (M-214) menuju Transesterification Reactor (R-210)	
Nama Fluida	Metanol & NaOH	
Temperatur Design	30 °C	
Viskositas	0.55 cP	
Kapasitas	214.949 gpm	
Suction Pressure	14.69 psia	
Discharge Pressure	58.02 psia	
ΔZ	37 ft	
Power motor	10 hp	
Bahan	Cast Iron	
Code and standart		

Tabel V.11 Spesifikasi Alat Transesterification Reactor (R-210)

Nama Alat	Transesterification Reactor (R-210)	
Fungsi	Untuk membentuk FAME	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	306.47 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	121.36 in
	Diameter dalam bagian silinder	59.5 in
	Diameter luar bagian silinder	60 in
	Tebal silinder	3/4 in
	Tebal tutup atas	5/8 in
	Tebal tutup bawah	5/8 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	17.85 in	
Power Motor	1 hp	
Jumlah Lilitan Coil	55 lilitan	
Diameter Coil	4.026 in	
Tinggi Coil	542.8 in	
Diameter Lilitan	96 in	
Code and standart		

Tabel V.12 Spesifikasi Alat Transesterification Reactor (R-120)

Nama Alat	Esterification Reactor (R-120)	
Fungsi	Untuk membentuk FAME	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah	
Kapasitas	562.91 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	121.36 in
	Diameter dalam bagian silinder	59.5 in
	Diameter luar bagian silinder	60 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	5/8 in
	Tebal tutup bawah	5/8 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	17.85 in	
Power Motor	1 hp	
Jumlah Lilitan Coil	55 lilitan	
Diameter Coil	4.026 in	
Tinggi Coil	543 in	
Diameter Lilitan	96 in	

Tabel V.13 Spesifikasi Alat H2SO4 Tank (F-122)

Nama Alat	H2SO4 Tank (F122)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku H2SO4	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk	
Jumlah	1 buah	
Kapasitas	59,122.47 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	1,003.31 in
	Diameter dalam bagian silinder	598.75 in
	Diameter luar bagian silinder	600 in
	Tebal silinder	5/8 in
	Tebal tutup atas	1 1/4 in
Bahan	Stainless steel 304	
Code and Standart	API 12 C	

Tabel V.15 Spesifikasi Alat ADO Tank (F-611)

Nama Alat	ADO Tank (F-611)	
Fungsi	Menyimpan bahan baku Aditif Diesel Oil (ADO)	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas berbentuk	
Jumlah	1 buah	
Kapasitas	354,684.30 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	703.52 in
	Diameter dalam bagian silinder	419.13 in
	Diameter luar bagian silinder	420 in
	Tebal silinder	4/9 in
	Tebal tutup atas	3/4 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and Standart		

Tabel V.16 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-125)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-215)	
Tipe	Centrifugal pump	
Fungsi	Mengalirkan campuran metanol dan NaOH dari Mixing Tank (M-214) menuju Transesterification Reactor (R-210)	
Nama Fluida	Metanol & NaOH	
Temperatur Design	30 °C	
Viskositas	0.55 cP	
Kapasitas	214.9485 gpm	
Suction Pressure	14.7 psia	
Discharge Pressure	58.0 psia	
ΔZ	37 ft	
Power motor	10 hp	
Bahan	Cast Iron	
Code and Standart		

Tabel V.17 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-123)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-123)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan h ₂ so ₄ dari Tank (M-214) menuju esterification Reactor (R-120)
Nama Fluida	Metanol & NaOH
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.55 cP
Kapasitas	214.9485 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	58.0 psia
ΔZ	37 ft
Power motor	10 hp
Bahan	Cast Iron
Code and Standart	

Tabel V.18 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-521)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-521)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	1
Nama Fluida	H ₃ PO ₄ 85%
Temperatur Design	30
Viskositas	0.82
Kapasitas	5.4632
Suction Pressure	14.7
Discharge Pressure	14.7
ΔZ	20
Power motor	1
Bahan	Cast Iron
Code and Standart	

Tabel V.19 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-114)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-114)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan H3PO4 dari H3PO4 Tank (F-113) menuju Degumming Tank (M-110)
Nama Fluida	Crude Palm Oil
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	6.721 cP
Kapasitas	1.005 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	5 hp
Bahan	Cast Iron
Code and Standart	

Tabel V.20 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-612)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-612)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan bottom produk ke M-420
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	737.008 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	10.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.21 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-131)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-131)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan bottom produk ke D-130
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	737.008 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	10.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.22 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump (L-215)

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-215)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan campuran metanol dan NaOH dari Mixing Tank (M-214) menuju Transesterification Reactor (R-210)
Nama Fluida	Metanol & NaOH
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.55 cP
Kapasitas	214.9485 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	58.0 psia
ΔZ	37 ft
Power motor	10 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.23 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-130)

