

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**



**PRA DESAIN PABRIK BODIESEL DARI PFAD  
(PALM FATTY ACID DISTILLATE)**

**Caesar Purnama Husada**

**NRP. 0221154000072**

**Pembimbing:**

**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.**

**NIP.19610802 198601 1 001**

**LABORATORIUM PROSES KIMIA  
SURABAYA  
2019**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### “PRA-DESAIN PABRIK PABRIK BODIESEL DARI PFAD (*PALM FATTY ACID DISTILLATE*)”





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

Oleh :

Caesar Purnama Husada

NRP.0221154000072

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof, Dr. Ir. Mahfud, DEA.  ..... (Pembimbing)
2. Setiyo Gunawan, S.T., Ph.D.  ..... (Penguji)
3. Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.  ..... (Penguji)
4. Dr. Eng Raden Darmawan, S.T., M.T.  ..... (Penguji)



## INTISARI

Seiring dengan perkembangan zaman, kebutuhan energi pun semakin meningkat dikarenakan banyaknya jumlah teknologi yang beredar di era modern ini . Peningkatan kebutuhan energi ini tidak disertai dengan meningkatnya jumlah sumber energi yang digunakan, salah satunya adalah sumber energi dari fosil (tidak terbarukan) yang semakin berkurang dari tahun ke tahun. Hingga saat ini Indonesia masih sangat bergantung pada bahan bakar berbasis fosil sebagai sumber energi . Biodiesel sebagai bahan bakar terbarukan dapat menjadi energi alternatif. Biodiesel merupakan campuran dari asam lemak metil ester (FAME) yang didapatkan dari proses alkoholisis minyak atau lemak. Lemak nabati yang dapat digunakan sebagai bahan baku biodiesel adalah *palm fatty acid distillate* (PFAD), yang merupakan produk samping pemurnian CPO. PFAD cocok sebagai bahan baku biodiesel karena memiliki harga yang murah dan bukan merupakan kebutuhan pokok manusia.

Pabrik biodiesel ini direncanakan berdiri tahun 2022 yang berlokasi di Kabupaten Rokan Hilir, Riau. Proses pembuatan biodiesel dari PFAD dibagi menjadi beberapa tahap, diantaranya:

### **1. Persiapan Bahan Baku**

Pada persiapan bahan baku PFAD yang akan digunakan dipanaskan terlebih dahulu hingga suhunya mencapai 60°C. Pemanasan bertujuan untuk mencairkan PFAD (titik leleh PFAD adalah 50°C) dan siap untuk dialirkan ke reactor esterifikasi. Selain persiapan bahan baku utama, ada persiapan bahan baku pendukung dengan mempersiapkan metanol dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebelum dimasukkan ke reactor esterifikasi.

### **2. Reaksi Esterifikasi**

PFAD yang telah dipanaskan dan telah mencair dipompakan ke dalam reaktor esterifikasi. Reaksi esterifikasi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)

pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 60 menit. Ke dalam reaktor juga ditambahkan methanol 99% sebagai reaktan dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% sebagai katalis. Perbandingan molar antara metanol terhadap PFAD terhadap H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> adalah 8:1:0,05. Reaksi esterifikasi ini bertujuan untuk menurunkan kadar asam lemak bebas dalam PFAD dari >80% menjadi 1,5% dengan menghasilkan alkil ester dan air dengan konversi 98% .

### 3. Reaksi Transesterifikasi

Pada proses transesterifikasi, menghasilkan produk biodiesel (FAME) hingga 99%. Proses transesterifikasi terhadap produk esterifikasi, menggunakan katalis alkalin, yaitu natrium hidroksida. Natrium hidroksida (NaOH) ditambahkan sebanyak 1,5% wt dari minyak produk esterifikasi. Produk esterifikasi dilarutkan dalam metanol dengan perbandingan metanol:PFAD teresterifikasi adalah 6:1. Penambahan metanol berlebih ini supaya reaksi tidak berbalik ke kiri. Proses transesterifikasi dilakukan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dengan waktu pengadukan 90 menit. Reaksi transesterifikasi juga dilakukan dalam tangki berpengaduk.

### 4. Pemurnian Biodiesel

Pemurnian biodiesel ini menggunakan decanter, *washing tank*, flash tank. Pemisahan dilakukan dengan decanter yang akan memisahkan campuran berdasarkan densitasnya. Decanter akan memisahkan campuran menjadi campuran kaya biodiesel dan kayak gliserol. Campuran kaya metil ester, diumpankan dalam kolom pencuci untuk memisahkan biodiesel (metil ester) dari sisa pengotor yang tidak diinginkan (gliserol, metanol, minyak yang tidak bereaksi). Pencucian menggunakan air pada suhu 60°C dengan 25% dari berat masa feed masuk atau metil ester dalam tangki pencuci. Kemudian biodiesel yang mengandung air dipanaskan menggunakan *heater* pada suhu 135°C agar air dapat menguap dan sisa metanol menguap seluruhnya, setelah itu biodiesel diumpankan ke dalam *flash*

*tank* sehingga air dan metanol yang terkandung dalam biodiesel akan menguap sehingga dihasilkan produk biodiesel dengan kandungan air < 0,25%.

## 5. Pemurnian Gliserol

Lapisan bawah dari dekanter 1 dan 2 serta lapisan atas dekanter 3 dialirkan ke dalam tangki penampung sementara, kemudian dialirkan ke dekanter 4 untuk memisahkan katalis sisa sehingga didapatkan crude gliserol yang lebih murni. Produk bawah dialirkan ke pengolahan limbah sedangkan aliran atas dekanter dialirkan ke tangki penampung kemudian ke kolom distilasi untuk memisahkan antara campuran metanol, air, PFAD sisa dan gliserol sehingga diperoleh crude gliserol yang lebih murni lagi.

## 6. Recovery Metanol

Aliran atas dari dekanter 4 berupa methanol, air, gliserol, dan PFAD sisa dialirkan ke dalam tangki penampung II sebelum masuk ke kolom distilasi untuk mendapatkan metanol recovery yang mempunyai kadar 99%. Metanol yang telah teruapkan kemudian dikondensasikan menggunakan kondenser dari suhu 64,92°C menjadi 30°C dan dialirkan kembali ke tangki penyimpanan metanol untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya. Hasil lain dari kolom distilasi yaitu air, gliserol, PFAD sisa dialirkan ke tangki penampung crude gliserol.

Pabrik biodiesel dari PFAD ini direncanakan beroperasi secara kontinu selama 24 jam, 330hari/tahun dengan perencanaan:

1. Pra Desain Pabrik : Pabrik Biodiesel
2. Proses : Esterifikasi dan Transesterifikasi
3. Operasi : Kontinu (24 jam/hari)
4. Kapasitas : 60.000 ton/tahun
5. Jumlah tenaga kerja : 196 orang
6. Kebutuhan bahan baku :

- PFAD : 164767.00 kg/hari
  - Metanol 99% : 149060 kg/hari
  - H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% : 2662,9 kg/hari
  - NaOH : 396,28 kg/hari
7. Analisa Ekonomi : *Discounted cash flow*
- a. Permodalan
- Modal tetap FCI : Rp 229.808.884.991
  - Modal kerja WCI : Rp 40.554.509.116
  - Modal total TCI: Rp 270.363.394.107
- b. Penerimaan
- Hasil penjualan : Rp 589.358.396.773
- c. Rentabilitas perusahaan
- Masa konstruksi : 2 tahun
  - Umur pabrik : 10 tahun
  - Bunga bank : 6 %
  - Laju inflasi : 3,19 %
  - POT : 5,14 tahun
  - IRR : 24 %
  - BEP : 40,38 %

Dari hasil uraian diatas ditinjau dari segi teknik dan ekonomi, maka pabrik biodiesel dari PFAD ini layak untuk didirikan.

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul **Pra Desain Pabrik Biodiesel dari PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)** dengan sebaik-baiknya sebagai salah satu tugas akhir di Teknik Kimia ITS. Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Departemen Teknik Kimia ITS, namun demikian penulis berharap laporan ini tak hanya sebagai pemenuh kewajiban tapi lebih dari itu akan bermanfaat khususnya bagi penulis sendiri dan umumnya bagi yang membaca terlebih pada bidang keteknikkimiaan dan aplikasinya dalam industri.

Pada kesempatan kali ini, kami menyampaikan terima kasih kepada:

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
2. Ibu Dr. Lailatul Qadariah, S.T.,MT., selaku Koordinator Tugas Akhir Program Studi S-1 Teknik Kimia FTI-ITS.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA., dan, sebagai dosen pembimbing yang telah banyak memberikan masukan pada kami.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA., selaku Kepala Laboratorium Teknologi Proses Kimia yang telah banyak memberi masukan pada kami.
5. Bapak dan Ibu dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Orang tua dan keluarga kami atas segala kasih sayang dan pengertian yang telah diberikan.
7. Saudara-saudara kami di Laboratorium Teknologi Proses dan saudara-saudara K-55 yang telah memberikan dukungan, saran dan turut membantu kami.
8. Semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak, sehingga kami dapat menyelesaikan tugas Pra Desain Pabrik ini.

Kami menyadari bahwa penyusunan Pra Desain Pabrik ini masih perlu penyempurnaan, oleh karena itu kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun. Terima kasih.

Surabaya, 17 Januari 2019

Penyusun



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PERSETUJUAN	
INTISARI.....	i
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
BAB I LATAR BELAKANG.....	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	II-1
II.1 Kapasitas.....	II-1
II.1.1 Kapasitas Pabrik.....	II-1
II.1.2 Basis Perhitungan.....	II-6
II.2 Lokasi.....	II-6
II.3 Kualitas bahan baku dan produk.....	II-11
II.3.1 PFAD ( <i>Palm Fatty acid distillate</i> ).....	II-11
II.3.2 Metanol.....	II-14
II.3.3 Asam Sulfat.....	II-15
II.3.4 NaOH.....	II-15
II.3.5 Biodiesel.....	II-16
II.3.6 Gliserol.....	II-18
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Tipe-Tipe Proses.....	III-1
III.1.1 Esterifikasi.....	III-1
III.1.2 Transesterifikasi.....	III-3
III.1.3 Tipe-tipe <i>Preatreatment</i> PFAD.....	III-15
III.2 Seleksi Proses.....	III-15
III.3 Uraian Proses.....	III-18
III.3.1 Persiapan Bahan Baku.....	III-18
III.3.2 Reaksi Esterifikasi.....	III-19
III.3.3 Proses Reaksi Transesterifikasi.....	III-20
III.3.4 Pemurnian Biodiesel.....	III-20
III.3.5 Pemurnian Gliserol.....	III-21
III.3.6 Recovery Metanol.....	III-21

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1 Neraca Massa.....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-15
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3 Struktur Organisasi.....	VI-4
VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan.....	VI-13
VI.1.5 Perincian Jumlah Tenaga Kerja.....	VI-14
VI.1.6 Sistem Jam Kerja.....	VI-16
VI.2 Utilitas.....	VI-18
VI.2.1 Unit Pengolahan Air.....	VI-18
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam.....	VI-20
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik.....	VI-21
VI.2.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	VI-21
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-21
VI.3.1 Biaya Peralatan.....	VI-22
VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi.....	VI-23
VI.3.3 Laju Pengembalian Modal ( <i>Internal Rate of Return / IRR</i> ).....	VI-24
VI.3.4 Waktu pengembalian modal minimum ( <i>Pay Out Time / POT</i> ).....	VI-25
VI.3.5 Titik impas ( <i>Break Even Point / BEP</i> ) .....	VI-25
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....	xiii

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar II.1</b> Luas area dan Produksi kelapa sawit menurut kabupaten di provinsi Riau. ....	II-8
<b>Gambar II.2</b> Peta Provinsi Riau.....	II-8
<b>Gambar II.3</b> Rencana Lokasi Pendirian Pabrik di Rokan Hilir Riau.....	II-8
<b>Gambar II.4</b> Buah kelapa sawit dan PFAD.....	II-12
<b>Gambar III.1</b> Reaksi esterifikasi dengan katalis asam.....	III-2
<b>Gambar III.2</b> Tahapan reaksi transesterifikasi .....	III-3
<b>Gambar III.3</b> Reaksi transesterifikasi.....	III-4
<b>Gambar III.4</b> Reaksi saponifikasi.....	III-5
<b>Gambar III.5</b> Reaksi transesterifikasi menggunakan katalis asam.....	III-6
<b>Gambar III.6</b> Proses flow diagram pembuatan biodiesel dari PFAD .....	III-18
<b>Gambar VI.1</b> Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-5
<b>Gambar VI.2.</b> Grafik Penentuan Jumlah Karyawan Operasi Terhadap Kapasitas Produksi.....	VI-14
<b>Gambar VI.3.</b> Grafik Break Event Point.....	VI-26

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel II.1</b> Produksi Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016.....	II-1
<b>Tabel II.2</b> Konsumsi Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016....	II-2
<b>Tabel II.3</b> Ekspor Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016.....	II-3
<b>Tabel II.4</b> Impor Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016.....	II-3
<b>Tabel II.5</b> Proyeksi produksi, konsumsi, ekspor dan impor pada tahun 2020.....	II-4
<b>Tabel II.6</b> Kapasitas produksi biodiesel yang ada di Indonesia.....	II-5
<b>Tabel II.7</b> Komposisi PFAD (Palm Fatty Acid Distillate).....	II-10
<b>Tabel II.8</b> Sifat-sifat dan kandungan dari PFAD.....	II-10
<b>Tabel II.9</b> Perbandingan Sifat Fisik dan Komposisi PFAD dan Biodiesel .....	II-11
<b>Tabel II.10</b> Sifat kimia dan fisika metanol .....	II-11
<b>Tabel II.11</b> Sifat fisik dan kimia asam sulfat .....	II-12
<b>Tabel II.12</b> Sifat-sifat fisik kimia Natrium Hidroksida.....	II-13
<b>Tabel II.13</b> Sifat-sifat dari metil ester (biodiesel).....	II-14
<b>Tabel II.14</b> Syarat mutu biodiesel standar EN 14214:2012 ...	II-15
<b>Tabel II.15</b> Sifat fisis dan sifat kimia dari gliserol .....	II-16
<b>Tabel III.1</b> Jenis-jenis katalis dan yieldnya yang digunakan untuk reaksi transesterifikasi pada minyak yang berbeda-beda.....	III-6
<b>Tabel III.2</b> Perbandingan antara metode katalis basa dan metode methanol superkritik pada pembuatan biodiesel melalui reaksi transesterifikasi.....	III-9
<b>Tabel III.3</b> Beberapa kelebihan dan kekurangan metode produksi biodiesel.....	III-10

<b>Tabel III.4</b> Pemilihan Proses Produksi Metil Ester (Biodiesel).....	III-13
<b>Tabel VI.1</b> Perincian Jumlah Karyawan.....	VI-15

## **BAB I**

### **LATAR BELAKANG**

Seiring dengan perkembangan zaman, kebutuhan energi pun semakin meningkat dikarenakan banyaknya jumlah teknologi yang beredar di era modern ini . Peningkatan kebutuhan energi ini tidak disertai dengan meningkatnya jumlah sumber energi yang digunakan, salah satunya adalah sumber energi dari fosil (tidak terbarukan) yang semakin berkurang dari tahun ke tahun. Hingga saat ini Indonesia masih sangat bergantung pada bahan bakar berbasis fosil sebagai sumber energi . Data yang didapat dari Dewan Energi Nasional tahun 2016 produksi minyak bumi selama 10 tahun terakhir menunjukkan kecenderungan menurun, yaitu dari 287,30 juta barel atau sekitar 800 ribu barel per hari pada tahun 2006 dan menjadi sekitar 251,87 juta barel (sekitar 690 ribu barel per hari) di tahun 2015. Penurunan produksi tersebut disebabkan oleh sumur-sumur produksi minyak bumi yang umumnya sudah tua, sementara produksi sumur baru relative masih terbatas serta dikarenakan laju konsumsi BBM sebagai produk hasil olahan minyak bumi mengalami peningkatan. Peningkatan konsumsi BBM di dalam negeri dan penurunan produksi minyak bumi telah menyebabkan ekspor minyak bumi menurun, sebaliknya impor minyak bumi dan BBM terus meningkat. Kondisi tersebut terlihat dari kenaikan rasio ketergantungan impor, dimana rasio ketergantungan impor rata-rata meningkat dari 35% pada tahun 2007 menjadi 44% di tahun 2015. Kenaikan harga BBM secara langsung berakibat pada naiknya biaya transportasi, biaya produksi industri dan pembangkit tenaga listrik. Pertumbuhan jumlah penduduk yang juga disertai dengan meningkatnya kesejahteraan masyarakat sehingga berdampak pada kebutuhan akan sarana transportasi dan aktivitas industri. Hal ini tentu saja menyebabkan kebutuhan akan bahan bakar cair juga akan semakin meningkat. Selain itu meningkatnya polusi CO<sub>2</sub> yang dihasilkan dari penggunaan energi dari bahan bakar fosil akan memicu efek rumah kaca

Karena itu salah satu cara untuk mengatasi permasalahan tentang sumber energi yang semakin berkurang diperlukan sumber energi alternatif yang bisa menggantikan BBM (bahan bakar minyak) dari fosil yang ramah lingkungan salah satunya adalah bioenergi. Bioenergi adalah energi yang didapat dari organisme biologis atau bahan organik. Secara umum, bioenergi menghasilkan tiga jenis sumber energi, yaitu: biofuel (biodiesel, bioetanol), biogas, dan biomassa padat (serpihan kayu, biobriket serta residu pertanian). Bioenergi dapat menghasilkan tiga bentuk energi yaitu: listrik, bahan bakar transportasi, dan panas. Bioenergi diharapkan dapat menggantikan peran penting sumber energi fosil yang merupakan sumber energi yang tidak terbarukan (Bappenas 2015).

Dalam satu dekade terakhir, bioenergi menjadi satu topik penting di Indonesia. Paling tidak, terdapat empat faktor yang mendorong perkembangan sektor bioenergi. Pertama, bioenergi dilihat sebagai salah satu solusi mengatasi permasalahan ketahanan energi (energy security) (ADB 2009). Produksi minyak bumi nasional mencapai angka tertinggi pada dekade 2000-an, tetapi diperkirakan akan mengalami penurunan hingga tahun 2025. Keadaan ini mengindikasikan ancaman terhadap ketahanan energi nasional. Untuk mengatasi permasalahan ketahanan energi, Indonesia melakukan impor minyak bumi yang semakin tinggi mulai tahun 2007 dan diperkirakan akan terus meningkat hingga tahun 2025. Dalam hal ini, energi alternatif berupa bioenergi sebagai energi baru terbarukan menjadi salah satu solusi untuk mengurangi tekanan impor dan mengatasi ancaman ketahanan energi (Dutu 2016). Kedua, upaya Indonesia untuk memproduksi bioenergi didorong oleh motivasi untuk mendayagunakan energi bersih untuk menanggapi kekhawatiran dari dampak buruk emisi gas rumah kaca (GRK) dari penggunaan energi fosil. Bioenergi belum dapat dikatakan sebagai energi bersih karena terkait dengan proses produksi yang masih belum sepenuhnya lestari. Namun bioenergi tetap dipandang sebagai energi yang lebih ramah lingkungan daripada energi fosil karena energi ini dihasilkan oleh



aktivitas produksi pertanian. Pada gilirannya, emisi karbon yang dihasilkan oleh pembakaran bioenergi dapat diserap kembali ke dalam sistem siklus karbon aktivitas pertanian (Sedjo, 1988). Ketiga, pengembangan bioenergi dapat dijadikan instrumen pengendalian harga komoditas, termasuk komoditas pertanian (Agustian dkk. 2015). Dalam hal ini, pengembangan biodiesel berbasis sawit di Indonesia menjadi salah satu tindakan untuk mengendalikan pasokan minyak sawit ke pasar global, yang diharapkan akan mendorong harga minyak sawit internasional naik dan menggairahkan kembali sektor kelapa sawit di Indonesia. Keempat, bioenergi juga hadir sebagai salah satu solusi untuk mendorong perekonomian lokal, regional, dan nasional melalui pembangunan pertanian. Permintaan atas bahan baku bioenergi akan mendorong peningkatan produksi biomassa dari sumber daya domestik yang pada gilirannya akan mendorong tumbuhnya industri bioenergi, perluasan kesempatan kerja, peningkatan penerimaan negara, dan pertumbuhan ekonomi. Berdasarkan data Bank Indonesia salah satu produk pertanian penting di Indonesia menghasilkan bioenergi adalah minyak kelapa sawit. Produksi minyak sawit mentah (crude palm oil - CPO) secara nasional pada 2010 sebesar 22,0 juta ton, dan meningkat menjadi 31,1 juta ton pada 2015 (Badan Pusat Statistik 2016). Sekitar 75% dari total produksi CPO diekspor, menghasilkan Rp275 triliun sumbangan bagi pendapatan nasional pada 2014 (Jelsma dkk. 2017). Ekspor kelapa sawit menyumbang sekitar 29,5% dari ekspor hasil industri, atau 4,9% dari total ekspor pada 2016. Kelapa sawit memiliki potensi bioenergi yang dapat dihasilkan, yaitu biodiesel.

Biodiesel merupakan salah satu energi alternatif pengganti bahan bakar mesin diesel. Biodiesel, campuran dari asam lemak metil ester (FAME), merupakan alternatif bahan bakar terbaru untuk mesin diesel tanpa mengubah mesin lain yang menggunakannya. Biodiesel diproduksi dari lemak hewan atau minyak tumbuhan (Basumatary, 2013). Dibandingkan dengan solar, biodiesel memiliki beberapa keunggulan, yaitu: aman,

terbarukan, tidak beracun, dan biodegradable. Selain itu, biodiesel tidak mengandung sulfur dan memiliki kandungan pelumas yang baik. Meskipun memiliki perbedaan kimia, kedua bahan bakar memiliki sifat dan parameter kinerja yang mirip. Solar (petroleum diesel) memiliki keunggulan yang telah diketahui secara luas di masyarakat, tetapi bahan bakar ini memiliki kekurangan dikarenakan bersifat tidak terbarukan (non renewable) sehingga jumlahnya semakin sedikit. Jika dibandingkan dengan solar, biodiesel yang bersifat terbarukan (renewable) membawa beberapa manfaat tambahan untuk masyarakat yaitu emisi gas buang lebih rendah serta tidak adanya sulfur sehingga mengurangi pemanasan global (Kiss dkk., 2006). Biodiesel merupakan sumber energi alternatif yang menjanjikan untuk bahan bakar fosil karena memegang karakteristik berkelanjutan, kinerja tinggi, dan keuntungan lingkungan.

Pengembangan biodiesel akan menciptakan perluasan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pendapatan per kapita penduduk serta dapat membantu terjaminnya *supply* energi di masa datang. Kepedulian masyarakat terhadap bahan bakar yang ramah lingkungan semakin meningkat. Pabrik biodiesel sangat berguna sebagai *buffer* harga untuk minyak sawit, ketika harga minyak sawit turun (Susila, 2006).

## BAB II BASIS DESAIN DATA

### II.1. Kapasitas

#### II.1.1. Kapasitas Pabrik

Ada beberapa pertimbangan dalam pemilihan kapasitas pabrik metil ester, yaitu : kebutuhan Metil Ester di Indonesia, ketersediaan bahan baku, dan kapasitas produksi pabrik komersil yang sudah ada. Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik biodiesel adalah kapasitas pabrik. Pabrik biodiesel dengan bahan baku limbah PFAD ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2020 dengan mengacu pada pemenuhan konsumsi dalam negeri serta penekanan jumlah impor.

Dengan analogi dari persamaan untuk menghitung bunga, maka perkiraan volume kebutuhan produksi, konsumsi, ekspor, impor biodiesel (dalam kg) pada tahun 2020 dapat dihitung. Berikut persamaan yang digunakan:

$$F = P ( 1 + i )^n$$

Dimana :

F = Perkiraan jumlah biodiesel pada tahun 2020

P = Jumlah biodiesel pada tahun ke 2014

i = Indeks pertumbuhan rata-rata

n = Selisih waktu

Untuk menghitung indeks pertumbuhan rata-rata produksi, konsumsi, ekspor, dan impor digunakan rumus:

$$i = \left( \frac{\sum \text{indeks pertumbuhan setiap tahun}}{\text{Total tahun}} \right)$$

(Timmerhaus, K.D., 2004)

Berikut data-data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor biodiesel di Indonesia

**Tabel II.1** Produksi Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016

Tahun	Berat (kg)	Pertumbuhan (i)
2014	3.615.821.452,320	0,050925854

2015	3.608.365.900,833	-0,002066185
2016	3.453.550.370,592	-0,044827935
2017	3.659.374.387,473	0,056245684
Pertumbuhan rata-rata		0,015069355

(Arya Hadi , 2018)

Untuk menghitung indeks pertumbuhan setiap tahun menggunakan rumus :

$$\frac{\text{indeks pertumbuhan tahun}_n = \text{berat tahun (ke}_n) - \text{berat tahun (ke}_{n-1})}{\text{berat tahun (ke}_n)}$$

Misalnya, indeks pertumbuhan produksi tahun 2017 :

$$\frac{\text{indeks pertumbuhan tahun}_{2017} = (3.659.374.387,473 - 3.453.550.370,592)}{3.659.374.387,473} = 0,056245684$$

Apabila indeks pertumbuhan produksi di setiap tahun telah dihitung, maka indeks pertumbuhan rata-rata (i) dapat dihitung menggunakan persamaan sebelumnya:

$$i = \frac{0,050925854 + -0,002066185 + -0,044827935 + 0,056245684}{4} = 0,015069355$$

Maka besarnya produksi pada tahun 2020 adalah :

$$\begin{aligned} F &= P (1 + i)^n \\ &= 3.615.821.452,320 * (1 + 0,015069355)^{(2020-2014)} \\ &= 3.955.316.820,195 \text{ kg/tahun} = 3.955.316,820 \text{ ton /tahun} \end{aligned}$$

**Tabel II.2** Konsumsi Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016

Tahun	Berat (kg)	Pertumbuhan (i)
2014	5.737.994.628,927	-0,042067803
2015	5.123.238.855,887	-0,11999358
2016	4.834.272.895,426	-0,059774441
2017	5.239.863.877,752	0,07740487
Pertumbuhan rata-rata		-0,036107739

(Sumber: gapki, 2017)

Untuk menghitung indeks konsumsi setiap tahun menggunakan rumus :

$$\frac{\text{indeks pertumbuhan tahun}_n = \text{berat tahun (ke}_n) - \text{berat tahun (ke}_{n-1})}{\text{berat tahun (ke}_n)}$$

Misalnya, indeks pertumbuhan konsumsi tahun 2017 :

$$\frac{\text{indeks pertumbuhan tahun}_{2017} = (5.239.863.877,752 - 4.834.272.895,426)}{5.239.863.877,752} = 0,07740487$$

Apabila indeks pertumbuhan konsumsi di setiap tahun telah dihitung, maka indeks pertumbuhan rata-rata (i) dapat dihitung menggunakan persamaan sebelumnya:

$$i = \frac{(-0,042067803) + (-0,11999358) + (-0,059774441) + 0,07740487}{4} = -0,036107739$$

Maka besarnya konsumsi pada tahun 2020 adalah :

$$F = P (1 + i)^n$$

$$= 5.737.994.628,927 * (1 + 0,508)^{(2020-2014)}$$

$$= 4.601.835.592,559 \text{ kg/tahun} = 4.601.835,593 \text{ ton/tahun}$$

**Tabel II.3** Ekspor Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016

Tahun	Berat (kg)	Pertumbuhan (i)
2014	4.128.791,132	1
2015	0,000	0
2016	0,000	0
2017	189.667,021	1
Pertumbuhan rata-rata		0,5

(Dharmawan dkk , 2018)

Untuk menghitung indeks pertumbuhan setiap tahun menggunakan rumus :

$$\frac{\text{indeks pertumbuhan tahun}_n = \text{berat tahun (ke}_n) - \text{berat tahun (ke}_{n-1})}{\text{berat tahun (ke}_n)}$$

Misalnya, indeks pertumbuhan ekspor tahun 2017 :

$$\text{indeks pertumbuhan tahun } 2017 = \frac{(189.667,021-0)}{189.667,021} = 1$$

Apabila indeks pertumbuhan ekspor di setiap tahun telah dihitung, maka indeks pertumbuhan rata-rata (i) dapat dihitung menggunakan persamaan sebelumnya:

$$i = \frac{1+0+0+1}{4} = 0,5$$

Maka besarnya ekspor pada tahun 2020 adalah :

$$F = P (1 + i)^n$$

$$F = 4.128.791,132 * (1+0,219)^{(2020-2014)}$$

$$= 47.029.511,491 \text{ kg/tahun} = 47.029,511 \text{ ton/tahun}$$

**Tabel II.4** Impor Biodiesel Indonesia tahun 2012-2016

Tahun	Berat (kg)	Pertumbuhan (i)
2014	0	0
2015	0	0
2016	0	0
2017	0	0
Pertumbuhan rata-rata		0

Sumber: www.bps.go.id, 2017

Berdasarkan data impor biodiesel Indonesia , Indonesia tidak mengimpor biodiesel dari tahun 2011 maka perkiraan impor biodiesel yang akan dilakukan Indonesia pada tahun 2020 adalah 0

Maka besarnya impor pada tahun 2020 adalah :

**Tabel II.5** Proyeksi produksi, konsumsi, ekspor dan impor pada tahun 2020

Proyeksi	Berat (kg)	Berat (ton)
Produksi	3.955.316.820,195	3.955.316,820
Konsumsi	4.601.835.592,559	4.601.835,593
Ekspor	47.029.511,491	47.029.511
Impor	0	0

Untuk menentukan kebutuhan biodiesel di Indonesia yang belum terpenuhi dapat dihitung dengan persamaan :

$$F_3 = F_4 + F_5 - F_1 - F_2$$

Dimana :  $F_1$  = nilai impor (ton/tahun)

$F_2$  = nilai produksi dalam negeri/ pabrik lama (ton/tahun)

$F_3$  = nilai kebutuhan yang belum terpenuhi (ton/tahun)

$F_4$  = nilai ekspor (ton/tahun)

$F_5$  = nilai konsumsi dalam negeri (ton/tahun)

Sehingga diperoleh kebutuhan yang belum terpenuhi sebesar:

$$F_3 = 47.029.511 + 4.601.835,593 - 0 - 3.955.316,820$$

$$F_3 = 693.548,284 \text{ ton/tahun}$$

Karena pendirian pabrik ditujukan untuk memenuhi konsumsi serta menekan angka impor biodiesel di Indonesia.

Pabrik yang dibangun direncanakan akan mendominasi 8,65% dari total kebutuhan biodiesel di Indonesia yang juga didasari dengan kapasitas umum pabrik biodiesel yang sudah ada

**Tabel II.6** Kapasitas produksi biodiesel yang ada di Indonesia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas	Satuan
WILMAR GROUP	Dumai, Sumatra utara	1.000.000	kl/yr
SINARMAS	Dumai	400.000	kl/yr
PT.INDO BIOFUELS ENERGY	merak	260.000	kl/yr
PLATINUM	Serang	20.000	kl/yr
ETERINDO	Gresik & Tangerang	240.000	ton/yr
SWEDEN BIOENERGY	NTT	350.000	kl/yr
SUMIASIH	Bekasi & Lampung	100.000	ton/yr
PERTAMINA	Dumai, Balongan, Balikpapan	500.000	kl/yr

maka kapasitas produksi menjadi :

$$\text{Kapasitas pabrik} = (8,65\%) * 693.548,284 = 59991,926 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga dalam perencanaan ini dipilih kapasitas produksi sebesar 59991,926 ton/tahun. Dibulatkan menjadi 60.000

ton/tahun. Kapasitas ini sudah diatas kapasitas terkecil dan diutamakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, jika di dalam negeri telah berlebih, maka akan di ekspor.

### **II.1.2. Basis Perhitungan**

Dari hasil perhitungan kapasitas pabrik biodiesel di atas, diperoleh kapasitas biodiesel untuk tahun 2020 sebesar 59991,926 ton biodiesel/tahun (60.000 ton biodiesel/tahun) untuk 1 tahun operasi = 330 hari dan 1 hari = 24 jam .atau 181.818,182 kg/hari. Dibulatkan menjadi 182.000 kg biodiesel/hari. Untuk memenuhi kapasitas pabrik biodiesel sebesar 60.000 ton biodiesel/tahun, maka dibutuhkan 54.373,116 ton PFAD/tahun atau 164.767,018 kg PFAD/hari atau 6.865,292 kg PFAD/jam.

Untuk menentukan perhitungan neraca massa, maka dibutuhkan basis perhitungan. Basis perhitungan pada pabrik biodiesel dari Palm Fatty Acid Distilate (PFAD) ini adalah sebagai berikut:

- Kapasitas produksi :  
182.000 kg/hari
- Hari kerja per tahun :  
330 hari kerja
- Jam kerja per hari :  
24 jam
- Basis operasi :  
1 jam operasi
- Suhu referensi :  
25°C (298,15 K)
- Satuan operasi :  
kg/jam dan kcal

### **II.2. Lokasi**

Lokasi pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelangsungan produksinya. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu

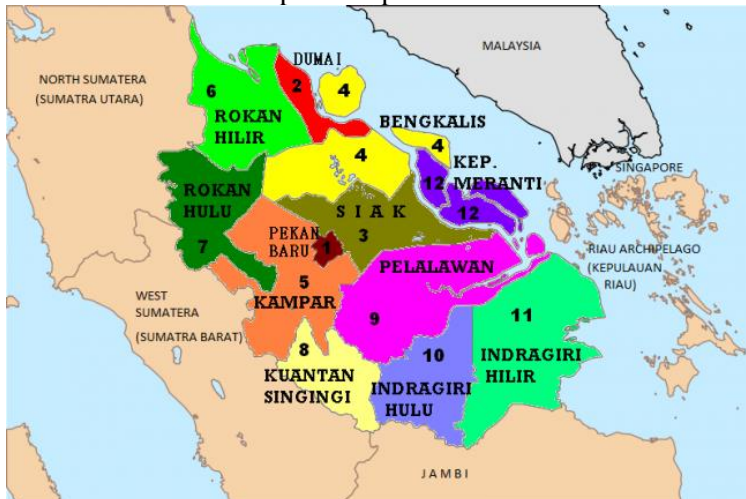


ketersediaan bahan baku, tata letak (geografis) pabrik, transportasi, ketersediaan tenaga kerja, pembuangan limbah serta ketersediaan sumber air dan listrik.

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik yang akan didirikan. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku, penunjang sarana dan prasarana, ketersediaan sumber air dan listrik, dampak sosial, dan studi lingkungan. Dari data lahan sawit di 5 provinsi utama di Indonesia menunjukkan bahwa Riau merupakan provinsi penghasil kelapa sawit terbesar di Indonesia. Oleh karena itu, provinsi Riau dipilih sebagai lokasi pabrik dengan produksi minyak kelapa sawit dengan berbagai macam hasil samping sebanyak 6.993.241 ton/tahun. Jumlah hasil samping dari pengolahan minyak sawit antara lain adalah PFAD, ini tentunya dapat memenuhi kebutuhan bahan baku yang akan digunakan, yaitu sebanyak 54.522,493 ton PFAD/tahun. Berdasarkan luas area perkebunan kelapa sawit di provinsi Riau, kabupaten Rokan Hilir dipilih sebagai lokasi untuk pendirian Pabrik Biodiesel. Hal ini dapat dilihat pada gambar II.7 dibawah ini. Pemilihan lokasi ini dikarenakan luasnya area perkebunan dan banyaknya jumlah produksi kelapa sawit per tahunnya.

No.	PROVINSI/KABUPATEN Province/District	Luas Area/Area (Ha)				Produksi Production (Ton)	Produktivitas/ Productivity (Kg/Ha)	Jumlah Petani/ Farmers (KK)
		TBM/ Immature	TM/ Mature	TTM/TR/ Damaged	Jumlah/ Total			
4.	<b>RIAU</b>							
	Kab. Kampar	18.858	177.733	120	196.710	523.882	2.948	85.342
	Kab. Rokan Hulu	41.185	158.267	8.459	207.911	622.473	3.933	69.225
	Kab. Pelalawan	3.614	114.904	364	118.882	449.793	3.915	40.115
	Kab. Indragiri Hulu	3.210	53.641	34	56.885	201.734	3.761	31.209
	Kab. Kuantan Sengingi	11.151	60.688	1.074	72.912	166.127	2.737	41.930
	Kab. Bengkalis	52.047	106.505	1.954	160.506	285.093	2.677	43.798
	Kab. Rokan Hilir	16.171	148.416	18.584	183.171	500.763	3.374	59.049
	Kab. Dumai	11.691	24.343	1.095	37.129	79.883	3.282	9.822
	Kab. Siak	29.356	181.052	129	210.537	623.044	3.441	63.837
	Kab. Indragiri Hilir	33.030	72.667	3.330	109.027	251.417	3.460	79.530
	Kab. Kepulauan Meranti	3.429	720	-	4.149	2.682	3.725	704
	Kota Pekanbaru	-	-	-	-	-	-	-
	<b>PROVINSI/PROVINCE</b>	<b>223.742</b>	<b>1.098.935</b>	<b>35.143</b>	<b>1.357.819</b>	<b>3.706.891</b>	<b>3.373</b>	<b>524.561</b>
5.	<b>KEPULAUAN RIAU</b>							

**Gambar II.1** Luas area dan Produksi kelapa sawit menurut kabupaten di provinsi Riau



**Gambar II.2** Peta Provinsi Riau



**Gambar II.3** Rencana Lokasi Pendirian Pabrik di Rokan Hilir Riau

Berikut ini adalah kondisi wilayah provinsi Riau berdasarkan data dari BPS tahun 2016. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis desain data pabrik biodiesel yang akan direncanakan mulai beroperasi tahun 2020.

Berdasarkan data dari Kanwil Badan Pertanahan Nasional Provinsi Riau, Provinsi Riau memiliki luas area sebesar 8.915.016 hektar. Keberadaannya membentang dari lereng Bukit Barisan sampai dengan Selat Malaka, terletak antara  $01^{\circ}05'00''$  Lintang Selatan sampai  $02^{\circ}25'00''$  Lintang Utara atau antara  $100^{\circ}00'00''$  Bujur Timur -  $105^{\circ}05'00''$  Bujur Timur. Letak geografis Provinsi Riau di sebelah utara berbatasan dengan Kepulauan Riau dan Selat Malaka, di sebelah selatan dengan Provinsi Jambi dan Selat Berhala, di sebelah timur berbatasan dengan Laut Cina Selatan (Kepulauan Riau) dan di sebelah barat berbatasan dengan Provinsi Sumatera Barat dan Provinsi Sumatera Utara.

Di daerah daratan terdapat 15 sungai, diantaranya ada 4 sungai yang mempunyai arti penting sebagai prasarana perhubungan seperti sungai Siak (300 km), Sungai Rokan (400 km), Sungai Kampar (400 km), dan Sungai Indragiri (500 km).

Daerah Provinsi Riau beriklim tropis basah dengan rata-rata curah hujan berkisar antara 2000-3000 milimeter per tahun yang dipengaruhi oleh musim kemarau serta musim hujan. Rata-rata hujan pertahun sekitar 160 hari.

(Badan Pusat Statistik, 2016)

Pertimbangan alasan pemilihan lokasi ini antara lain :

1. Lokasi dekat dengan sumber bahan baku  
Provinsi Riau merupakan penghasil kelapa sawit yang terbesar di Indonesia dan kabupaten Rokan Hilir merupakan daerah yang memiliki luas area lahan perkebunan kelapa sawit yang besar di provinsi Riau. Hal ini dapat menjamin kontinuitas bahan baku.
2. Pemasaran produk  
Kabupaten Rokan Hilir merupakan daerah yang strategis untuk pemasaran produk. Selain itu, kabupaten Rokan Hilir juga berbatasan dengan provinsi Sumatera Barat dan Sumatera Utara.
3. Fasilitas transportasi  
Kabupaten Rokan Hilir merupakan wilayah yang strategis karena terletak di daerah perbatasan dengan provinsi yang lain serta dekat dengan kota Dumai yang memiliki pelabuhan. Lokasi pabrik direncanakan dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan dalam proses distribusi bahan baku maupun produk.
4. Penyediaan listrik dan air  
Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplai secara eksternal dari PLN Sumbagut. Kebutuhan air pada pabrik akan disuplai dari air sungai yang akan terlebih dulu diproses di Unit Pengolahan Air agar layak pakai. Air sungai tersebut digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Sungai yang mengalir di kabupaten Rokan Hilir adalah sungai Rokan yang mana nantinya digunakan sebagai sumber air industri.

5. Tenaga kerja  
Pabrik biodiesel ini membutuhkan tenaga kerja yang cukup banyak sama seperti pabrik yang lainnya. Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar yang memiliki etos kerja yang tinggi.

### **II.3. Kualitas bahan baku dan produk**

#### **II.3.1 PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*)**

PFAD merupakan *by-product* dari produksi minyak sawit. Dalam proses pemurnian *crude palm oil* (CPO) menghasilkan 5% PFAD dan 95% RBD PO (*refined, bleached, and deodorised palm oil*) (*ZERO and Rainforest Foundation Norway*, 2016). PFAD berbentuk semi-padat dan berwarna coklat muda pada suhu ruang dan akan meleleh menjadi cairan berwarna coklat pada suhu yang lebih tinggi. PFAD terdiri dari lebih dari 80% FFA (dengan komponen utama asam palmitat dan asam oleat), sisanya berupa trigleserida (5-15%), gliserida, dan komponen *unsaponifiable* seperti vitamin E, sterol, sekualin, dan komponen-komponen volatile (Metre dan Narth, 2015; Ping dan Yusuf, 2009). Jumlah FFA dalam buah dapat bertambah bergantung pada sejauh mana enzim mendegradasi lemak setelah panen, namun pemecahan lemak akan tertahan dengan sterilisasi pada tandan buah (*ZERO and Rainforest Foundation Norway*, 2016). Dibandingkan dengan minyak olahan lainnya yang saat ini digunakan sebagai bahan baku pada kebanyakan biodiesel, harga PFAD jauh lebih rendah (Metre dan Narth, 2015).