Distillation Column (D-130)		
Fungsi	Memisahkan metanol dari komponen lain	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	4.0000 ft ³	
Kondisi Operasi	Tekanan	368.73 in
	Suhu	191.50 in
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	192 in
	Diameter dalam bagian silinder	1/4 in
	Diameter luar bagian silinder	3/16 in
	Tebal silinder	1/2 in
	Tebal tutup atas	10
	Tebal tutup bawah	12 in
0	Tipe Tray	Reverse Flow Sieve Tray
	Jumlah Tray	10.00
	Tray Spacing	15.25 in
	Active Area	13.23 ft ²
	Hole Area	90.72 ft ²
	Downcomer Area	2 ft ²
	Downcomer Clearance	9.39 ft ²
	Weir Length	90.72 ft
	Weir Height	2 in
	Baffle Length	9.39 ft
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	

Tabel V.24 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-216)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan Refined CPO dari Refined CPO Tank (F-115) menuju Transesterification Reactor (R-210)
Nama Fluida	Crude Palm Oil
Temperatur Design	50 °C
Viskositas	6.721 cP
Kapasitas	657.1194 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	58.0 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	20 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.25 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-411)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan bottom produk ke M-420
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	653.090 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	7.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.26 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-421)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan bottom produk ke M-420
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	653.090 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	7.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.27 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-315)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan distilat ke metanol storage tank F-124
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	653.090 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	12 ft
Power motor	6.0 hp
Bahan	Cast Iron

Tabel V.28 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-331)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi dari Transesterification Reactor (R-210) ke kolom distilasi (D-310)
Nama Fluida	FAME
Temperatur Design	50 °C
Viskositas	6.721 cP
Kapasitas	657.1194 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	58.0 psia
ΔZ	40 ft
Power motor	25 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.29 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-125)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan distilat ke D710
Nama Fluida	Distilat
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.500 cP
Kapasitas	653.090 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	12 ft
Power motor	6.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.30 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-415)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan hasil distilasi D-410 dari berupa air menuju WT
Nama Fluida	H ₂ O
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	6.721 cP
Kapasitas	1004.603 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	5 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.31 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-716)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan produk bawahdari kolom (D-710) menuju Waste Treatment
Nama Fluida	Crude Palm Oil
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	5.357 cP
Kapasitas	48.986 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	5 ft
Power motor	1 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.32 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-511)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan arus kaya gliserol dari decanter (H-522) menuju kolom distilasi (R-D510)
Nama Fluida	Metanol
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	26.700 cP
Kapasitas	62.171 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	20 ft
Power motor	6.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.33 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-514)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan fluida dari bottom product kolom D-510 ke M-610
Nama Fluida	Metanol
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	5.500 cP
Kapasitas	111.056 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	35 ft
Power motor	2.0 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.34 Spesifikasi Alat Centrifugal Pump

Nama Alat	Centrifugal Pump (L-714)
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan Metanol dari produk atas kolom destilasi (D-710) menuju Reaktor Esterifikasi(R-120)
Nama Fluida	Crude Palm Oil
Temperatur Design	30 °C
Viskositas	0.590 cP
Kapasitas	326.617 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
ΔZ	25 ft
Power motor	5 hp
Bahan	Cast Iron
Code and standart	

Tabel V.35 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-310)

Nama Alat	Distillation Column (D-310)	
Fungsi	Memisahkan metanol dari komponen lain	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	586.6267 ft ³	
Kondisi Operasi	Tekanan	20 kPa
	Suhu	80 °C
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	368.73 in
	Diameter dalam bagian silinder	191.5 in
	Diameter luar bagian silinder	192 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	1/4 in
	Tebal tutup bawah	3/16 in
Dimensi Tray	Tipe Tray	Double Pass Flow
	Jumlah Tray	10
	Tray Spacing	12 in
	Active Area	106.05 in
	Hole Area	6.88 in
	Downcomer Area	15.25 in
	Downcomer Clearance	13.23 in
	Weir Length	90.72 in
	Weir Height	2 in
	Baffle Length	9.39 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and standart		

Tabel V.36 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-410)

Distillation Column (D-410)		
Fungsi	Memurnikan biodiesel dari air	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	364.5140 ft ³	
Kondisi Operasi	Tekanan	20 kPa
	Suhu	80 °C
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	308.21 in
	Diameter dalam bagian silinder	191.50 in
	Diameter luar bagian silinder	192 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
	Tebal tutup bawah	0 in
Tray	Tipe Tray	Double Pass Flow
	Jumlah Tray	10
	Tray Spacing	12 in
	Active Area	106.05 in
	Hole Area	6.88 in
	Downcomer Area	15.25 in
	Downcomer Clearance	13.23 in
	Weir Length	90.72 in
	Weir Height	2 in
	Baffle Length	9.39 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	

Tabel V.37 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-710)

	Distillation Column (D-710)	
Fungsi	Memisahkan air dan metanol dari gliserol	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	431.6999 ft ³	
Kondisi Operasi	Tekanan	40 kPa
	Suhu	60 °C
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	1772.35 in
	Diameter dalam bagian silinder	53.63 in
	Diameter luar bagian silinder	54 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
	Tebal tutup bawah	3/16 in
0	Tipe Tray	Reverse Flow Sieve Tray
	Jumlah Tray	5
	Tray Spacing	16 in
	Active Area	8.84 in
	Hole Area	0.62 in
	Downcomer Area	0.33 in
	Downcomer Clearance	2.10 in
	Weir Length	14.40 in
	Weir Height	2 in
	Baffle Length	3.93 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	

Tabel V.38 Spesifikasi Alat Cooler (E-422)

Nama Alat	Cooler E-422	
Fungsi	Mendinginkan bottom product dari distillation column (D-	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	
Suhu	Hot Fluid	$T_1 = 120$ °C
		$T_2 = 90$ °C
	Cold Fluid	$t_1 = 28$ °C
		$t_2 = 80$ °C
Dimensi	Tube	
	Jumlah Tube	407 buah
	Inside Diameter	1 in
	Outside Diameter	2 in
	BWG	18
	Panjang	16 ft
	P_T	2 in
	Shell	
	Diameter Shell	39 in
Baffle	31.2 in	
Bahan	Carbon Steel	
Code and standart	API 12 C	

Tabel V.39 Spesifikasi Alat Washing Tank (M-420)

Nama Alat	Washing Tank (M-420)	
Fungsi	Penambahan air pencuci melarutkan gliserol NaOH ,	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	8,516.25 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	383.20 in
	Diameter dalam bagian silinder	227.5 in
	Diameter luar bagian silinder	228 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	1/3 in
	Tebal tutup bawah	1/3 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	68.25 in	
Power Motor	150 hp	

Tabel V.40 Spesifikasi Cooler (E-422)

Nama Alat	Cooler (E-422)	
Fungsi	Mendinginkan bottom produk dari D-310	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	
Suhu	Hot Fluid	$T_1 = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$
		$T_2 = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$
	Cold Fluid	$t_1 = 112.4 \text{ } ^\circ\text{C}$
		$t_2 = 205 \text{ } ^\circ\text{C}$
Dimensi	Tube	
	Jumlah Tube	238 buah
	Inside Diamater	1 in
	Outside Diameter	2 in
	BWG	18
	Panjang	12 ft
	Pitch	1.88-in triangular
	Shell	
	Diameter Shell	35 in
	Baffle	14 in
Bahan	Carbon Steel	

Tabel V.41 Spesifikasi Alat Condenser (E-313)

Nama Alat	Condenser (E-313)	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2	
Fungsi	Mengkondensasikan top product kolom distilasi (D-310)	
Jumlah	1 buah	
Suhu	Hot Fluid	$T_1 = 205 \text{ } ^\circ\text{C}$
		$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$
	Cold Fluid	$t_1 = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$
		$t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$
Dimensi	Tube	
	Inside Diameter	1.4 in
	Outside Diameter	1.5 in
	BWG	18
	Panjang	20 in
	Pitch	1.875 in
	Shell	
	Diameter Shell	17.25 in
	Baffle	13.8 in
	Bahan	Carbon Steel

Tabel V.42 Spesifikasi Alat Condenser (E-133)

Nama Alat	Condenser E-133	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2	
Fungsi	Mengkondensasi Top Produk dari D-130	
Jumlah	1 buah	
Suhu	Hot Fluid	$T_1 = 205 \text{ }^\circ\text{C}$ $T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
	Cold Fluid	$t_1 = 28 \text{ }^\circ\text{C}$ $t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}$
Dimensi	Tube	
	Inside Diameter	1.4 in
	Outside Diameter	1.5 in
	BWG	18
	Panjang	20 in
	Pitch	1.875 in
	Shell	
	Diameter Shell	17.25 in
Baffle	13.8 in	
Bahan	Carbom steel	

Tabel V.43 Spesifikasi Alat Condenser (E-712)

Nama Alat	Condenser (E-714)		
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1 - 2		
Fungsi	Mengkondensasi Top Peoduk dari D-710		
Jumlah	1 buah		
Suhu	Hot Fluid	$T_1 = 205$	$^{\circ}\text{C}$
		$T_2 = 30$	$^{\circ}\text{C}$
	Cold Fluid	$t_1 = 28$	$^{\circ}\text{C}$
		$t_2 = 50$	$^{\circ}\text{C}$
Dimensi	Tube		
	Inside Diameter	1.4	in
	Outside Diameter	1.5	in
	BWG	18	
	Panjang	20	in
	Pitch	1.875	in
	Shell		
	Diameter Shell	17.25	in
Baffle	13.8	in	
Bahan	Carbon steel		

Tabel V.44 Spesifikasi Cooler (E-515)

Nama Alat	Cooler (E-515)	
Fungsi	Mendinginkan bottom product dari D-510	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	
Suhu	Hot Fluid	T1 = 240 °C T2 = 60 °C
	Cold Fluid	t1 = 28 °C t2 = 50 °C
Dimensi	Tube	
	Jumlah Tube	238 buah
	Inside Diamater	1 in
	Outside Diameter	2 in
	BWG	18
	Panjang	12 ft
	Pitch	1.88-in triangular
	Shell	
	Diameter Shell	35 in
Baffle	14 in	
Bahan	Carbon Steel	