**Gambar II.4** Buah kelapa sawit dan PFAD

**Tabel II.7** Komposisi PFAD (Palm Fatty Acid Distillate)

Palm Fatty Acid Distillate	
FFA ( <i>Free Fatty Acids</i> )	81,7%
Glycerides	14,4%
Squalene	0,8%
Vitamin E	0,5%
Sterols	0,4%
Other substances	2,2%

(Top, Hasamudin, Hassan, & Sulong, 2001)

**Tabel II.8** Sifat-sifat dan kandungan dari PFAD

Sifat	Ping dan Yusuf, 2009	Lokman et al., 2015
FFA (sebagai asam palmitat)	72,7-92,6	86, 3 ± 1,75
Iodin (g I <sub>2</sub> /100 g)	46,3-57,6	
Nilai saponifikasi* (mg KOH/g)	200,3-215,4	149,74 ± 4,72

Zat <i>unsaponifiable</i> ** (%)	1,0-2,5	
Kelembaban (%)	0,03-0,24	0,089 ± 0,004
Titer*** (°C)	46,0-48,3	
Komposisi asam lemak (wt%)		
C <sub>14:0</sub>	0,9-1,6	1,9 ± 0,05
C <sub>16:0</sub>	43,0-49,1	45,7 ± 1,32
C <sub>18:0</sub>	4,0-4,5	4,3 ± 0,09
C <sub>18:1</sub>	34,7-37,2	40,2 ± 1,21
C <sub>18:2</sub>	8,5-9,7	7,9 ± 0,21

\* Zat *unsaponifiable* terdiri dari komponen-komponen minor seperti alcohol alifatik yang lebih tinggi, sterol, sekualin, pigmen, dan hidrokarbon. Komponen-komponen ini sebagian besar terdistilasi dan terkumpul pada distilat selama proses deodorisasi minyak sawit (Ping dan Yusuf, 2009)

\*\* Merupakan pengukuran untuk asam yang bebas dan teresterifikasi

\*\*\* Titer adalah parameter untuk mengukur suhu memadatnya bahan. Berguna untuk memprediksi sifat pelelehan, yang merupakan hal penting selama pembentukan campuran sabun (Ping dan Yusuf, 2009)

**Tabel II.9** Perbandingan Sifat Fisik dan Komposisi PFAD dan Biodiesel

Karakteristik	PFAD	Biodiesel
Berat molekular rata-rata (g/mol)	265,5	-
Massa jenis (kg/L)	0,92 (60°C)	0,879 (15°C)

Asam lemak bebas (% massa)	90,417	0,736
Trigliserida (% massa)	1,2	0
Diglesrida (% massa)	2,437	1,849
Monogliserida (% massa)	5,041	0,387
Ester (% massa)	0,874	97,028
Angka asam (mgKOH/g)	265	2,537

(Silitonga, 2012)

### II.3.2. Metanol

Metanol sering digunakan sebagai pelarut dalam proses industri. Metanol pada umumnya dibuat dari gas alam, dapat juga dihasilkan dari biomass. Metanol bersifat beracun, jika terhirup menyebabkan sesak napas.

**Tabel II.10** Sifat kimia dan fisika metanol

Warna	Tidak berwarna
Bau	Berbau seperti alcohol
Fase	Cair
Tekanan uap	(pada 20°C) 96 mmHg
Densitas uap	(udara= 1) 1,11
Titik leleh	-97,6°C
Titik didih	(pada 760 mmHg) 64,5°C
<i>Specific gravity</i>	(air = 1) 0,7915 pada 68°F
Laju evaporasi	(butil asetat = 1) 4,6
Persen volatilitas	100% volume
Densitas	792 kg/m <sup>3</sup>
viskositas	0,59 cp
Kelarutan pelarut	Larut dalam alcohol, ketone, ester, hidrokarbon halogenasi
Berat molekul	32,04
Rumus kimia	CH <sub>3</sub> OH

(Material Safety Data Sheet)



### II.3.3 Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

**Tabel II.11** Sifat fisik dan kimia asam sulfat

Fase	Cair
Berat molekul	98,08
Titik didih	78%: 193°C 93%: 276°C 98%: 330°C
Titik beku	78%: -11,2°C 93%: -29,5°C 98%: -1,1°C
<i>Specific gravity</i> (15°C)	78%: 1,7059 93%: 1,8354 98%: 1,8437
Tekanan uap (40°C)	78%: 1,2 mmHg 93%: 0,0016 mmHg 98%: 0,002 mmHg
Densitas	1840 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	24 cp
Kelarutan	Mudah larut dalam air dingin, larut dalam etil alcohol
Ph	0,3 (larutan 1 N pada 25°C)

(*Material Safety Data Sheet*)

### II.3.4 NaOH

**Tabel II.12** Sifat-sifat fisik kimia Natrium Hidroksida

Rumus molekul	NaOH
Bentuk	Putih padat
Densitas	1,500 g/cm <sup>3</sup>
Berat molekul	39,997 g/mol
Tekanan uap	1 mm pada 739 °C
Boiling point	1556,85 °C
Freezing point	322,85 °C
Tc	2546,85 °C
Pc	250 bar

Cp	87,1778 J/gmol K
Impuritas	2%

### II.3.5 Biodiesel

Biodiesel memiliki beberapa keunggulan sebagai bahan bakar alternatif (Kementerian Negara Riset dan Teknologi 2006 dalam Sjahrul Bustaman, 2009). Pertama, angka cetane tinggi (>50). Makin tinggi bilangan cetane, makin cepat pembakaran dan makin baik efisiensi termodinamisnya. Kedua, *flash point* yang tinggi, yakni suhu terendah yang dapat menyebabkan uap biodiesel menyala, sehingga biodiesel lebih aman dari bahaya kebakaran pada saat disimpan maupun didistribusikan dari pada solar. Ketiga, tidak mengandung sulfur dan benzena yang mempunyai sifat karsinogen, serta dapat diuraikan secara alami. Keempat, menambah pelumasan mesin yang lebih baik dari pada solar sehingga memperpanjang umur pemakaian mesin. Kelima, mudah dicampur dengan solar biasa dalam berbagai komposisi dan tidak memerlukan modifikasi mesin apapun. Keenam, mengurangi secara signifikan asap hitam dari gas buang mesin diesel, walaupun penambahan biodiesel ke dalam solar hanya 5-11%. Nasution, M. A., dkk (2007) menyatakan, biodiesel memiliki beberapa kelebihan dibandingkan bahan bakar petroleum, diantaranya dapat diproduksi secara lokal dengan memanfaatkan sumber minyak/ lemak alami yang tersedia, proses produksi dan penggunaannya bersifat lebih ramah lingkungan dengan tingkat emisi CO, NO dan sulfur dan senyawa hasil pembakaran lainnya rendah, dan lebih mudah terurai di alam. Penggunaan biodiesel juga dapat mereduksi polusi tanah serta melindungi kelestarian perairan dan sumber air minum.

**Tabel II.13** Sifat-sifat dari metil ester (biodiesel)

Densitas (150C)	0,8793 gr/cm <sup>3</sup>
Viskositas (400C)	4,865 mm <sup>2</sup> /s

Angka asam	0,33 mg KOH/g
Titik nyala	181 <sup>0</sup> C
Residu karbon	0,07 %b/b
Kadar abu	0,07 %b/b
Kadar air	0,03 %b/b
Kadar ester	99,48 %b/b
Temperatur destilasi 95%	335 <sup>0</sup> C
Trigliserida	0 %b/b
Digliserida	0,058 %b/b
Monogliserida	0,462 %b/b

(Chongkhong, 2007)

Kelebihan penggunaan biodiesel yang lain adalah tidak perlu modifikasi mesin, hal ini dikarenakan biodiesel mempunyai efek pembersihan terhadap tangki bahan bakar, injektor dan slang, tidak menambah efek rumah kaca karena karbon yang dihasilkan masih dalam siklus karbon. Energi yang dihasilkan hampir sama dengan petroleum diesel. Cetane number biodiesel lebih tinggi dibandingkan petroleum diesel sehingga menghasilkan suara mesin yang halus. Penanganan dan penyimpanan lebih mudah karena tidak menghasilkan uap yang berbahaya pada suhu kamar dan dapat disimpan pada tangki yang sama dengan petroleum diesel. Tingkat biodegradable biodiesel sama dengan glukosa dan pencampuran biodiesel dengan petroleum diesel dapat meningkatkan biodegradability petroleum diesel sampai 500%. Biodiesel lebih aman dan tingkat toksisitasnya 10 kali lebih rendah dibandingkan dengan garam dapur.

Menurut Sjahrul Bustaman (2009) selain kelebihan tersebut, biodiesel juga memiliki kelemahan. Minyak nabati mempunyai viskositas (kekentalan) 20 kali lebih tinggi dari bahan

bakar diesel fosil sehingga mempengaruhi atomisasi bahan bakar dalam ruang bakar motor diesel. Atomisasi yang kurang baik akan menurunkan daya (tenaga) mesin dan pembakaran mesin menjadi tidak sempurna. Karena itu, viskositas minyak nabati perlu diturunkan melalui proses transesterifikasi metil ester nabati atau FAME. Proses ini menghasilkan bahan bakar yang sesuai dengan sifat dan kinerja diesel fosil.

**Tabel II.14** Syarat mutu biodiesel standar EN 14214:2012

Property	Units	Limits		Test Method <sup>a</sup> (See Clause 2)
		Min	Max	
FAME content	% (m/m)	96.5	-	EN 14103
Density at 15 °C <sup>b</sup>	kg/m <sup>3</sup>	860	900	EN ISO 3675 <sup>c</sup> EN ISO 12185
Viscosity at 40 °C <sup>d</sup>	mm <sup>2</sup> /s	3,50	5,00	EN ISO 3104
Flash point <sup>e</sup>	°C	101	-	EN ISO 2719 EN ISO 3679
Cetane number <sup>e, h</sup>	-	51,0	-	EN ISO 5165 EN ISO 2160
Copper strip corrosion (3 h at 50 °C)	Rating	-	class 1	EN ISO 2160
Oxidation stability (at 110 °C)	h	8,0	-	EN 14112 <sup>f</sup> , EN 15751
Acid value	mg KOH/g	-	0,50	EN 14104
Iodine value	g iodine/100 g	-	120,0	EN 14111 <sup>f</sup> EN 16300
Linolenic acid methyl ester	% (m/m)	-	12,0	EN 14103
Polyunsaturated (+4 double bonds) methyl esters	% (m/m)	-	1,00	EN 15779
Methanol content	% (m/m)	-	0,20	EN 14110
Monoglyceride content	% (m/m)	-	0,70 <sup>g</sup>	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 <sup>g</sup> EN 14106
Water content	mg/kg	-	500	EN ISO 12937
Total contamination	mg/kg	-	24	EN 12662
Sulfated ash content	% (m/m)	-	0,02	ISO 3987 EN 14108 <sup>g</sup>
Sulfur content	mg/kg	-	10,0	EN 14109 EN 14538
Group I metals (Na+K) <sup>e</sup>	mg/kg	-	5,0	EN 14108 <sup>g</sup> EN 14109 EN 14538
Group II metals (Ca+Mg)	mg/kg	-	5,0	EN 14538
Phosphorus content	mg/kg	-	4,0	EN 14107 <sup>g</sup> EN 16294

### II.3.6. Gliserol

Gliserol (1,2,3-propanatriol) atau dikenal dengan istilah gliserin adalah suatu senyawa yang terdiri dari 3 gugus hidroksil (-OH) yang berikatan pada masing-masing 3 atom karbon (C) sehingga gliserol sering disebut dengan gula alkohol. Nama perdagangan dari gliserol adalah gliserin. Keberadaan gugus hidroksil ini menyebabkan gliserol memiliki sifat larut dalam air atau yang lazim disebut hidrofilik. sGliserol memiliki rumus kimia C3H8O3 dengan nama kimia propane 1,2,3-triol dengan bobot molekul 92,10 dan massa jenis 1,261 g/cm<sup>3</sup>. Gliserol memiliki titik didih 290°C dan viskositas sebesar 1,5 pa.s.

Gliserol memiliki sifat mudah larut dalam air, tidak berwarna, dan tidak berbau. Gliserol juga memiliki kekentalan tertentu sehingga jika digunakan bersama bahan pangan dapat meningkatkan viskositas bahan pangan tersebut. (Lindsay,1985).

Gliserol merupakan alkohol sederhana dengan banyak manfaat seperti pada pembuatan kosmetik, cat, otomotif, makanan, pulp dan kertas, industri kertas, pharmaceutical, atau sebagai umpan untuk produksi bahan-bahan kimia (Zheng, 2001). Gliserol banyak terdapat dalam bentuk gliserida pada lemak atau minyak dalam jaringan hewan atau tumbuhan. Gliserol juga didapat sebagai produk samping hasil hidrolisis lemak dan minyak, selain asam lemak bebas dan garam logam (sabun). Gliserol sering digunakan sebagai pelarut, pemanis, humektan, bahan tambahan pada industri peledak, kosmetik, sabun cair, permen dan pelumas. Gliserol juga dipakai sebagai komponen antibeku suatu campuran dan sumber nutrisi pada kultur fermentasi dalam produksi antibiotik.

**Tabel II.15** Sifat fisis dan sifat kimia dari gliserol

Rumus molekul	$C_3H_8O_3$
Berat Molekul	92,09382 g/mol
Bentuk	Cair
Warna	jernih kekuningan
Viskositas	2,86 cp
Titik didih	290°C
Titik leleh	13°C
Flash point	160°C
Densitas 25°C	1,26 g/cm <sup>3</sup>
Impuritas	17% NaCl
Sifat kimia	Gliserol dapat mengalami <i>glycolysis</i> atau <i>gluconeogenesis</i> , bersifat higroskopis, Larut dalam air

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

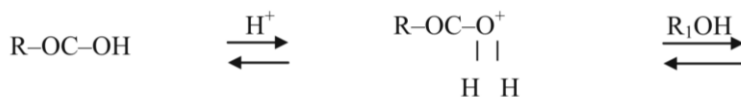
Biodiesel merupakan semua jenis bahan bakar alternatif yang merupakan turunan dari minyak sayur dan lemak hewan. Biodiesel (methyl ester) dapat terbentuk melalui reaksi antara senyawa ester (CPO) dengan senyawa alkohol (metanol) sehingga terbentuk senyawa ester baru (methyl ester). Biodiesel diperuntukan sebagai pengganti minyak solar fosil yang tak terbarukan (unrenewable). Selain mampu mereduksi efek rumah kaca, penggunaan biodiesel juga akan meningkatkan kualitas udara lokal dengan mereduksi emisi gas berbahaya, seperti karbon monoksida (CO), ozon (O<sub>3</sub>), nitrogen oksida Jurnal Teknik Kimia, No. 2, Vol. 15, April 2008 35 (NO<sub>x</sub>), sulfur dioksida (SO<sub>2</sub>), dan hidrokarbon reaktif lainnya, serta asap dan partikel yang dapat terhirup.. Biodiesel dibuat melalui suatu proses kimia yang biasa disebut transesterifikasi, esterifikasi, esterifikasi-transesterifikasi, atau interesterifikasi. Pada dasarnya, biodiesel dipilih karena memiliki sifat yang *biodegradable*, *nontoxic* dan menghasilkan emisi gas yang rendah (Wahyudi, 2009). Biodiesel termasuk dalam golongan mono alkil ester atau metil ester dengan panjang rantai karbon antara 12-20 dan mengandung oksigen. Hal ini yang membedakannya dengan petroleum diesel (solar) yang komponen utamanya adalah hidrokarbon (Nasution, M.A., dkk., 2007).

#### **III.1. Tipe-Tipe Proses**

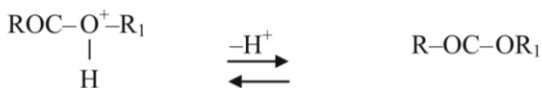
##### **III.1.1. Esterifikasi**

Secara umum esterifikasi adalah reaksi asam karboksilat dengan alkohol yang dibantu dengan katalis asam yang cocok seperti yang diilustrasikan gambar II.1 dimana langkah pertama yaitu protonasi dari asam sehingga terbentuk ion oxonium, langkah kedua adalah reaksi asam (dengan ion oxonium) dengan alkohol, langkah ketiga adalah pembentukan ester dengan cara melepas proton H. Pada produksi biodiesel esterifikasi adalah tahap konversi dari *free fatty acid* menjadi ester, metode ini digunakan

untuk bahan baku biodiesel dengan kandungan *free fatty acid* yang tinggi. Esterifikasi mereaksikan minyak lemak dengan alkohol. Katalis-katalis yang cocok adalah katalis bersifat asam kuat, seperti asam sulfat, asam sulfonat organik, atau resin penukar asam kuat lainnya yang merupakan katalis-katalis yang biasa terpilih dalam proses industri (Soerawidjaja, 2006). Reaksi ini merupakan reaksi kesetimbangan endoterm, sehingga diperlukan pemanasan untuk mempercepat reaksi ini. Untuk mendorong agar reaksi bisa berlangsung dengan konversi tinggi pada suhu rendah, reaktan alkohol harus ditambahkan dalam jumlah yang berlebih dan kandungan air pada produk yang dapat bereaksi selanjutnya (reaksi saponifikasi) harus dihilangkan. Dengan perbandingan konsentrasi yang tepat dan kondisi operasi yang sesuai, konversi tinggi dapat didapatkan dalam waktu 1 hingga beberapa jam. Reaksi esterifikasi adalah:



(1)



(2)

(3)

**Gambar III.1** Reaksi esterifikasi dengan katalis asam

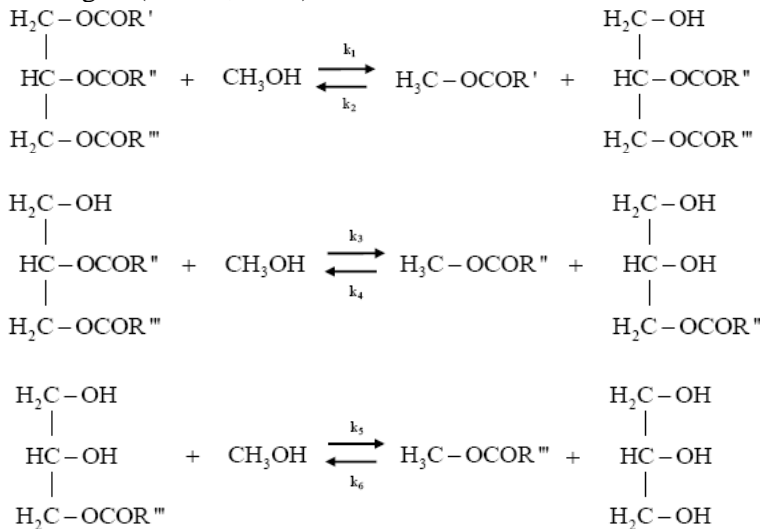
Esterifikasi biasa digunakan untuk membuat biodiesel dari minyak berkadar *free fatty acid* tinggi (berangka asam  $\geq 5$  mg-KOH/g). Pada tahap ini, *free fatty acid* akan dikonversikan menjadi metil ester. Tahap esterifikasi biasa diikuti dengan tahap transesterifikasi. Namun sebelum produk esterifikasi diumpankan ke tahap transesterifikasi, air dan sebagian besar katalis asam yang dikandungnya harus disingkirkan terlebih dahulu (Destiana, 2007).



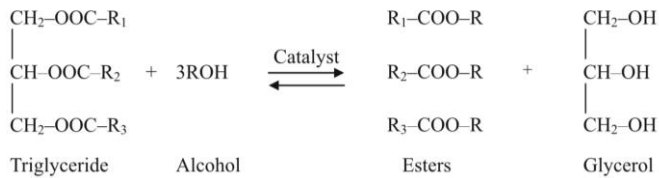
### III.1.2. Transesterifikasi

Transesterifikasi (biasa disebut dengan alkoholisis) adalah tahap konversi dari trigliserida (minyak nabati) menjadi alkyl ester, melalui reaksi dengan alkohol, dan menghasilkan produk samping yaitu gliserol. Di antara alkohol-alkohol monohidrik yang menjadi kandidat sumber/pemasok gugus alkil, metanol adalah yang paling umum digunakan, karena harganya murah dan reaktifitasnya paling tinggi (sehingga reaksi disebut metanolisis).

Reaksi transesterifikasi merupakan reaksi kesetimbangan dan bersifat eksoterm. Dalam reaksi transesterifikasi, satu mol trigliserida bereaksi dengan dengan tiga mol alkohol untuk membentuk satu mol gliserol dan tiga mol alkil-ester asam lemak melalui tiga reaksi *reversible* yang berurutan, dimana trigliserida diubah menjadi digliserida kemudian menjadi monogliserida. Gliserol dihasilkan sebagai *byproduct*. Setelah reaksi telah selesai, maka akan terbentuk dua fase: fase kaya gliserin dan fase kaya metil ester. Kedua fase dapat dipisahkan melalui dekantasi atau sentrifugasi (Ramos, 2012).



**Gambar III.2** Tahapan reaksi transesterifikasi



**Gambar III.3** Reaksi transesterifikasi

Produk yang diinginkan dari reaksi transesterifikasi adalah ester metil asam-asam lemak. Terdapat beberapa cara agar kesetimbangan lebih ke arah produk, yaitu:

1. Menambahkan metanol berlebih ke dalam reaksi
2. Memisahkan gliserol
3. Menaikkan temperatur reaksi (transesterifikasi merupakan reaksi endoterm)

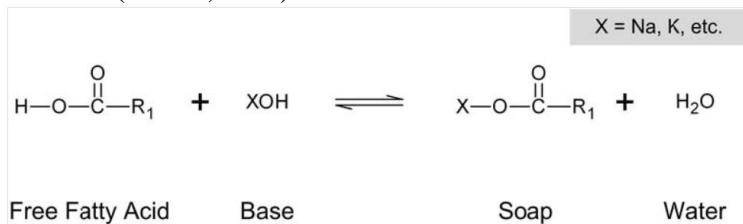
Transesterifikasi juga menggunakan katalis dalam reaksinya. Tanpa adanya katalis, konversi yang dihasilkan bisa maksimum namun reaksi berjalan dengan lambat (Mittelbatch,2004). Terdapat beberapa tipe katalis yang dapat digunakan dalam reaksi transesterifikasi. Yang paling umum digunakan untuk produksi biodiesel adalah katalis homogen. Katalis homogen yang digunakan untuk produksi biodiesel dapat dibagi menjadi katalis basa dan katalis asam. Katalis heterogen (fase padat) juga dapat digunakan. Pilihan katalis lainnya adalah lipase sebagai katalis enzim (Haas, 2005).

### III.1.2.1. Transesterifikasi dengan Katalis Basa

Transesterifikasi dengan katalis basa sering digunakan dalam prose industri untuk memproduksi biodiesel. Biasanya katalis basa homogen lebih cepat dan lebih murah dibandingkan dengan katalis asam homogen. Basa-basa kuat seperti NaOH dan KOH sering digunakan sebagai katalis basa.

Hidroksida-hidroksida ini memiliki konversi yang tinggi pada kondisi normal dan reaksi singkat. Katalis basa tidak banyak menyebabkan korosi. Membutuhkan alkohol dalam jumlah sedikit, sehingga membutuhkan reactor yang lebih murah dan lebih kecil. Namun, membutuhkan minyak dengan dengan konsentrai *free fatty*

*acid* yang rendah, tanpa getah dan kotoran-kotoran lainnya yang menyebabkan minyak tidak murni. Perlu diperhatikan pula untuk kandungan air yang dibutuhkan harus rendah untuk mencegah terjadinya reaksi samping yaitu reaksi saponifikasi atau reaksi netralisasi (Ramos, 2012).



**Gambar III.4** Reaksi saponifikasi

Reaksi transesterifikasi masih dapat terjadi walaupun terjadi reaksi saponifikasi, tetapi jumlah katalis harus dilebihkan untuk mengganti katalis yang bereaksi membentuk sabun. Saat *free fatty acid* >5%, sabun dapat menghalangi pemisahan gliserol dan metil ester dan berpotensi membentuk emulsi selama proses pencucian dengan air.

Teknis reaksi transesterifikasi trigliserida dengan bantuan katalis basa adalah sebagai berikut:

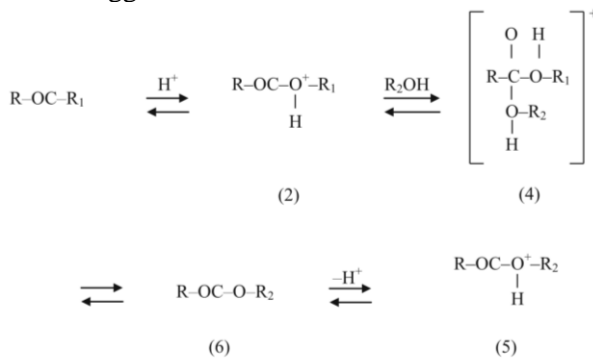
1. Pada tahap pertama terjadi reaksi antara basa dan alkohol menghasilkan alkoksida dan katalis bermuatan proton.
2. Alkoksida kemudian menyerang gugus karbonil dari trigliserida sehingga menghasilkan *tetrahedral intermediate*.
3. Kemudian membentuk alkil ester dan digliserida.
4. Digliserida lalu bereaksi dengan molekul kedua dari alkohol, memulai lagi siklus katalitik lainnya. Digliserida dan monogliserida diubah menjadi campuran alkil dan gliserol dengan mekanisme yang sama.

Untuk katalis basa, katalis harus dijaga pada keadaan anhidrat. Kontak dengan udara terus menerus harus dihindari, karena keefektifan katalis akan berkurang karena kontak dengan kelembababan dan karbon dioksida. Biasanya, larutan natrium atau kalium metoksida dibuat dengan melarutkan natrium atau kalium hidroksida dalam metanol (Ramos, 2012). Hidroksida

logam alkali, seperti NaOH dan KOH, memberikan konversi yang tinggi (>98%) untuk konsentrasi yang rendah (konsentrasi 1-2% mol) dan harganya lebih murah (Schuchardt et al, 1998). Alkoksida, lainnya seperti kalsium etoksida juga dapat digunakan untuk produksi biodiesel, namun dibuthkan jumlah alkohol dan katalis yang lebih banyak.

### III.1.2.2. Transesterifikasi dengan Katalis Asam

Katalis-katalis asam seperti asam sulfur, asam fosfor, asam hidroklorat, digunakan untuk minyak dengan kandungan *free fatty acid* yang tinggi seperti minyak sawit atau minyak jelantah (*waste cooking oil*). Katalis asam juga digunakan untuk *pretreatment* minyak sebagai langkah awal transesterifikasi. *Free fatty acid* diesterifikasi hingga kandungannya kurang dari 0,5%. Kemudian ditambahkan metanol dan katalis asam untuk menyelesaikan reaksi. Namun reaksi berjalan dengan lambat dan membutuhkan suhu dan tekanan tinggi, sehingga membutuhkan jumlah alkohol yang lebih banyak (Ramos, 2012). Estimasi waktu reaksi berlangsung sekitar 3 jam dan kondisi operasi sekitar 100°C. Selain itu, katalis asam tidak dianjurkan untuk pembuatan biodiesel pada skala makro (industri) karena sifatnya yang korosif (Freedman, Pryde, & Mounts; 1984). Berikut merupakan mekanisme transesterifikasi menggunakan katalis asam.



**Gambar III.5** Reaksi transesterifikasi menggunakan katalis asam

### III.1.2.3. Transesterifikasi dengan Katalis Heterogen

Katalis heterogen bekerja dalam fase yang berbeda dengan reaktannya. Katalis ini tidak terlarut dalam alkohol, minyak, atau biodiesel. Katalis heterogen berbentuk padat dan mudah didapatkan/dibentuk kembali melalui dekantasi atau filtrasi diakhir reaksi (Helwani, 2009).

Transesterifikasi dengan katalis homogen memiliki beberapa masalah seperti pembentukan sabun (saponifikasi) dan membutuhkan pemurnian dan pembuangan *byproduct* reaksi, penanggulangan limbah cair, dan pada kasus katalis asam berhubungan dengan masalah korosi (Meng, 2008).

Contoh dari katalis heterogen adalah *hydrotalcites*, kalsium karbonat dan timah, magnesium dan *zinc oxide*, dan lain-lain. Yang paling umum digunakan adalah CaO karena dapat menghasilkan yield yang tinggi (98% selama 1 siklus reaksi) .Pada penggunaan katalis heterogen hanya membutuhkan evaporasi metanol dan tidak ada limbah cair yang dihasilkan, serta didapatkan gliserol murni. Namun penggunaan katalis heterogen membutuhkan biaya lebih mahal dikarenakan butuh kondisi suhu dan tekanan tinggi serta membutuhkan jumlah alkohol yang sangat banyak, sehingga belum terdapat produksi biodiesel secara komersial menggunakan katalis ini (Ramos, 2012).berikut merupakan jenis-jenis katalis beserta yieldnya yang digunakan pada minyak yang berbeda-beda.

**Tabel III.1** Jenis-jenis katalis dan yieldnya yang digunakan untuk reaksi transesterifikasi pada minyak yang berbeda-beda

Oils	Rapese ed	Soybean				Sunflow er	Palm	Jatrop ha curcas
Cataly st	Mg-Al HT	WO <sub>3</sub> /Zr O <sub>2</sub>	CaO,Sr O	ETS -10	MgO , ZnO. Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO / SBA-14	MgAlC O <sub>3</sub>	CaO
Yield	90,5	90	95	94,6	82	95	86,6	93

(Samir Najem Aldeen Khurshid, 2014)

#### **III.1.2.4. Transesterifikasi dengan Katalis Enzim**

Aspek umum yang masih ditinjau dalam reaksi dengan katalis enzim adalah penentuan kondisi utama yang optimal (jenis mikroorganisme yang menghasilkan enzim, pH, suhu, dan pelarut) yang akan menjadi penopang dalam penyusunan karakteristik agar sesuai pada pengaplikasian proses skala industri. Tetapi permasalahan yang muncul pada kasus ini adalah *yield* yang dihasilkan masih rendah bila dilakukan perbandingan dengan proses transesterifikasi dengan menggunakan katalis basa (Schuchardt et al., 1998).

Katalis enzim seperti lipase, mampu mengkatalisasi reaksi transesterifikasi trigliserida. Katalis enzim memiliki kelebihan yaitu dapat digunakan kembali dan gliserol mudah dipisahkan. *Free fatty acid* dikonversi menjadi ester. Kerja katalis enzim tidak terhambat dengan adanya kandungan air. Kerugian utama dari katalis enzim adalah efisiensi enzim berkurang seiring dengan banyaknya gliserol yang terbentuk dan harganya yang mahal. Lipase lebih mahal dibandingkan dengan katalis basa dan katalis asam (Ramos, 2012).

#### **III.1.2.5. Faktor-Faktor Pengaruh Reaksi Transesterifikasi *Free fatty acid* (FFA)**

Asam lemak merupakan molekul organik mengandung rantai alifatik panjang dengan atom karbon nomor genap. Pada akhir rantai terdapat kelompok karboksil. Sebuah asam lemak adalah asam karboksil dengan berat molecular tinggi.

Kandungan FFA dan kandungan air adalah kunci utama yang menentukan reaksi transesterifikasi. Kandungan FFA menentukan jalur katalis yang terjadi pada transesterifikasi. Untuk katalis dasar, jumlah FFA dalam minyak harus kurang dari 3% karena tingkat keasaman yang tinggi dari minyak menyebabkan *yield* biodiesel yang sedikit (Ramos, 2012). Ketika minyak memiliki FFA lebih dari 5%, maka tidak dapat ditransesterifikasi dengan katalis basa, karena dapat membentuk sabun yang akan menghalangi pemisahan gliserol dan biodiesel. Pembentukan

emulsi juga dapat terjadi saat proses pencucian. Jumlah katalis yang banyak juga terkonsumsi dan efisiensi katalis menurun drastis saat konsentrasi FFA tinggi. Sedangkan penumpukan air pada produk selama reaksi esterifikasi, dapat menghentikan reaksi sebelum reaksi selesai.

Jika lemak atau minyak mengandung konsentrasi tinggi FFA, maka dapat dihilangkan dengan cara saponifikasi dengan mereaksikan menggunakan larutan natrium hidroksida. Namun, untuk proses transesterifikasi FFA, katalis asam dapat digunakan. Proses transesterifikasi dapat berjalan melalui dua tahap. Pada tahap pertama adalah konversi FFA menjadi alkil ester dengan katalis asam dan tahapan kedua adalah penyelesaian proses transesterifikasi dengan katalis basa (Zullaikah, 2005).

### **Alkohol**

Alkohol yang biasa digunakan dalam transesterifikasi merupakan rantai alkohol rantai pendek, utamanya metanol dan etanol. Alkohol-alkohol lainnya yang dapat digunakan adalah propanol, isopropanol, butanol, dan pentanol; namun alkohol-alkohol ini lebih sensitif terhadap kontaminasi air, lebih mahal, membutuhkan perbandingan molar lebih besar, dan suhu tinggi. Metanol memiliki harga yang lebih murah dan memberikan kelebihan kimia maupun fisika dibandingkan alkohol lainnya, karena memiliki perbandingan yang tinggi untuk bereaksi dengan trigliserida. KOH dan NaOH mudah larut dalam metanol. Perlu diperhatikan bahwa metanol memiliki kadar racun yang tinggi, mudah terbakar, dan metanol dibuat dari bahan bakar fosil *non-renewable* seperti gas metan.

Etanol berasal dari bahan yang dapat diperbaharui: gula tebu, gula bit, sayuran, dan selulosa lainnya. Sehingga etanol menjadi pilihan yang menarik karena lebih murah dibandingkan metanol di beberapa daerah. Etanol juga dapat dibuat menggunakan distilasi kering dari kayu, namun proses ini tidak dapat diaplikasikan dalam skala besar. Namun, pembentukan etil ester lebih sulit dibandingkan pembentukan metil ester.

Pembentukan emulsi yang stabil pada saat etanolisis dapat menjadi masalah.

Etanol dan metanol tidak larut dengan trigliserida pada suhu ruang dan campurannya harus diagitasi secara mekanik dulu agar dapat terjadi difusi. Selama reaksi akan terbentuk emulsi. Pada metanolisis, emulsi ini akan terurai dengan cepat membentuk lapisan bawah kaya gliserol dan lapisan atas kaya metil ester. Namun pada etanolisis, emulsi ini cenderung stabil dan mempersulit pemisahan dan pemurnian etil ester. Emulsi ini disebabkan oleh pembentukan monogliserida dan digliserida yang mengandung gugus hidroksil polar dan rantai hidrokarbon non-polar.

Secara stoikiometri, jumlah alkohol yang dibutuhkan untuk reaksi adalah 3 mol untuk setiap 1 mol trigliserida untuk memperoleh 3 mol alkil ester dan 1 mol gliserol. Perbandingan molar yang tinggi antara alkohol:minyak mempengaruhi pemisahan gliserol karena peningkatan kemampuan kelarutan. Ketika gliserol didapatkan dalam larutan, reaksi menjadi bergeser ke kiri. Gliserol dapat bereaksi kembali membentuk monogliserida dan digliserida. Perbandingan alkohol dengan minyak nabati 4,8:1 dapat menghasilkan konversi 98% (Bradshaw and Meuly, 1944). Secara umum ditunjukkan bahwa semakin banyak jumlah alkohol yang digunakan, maka konversi yang diperoleh juga akan semakin bertambah. Pada rasio molar 6:1, setelah 1 jam konversi yang dihasilkan adalah 98-99%, sedangkan pada 3:1 adalah 74-89%. Nilai perbandingan yang terbaik adalah 6:1 karena dapat memberikan konversi yang maksimum.. Produk akan mengandung monogliserida dan digliserida yang dapat mengkristal dengan mudah dalam biodiesel dan menyebabkan penyumbatan pada filter dan mesin (Ramos, 2012).

### **Suhu dan Tekanan**

Transesterifikasi dapat dilakukan pada tekanan atmosfer dan pada suhu yang berbeda-beda bergantung pada bahan baku yang digunakan. Suhu mempengaruhi *yield* biodiesel.



Transesterifikasi sering dilakukan pada suhu mendekati titik didih alkohol (pada 60°C saat menggunakan metanol) (Fukuda, 2001).

Biodiesel juga dapat dibuat pada tekanan dan suhu yang tinggi salah satunya adalah dengan metode methanol superkritis (*Supercritical Methanol Method*). Berikut perbandingan kondisi operasi antara metode katalis basa dan metode methanol superkritis.

**Tabel III.2** Perbandingan antara metode katalis basa dan metode methanol superkritis pada pembuatan biodiesel melalui reaksi transesterifikasi

	Catalytic MeOH process	SCM ( <i>Supercritical Methanol Method</i> ) method
Methylating agent	Methanol	Methanol
Catalyst	Alkali (NaOH or KOH)	None
Reaction temperature (K)	303–338	523–573
Reaction pressure (MPa)	0.1	10–25
Reaction time (min)	60–360	7–15
Methyl ester yield (wt.%)	96	98
Removal for purification	Methanol, catalyst, glycerol, soaps	Methanol
Free fatty acids	Saponified products	Methyl esters, water
Smelling from exhaust	Soap smell	Sweet smelling

(Ayhan Demirbas, 2005)

Berdasarkan tabel diatas suhu dan stekanan operasi pada metode metnaol superkritis sangat tinggi yang menyebabkan harga

peralatan akan sangat mahal jika dibandingkan dengan metode katalis basa.

### **Waktu Reaksi**

Konversi transesterifikasi bertambah seiring dengan bertambahnya waktu. Pada percobaan menggunakan minyak kacang, biji kapas, bunga matahari, dan kedelai dengan metanol dalam perbandingan metanol/minyak adalah 6:1 pada 60°C dan katalis NaOH, dihasilkan konversi 80% dalam waktu 1 menit untuk kacang kedelai dan bunga matahari. Setelah satu jam, konversi menjadi 93-98% untuk keempat minyak. Pada transesterifikasi minyak sawit dengan metanol pada 50°C menggunakan katalis KOH 1%, menghasilkan konversi 80% setelah 8 menit dan 90%. Pembentukan metil ester memiliki hasil yang tinggi pada menit-menit awal, setelah 1 jam kemudian laju reaksi berkurang dan akhirnya mencapai kesetimbangan (Darnoko, 2000)

### **Pemisahan Fase**

Setelah reaksi transesterifikasi, campuran reaksi dipisahkan menjadi dua fase. Fase bawah, gliserol, dapat dipisahkan dengan dekantasi atau sentrifugasi. Emulsi dapat terbentuk karena zat pengotor dalam bahan baku. Emulsi dapat menyebabkan pemisahan lapisan menjadi sulit. Garam terlarut (natrium klorida) dapat menghancurkan emulsi dan mempercepat pemisahan fase (Enweremadu, 2009).

Beberapa cara untuk mempercepat pemisahan fase (Mittelbach, 2004):

1. Penambahan air, ekstra gliserol atau heksan
2. Mendinginkan campuran
3. Menggunakan tegangan tinggi untuk pemisahan fase polar (gliserol dan residu alkohol dan katalis) dari fase nonpolar (ester dan alkohol).

## Pemurnian Biodiesel

Setelah pemisahan fase, fase biodiesel maupun fase gliserol dicuci dan dimurnikan. Dalam industri, metanol didapatkan kembali dengan pemanasan fase ester. Gliserol dan sisa katalis dapat dihilangkan dari fase biodiesel dengan mencuci menggunakan air asam untuk menetralkan sisa katalis. FFA didapatkan kembali dari fase ester menggunakan distilasi, dengan fakta bahwa FAME didistilasi pada suhu 30-50°C lebih rendah dibandingkan FFA. Namun proses ini menambah ongkos.

Adsorben padat telah terbukti dapat menghilangkan pengotor dari biodiesel. Beberapa adsorben yang telah digunakan adalah magnesium silikat dan *silica gel*. Resin penukar ion juga dapat digunakan untuk pemurnian biodiesel.

**Tabel III.3** Beberapa kelebihan dan kekurangan metode produksi biodiesel

Metode	Kelebihan	Kekurangan
Transesterifikasi katalis basa	<ol style="list-style-type: none"><li>1) Proses dapat terjadi pada suhu dan tekanan rendah (60-65°C, 1 atm),</li><li>2) Rasio molar metanol terhadap minyak rendah,</li><li>3) Tidak bersifat korosif.</li></ol>	<ol style="list-style-type: none"><li>1) Membutuhkan perlakuan khusus pada bahan baku,</li><li>2) Pemurnian yang panjang,</li><li>3) Perlu pengadukan kuat,</li><li>4) Butuh katalis dan agen penjernihan.</li></ol>
Transesterifikasi katalis asam	<ol style="list-style-type: none"><li>1) Cocok untuk bahan yang mengandung FFA tinggi (bisa sekaligus esterifikasi),</li><li>2) Cocok untuk memproduksi ester rantai bercabang,</li></ol>	<ol style="list-style-type: none"><li>1) Laju reaksi rendah,</li><li>2) Membentuk produk samping yang tidak diharapkan pada suhu reaksi tinggi,</li><li>3) Konversi ester menurun dengan adanya air.</li><li>4) Bersifat korosif</li></ol>

	3) Digunakan sebagai tahap esterifikasi.	
Katalis biologi	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Konversi dapat dilakukan pada kondisi suhu, tekanan, dan PH rendah,</li> <li>2) Fase pemisahan mudah dan menghasilkan gliserol dengan kualitas tinggi,</li> <li>3) Dapat digunakan langsung untuk bahan dengan FFA tinggi.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Membutuhkan waktu reaksi lama, konsentrasi katalis yang tinggi, dan imobilisasi enzim,</li> <li>2) Efisiensi enzim akan berkurang seiring banyaknya gliserol yang terbentuk</li> </ol>
Kondisi superkritik metanol	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Dapat digunakan langsung pada FFA tinggi,</li> <li>2) Laju reaksi tinggi,</li> <li>3) Penjernihan produk mudah dan ramah lingkungan.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Suhu dan tekanan tinggi,</li> <li>2) Rasio molar metanol terhadap minyak tinggi.</li> </ol>
Tekanan atmosfer	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Dapat digunakan langsung pada FFA tinggi,</li> <li>2) Penjernihan produk mudah dan ramah lingkungan.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1) Rasio molar metanol terhadap minyak tinggi,</li> <li>2) Suhu reaksi tinggi,</li> <li>3) Laju reaksi rendah</li> </ol>

(Tambunan, 2010)

### **II.1.3 Tipe-Tipe *Pretreatment* PFAD**

#### **II.1.3.1 Treatment dengan larutan asam**

PFAD dengan kandungan FFA >80% membutuhkan pretreatment dengan asam kuat untuk menghilangkan FFA dengan mengubah FFA menjadi metil ester (FAME) melalui reaksi esterifikasi sehingga akan mengurangi kandungan FFA dalam PFAD. Proses asam membutuhkan temperatur tinggi dan metanol berlebih untuk mencapai konversi tinggi dalam waktu reaksi tertentu. Air yang terbentuk dalam esterifikasi akan terakumulasi dan dapat memperlambat kecepatan reaksi. Kekurangan proses asam ini yaitu membutuhkan proses netralisasi asam pada akhir reaksi yang dapat menghasilkan garam yang berada pada fase air/metanol. PFAD yang sudah dinetralisasi ini kemudian diproses dengan katalis alkali dan metanol untuk memproduksi biodiesel. Netralisasi juga dapat dilakukan dengan penambahan katalis basa untuk mengubah gliserida yang tersisa menjadi biodiesel (Van Gerpen, 2004).