Tabel V.45 Spesifikasi Cooler (E-614)

Nama Alat	Cooler (E-614)	
Fungsi	Mendinginkan aliran dari M-610	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2	
Suhu	Hot Fluid	T1 = 111.5 °C T2 = 50 °C
	Cold Fluid	t1 = 28 °C t2 = 40 °C
Dimensi	Tube	
	Jumlah Tube	238 buah
	Inside Diamater	1 in
	Outside Diameter	2 in
	BWG	18
	Panjang	12 ft
	Pitch	1.88-in triangular
	Shell	
	Diameter Shell	35 in
Baffle	14 in	
Bahan	Carbon Steel	

Tabel V.46 Spesifikasi Alat Neutralization Reactor (R-520)

Nama Alat	Neutralization Reactor (R-520)	
Fungsi	Untuk mengikat gum dengan larutan H ₃ PO ₄	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	53.5339 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	201.81 in
	Diameter dalam bagian silinder	107.63 in
	Diameter luar bagian silinder	108 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	1/4 in
	Tebal tutup bawah	1/4 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	32.29 in	
Power Motor	1 hp	
Jumlah Lilitan Coil	2 lilitan	
Diameter Coil	6.065 in	
Tinggi Coil	15 in	
Diameter Lilitan	14 in	

Tabel V.47 Spesifikasi Alat Distillation Column (D-510)

Nama Alat	Distillation Column (D-510)	
Fungsi	Memisahkan air dan metanol dari gliserol	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head	
Kapasitas	22.3261 ft ³	
Kondisi Operasi	Tekanan	40 kPa
	Suhu	60 °C
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	203.68 in
	Diameter dalam bagian silinder	53.63 in
	Diameter luar bagian silinder	54.00 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
	Tebal tutup bawah	3/16 in
Dimensi Tray	Tipe Tray	Reverse Flow Sieve Tray
	Jumlah Tray	5
	Tray Spacing	16 in
	Active Area	9 ft ²
	Hole Area	1 ft ²
	Downcomer Area	0 ft ²
	Downcomer Clearance	2 ft ²
	Weir Length	14 ft
	Weir Height	2 in
	Baffle Length	4 ft
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	

Tabel V.48 Spesifikasi Alat Washing Tank (M-610)

Nama Alat	Mixing Tank (M-610)	
Fungsi	Sebagai tangki pencampur antara ADO dengan biodiesel	
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah	
Kapasitas	11,014.63 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	462.81 in
	Diameter dalam bagian silinder	249.63 in
	Diameter luar bagian silinder	250.00 in
	Tebal silinder	3/16 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
	Tebal tutup bawah	3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Jenis Pengaduk	Flat Six Blade Turbines with Disk	
Kecepatan Putar	60 rpm	
Diameter Pengaduk	74.89 in	
Power Motor	40 hp	

Tabel V.49 Spesifikasi Alat Glycerol Tank (F-516)

Nama Alat	Glycerol Tank (F-516)	
Fungsi	Menyimpan produk Gliserol	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas standard dished head & tutup bawah flat	
Jumlah	5 buah	
Kapasitas	7,693.53 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	401.73 in
	Diameter dalam bagian silinder	239.50 in
	Diameter luar bagian silinder	240.00 in
	Tebal silinder	0.25 in
	Tebal tutup atas	0.19 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and standart	API 12 C	

Tabel V.50 Spesifikasi B30 Tank (F-614)

Nama Alat	Tangki Penyimpanan B30 (F-516)	
Fungsi	Menyimpan hasil akhir biodiesel berupa B30	
Bentuk	Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas standard dish head & tutup bawah flat	
Jumlah	5 buah	
Kapasitas	95,275.39 ft ³	
Dimensi	Tinggi tangki	401.7255 in
	Diameter dalam bagian silinder	239.5 in
	Diameter luar bagian silinder	240 in
	Tebal silinder	1/4 in
	Tebal tutup atas	3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Code and standart		

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi merupakan salah satu bagian penting dalam proses desain atau proses perencanaan pendirian suatu pabrik. Analisis ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah desain pabrik ini dapat memberikan keuntungan atau justru memberikan kerugian, sehingga dari analisa ekonomi ini akan disimpulkan apakah pabrik layak atau tidak layak untuk didirikan. Diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum dalam Bab III. Harga peralatan untuk proses berdasarkan pada spesifikasi peralatan yang tercantum dalam Bab V juga perlu untuk diperhitungkan. Selain itu diperlukan pula analisis biaya yang diperlukan untuk operasional pabrik dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan, serta pengadaan lahan untuk pendirian pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam melakukan analisis ekonomi yaitu:

- Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
- Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Period / POT*)
- Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)
- NPV (*Net Present Value / NPV*)

- Analisa Kepekaan (Sensitivitas)

Dalam meninjau faktor-faktor tersebut, diperlukan penaksiran beberapa aspek, yaitu:

- a. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment / TCI*)
 - Modal Tetap (*Fixed Capital Investment / FCI*)
 - Modal Kerja (*Working Capital Investment / WCI*)
- b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost / TPC*)
 - Biaya Fabrikasi (*Manufacturing Cost / MC*)
 - Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost / POC*)
 - Biaya pengeluaran Umum (*General Expenses / GE*)
- c. Total Pendapatan

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam pabrik Biodiesel B30 dari *crude palm oil* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

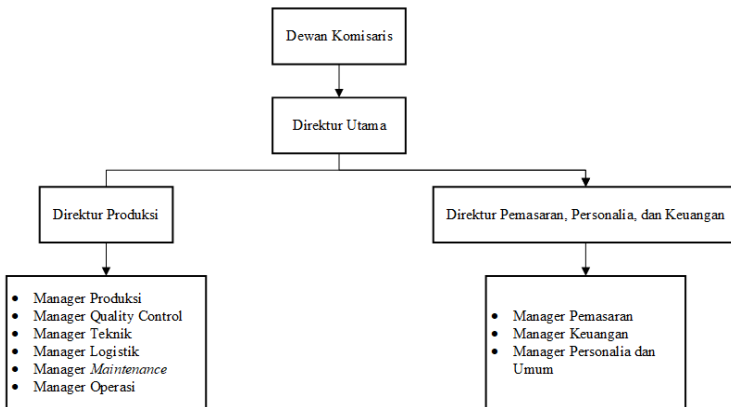
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada Gambar VI.1.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut. Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas direktur adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

3. Direktur Pemasaran, Keuangan & Human Resource

Direktur Pemasaran, Keuangan & Personalia bertugas membantu direktur dalam hal yang berhubungan dengan pemasaran, keuangan, pembukuan perusahaan, personalia dan umum. Direktur Keuangan, Pemasaran & Human Resource dibantu oleh Manager Keuangan, Manager Pemasaran dan Manager HR & GA.

Tugas dari Direktur Keuangan, Pemasaran & Personalia yaitu :

- Menentukan kebijakan pemasaran, kebijakan keuangan dan mengadakan koordinasi yang tepat agar dapat memperoleh hasil dan keuntungan maksimal.
- Memberikan instruksi kepada manager untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Keuangan :

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Keuangan, Pemasaran & Personalia

Tugas Manager Pemasaran :

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan, Pemasaran & Personalia

Tugas Manager Human Resource dan General Affair

- Bagian ini bertugas pada bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian dan hal-hal umum, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah, masalah kebersihan, keamanan, dan hal-hal non

teknis lain yang mendukung proses produksi secara tidak langsung.

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan, Pemasaran & Human Resource

4. Direktur Produksi

Direktur Produksi yang bertugas membantu direktur dalam hal yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, quality dari bahan baku dan produk yang dihasilkan, operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi, Manager Quality Control dan Quality Assurance, Manager Logistik, Manager Engineering. Tugas Direktur Produksi:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dan memberikan instruksi kepada manager untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Produksi :

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi

Tugas Manager *Quality Control* dan *Quality Assurance*:

- Mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Memastikan proses produksi berjalan sesuai ketentuan, standard, dan SOP yang telah ditentukan.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *quality*.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi

Tugas Manager Engineering :

- Memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian maintenance.

- Memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi

Tugas Manager Logistik :

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian dan tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Produksi

VI.1.3 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

Pembagian tingkat golongan tergantung pada banyak hal seperti jabatan, masa kerja, prestasi dan lain-lain. Adapun

pembagian golongan karyawan dan gaji pada perusahaan ini adalah :

Golongan I : Karyawan dengan gaji Rp 2.500.000
– 5.000.000 /bulan

Golongan II : Karyawan dengan gaji Rp 5.000.000
– 10.000.000 /bulan

Golongan III : Karyawan dengan gaji Rp 10.000.000
– 16.000.000 /bulan

Golongan IV : Karyawan dengan gaji Rp 16.000.000
– 20.000.000 /bulan

Golongan V : Karyawan dengan gaji Rp 20.000.000
– 60.000.000 /bulan

Golongan VI : Karyawan dengan gaji Rp 60.000.000
– 100.000.000 /bulan

VI.1.4 Sistem Gaji

Sistem gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Sistem penggajian diatur sebagai berikut :

- a. Gaji bulanan

Gaji bulanan diberikan pada karyawan bulanan tetap yang sesuai dengan bidang, kedudukan, serta keahlian yang dimilikinya.

b. Gaji harian

Gaji harian diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan setiap hari Sabtu.

c. Gaji kontrak

Gaji kontrak diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan yang besar dan waktu pembayarannya sesuai dengan kontrak yang sudah disepakati.

VI.1.5 Sistem Kerja

Pabrik Biodiesel B30 dari *Crude Palm Oil* ini direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari, sisanya digunakan untuk *overhaul* dan *maintenance* serta *shut down*.

Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam para karyawan diberikan jadwal bergilir (*shift*). Untuk itu jam kerja dibagi dalam tiga waktu kerja dimana tiap shift dibagi masing-masing 8 jam.