### **III.2 Seleksi Proses**

Perancangan pabrik biodiesel dari PFAD akan digunakan proses 2 tahap (Esterifikasi dan Transesterifikasi). Pemilihan proses ini berdasarkan beberapa pertimbangan (Zandi, 2007) :

1. Proses satu tahap (*Single stage*) merupakan proses pembuatan biodiesel yang hanya menggunakan satu stage (reaktor) untuk mengubah trygliserida menjadi alkyl ester (biodiesel). Kadar FFA yang tinggi sangat mengganggu pada *single stage*, FFA dinetralisasi dalam reaktor dengan menggunakan larutan basa alkali (NaOH/KOH) membentuk reaksi penyabunan. Reaksi penyabunan. Reaksi penyabunan terbentuk akibat adanya reaksi antara FFA dengan katalis basa ( $\text{CH}_3\text{ONa}$ ) yang digunakan pada saat proses transesterifikasi. Sehingga proses satu tahap ini dapat tidak efisien karena produk yang dihasilkan kemungkinan jauh dari spesifikasi yang diharapkan.

2. Komponen dasar biodiesel menurut Ketaren (1986) adalah ester yang tersusun dari asam lemak yang terkandung dalam minyak nabati dan unsur yang paling banyak dalam minyak nabati adalah unsur trigliserida. Metode yang paling cepat untuk mengubah asam lemak menjadi ester adalah reaksi transesterifikasi katalis alkali. Konversi asam lemak menjadi ester dengan katalis alkali akan mengalami hambatan jika bahan baku yang digunakan menggunakan FFA, sebab katalis alkali akan bereaksi dengan FFA membentuk proses penyabunan. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses transesterifikasi, maka dilakukan proses esterifikasi untuk mengubah FFA menjadi metil ester sehingga kadar FFA <2% dan nantinya tidak terbentuk proses penyabunan. Sehingga proses dua tahap dapat menghasilkan yield yang lebih besar dan menghasilkan produk dengan spesifikasi yang diharapkan, karena yang dikonversi menjadi biodiesel tidak hanya asam lemak saja tapi trigliseridanya juga dikonversi menjadi biodiesel.

Secara umum proses pembuatan biodiesel ditunjukkan dalam tabel dibawah ini:

**Tabel III.4** Pemilihan Proses Produksi Metil Ester (Biodiesel)

<b>Keterangan</b>	<b>Esterifikasi langsung dari FFA</b>	<b>Transesterifikasi dengan katalis basa</b>	<b>Transesterifikasi dengan katalis asam</b>	<b>Esterifikasi-Transesterifikasi dengan katalis basa</b>
Bahan Baku	Asam lemak bebas (FFA) tinggi	Trigliserida berkemurnian tinggi	Trigliserida berkemurnian rendah	Asam lemak bebas (FFA) tinggi dan Trigliserida berkemurnian tinggi
Konversi biodiesel	Konversi Tinggi	Konversi Tinggi	Konversi rendah	Konversi Tinggi
Waktu reaksi	Cepat	Cepat	Lambat	Cepat
Suhu (°C)	60-70	60-70	60-70	60-70
Tekanan (atm)	1	1	1	1

Biaya produksi	Relatif Murah	Relatif Murah	Relatif Murah	Relatif Murah
Kekurangan	Reaksi berjalan lambat untuk Trigliserida	Dapat terjadi reaksi penyabunan jika kandungan FFA tinggi	Reaksi kurang sempurna sehingga konversi yang dihasilkan rendah	Membutuhkan reactor yang lebih banyak karena menggunakan 2 tahap (esterifikasi-transesterifikasi)

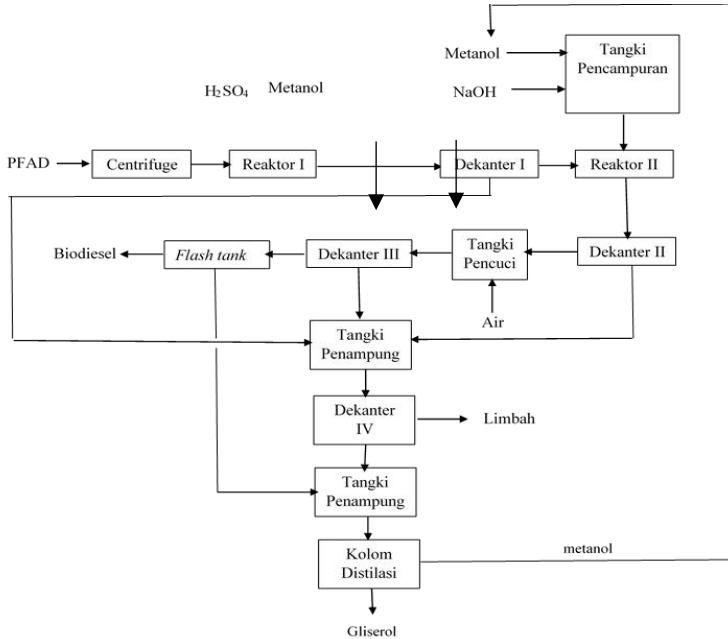
(www.academia.edu)

Berdasarkan ke-4 proses diatas dan kandungan bahan baku utama yaitu PFAD (*Palm Fatty Acid Distillate*) yang mempunyai kadar FFA sebesar 81,7% dan gliserida sebesar 14,4%, maka dipilih proses esterifikasi-transesterifikasi dengan lisensi dari *Foolproof Biodiesel Proses*. Proses esterifikasi langsung diperlukan untuk menghilangkan atau mengurangi kandungan FFA (*Free Fatty Acid*) yang tinggi. Proses esterifikasi dilakukan dengan penambahan alkohol rantai pendek (metanol) dan bantuan katalis asam ( $H_2SO_4$ ). Penggunaan methanol dipilih karena harganya yang murah dan emulsi yang terbentuk setelah reaksi dapat dipisahkan lebih mudah jika dibandingkan dengan etanol. Penggunaan katalis asam bertujuan untuk mengkonversi FFA menjadi FAME (*Fatty Acid Methyl Ester*). Proses ini dilakukan untuk menghindari reaksi pembentukan produk samping sabun dalam proses transesterifikasi. Dengan mengkonversi FFA menjadi FAME, proses ini akan menambah yield biodiesel yang dihasilkan selain itu  $H_2SO_4$  memiliki sifat menyerap air sehingga akan mengarahkan reaksi esterifikasi kearah produk sehingga produk yang dihasilkan akan lebih banyak .

Sedangkan proses transesterifikasi mengkonversi gliserida dengan bantuan katalis basa kuat (NaOH) menjadi FAME dengan produk samping gliserin. Katalis NaOH dipilih karena tersedia dalam jumlah banyak, mudah didapat, murah, dan menghasilkan konversi biodiesel yang tinggi. Reaksi ini juga berlangsung pada tekanan dan suhu yang rendah. Sehingga pembuatan biodiesel

dengan reaksi esterifikasi-transesterifikasi akan menghasilkan yield FAME yang tinggi.

### III.3 Uraian Proses



**Gambar III.6** Proses flow diagram pembuatan biodiesel dari PFAD

#### III.3.1 Persiapan Bahan Baku

Pada persiapan bahan baku PFAD yang akan digunakan dipanaskan terlebih dahulu hingga suhunya mencapai 60°C. Pemanasan bertujuan untuk mencairkan PFAD (titik leleh PFAD adalah 50°C) dan siap untuk dialirkan ke reaktor esterifikasi. Selain persiapan bahan baku utama, ada persiapan bahan baku pendukung dengan mempersiapkan metanol dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebelum dimasukkan ke reaktor esterifikasi.



### III.3.2 Reaksi Esterifikasi

PFAD yang telah dipanaskan dan telah mencair dipompakan ke dalam reaktor esterifikasi. Reaksi esterifikasi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 60 menit. Ke dalam reaktor juga ditambahkan methanol 99% sebagai reaktan dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% sebagai katalis. Perbandingan molar antara metanol terhadap PFAD terhadap H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> adalah 8:1:0,05 (Chongkhong, 2007). Metanol yang digunakan berlebih agar air yang terbentuk dari reaksi dapat diserap oleh metanol sehingga tidak menghalangi jalannya reaksi pengubahan asam lemak bebas menjadi metil ester dan juga agar reaksi tidak balik (Soerawidjaja, 2006). Reaksi esterifikasi ini bertujuan untuk menurunkan kadar asam lemak bebas dalam PFAD dari 93% menjadi 1,5% dengan menghasilkan alkil ester dan air dengan konversi 98% (Chongkhong, 2007). Kadar asam lemak bebas harus diturunkan agar dapat terjadi reaksi transesterifikasi pada proses selanjutnya dan untuk menghindari terbentuknya reaksi saponifikasi.

Sebelum masuk reaktor transesterifikasi, kadar air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, serta metanol yang tersisa dalam produk esterifikasi, harus dipisahkan melalui proses separasi gravitasi. Karena air dapat mengganggu proses transesterifikasi dengan mengkonsumsi katalis basa. Pada saat diberikan katalis basa berlebih dan pada keadaan reaksi saponifikasi, air yang terbentuk dapat bereaksi dengan katalis sehingga jumlahnya menjadi berkurang (Mastutik, 2006). Alat yang digunakan pada proses separasi adalah dekanter (dekanter 1). Produk atas (metil ester dan FFA) dari dekanter 1 dikirim ke reaktor transesterifikasi dan produk bawah (metanol, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan air) dialirkan ke tangki penampung.

### III.3.3 Reaksi Transesterifikasi

Pada proses transesterifikasi, menghasilkan produk biodiesel (FAME) hingga 99%. Bila bahan baku yang digunakan adalah minyak mentah yang mengandung kadar asam lemak bebas tinggi, yakni lebih dari 3%, maka perlu dilakukan esterifikasi untuk menurunkan menjadi kurang dari 3%

Proses transesterifikasi terhadap produk esterifikasi, menggunakan katalis alkalin, yaitu natrium hidroksida. Natrium hidroksida (NaOH) ditambahkan sebanyak 1,5% wt dari minyak produk esterifikasi (Gerpen, dkk, 2004). Produk esterifikasi dilarutkan dalam metanol dengan perbandingan metanol:PFAD transesterifikasi adalah 6:1. Penambahan metanol berlebih ini supaya reaksi tidak berbalik ke kiri. Proses transesterifikasi dilakukan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm (Fukuda, 2001) dengan waktu pengadukan 90 menit. Reaksi transesterifikasi juga dilakukan dalam tangki berpengaduk.

Keberadaan pengaduk ini penting untuk memastikan terjadinya reaksi di seluruh bagian reaktor. Produk dari transesterifikasi kemudian dalirkan dalam decanter 2 untuk dipisahkan menjadi dua lapisan akan berupa fasa metil ester (metil ester, minyak yang tidak bereaksi) dan fasa gliserol (gliserol, metanol, dan sodium hidroksida).

### III.3.4 Pemurnian Biodiesel

Pemurnian biodiesel ini menggunakan decanter, *washing tank*, flash tank. Pemisahan dilakukan dengan decanter yang akan memisahkan campuran berdasarkan densitasnya. Decanter akan memisahkan campuran menjadi campuran kaya biodiesel dan kayak gliserol. Campuran kaya metil ester, diumpankan dalam tangki pencuci untuk memisahkan biodiesel (metil ester) dari sisa

pengotor yang tidak diinginkan (gliserol, metanol, minyak yang tidak bereaksi). Pencucian menggunakan air pada suhu 60°C dengan 25% dari berat masa feed masuk atau metil ester dalam tangki pencuci. Kemudian dialirkan ke dalam decanter 3, lapisan yang kaya biodiesel dari decanter 3, kemudian dialirkan ke *heater* untuk dipanaskan sebelum masuk ke *flash tank* untuk menghilangkan kadar air dan metanol yang masih terkandung. Sedangkan lapisan lain dari decanter (air, metanol, katalis, dan pfd yang tidak bereaksi) dialirkan ke tangki penampung untuk diolah lebih lanjut. Kemudian biodiesel yang mengandung air dipanaskan menggunakan *heater* pada suhu 130°C agar air dapat menguap dan sisa metanol menguap seluruhnya, setelah itu biodiesel diumpankan ke dalam *flash tank* sehingga air dan metanol yang terkandung dalam biodiesel akan menguap dan uap air dan metanol diumpankan ke dalam *condenser I* untuk diubah menjadi fasa cair dan ditampung dalam penampung II, sehingga dihasilkan produk biodiesel dengan kandungan air < 0,25%.

### **III.3.5 Pemurnian Gliserol**

Lapisan bawah dari dekanter 1 dan 2 serta lapisan atas dekanter 3 dialirkan ke dalam tangki penampung sementara kemudian dialirkan ke kolom distilasi untuk memisahkan antara campuran metanol, air, PFAD (Palm Fatty Acid Distillate) sisa dan gliserol sehingga diperoleh crude gliserol yang lebih murni lagi.

### **III.3.6 Recovery Metanol**

Aliran atas dari dekanter 4 berupa methanol, air, gliserol, dan PFAD sisa dialirkan ke dalam tangki penampung II sebelum masuk ke kolom distilasi untuk mendapatkan metanol recovery yang mempunyai kadar 99%. Metanol yang telah teruapkan kemudian dikondensasikan menggunakan kondenser dari suhu

64,95°C menjadi 30°C dan dialirkan kembali ke tangki penyimpanan metanol untuk digunakan kembali pada proses selanjutnya. Hasil lain dari kolom distilasi yaitu air, gliserol, PFAD sisa dialirkan ke tangki penampung crude gliserol.

## BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

### IV.1 Neraca Massa

Basis Perhitungan :

Lama Operasi	=	330 hari/tahun, 24 jam/hari	
Kapasitas Produksi Biodiesel	=	60.000	ton/tahun
	=	181.818	kg/hari
PFAD yang dibutuhkan	=	54.373	ton/tahun
	=	54.373.116	kg/tahun
	=	164.767	kg/hari
Basis	=	1 hari operasi	

**Tabel IV.1** Komposisi PFAD

Komponen	Fraksi	Massa (kg)
Asam Lemak Bebas (FFA)	0,817	134614,6534
Trigliserida	0,046	7579,282811
Digliserida	0,071	11698,45825
Monogliserida	0,027	4448,709476
Air	0,006	988,6021058
Impurities	0,033	5437,311582
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>164767,0</b>

(Pitoyo, Program Pascasarjana UGM, 1991)

**Tabel IV.2** BM Komponen

Asam Lemak Bebas	Fraksi (%)	BM	Massa (kg)	Molar (kmol)	R. Struktur
Asam Palmitat	0,4765	256	64143,8823	250,5620	C16H32O2
Asam Oleat	0,3837	282	51651,6425	183,1619	C18H34O2
Asam Linoleat	0,0767	280	10324,9439	36,8748	C18H32O2

Asam Stearat	0,0435	284	5855,7374	20,6188	C18H36O2
Asam Miristat	0,0115	228	1548,0685	6,7898	C14H28O2
Asam Eicosanoat	0,0046	312	619,2274	1,9847	C20H40O2
Asam Eicosenoat	0,0012	310	161,5376	0,5211	C20H38O2
Asam Palmitoleat	0,0023	254	309,6137	1,2190	C16H30O2
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>268,2999</b>	<b>134614,6534</b>	<b>501,7320</b>	

(Hyun Jun Cho, 2012)

<b>Trigliserida</b>	<b>Fraksi (%)</b>	<b>BM</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Molar (kmol)</b>	<b>R. Struktur</b>
Tripalmitat	0,4765	806	3611,5283	4,4808	C51H98O6
Trioleat	0,3837	884	2908,1708	3,2898	C57H104O6
Trilinoleat	0,0767	878	581,3310	0,6621	C57H98O6
Tristearat	0,0435	890	329,6988	0,3704	C57H110O6
Trimiristat	0,0115	722	87,1618	0,1207	C45H86O6
Trieicosanoat	0,0046	974	34,8647	0,0358	C63H122O6
Trieicosenoat	0,0012	968	9,0951	0,0094	C63H116O6
Tripalmitoleat	0,0023	800	17,4324	0,0218	C51H92O6
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>843,00</b>	<b>7579,282811</b>	<b>8,9909</b>	

(Hyun Jun Cho, 2012)

<b>Digliserida</b>	<b>Fraksi (%)</b>	<b>BM</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Molar (kmol)</b>	<b>R. Struktur</b>
Dipalmitat	0,4765	568	5574,315357	9,8139	C35H68O5
Diroleat	0,3837	620	4488,698431	7,2398	C39H72O5
Dilinoleat	0,0767	616	897,2717479	1,4566	C39H68O5
Distearat	0,0435	624	508,8829339	0,8155	C39H76O5
Dimiristat	0,0115	512	134,5322699	0,2628	C31H60O5
Dieicosanoat	0,0046	680	53,81290796	0,0791	C43H84O5
Dieicosenoat	0,0012	676	14,0381499	0,0208	C43H80O5

Dipalmitoleat	0,0023	564	26,90645398	0,0477	C35H64O5
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>592,74</b>	<b>11698,45825</b>	<b>19,7363</b>	

(Hyun Jun Cho, 2012)

Monogliserida	Fraksi (%)	BM	Massa (kg)	Molar (kmol)	R. Struktur
Monopalmitat	0,4765	330	2119,810065	6,4237	C19H38O4
Monooleat	0,3837	356	1706,969826	4,7949	C21H40O4
Monolinoleat	0,0767	354	341,2160168	0,9639	C21H38O4
Monostearat	0,0435	358	193,5188622	0,5406	C21H42O4
Monomiristat	0,0115	302	51,16015897	0,1694	C17H34O4
Monoeicosanoat	0,0046	386	20,46406359	0,0530	C23H46O4
Monoeicosenoat	0,0012	384	5,338451371	0,0139	C23H44O4
Monopalmitoleat	0,0023	328	10,23203179	0,0312	C19H36O4
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>342,46</b>	<b>4448,709476</b>	<b>12,9905</b>	

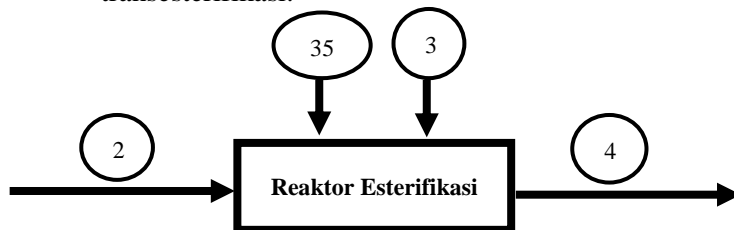
(Hyun Jun Cho, 2012)

Komponen	Ar
C	12
H	1
O	16
S	32
Na	23
P	31

Komponen	Rumus	BM
Asam Sulfat	H2SO4	98
Methanol	CH3OH	32
Natrium Hidroksida	NaOH	40
Gliserol	C3H8O3	92
Water	H2O	18
Asam Fosfat	H3PO4	98

#### IV.1.1. REAKTOR ESTERIFIKASI (R-120)

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



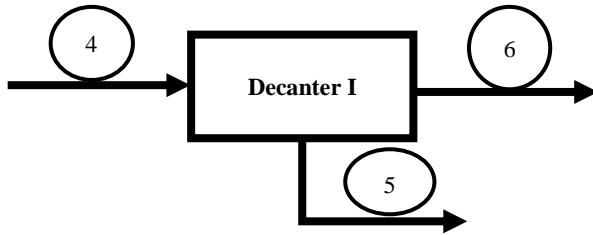
**Tabel IV.3** Neraca Massa pada Reaktor Esterifikasi

No	Komponen	Neraca Massa (kg)			
		Masuk			Keluar
		< 2 >	< 35 >	< 3 >	< 4 >
1	FFA	134614,65	-	-	2692,29
2	Trigliserida	7579,28	-	-	7579,28
3	Digliserida	11698,46	-	-	11698,46
4	Monogliserida	4448,71	-	-	4448,71
5	Metanol	-	139123,10	-	123388,78
6	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	2662,90	2662,90
7	Metil ester	-	-	-	138806,12
8	Air	988,60	1405,28	54,34	11298,78
Subtotal		159329,71	140528,38	2717,25	302575,34
<b>Total</b>		<b>302575,34</b>			<b>302575,34</b>

#### IV.1.2. DECANTER I (H-126)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol, air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dari produk esterifikasi yang dihasilkan dari proses esterifikasi, karena H<sub>2</sub>O (air) yang terkandung dapat mengganggu proses transesterifikasi.



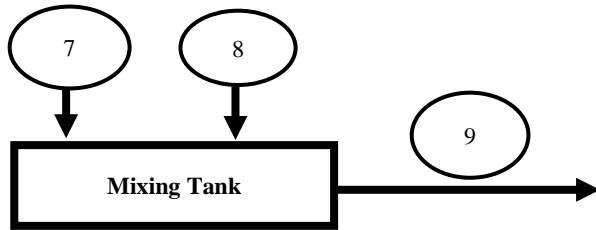


**Tabel IV.4** Neraca Massa pada Decanter I

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
		< 4 >	< 5 >	< 6 >
1	FFA	2692,29	-	2692,29
2	Trigliserida	7579,28	-	7579,28
3	Digliserida	11698,46	-	11698,46
4	Monogliserida	4448,71		4448,71
5	Metanol	123388,78	117219,34	6169,44
6	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2662,90	2662,90	-
7	Metil ester	138806,12	-	138806,12
8	Air	11298,78	10733,84	564,94
	Subtotal	302575,34	130616,09	171959,25
	<b>Total</b>	<b>302575,34</b>		<b>302575,34</b>

#### IV.1.3. MIXING TANK (M-220)

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

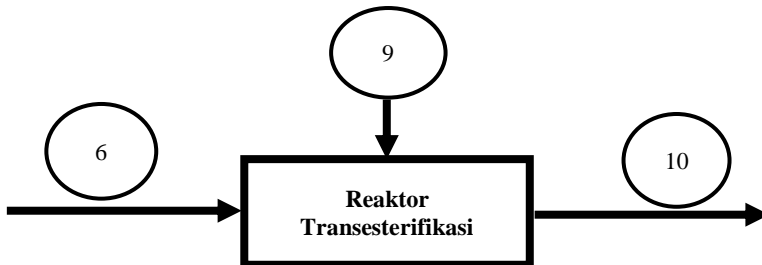


**Tabel IV.5 Neraca Massa pada Mixing Tank**

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk		Keluar
		< 7 >	< 8 >	< 9 >
1	Metanol	9936,43	0,000	9936,43
2	NaOH	0,000	797,67	797,67
3	Air (H <sub>2</sub> O)	99,36	0,000	99,36
	Subtotal	10035,80	797,67	10833,46
	<b>Total</b>	<b>10833,46</b>		<b>10833,46</b>

#### **IV.1.4. REAKTOR TRANSESTERIFIKASI (R-210)**

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

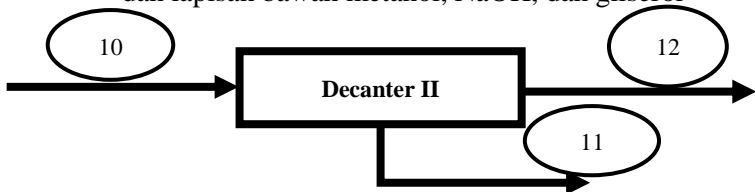


**Tabel IV.6 Neraca Massa pada Reaktor Transesterifikasi**

No	Komponen	Neraca Massa Masuk (kg)		Neraca Massa Keluar (kg)
		< 6 >	< 9 >	< 10 >
1	FFA	2692,29	-	-
2	Sabun	-	-	2913,06
3	Trigliserida	7579,28	-	75,79
4	Digliserida	11698,46	-	116,98
5	Monogliserida	4448,71	-	44,49
6	NaOH	-	797,67	396,28
7	Metanol	6169,44	9936,43	13589,35
8	Air	564,94	99,36	844,93
9	Metil ester	138806,12	-	161012,19
10	Gliserol	-	-	3799,64
Subtotal		171959,25	10833,46	182792,71
<b>Total</b>		<b>182792,71</b>		<b>182792,71</b>

**IV.1.5. DECANTER II (H-211)**

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol, air, NaOH, Gliserol, dari produk transesterifikasi yang dihasilkan. Lapisan atas biodiesel dan PFAD sisa dan lapisan bawah metanol, NaOH, dan gliserol



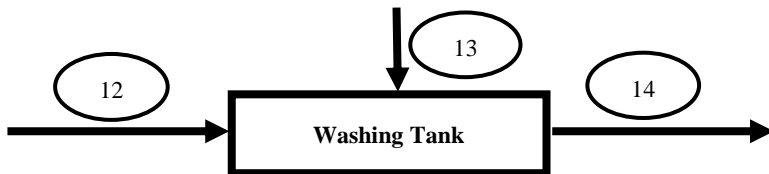
**Tabel IV.7 Neraca Massa pada Decanter II**

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
		< 10 >	< 11 >	< 12 >

1	Sabun	2913,06	-	2913,06
2	Trigliserida	75,79	-	75,79
3	Digliserida	116,98	-	116,98
4	Monogliserida	44,49	-	44,49
5	NaOH	396,28	396,28	-
6	Metanol	13589,35	6794,68	6794,68
7	Air	844,93	760,43	84,49
8	Metil ester	161012,19	-	161012,19
9	Gliserol	3799,64	3419,68	379,96
Subtotal		182792,71	11371,07	171421,64
<b>Total</b>		<b>182792,71</b>		<b>182792,71</b>

#### IV.1.6. WASHING TANK (M-230)

Fungsi : untuk menghilangkan pengotor sisa reaksi transesterifikasi (metanol, gliserol, PFAD sisa)



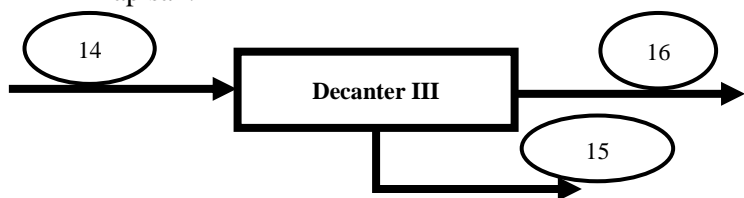
**Tabel IV.8** Neraca Massa pada Washing Tank

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk		Keluar
		< 12 >	< 13 >	< 14 >
1	Sabun	2913,06	-	2913,06
2	Trigliserida	75,79	-	75,79
3	Digliserida	116,98	-	116,98
4	Monogliserida	44,49	-	44,49
5	Metanol	6794,68	-	6794,68
6	Air	84,49	42855,41	42939,90

7	Metil ester	161012,19	-	161012,19
8	Gliserol	379,96	-	379,96
Subtotal		171421,64	42855,41	214277,05
<b>Total</b>		<b>214277,05</b>		<b>214277,05</b>

#### IV.1.7. DECANTER III (H-231)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran metanol, H<sub>2</sub>O, PFAD sisa dan gliserol dari biodiesel dan H<sub>2</sub>O akibat proses pencucian sehingga membentuk 2 lapisan.



**Tabel IV.9** Neraca Massa pada Decanter III

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
			< 14 >	< 15 >
1	Sabun	2913,06	2913,06	-
2	Trigliserida	75,79	18,95	56,84
3	Digliserida	116,98	29,25	87,74
4	Monogliserida	44,49	11,12	33,37
5	Metanol	6794,68	6115,21	679,47
6	Air	42939,90	38645,91	4293,99
7	Metil ester	161012,19	-	161012,19
8	Gliserol	379,96	379,96	-
Subtotal		214277,05	48113,46	166163,60

<b>Total</b>	<b>214277,05</b>	<b>214277,05</b>
--------------	------------------	------------------

#### IV.1.8. TANGKI PENAMPUNG I (F-240)

Fungsi : untuk menampung hasil dari decanter 1,2, dan 3 untuk proses pemisahan produk samping



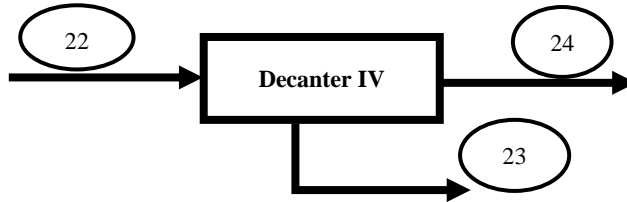
**Tabel IV.10** Neraca Massa pada Tangki Penampungan I

No	Komponen	Neraca Massa (kg)			
		Masuk			Keluar
		<5>	<11>	< 15 >	< 22 >
1	Sabun	-	-	2913,06	2913,06
2	Trigliserida	-	-	18,95	18,95
3	Digliserida	-	-	29,25	29,25
4	Monogliserida	-	-	11,12	11,12
5	Metanol	117219,34	6794,68	6115,21	130129,23
6	Air (H <sub>2</sub> O)	10733,84	760,43	38645,91	50140,19
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2662,90	-	-	2662,90
8	NaOH	-	396,28	-	396,28
9	Gliserol	-	3419,68	379,96	3799,64
	Subtotal	130616,09	11371,07	48113,46	190100,61
	<b>Total</b>		<b>190100,61</b>		<b>190100,61</b>

#### IV.1.9. DECANTER IV (H-242)

Fungsi : untuk memisahkan katalis dari campuran metanol, gliserol dan PFAD sisa. Decanter ini memisahkan

menjadi 2 lapisan, yaitu PFAD sisa, sedikit air dan gliserol serta metanol air.

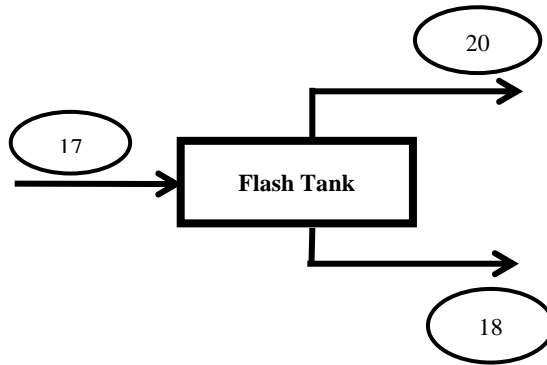


**Tabel IV.11** Neraca Massa pada Decanter IV

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
		<22>	< 23 >	< 24 >
1	Sabun	2913,06	2913,06	-
2	Trigliserida	18,95	-	18,95
3	Digliserida	29,25	-	29,25
4	Monogliserida	11,12	-	11,12
5	Metanol	130129,23	-	130129,23
6	Air (H <sub>2</sub> O)	50140,19	5014,02	45126,17
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2662,90	2662,90	-
8	NaOH	396,28	396,28	-
9	Gliserol	3799,64	-	3799,64
Subtotal		190100,61	10986,26	179114,36
<b>Total</b>		<b>190100,61</b>	<b>190100,61</b>	

#### IV.1.10. FLASH TANK (F-310)

Fungsi : untuk memisahkan air dan metanol dari kandungan biodiesel sehingga kadar air dalam Biodiesel < 0,25%



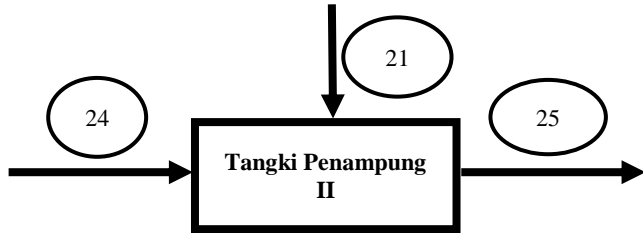
**Tabel IV.12** Neraca Massa pada Flash Tank

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
			< 17 >	< 20 >
2	Trigliserida	56,84	-	56,84
3	Digliserida	87,74	-	87,74
4	Monogliserida	33,37	-	33,37
5	Metil ester	161012,19	-	161012,19
6	Air	4293,99	482,91	3811,08
7	Metanol	679,47	679,47	-
Subtotal		166163,60	1162,38	165001,22
<b>Total</b>		<b>166163,60</b>	<b>166163,60</b>	

#### **IV.1.11. TANGKI PENAMPUNG II (F-243)**

Fungsi : Untuk menampung metanol air sebelum masuk kolom distilasi (sebelum methanol di recovery)



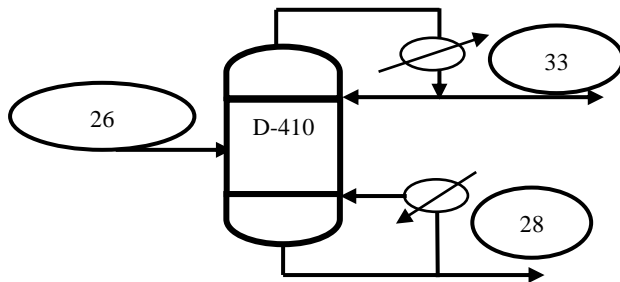


**Tabel IV.13 Neraca Massa pada Tangki Penampung II**

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk		Keluar
		< 21 >	< 24 >	< 25 >
2	Trigliserida	-	18,95	18,95
3	Digliserida	-	29,25	29,25
4	Monogliserida	-	11,12	11,12
5	Metanol	679,47	130129,23	130808,70
6	Air (H <sub>2</sub> O)	482,91	45126,17	45609,08
7	Gliserol	-	3799,64	3799,64
<b>Subtotal</b>		1162,38	179114,36	180276,73
<b>Total</b>		<b>180276,73</b>		<b>180276,73</b>

#### IV.1.12. KOLOM DISTILASI (D-410)

Fungsi : Untuk me-recovery metanol berlebih sehingga bisa digunakan kembali dengan kadar 99% berat



**Tabel IV.14** Neraca Massa pada Kolom Distilasi

No	Komponen	Neraca Massa (kg)		
		Masuk	Keluar	
		< 26 >	< 33 >	< 28 >
2	Trigliserida	18,95	-	18,95
3	Digliserida	29,25	-	29,25
4	Monogliserida	11,12	-	11,12
5	Metanol (CH <sub>3</sub> OH)	130808,70	130795,62	13,08
6	Air (H <sub>2</sub> O)	45609,08	1246,95	44362,13
7	Gliserol	3799,64	-	3799,64
<b>Subtotal</b>		180276,73	132042,57	48234,17
<b>Total</b>		<b>180276,73</b>	<b>180276,73</b>	

**Tabel IV.15** Spesifikasi Produk Biodiesel

No	Komponen	Massa (kg)	Komposisi (%)
1	FFA	2019,219	1,2087
2	Trigliserida	56,845	0,0340
3	Digliserida	87,738	0,0525
4	Monogliserida	33,365	0,0200
5	Metil Ester	161012,189	96,3832
6	Air	3844,850	2,3016
<b>Total</b>		<b>167054,21</b>	<b>100,00</b>

## IV.2 Neraca Energi

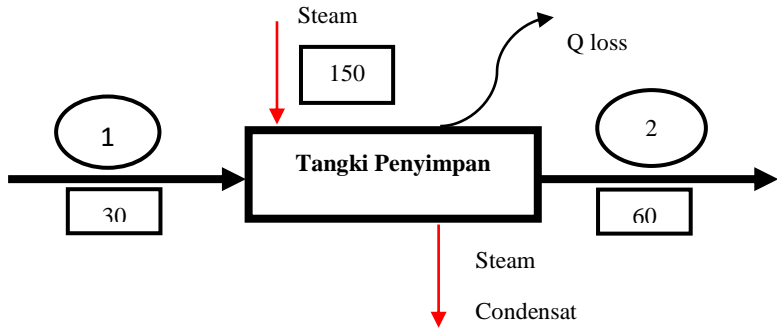
Sebagai basis  
perhitungan :

1 tahun produksi	=	330	hari
1 hari operasi	=	24	jam
Kapasitas produksi	=	50.000	Ton/tahun
	=	152.000,0	Kg/hari
PFAD yang dibutuhkan	=	54373116	Kg/tahun
	=	164767,0176	kg/hari
Basis	=	1	hari
Satuan panas	=	kal	
Suhu <i>reference</i>	=	25° C, 1 atm	

Asumsi yang digunakan  
dalam sistem:

1. Tidak ada akumulasi energi  
(*steady state*)
2. Perubahan energi kinetik  
diabaikan ( $E_p = 0$ )
3. Perubahan energi potensial  
diabaikan ( $E_k = 0$ )
4. Tidak ada usaha yang  
ditambahkan ( $W = 0$ )
5. Q loss pada alat 5% dari panas yang  
masuk ( $\Delta H_{in}$ )

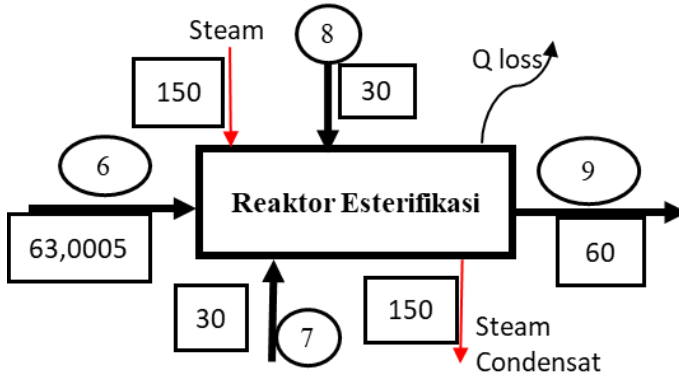
### IV.2.1 TANGKI PENYIMPANAN (F-110)



**Tabel IV.16** Neraca Energi pada Tangki Penyimpanan

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 1 >	< 2 >
1	FFA	506398,14	3544786,95
2	Trigliserida	27999,07	195993,52
3	Digliserida	42982,37	300876,58
4	Monogliserida	16126,94	112888,56
5	Air	4936,58	34604,53
6	Impurities	2943,96	21258,18
7	Q steam	3819541,68	-
8	Q loss	-	210520,42
<b>Total</b>		<b>4420928,75</b>	<b>4420928,75</b>

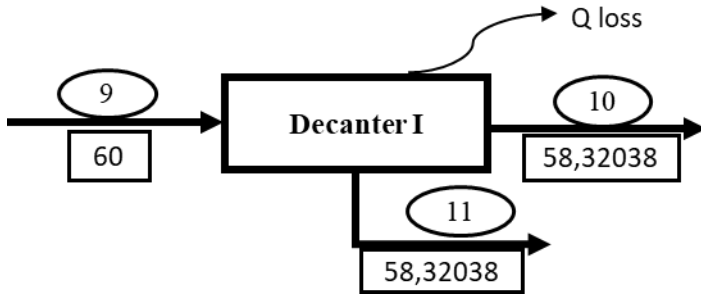
## IV.2.2 REAKTOR ESTERIFIKASI (R-210)



**Tabel IV.17** Neraca Energi pada Reaktor Esterifikasi

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)			
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )			Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 6 >	< 7 >	< 8 >	< 9 >
1	FFA	3544786,95	-	-	70895,74
2	Trigliserida	195993,52	-	-	195993,52
3	Digliserida	300876,58	-	-	300876,58
4	Monogliserida	112888,56	-	-	112888,56
5	Air	34616,99	7017,28	271,37	395496,97
6	Metanol	-	429182,54	-	2923208,32
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	4726,65	33707,34
8	Metil Ester	-	-	-	3671190,24
	<b>Subtotal</b>	<b>4189162,61</b>	<b>436199,82</b>	<b>4998,02</b>	<b>7704257,27</b>
9	$\Delta H$ reaksi		-		128101535,97
10	Q steam		137965722,45		-
11	Q loss		-		6790289,66
	<b>Total</b>		<b>142596082,91</b>		<b>142596082,91</b>

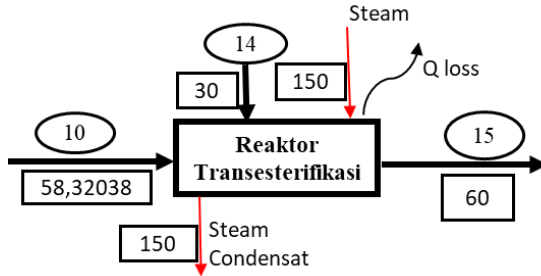
### IV.2.3 DECANTER I (H-215)



**Tabel IV.18** Neraca Energi pada Decanter I

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
		< 9 >	< 10 >	< 11 >
1	FFA	70895,74	67493,04	-
2	Trigliserida	195993,52	186586,65	-
3	Digliserida	300876,58	286435,75	-
4	Monogliserida	112888,56	107470,37	-
5	Air	395496,97	18822,89	357634,94
6	Metanol	2923208,32	138376,15	2629146,81
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	33707,34	-	32089,52
8	Metil Ester	3671190,24	3494988,28	-
<b>Subtotal</b>		<b>7704257,27</b>	<b>4300173,13</b>	<b>3018871,28</b>
9	Q loss	-	385212,86	
<b>Total</b>		<b>7704257,27</b>	<b>7704257,27</b>	

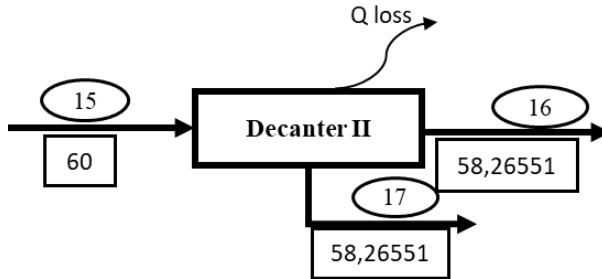
#### IV.2.4 REAKTOR TRANSESTERIFIKASI (R-310)