Penggantian *shift* dilakukan sesuai aturan *International Labour Organization* yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari *shift* malam, 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 *shift* dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut :

Distribusi jam kerja :

- *Shift* I : 07.00 – 15.00
- *Shift* II : 15.00 – 23.00
- *Shift* III : 23.00 – 07.00

Untuk pegawai non-*shift* bekerja selama enam hari dalam seminggu, sedangkan pada hari Minggu dan hari besar libur. Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (Jam Istirahat 12.00 – 13.00)
- Jumat : 07.00 – 17.00 (Jam Istirahat 11.00 – 13.00)

Jumlah dan persebaran karyawan pada perusahaan serta jadwal *shift* dengan sistem 2-2-2 dapat dilihat pada Tabel VI.1 dan Tabel VI.2.

Tabel VI.1 Jumlah Karyawan Biodiesel Plant

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	4

2	Direktur Utama	1
3	Direktur Produksi	1
4	Direktur Pemasaran	1
5	Sekretaris	5
6	Manager	
	a. Pemasaran	1
	b. Produksi	5
	c. Engineering	1
	d. QC & QA	1
	e. Keuangan	1
	f. HR & GA	1
	g. Logistik	1
	h. Supervisor	30
7	Karyawan Operasional	
	a. Lulusan S-1	30
	b. Lulusan D-3	180
	c. Lulusan SMK	316
8	Dokter	2
10	Perawat	4
10	Sopir	5
11	Karyawan Keamanan	16
12	Karyawan Kebersihan	10

Tabel VI.2 Jadwal Shift Dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang proses industri, dan sangat memegang peran penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* adalah :

1. Unit Penyediaan Air

Air yang digunakan meliputi air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi.

2. Unit Penyediaan Steam

Steam digunakan sebagai pemanas untuk menjaga suhu operasi.

3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik digunakan sebagai tenaga penggerak peralatan proses dan digunakan sebagai penerangan.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Digunakan sebagai bahan bakar untuk unit boiler dan pembangkit tenaga listrik.

5. Unit Penyediaan Udara Instrumen

Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik untuk mengendalikan proses.

VI.2.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan bahan yang paling banyak digunakan pada unit utilitas. Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi kualitas dan segi kuantitasnya. Untuk alasan ini maka jumlah dan syarat air harus terpenuhi. Untuk keperluan pabrik maka direncanakan air akan diambil dari air sumur.

Adapun kebutuhan air untuk pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* ini adalah :

1. Air proses

Jenis air ini disebut juga sebagai air demineralisasi, dimana semua mineral yang terkandung didalamnya telah dihilangkan melalui proses ion exchange (anion-kation exchange).

Beberapa faktor yang harus diperhatikan untuk air proses ini adalah :

- Tidak boleh mengandung Ca dan Mg
- Tidak boleh mengandung minyak
- Tidak boleh mengandung senyawa alkali (alkalinitas), dan
- Tidak boleh terdapat kadar amoniak

Air proses biasanya dipakai dalam proses pengenceran, pencucian, dan pelarutan.

2. Air pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan media pendingin pada alat perpindahan panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut :

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- a. Hardness : dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi : dapat menyebabkan korosi
- c. Silika : dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak : dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

3. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik untuk konsumsi, cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran, dan lain-lain. Pada umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas tertentu, diantaranya :

•Syarat fisik

- Bersuhu 20-30°C
- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau

•Syarat kimia

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri patogen lainnya

•Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat (antara lain : Pb)
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

4. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan boiler harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain :

1. **Tidak boleh membuih**

Buih disebabkan karena adanya kandungan kaustik soda yang tinggi, garam-garam sodium dan kontaminasi senyawa organik. Adanya busa dapat menyebabkan :

- Pembacaan tinggi permukaan liquid dalam boiler
- Menyebabkan percikan kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut

2. **Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler**

Kerak yang terbentuk di dinding boiler akan menyebabkan :

- Terhambatnya proses perpindahan panas
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena adanya tekanan yang kuat dari boiler.

3. **Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa**

Korosi pada pipa boiler disebabkan karena adanya kandungan keasaman, minyak dan lemak, bikarbonat, bahan-bahan organik serta gas-gas terlarut dalam air seperti gas CO_2 , O_2 , H_2S dan NH_3 .

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui :

- Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam digunakan sebagai pemanas untuk menjaga suhu operasi. Steam diproduksi dengan mengumpunkankan air pada boiler yang kemudian dipanaskan sehingga air umpan boiler berubah fasa menjadi *saturated steam*. Pada pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* ini diproduksi jenis steam *Mid Pressure Steam* (250°C ; 19 bar).

VI.2.3 Unit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* ini direncanakan semua keperluan listrik dapat dipenuhi dari suplai PT. PLN.

Selain itu disediakan pula *diesel engine generator* sebagai cadangan apabila terjadi pemadaman listrik dari PT. PLN agar proses produksi tidak terganggu.