**Tabel IV.19** Neraca Energi pada Reaktor Transesterifikasi

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )		Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 6 >	< 9 >	< 10 >
1	FFA	67493,04	-	-
2	Sabun	-	-	73747,85
3	Trigliserida	186586,65	-	1959,94
4	Digliserida	286435,75	-	3008,77
5	Monogliserida	107470,37	-	1128,89
6	Air	18822,89	496,18	29575,40
7	Metanol	138376,15	30653,02	321945,83
8	NaOH	-	1423,87	10140,33
9	Metil Ester	3494988,28	-	4258468,86
10	Gliserol	-	-	83117,11
	<b>Subtotal</b>	<b>4300173,13</b>	<b>32573,06</b>	<b>4783092,97</b>
9	$\Delta H$ reaksi	-	-	7987841,38
10	Q steam	8931249,46	-	-
11	Q loss	-	-	493061,30
	<b>Total</b>	<b>13263995,65</b>		<b>13263995,65</b>

#### IV.2.5 DECANTER II (H-311)

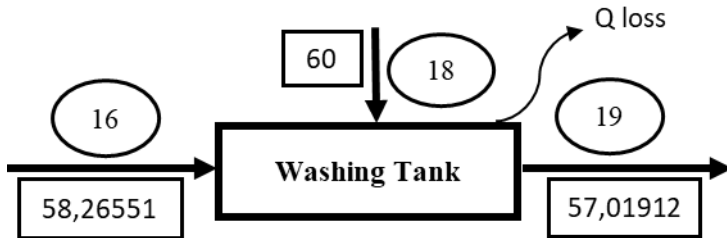


**Tabel IV.19** Neraca Energi pada Decanter II

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
		< 10 >	< 12 >	< 11 >
1	Sabun	73747,85	70167,29	-
2	Trigliserida	1959,94	1864,78	-
3	Digliserida	3008,77	2862,69	-
4	Monogliserida	1128,89	1074,08	-
5	Air	29575,40	2813,52	25321,65
6	Metanol	321945,83	152301,09	152301,09
7	NaOH	10140,33	-	4786,78
8	Metil Ester	4258468,86	4051714,21	-
9	Gliserol	83117,11	7873,12	70858,04
<b>Subtotal</b>		<b>4783092,97</b>	<b>4290670,75</b>	<b>253267,57</b>
10	Q loss	-	239154,65	
<b>Total</b>		<b>4783092,97</b>	<b>4783092,97</b>	



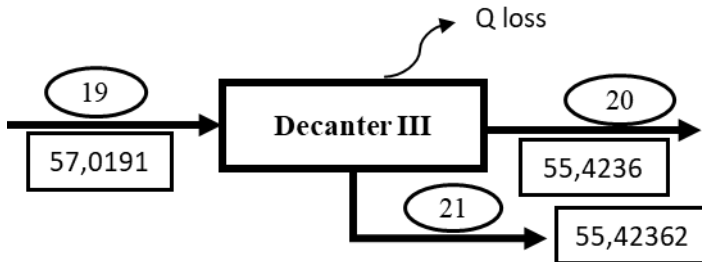
#### IV.2.6 WASHING TANK (F-330)



**Tabel IV.20** Neraca Energi pada Washing Tank

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )		Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 12 >	< 13 >	< 14 >
1	FFA	70167,29	-	67520,17
2	Trigliserida	1864,78	-	1794,43
3	Digliserida	2862,69	-	2754,69
4	Monogliserida	1074,08	-	1033,56
5	Air	2813,52	1500089,35	1375755,24
6	Metanol	152301,09	-	145952,76
7	Metil Ester	4051714,21	-	3898860,09
8	Gliserol	7873,12	-	7551,16
<b>Subtotal</b>		<b>4290670,75</b>	<b>1500089,35</b>	<b>5501222,10</b>
9	Q loss	-		289538,01
<b>Total</b>		<b>5790760,11</b>		<b>5790760,11</b>

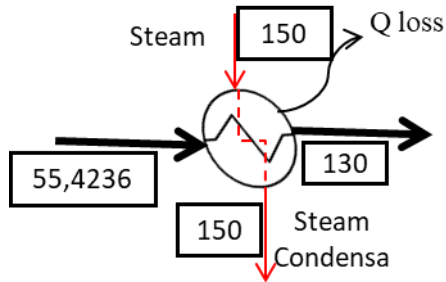
#### IV.2.7 DECANTER III (H-331)



**Tabel IV.21** Neraca Energi pada Decanter III

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
			< 14 >	< 16 >
1	Sabun	67520,17	-	64155,68
2	Trigliserida	1794,43	1278,76	426,25
3	Digliserida	2754,69	1963,07	654,36
4	Monogliserida	1033,56	736,54	245,51
5	Air	1375755,24	130701,42	1176312,78
6	Metanol	145952,76	13795,99	124163,90
7	Metil Ester	3898860,09	3704581,96	-
8	Gliserol	7551,16	-	7144,78
<b>Subtotal</b>		<b>5501222,10</b>	<b>3853057,73</b>	<b>1373103,26</b>
9	Q loss	-	275061,11	
<b>Total</b>		<b>5501222,10</b>	<b>5501222,10</b>	

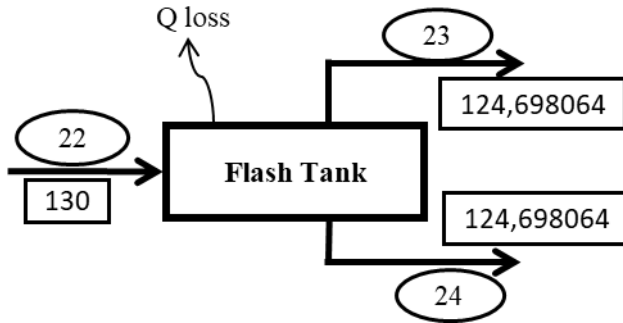
#### IV.2.8 HEATER I (E-411)



**Tabel IV.22** Neraca Energi pada Heater I

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 16 >	< 17 >
2	Trigliserida	1278,76	4619,85
3	Digliserida	1963,07	7092,09
4	Monogliserida	736,54	2660,94
5	Metil Ester	3704581,96	13383759,28
6	Metanol	13795,99	97310,97
7	Air (H <sub>2</sub> O)	130701,42	730453,89
8	Q Steam	11084134,14	-
9	Q loss	-	711294,85
<b>Total</b>		<b>14937191,88</b>	<b>14937191,88</b>

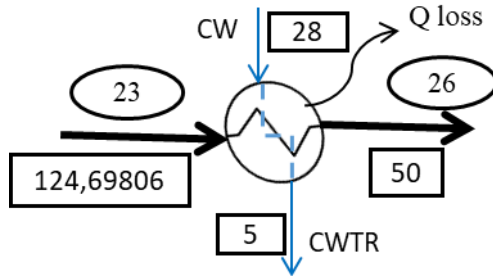
#### IV.2.9 FLASH TANK (F-410)



**Tabel IV.23** Neraca Energi pada Flash Tank

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
		< 17 >	< 20 >	< 18 >
1	Trigliserida	4619,85	-	4324,68
2	Digliserida	7092,09	-	6638,96
3	Monogliserida	2660,94	-	2490,93
4	Metil Ester	13383759,28	-	12528642,44
5	Metanol	30733,64	28770,00	-
6	Air (H <sub>2</sub> O)	250226,90	26343,05	397928,01
	<b>Subtotal</b>	<b>13679092,71</b>	<b>55113,06</b>	<b>12940025,02</b>
7	Q loss	-	683954,64	
	<b>Total</b>	<b>13679092,71</b>	<b>13679092,71</b>	

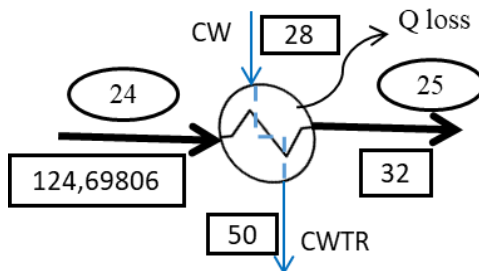
#### IV.2.10 CONDENSOR (E-413)



**Tabel IV.24** Neraca Energi pada Condensor

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 20 >	< 21 >
1	Metanol	28770,00	11131,21
2	Air (H <sub>2</sub> O)	26343,05	12063,12
3	Q air pendingin	-	29163,07
4	Q loss	-	2755,65
<b>Total</b>		<b>55113,06</b>	<b>55113,06</b>

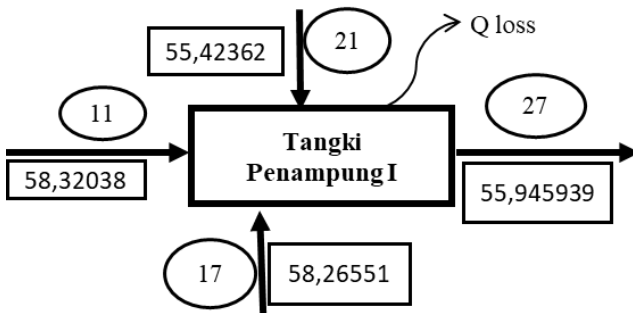
#### IV.2.11 COOLER I (E-414)



**Tabel IV.25** Neraca Energi pada Cooler I

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 18 >	< 19 >
1	Trigliserida	4324,68	293,99
2	Digliserida	6638,96	451,31
3	Monogliserida	2490,93	169,33
4	Metil Ester	12528642,44	851693,77
5	Air (H <sub>2</sub> O)	397928,01	26642,87
6	Q air pendingin	-	11413772,48
7	Q loss	-	647001,25
<b>Total</b>		<b>12940025,02</b>	<b>12940025,02</b>

**IV.2.12 TANGKI PENAMPUNG I (F-340)**

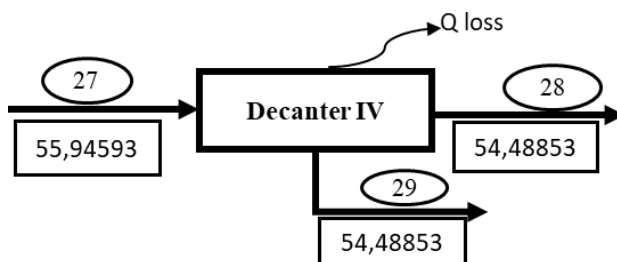


**Tabel IV.26** Neraca Energi pada Tangki Penampung I

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)			
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )			Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 5 >	< 11 >	< 15 >	< 22 >

1	Sabun	-	-	64155,68	65186,00
2	Trigliserida	-	-	426,25	433,10
3	Digliserida	-	-	654,36	664,86
4	Monogliserida	-	-	245,51	249,46
5	Metanol	2629167,42	152301,09	124163,90	2688864,77
6	Air (H <sub>2</sub> O)	357637,47	25321,65	1176312,78	1550756,34
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	32089,75	-	-	29719,72
8	NaOH	-	4786,78	-	4439,04
9	Gliserol	-	70858,04	7144,78	72688,91
<b>Subtotal</b>		<b>3018894,64</b>	<b>253267,57</b>	<b>1373103,26</b>	<b>4413002,19</b>
10	Q loss	-			232263,27
<b>Total</b>		<b>4645265,47</b>			<b>4645265,47</b>

#### IV.2.13 DECANTER IV (H-342)

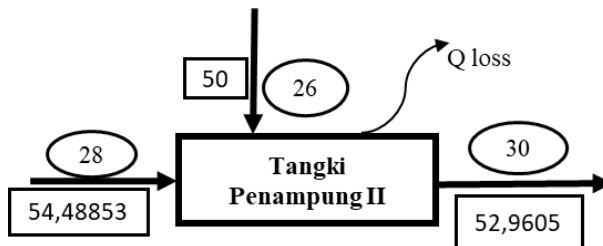


**Tabel IV.27** Neraca Energi pada Decanter IV

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
		< 22 >	< 24 >	< 23 >

1	Sabun	65186,00	-	62112,70
2	Trigliserida	433,10	412,68	-
3	Digliserida	664,86	633,52	-
4	Monogliserida	249,46	237,70	-
5	Metanol	2688864,77	2549992,01	-
6	Air (H <sub>2</sub> O)	1550756,34	1329704,57	147744,95
7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	29719,72	-	28293,12
8	NaOH	4439,04	-	4225,26
9	Gliserol	72688,91	68995,57	-
<b>Subtotal</b>		<b>4413002,19</b>	<b>3949976,05</b>	<b>242376,04</b>
10	Q loss	-	220650,11	
<b>Total</b>		<b>4413002,19</b>	<b>4413002,19</b>	

#### IV.2.14 TANGKI PENAMPUNG II (F-343)



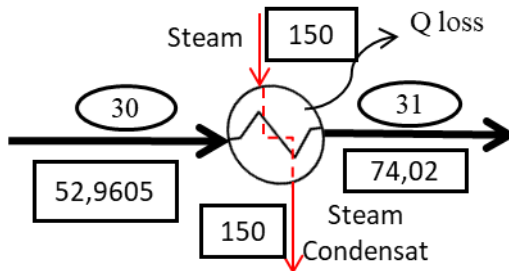
**Tabel IV.28** Neraca Energi pada Tangki Penampung II

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )		Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 21 >	< 24 >	< 25 >
1	Trigliserida	-	412,68	392,90
2	Digliserida	-	633,52	603,15
3	Monogliserida	-	237,70	226,30



4	Metanol	11131,21	2549992,01	2428524,30
5	Air (H <sub>2</sub> O)	12063,12	1329704,57	1279340,55
6	Gliserol	-	68995,57	65424,66
<b>Subtotal</b>		<b>23194,33</b>	<b>3949976,05</b>	<b>3774511,86</b>
7	Q loss	-	0,00	198658,52
<b>Total</b>		<b>3973170,38</b>	<b>3973170,38</b>	

#### IV.2.15 HEATER II (E-511)

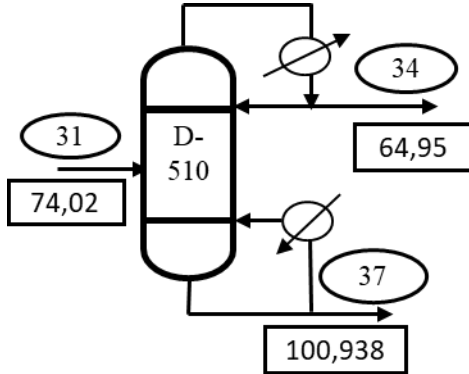


**Tabel IV.29** Neraca Energi pada Heater II

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 25 >	< 26 >
1	Trigliserida	392,90	680,37
2	Digliserida	603,15	1044,46
3	Monogliserida	226,30	391,88
4	Metanol	2428524,30	4506428,23
5	Air (H <sub>2</sub> O)	1279340,55	2220724,71
6	Glierol	65424,66	119505,85
7	Q Steam	3416702,41	-

8	Q loss	-	342438,77
<b>Total</b>		<b>7191214,27</b>	<b>7191214,27</b>

#### IV.2.16 KOLOM DISTILASI (D-510)

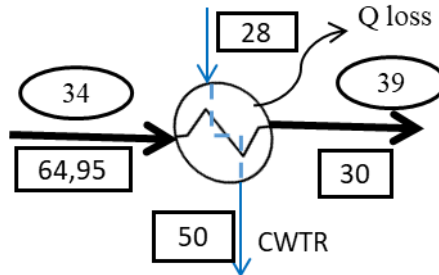


**Tabel IV.30** Neraca Energi pada Kolom Distilasi

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)		
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )	
			< 26 >	< 33 >
1	Trigliserida	680,37	0,00	1063,62
2	Digliserida	1044,46	0,00	1632,80
3	Monogliserida	391,88	0,00	612,63
4	Metanol	2382749,61	3593038,73	777,56
5	Air (H <sub>2</sub> O)	2220724,71	49814,77	3396901,91
6	Gliserol	119505,85	0,00	190809,87
<b>Subtotal</b>		<b>4725096,88</b>	<b>3642853,49</b>	<b>3591798,39</b>
7	Q condenser	-	-1636660,95	0,00
8	Qreboiler	1167525,16	-	
9	Q loss	-	294631,10	

<b>Total</b>	<b>5892622,04</b>	<b>5892622,04</b>
--------------	-------------------	-------------------

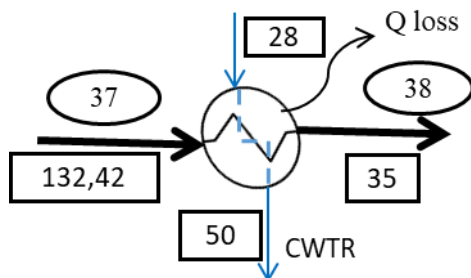
#### IV.2.17 COOLER II (E-516)



**Tabel IV.31** Neraca Energi pada Cooler II

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 33 >	< 34 >
1	Metanol	3593038,73	403492,98
2	Air (H <sub>2</sub> O)	49814,77	6226,66
3	Q air pendingin	-3050991,18	-
4	Q loss	-	182142,67
<b>Total</b>		<b>591862,31</b>	<b>591862,31</b>

#### IV.2.18 COOLER III (E-518)



**Tabel IV.32** Neraca Energi pada Cooler III

No	Komponen	Neraca Panas (kcal)	
		Masuk ( $\Delta H_{in}$ )	Keluar ( $\Delta H_{out}$ )
		< 28 >	< 29 >
1	Trigliserida	1674,95	140,00
2	Digliserida	2571,28	214,91
3	Monogliserida	964,74	80,63
4	Metanol	0,00	0,00
5	Air (H <sub>2</sub> O)	709425,00	58756,33
6	Glierol	300481,05	22199,28
7	Q air pendingin	-882970,02	-
8	Q loss	-	50755,85
<b>Total</b>		<b>132147,00</b>	<b>132147,00</b>

## BAB V

### DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

#### 1. Tangki Penyimpan

Nama alat	:	Tangki penyimpan PFAD (F-110)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished )
Kapasitas	:	1.119,34 m <sup>3</sup> = 39498,8 cuft
diameter tangki (OD)	:	390 in = 9,9 m
Tinggi	:	shell : 580,5 in
	:	tutup atas : 10,9 in
	:	tutup bawah : 10,9 in
Tebal	:	shell : 3/4 in
	:	tutup atas : 10 29/31 in
	:	tutup bawah : 10 29/31 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	3 buah
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,47 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Jumlah lilitan coil	:	10 lilitan
Diameter coil	:	3 5/9 in
Tinggi coil	:	81,9 in

Harga Alat	:	46.600	US\$
------------	---	--------	------

Nama alat	:	Tangki penyimpan metanol (F-121)	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)	
Kapasitas	:	941 m <sup>3</sup>	= 33206,7 cuft
diameter tangki (OD)	:	367 in	= 9,3 m
Tinggi	:	shell :	547,9 in
	:	tutup atas :	9,8 in
	:	tutup bawah :	9,8 in
Tebal	:	shell :	5/16 in
	:	tutup atas :	9 43/55 in
	:	tutup bawah :	9 43/55 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C	
Jumlah tangki	:	4	buah
Desain nozzle (pipa 2 in)			
di	=	2,07	in
do	=	2 3/8	in
lebar flange	=	6	in
tebal flange	=	3/4	in
tinggi nozzle	=	2 1/2	in
Harga Alat	:	105.000	US\$

Nama alat	:	Tangki penyimpan asam sulfat (F-124)	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)	
Kapasitas	:	14 1/2 m <sup>3</sup>	= 510,7 cuft

diameter tangki (OD)	:	96 in = 2,4 m
Tinggi	:	shell : 136,2 in
		tutup atas : 2,3 in
		tutup bawah : 2,3 in
Tebal	:	shell : 1/4 in
		tutup atas : 2 5/17 in
		tutup bawah : 2 5/17 in
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 grade O tipe 405
Jumlah tangki	:	2 buah
Desain nozzle (Pipa 3/8 in)		
di	=	0,493 in
do	=	27/40 in
lebar flange	=	3 1/2 in
tebal flange	=	4/9 in
tinggi nozzle	=	1 7/8 in
Harga Alat	:	14.100 US\$

Nama alat	:	Tangki penyimpan natrium hidroksida (F-221)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished)
Kapasitas	:	5,28 m <sup>3</sup> = 186,5 cuft
diameter tangki (OD)	:	66 in = 1,7 m
Tinggi	:	shell : 98,4 in
		tutup atas : 1,46 in
		tutup bawah : 1,46 in

Tebal	:	shell :	1/5 in
		tutup atas :	1,46 in
		tutup bawah :	1,46 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C	
Jumlah tangki	:	1 buah	
Desain nozzle (pipa 1/8 in)			
di	=	0,269 in	
do	=	32/79 in	
lebar flange	=	3 1/2 in	
tebal flange	=	4/9 in	
tinggi nozzle	=	1 7/8 in	
Harga Alat	:	4.800 US\$	