VI.2.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan batu bara sebagai bahan bakar untuk memproduksi *steam* dari *boiler* di dapatkan dari berbagai perusahaan tambang batu bara yang ada di Pulau Kalimantan.

VI.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pradesain Pabrik Biodiesel dari *Crude Palm Oil* ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. BEP (*Break Even Point*)
2. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
3. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time / POT*)
4. Analisa Kepekaan (Sensitivitas).

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik Biodiesel ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 3.16 % setiap tahun;

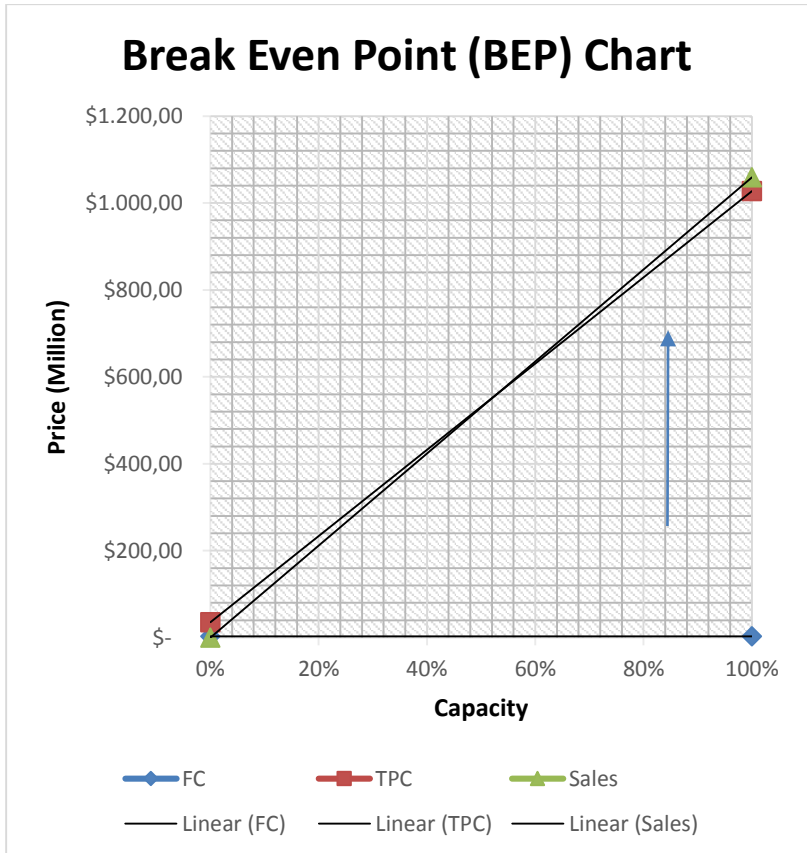
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 3.16 % setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 30 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 70 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 10 tahun;
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam 15 tahun secara straight line.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik Biodiesel ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik Biodiesel terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan.

VI.3.3 Analisa Titik Impas (*Break Event Point / BEP*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada appendix D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai *Break Even Point (BEP)* sebesar 53.485%. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.3.



Gambar VI.3. Grafik BEP (Break Event Point)

IV.3.4 Laju Pengembalian Modal (*Intenal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 20.06\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga

i untuk bunga pinjaman yaitu 12% per tahun. Dengan harga $i = 21.10\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 20.06% per tahun.

VI.3.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada appendix D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4.66 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yakni 15 tahun.

Hasil perhitungan analisa ekonomi pabrik biodiesel secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel VI.4.

Tabel VI.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik Biodiesel

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Investment</i>	USD	\$187,915,062.44
2	<i>Interest</i>	% per Tahun	12
4	IRR	%	20.06
5	POT	Tahun	4.66
6	BEP	%	53.485

7	Harga Bahan Baku CPO	USD/Ton	600
8	Harga Bahan Baku H ₃ PO ₄	USD/Ton	650
9	Harga Bahan Baku Methanol	USD/Ton	450
10	Harga Bahan Baku NaOH	USD/Ton	450
11	Harga Bahan Baku H ₂ SO ₄	USD/Ton	400
12	Harga Bahan Baku ADO	USD/Ton	540
13	Harga Bahan Baku BHA	USD/Ton	1200
11	Harga Produk Biodiesel	USD/Ton	844
12	Harga Produk Gliserol	USD/Ton	750
13	<i>Construction Period</i>	Tahun	2
14	<i>Operation Days/Year</i>	Hari/Tahun n	330

BAB VII

KESIMPULAN

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab sebelumnya dalam perancangan pabrik biodiesel B30 dari *crude palm oil* ini dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari,
330 hari/tahun
2. Kapasitas : 1.500.000 ton
B100/tahun
5.000.000 ton
B30/tahun
3. Umur pabrik : 15 tahun
4. Masa konstruksi : 2 tahun
5. Analisa ekonomi :
 - Permodalan
 - a. Modal tetap (FCI) : \$
159,727,803.10
 - b. Modal kerja (WCI) : \$
28,187,259.37

- c. Modal total (TCI) : \$
187,915,062.44
- d. Biaya total per tahun (TPC) : \$
4,431,570,019.30
- Hasil penjualan per tahun : \$
4,444,693,832.00
- Indikator kelayakan
 - a. Bunga bank : 12 %
 - b. *Internal Rate of Return* : 20.06
%
 - c. *Pay out Time* : 4.66
tahun
 - d. *Break Even Point* : 53.485
%

Ditinjau dari pertimbangan analisa ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel B30 dari *crude palm oil* layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

____. 2019. *Suku Bunga Dasar Kredit Bulan Mei-Juli 2019*. Otoritas Jasa Keuangan RI, diakses melalui tautan :

<https://www.ojk.go.id/id/kanal/perbankan/Pages/Suku-Bunga-Dasar.aspx>

____. 2018. *Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 41 Tahun 2018*.
Kementrian ESDM

____. 2018. *Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 12 Tahun 2018*.
Kementrian ESDM

____. 2018. *Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 66 Tahun 2018*. Kementrian
Sekertariat Negara RI

____. 2017. *BP Statistical Review of World Energy 2017*. British Petroleum

____. 2017. *Data Konsumsi BBM Nasional
Pertahun*. Kementerian ESDM RI diakses melalui tautan :
<http://www.bphmigas.go.id/konsumsi-bbm-nasional>

____. 2017. *Market Brief Biodiesel di Korea
Selatan*. Indonesia Trade and Promotion Center Bussan
South Korea

____. 2017. *OECD-FAO Agricultural Outlook
2016-2025*. OECD Publishing

____. 2016. *OECD-FAO Agricultural Outlook
2015-2024*. OECD Publishing

____. 2015. *Naskah Peraturan Menteri Energi
dan Sumber Daya Mineral Nomor 12 Tahun 2015*.
Kementerian ESDM

____. 2015. *SNI 7182:2015 Biodiesel*. Badan
Standardisasi Nasional

____. 2013. *Buku Pedoman Pajak Penghasilan*.
Direktorat Jenderal Pajak Kementerian Keuangan RI.

____. 2012. *Indonesia Produsen Kelapa Sawit
Terbesar*. Kementerian Perindustrian diakses melalui

tautan :

<http://www.kemenperin.go.id/artikel/1075/Indonesia-Produsen-Kelapa-Sawit-Terbesar>

_____. 2008. *Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 32 Tahun 2008*.
Kementrian ESDM

Berger, P.C. 2004. *Best Case Fallbeispiele der Europäischen Biodieselindustrie*, Institut für Technologie und nachhaltiges Produktmanagement, Wirtschaftsuniversität Wien, *Schriftenreihe Umweltschutz und Ressourcenökonomie*, Band 42, Vienna

Connemann, J, A. Krallmann and E. Fischer (to Oelmühle Leer Connemann). 1994. *Process for the continuous production of lower alkyl esters of higher fatty acids*. US Patent Number 5,354,878.

Direktorat Pengolahan. 2011. *Kegiatan Operasi Kilang Pengolahan*. PT. Pertamina (Persero)

Fauzia, Mutia. 2018. *Impor Migas Sumbang Penyebab Terbesar Defisit Neraca Perdagangan*.

Kompas diakses melalui tautan :

<https://ekonomi.kompas.com/read/2018/09/17/150041626/impor-migas-sumbang-penyebab-terbesar-defisit-neraca-perdagangan>

Helwani, Z dkk. 2009. *Heterogeneous Catalysts for Transesterification of Triglycerides with Methanol: A Review*, Journal Applied catalysis A 363:1-10.

Herbert, Lepper dan Lothar Friesenhagen. 1985. *Process for the preparation of methyl esters of fatty acid*. European Patent Office Number EP0184740B1.

Kusdiana, D and S. Saka. 2004. *Effects of water on biodiesel fuel production by supercritical methanol treatment*. Journal Techno. 91 (2004) 289–95.

Nysven, Per Margus. 2016. *United States Now Hold More Recoverable Oil Than Saudi*. Rystad Energy diakses melalui tautan :

<https://www.rystadenergy.com/newsevents/news/press-releases/united-states-now-holds-more-oil-reserves-than-saudi-arabia>

REN 21 Steering Committee. 2011. *Renewables 2011 Global Status Report*. Renewable Energy Policy Network for the 21st Century

Saka, S dan D. Kusdiana. 2001. *Biodiesel fuel from rapeseed oil as prepared in supercritical methanol*. Journal of Fuel 80 : 225–31.

Subdirektorat Statistik Perkebunan. 2017. *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2017*. Badan Pusat Statistik

Tim Riset Paspi. 2017. *Perkembangan Mandatory Biodiesel dan Prospek Indonesia dalam Pasar Biodiesel Dunia*. Indonesian Palm Oil Association

Tomo, R Choeriadi. 2015. *Biofuel : Melawan Ketidakpastian Energy*. Jakarta : Bursa Ilmu

Vyas, A.P., J. V. Verma, and N. Subrahmanyam. 2010. *A review on FAME Production Processes*. Journal Fuel 89 : 1-9.