Nama alat	:	Tangki penampung esterifikasi (F-127)		
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)		
Kapasitas	:	10,16 m <sup>3</sup>	=	358,4 cuft
diameter tangki (OD)	:	84 in	=	2,1 m
Tinggi	:	shell :	125,3 in	
		tutup atas :	1,8 in	
		tutup bawah :	1,8 in	
Tebal	:	shell :	1/4 in	
		tutup atas :	1,8 in	
		tutup bawah :	1,8 in	
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-283 Grade C		



Jumlah tangki	:	1 buah
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,323 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	5.700 US\$

Nama alat	:	Tangki penampung transesterifikasi (F-212)	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)	
Kapasitas	:	10,17 m <sup>3</sup>	= 359,0 cuft
diameter tangki (OD)	:	84 in	= 2,1 m
Tinggi	:	shell :	125,3 in
		tutup atas :	1,8 in
		tutup bawah :	1,8 in
Tebal	:	shell :	1/4 in
		tutup atas :	1,8 in
		tutup bawah :	1,8 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C	
Jumlah tangki	:	1 buah	
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)			
di	=	2,323 in	
do	=	2 7/8 in	
lebar flange	=	7 in	

tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	5.700 US\$

Nama alat	:	Tangki Penampung Sementara (F-232)	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)	
Kapasitas	:	9,93 m <sup>3</sup>	= 350,502 cuft
diameter tangki (OD)	:	78 in	= 1,981 m
Tinggi	:	shell :	116,3 in
		tutup atas :	1,7 in
		tutup bawah :	1,7 in
Tebal	:	shell :	1/4 in
		tutup atas :	1,7 in
		tutup bawah :	1,7 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C	
Jumlah tangki	:	1 buah	
Desain nozzle (pipa 2 in)			
di	=	2,323 in	
do	=	2 7/8 in	
lebar flange	=	7 in	
tebal flange	=	7/8 in	
tinggi nozzle	=	2 3/4 in	
Harga Alat	:	5.100 US\$	

Nama alat	:	tangki penampung 1 (F-240)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	11,45 m <sup>3</sup>
diameter tangki (OD)	:	84 in = 2,133 m
Tinggi	:	shell : 125,3 in
	:	tutup atas : 1,8 in
	:	tutup bawah : 1,8 in
Tebal	:	shell : 1/4 in
	:	tutup atas : 1,8 in
	:	tutup bawah : 1,8 in
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA 240 grade O tipe 405
Jumlah tangki	:	1 buah
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,323 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	5.700 US\$

Nama alat	:	tangki penampung 2 (F-243)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	11 m <sup>3</sup>

diameter tangki (OD)	:	84 in = 2,133 m
Tinggi	:	shell : 125,3 in
		tutup atas : 1 4/5 in
		tutup bawah : 1 4/5 in
Tebal	:	shell : 1/4 in
		tutup atas : 1 9/11 in
		tutup bawah : 1 9/11 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,323 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	5.600 US\$

Nama alat	:	Tangki penampung FAME (F-316)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	1894 m <sup>3</sup>
diameter tangki (OD)	:	463 in = 11,760 m
Tinggi	:	shell : 691,88 in
		tutup atas : 13,45 in
		tutup bawah : 13,45 in
Tebal	:	shell : 7/8 in
		tutup atas : 13,45 in
		tutup bawah : 13,45 in

Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,47 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	168.400 US\$

Nama alat	:	Tangki penampung gliserol (F-417)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk flat (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	479 4/9 m <sup>3</sup>
diameter tangki (OD)	:	293 in = 7,442 m
Tinggi	:	shell : 438,00 in
	:	tutup atas : 7,86 in
	:	tutup bawah : 7,86 in
Tebal	:	shell : 1/2 in
	:	tutup atas : 7,86 in
	:	tutup bawah : 7,86 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Desain nozzle (pipa 1 1/2 in)		
di	=	1,61 in
do	=	1 9/10 in
lebar flange	=	5 in

tebal flange	=	2/3 in
tinggi nozzle	=	2 4/9 in
Harga Alat	:	67.300 US\$

## 2. Tangki Berpengaduk

Nama alat	:	Mixing tank (M-220)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	0,18 m <sup>3</sup> = 6,3 cuft
diameter tangki (OD)	:	22 in = 0,6 m
Tinggi	:	shell : 32,4 in
		tutup atas : 5,7 in
		tutup bawah : 5,7 in
Tebal	:	shell : 3/16 in
		tutup atas : 3/16 in
		tutup bawah : 3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Jenis pengaduk	:	Flat six blade turbine with disk dengan 4 baffle

Kecepatan putar	:	60 rpm
Power motor	:	1,000 hp
Desain nozzle (pipa 1/2 in)		
di	=	0,622 in
do	=	21/25 in
lebar flange	=	3 1/2 in
tebal flange	=	4/9 in
tinggi nozzle	=	1 7/8 in
Harga Alat	:	33.700 US\$

Nama alat	:	Tangki pencuci (M-230)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	6,61 m <sup>3</sup>
diameter tangki (OD)	:	72 in = 1,82880366 m
Tinggi	:	shell : 107,3 in
	:	tutup atas : 14,1 in
	:	tutup bawah : 14,1 in
Tebal	:	shell : 1/4 in
	:	tutup atas : 1/4 in
	:	tutup bawah : 1/4 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Jenis pengaduk	:	Flat six blades turbine with disk dengan 4 baffle
Kecepatan putar	:	60 rpm

Power motor	:	3 hp
Desain nozzle (pipa 2 1/2 in)		
di	=	2,323 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Harga Alat	:	39.300 US\$

### 3. Reaktor

Nama alat	:	Reaktor Esterifikasi (R-120)
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical (flanged and dished tutup)
Kapasitas	:	19,21 m <sup>3</sup> = 678,0 cuft
diameter tangki (OD)	:	102 in = 2,59 m
Tinggi	:	shell : 152 in
	:	tutup atas : 19 in
	:	tutup bawah : 19 in
Tebal	:	shell : 1/4 in
	:	tutup atas : 5/16 in
	:	tutup bawah : 5/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah tangki	:	1 buah
Jenis pengaduk	:	<i>Flat six blades turbine with disk dengan 4 baffle</i>
Kecepatan putar	:	60 rpm



Power motor	:	2,000 hp
Desain nozzle (pipa 3 in)		
di	=	2,9 in
do	=	3 1/2 in
lebar flange	=	7 1/2 in
tebal flange	=	15/16 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Jumlah lilitan coil	:	3 lilitan
Diameter coil	:	1 3/5 in
Tinggi coil	:	12 in
Harga Alat	:	213.200 US\$

Nama alat	:	Reaktor transesterifikasi (R-210)	
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical (flanged and dished tutup)	
Kapasitas	:	12,37 m <sup>3</sup>	= 436,7 cuft
diameter tangki (OD)	:	90 in	= 2,29 m
Tinggi	:	shell :	134,4 in
		tutup atas :	17,2 in
		tutup bawah :	17,2 in
Tebal	:	shell :	3/16 in
		tutup atas :	5/16 in
		tutup bawah :	5/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C	
Jumlah tangki	:	1 buah	

Jenis pengaduk	:	<i>Flat six blades turbine with disk dengan 4 baffle</i>
Kecepatan putar	:	60 rpm
Power motor	:	1,000 hp
Desain nozzle (pipa 3 in)		
di	=	2,323 in
do	=	2 7/8 in
lebar flange	=	7 in
tebal flange	=	7/8 in
tinggi nozzle	=	2 3/4 in
Jumlah lilitan coil	:	3 lilitan
Diameter coil	:	1 3/5 in
Tinggi coil	:	11,6 in
Harga Alat	:	162.500 US\$

#### 4. Decanter

Nama	:	Decanter I (H-215)
Fungsi	:	Untuk memisahkan campuran metanol, air, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dari produk esterifikasi yang dihasilkan dari proses esterifikasi, karena H <sub>2</sub> O (air) yang terkandung dapat mengganggu proses transesterifikasi.
Dimensi	:	
Panjang decanter	:	4,79 m
Panjang decanter untuk settling	:	1,82 m
Panjang decanter untuk coalensence:	:	2,97 m
Ketinggian zona dispersi	:	0,21 m

Diameter decanter :	2,14 m
Harga Alat :	56.100 US\$

Nama :	Decanter 2 (H-211)
Fungsi :	Untuk memisahkan campuran metanol, air, NaOH, Gliserol, dari produk transesterifikasi yang dihasilkan. Lapisan atas biodiesel dan PFAD sisa dan lapisan bawah metanol, NaOH, dan gliserol
Dimensi :	
Panjang decanter :	3,01 m
Panjang decanter untuk settling :	0,34 m
Panjang decanter untuk coalensence:	2,67 m
Ketinggian zona dispersi :	0,06 m
Diameter decanter :	0,56 m
Harga Alat :	43.700 US\$

Nama :	Decanter 3 (H-231)
Fungsi :	Untuk memisahkan campuran metanol, H <sub>2</sub> O, PFAD sisa dan gliserol dari biodiesel dan H <sub>2</sub> O akibat proses pencucian sehingga membentuk 2 lapisan.
Dimensi :	
Panjang decanter :	3,74 m
Panjang decanter untuk settling :	0,42 m
Panjang decanter untuk coalensence:	3,32 m
Ketinggian zona dispersi :	0,11 m
Diameter decanter :	1,06 m

Harga Alat	:	50.100	US\$
------------	---	--------	------

Nama	:	Decanter 4 (H-242)	
Fungsi	:	untuk memisahkan katalis dari campuran metanol, gliserol dan PFAD sisa. Decanter ini memisahkan menjadi 2 lapisan, yaitu PFAD sisa, sedikit air dan gliserol (lapisan bawah) dan metanol air (lapisan atas).	
Dimensi	:		
Panjang decanter	:	1,69	m
Panjang decanter untuk settling	:	0,19	m
Panjang decanter untuk coalensence	:	1,50	m
Ketinggian zona dispersi	:	0,06	m
Diameter decanter	:	0,56	m
Harga Alat	:	43.700	US\$

## 5. Pompa

Nama	Pompa PFAD (L-111)		
Fungsi	Memompa PFAD dari tangki penyimpanan menuju mixer purifikasi		
Tipe	centrifugal pump		
Kapasitas	6865,29	kg/cycle	
Brake kW	0,17	kW	
Power	1	hp	
Head	4,47	m	
Bahan	cast iron		
Harga Alat	1.800	US\$	

Nama	Pompa Metanol 1 (L-123)		
------	-------------------------	--	--

Fungsi	Memompa metanol dari tangki penyimpanan menuju reaktor esterifikasi
Tipe	centrifugal pump
Kapasitas	6013,67 kg/cycle
Brake kW	0,12 kW
Power	1 hp
Head	0,14 m
Bahan	Cast iron
Harga Alat	1.500 US\$

Nama	Pompa Metanol 2 (L-224)
Fungsi	Memompa metanol dari tangki penyimpanan menuju tangki pencampur
Tipe	centrifugal pump
Kapasitas	418,16 kg/cycle
Brake kW	0,00 kW
Power	1 hp
Head	0,14 m
Bahan	Cast iron
Harga Alat	1.500 US\$

Nama	Pompa Tangki Sementara 2 (L-128)
Fungsi	Memompa produk light phase dari tangki sementara 2 ke reaktor transesterifikasi
Tipe	centrifugal pump
Kapasitas	7164,97 kg/cycle
Brake kW	0,19 kW
Power	1 hp
Head	4,78 m

Bahan	Cast iron
Harga Alat	1.500 US\$

Nama	Pompa Tangki Sementara 3 (L-213)
Fungsi	Memompa produk light phase dari tangki sementara 3 ke tangki pencuci
Tipe	centrifugal pump
Kapasitas	7132,62 kg/cycle
Brake kW	0,19 kW
Power	1 hp
Head	4,80 m
Bahan	Cast iron
Harga Alat	1.500 US\$

Nama	Pompa Tangki sementara 4 (L-233)
Fungsi	Memompa produk tangki sementara ke heater 1 sebelum masuk flash tank
Tipe	centrifugal pump
Kapasitas	7007,29 kg/cycle
Brake kW	0,28 kW
Power	1 hp
Head	7,42 m
Bahan	Cast iron
Harga Alat	1.500 US\$

Nama	Pompa Tangki Penampung 2 (L-244)
Fungsi	Memompa larutan dari tangki penampung 2 ke heater 2 sebelum masuk kolom distilasi

Type	centrifugal pump	
Kapasitas	7529,12	kg/cycle
Brake kW	0,08	kW
Power	1	hp
Head	2,05	m
Bahan	Cast iron	
Harga Alat	1.800	US\$

Nama	Pompa Top Produk Kolom Distilasi (L-417)	
Fungsi	Memompa metanol dari kolom distilasi (D-510) ke tangki bahan baku metanol (F-211)	
Type	centrifugal pump	
Kapasitas	5501,49	kg/cycle
Brake kW	0,22	kW
Power	1	hp
Head	7,29	m
Bahan	Cast iron	
Harga Alat	1.500	US\$

Nama	Pompa bottom produk reboiler kolom distilasi (L-415)	
Fungsi	Memompa gliserol dari reboiler kolom distilasi (E-515) ke tangki gliserol (F-519)	
Type	centrifugal pump	
Kapasitas	2027,64	kg/cycle
Brake kW	0,02	kW
Power	1	hp
Head	2,25	m
Bahan	Cast iron	

Harga Alat	1.000	US\$
------------	-------	------

Nama	Pompa Tangki Penampung 1 (L-241)	
Fungsi	Memompa fluida dari tangki penampung 1 (F-340) ke decanter 4 (H-342)	
Tipe	centrifugal pump	
Kapasitas	8044,39	kg/cycle
Brake kW	0,10	kW
Power	1	hp
Head	2,26	m
Bahan	Cast iron	
Harga Alat	1.500	US\$

## 6. Cooler

Nama dan kode alat	Cooler I (E-315)	
Fungsi	Mendinginkan FAME dari Flash Tank	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 4-8	
Dimensi	Pipa ukuran 3/4 in OD, 18 BWG, 20 ft, 1 in triangular pitch	
Tube		
a. Jumlah	138 buah	
b. ID	0,652 in	
c. OD	3/4 in	
d. BWG	18	
e. Panjang	20 ft	
f. Pt	1 in	
Shell		
a. Diameter	15 1/4 in	
b. Baffle	3,1 in	
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B	
Harga Alat	23.900 US\$	

Nama dan kode alat	Cooler II (E-418)	
--------------------	-------------------	--



Fungsi	Mendinginkan larutan yang berasal dari top kolom distilasi
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2
Dimensi	Pipa ukuran 3/4 in OD, 16 BWG, 20 ft, 1 in triangular pitch
Tube	
a. Jumlah	196 buah
b. ID	0,62 in
c. OD	3/4 in
d. BWG	16
e. Panjang	20 ft
f. Pt	1 in
Shell	
a. Diameter	17 1/4 in
b. Baffle	3 4/9 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	28.000 US\$

Nama dan kode alat	Cooler III (E-416)
Fungsi	Mendinginkan larutan yang berasal dari kolom distilasi
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2
Dimensi	Pipa ukuran 1 1/4 in OD, 12 BWG, 20 ft, 1 9/16 in triangular
Tube	
a. Jumlah	36 buah
b. ID	1,03 in
c. OD	1 1/4 in
d. BWG	12
e. Panjang	20 ft
f. Pt	1 4/7 in
Shell	
a. Diameter	13 1/4 in
b. Baffle	2,7 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	14.800 US\$

## 7. Heater

Nama dan kode alat	Heater I (E-311)
Fungsi	Memanaskan umpan sebelum masuk ke Flash Tank
Tipe	Double pipe HE dengan 4 x 2 1/2 in IPS, sch 40, 20-ft
Jumlah	9 buah rangkaian seri DPHE
Annulus a. ID b. OD	4,026 in 4,5 in
Inner Pipe a. ID b. OD	2,469 in 2,88 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	21.400 US\$

Nama dan kode alat	Heater II (E-411)
Fungsi	Memanaskan umpan sebelum masuk ke kolom distilasi
Tipe	Double pipe HE dengan 3 x 2 in IPS, sch 40, 12-ft hairpins
Jumlah	1 buah rangkaian seri DPHE
Annulus a. ID b. OD	3,068 in 3,5 in
Inner Pipe a. ID b. OD	2,067 in 2,38 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	1.300 US\$

## 8. Flash Tank

Nama dan Kode Alat	Flash tank (F-310)
Fungsi	Memisahkan methanol dan air dari biodiesel
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Jumlah	1
Kapasitas	230,8 cuft

Diameter	71,6 in
Tinggi:	
a. Silinder	135,6 in
Tebal:	
a. Silinder	3/16 in
b. Tutup atas dan bawah	3/16 in
Bahan	Carbon steel SA 283 Grade C
Harga Alat	99.600 US\$

## 9. Kolom Distilasi

Nama dan Kode Alat	Kolom Distilasi (D-410)
Fungsi	Memisahkan methanol dari komponen lain (recovery metanol)
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	135,04 cuft
Dimensi Bejana	
a. Tinggi tangki	493,4 in
b. ID silinder	65,6 in
c. OD silinder	66 in
d. Tebal silinder	3/16 in
e. Tebal tutup	3/16 in
Dimensi Sabuk	
a. Tipe	Channel
b. Jumlah	2 buah
c. Ukuran	3 in
d. Berat	6 lb/ft
Dimensi Tray	
a. Tipe	Reverse flow sieve tray
b. Jumlah	20
c. Tray spacing	20 in
d. Active area	12,7 ft <sup>2</sup>
e. Hole area	1,3 ft <sup>2</sup>
f. Downcomer area	0,76 ft <sup>2</sup>
g. Downcomer clearance	0,25
h. Weir length	1,69 ft
i. Weir Height	2 in
j. Baffle Length	3,7 ft
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A

Harga Alat	91.700 US\$
------------	-------------

## 10. Akumulator

Nama dan Kode Alat	Akumulator (F-413)
Fungsi	Menampung distilat methanol
Tipe	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk standard dished head
Jumlah	1
Kapasitas	68,25 cuft
Diameter	41,6 in
Tinggi:	
a. Silinder	92,5 in
Tebal:	
a. Silinder	3/16 in
b. Tutup atas dan bawah	3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Harga Alat	44.500 US\$

## 11. Reboiler

Nama dan kode alat	Reboiler Distilasi (E-414)
Fungsi	Sebagai reboiler kolom distilasi D-410
Tipe	Kettle reboiler
Dimensi	Pipa ukuran 1 in OD, 16 BWG, 12 ft, 1 1/4 in triangular pitch
Tube	
a. Jumlah	376 buah
b. ID	0,87 in
c. OD	1 in
d. BWG	16
e. Panjang	12 ft
f. Pt	1 1/4 in
Shell	
a. Diameter	27 in
b. Baffle	5,4 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	15.400 US\$

## 12. Condensor

Nama dan kode alat	Condensor (E-313)
Fungsi	Mengkondensasikan top produk dari flash tank
Tipe	Double pipe HE dengan 2 x 1 1/4 in IPS, sch 40, 12-ft
Jumlah	2 buah rangkaian seri DPHE
Annulus a. ID b. OD	2,067 in 2,38 in
Inner Pipe a. ID b. OD	1,38 in 1,66 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	1.400 US\$

Nama dan kode alat	Condensor Distilasi (E-412)
Fungsi	Mengkondensasikan top produk dari kolom distilasi
Tipe	Double pipe HE dengan 4 x 2 1/2 in IPS, sch 40, 20-ft hairpins
Jumlah	5 buah rangkaian seri DPHE
Annulus a. ID b. OD	4,026 in 4,5 in
Inner Pipe a. ID b. OD	2,469 in 2,88 in
Bahan	Carbon steel SA 212 Grade B
Harga Alat	18.800 US\$

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pembangunan pabrik. Dasar penetapan kelayakan suatu pabrik, secara ekonomi, perlu dilakukan dengan memperhitungkan banyaknya bahan baku yang dibutuhkan dan jumlah produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah dihitung pada Bab III. Selain itu perlu dipertimbangkan harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti telah dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain pertimbangan-pertimbangan yang disebutkan diatas, diperlukan juga analisa biaya yang diperlukan untuk pabrik beroperasi, utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*) dan BEP (*Break Even Point*).

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Biodiesel dari PFAD ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). Di dalam Perseroan Terbatas, pemilik modal tidak harus memimpin perusahaan karena dapat merujuk orang lain di luar pemlik modal untuk menjadi pemimpin. Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 60% equity dan 40% pinjaman dari bank, dimana tiap sekutu (disebut juga persero/equity dan bank) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Modal yang digunakan dalam perseroan terbatas ini berasal dari modal dalam negeri. 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 (direktur utama). Namun pemegang saham bertanggung jawab terhadap hutang-hutang perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Terdapat perbedaan hak antara pemilik modal dengan dewan komisaris. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
5. Terdapat efisiensi pengelolaan sumber dana dan efisiensi pimpinan, karena pimpinan dapat diganti sewaktu-waktu melalui Rapat Umum Pemegang Saham.
6. Diatur dengan jelas oleh Undang-Undang Perseroan Terbatas (UU NO. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas) serta peraturan lain yang mengikat dan melindungi kegiatan perusahaan.

### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan staf. 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 kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman



- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan
- Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Terdapat hubungan yang baik antara peran dewan komisaris dengan direktur utama untuk kemajuan perusahaan. Dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham yang memberikan nasihat dan saran kepada direktur utama.

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staf, yaitu:

#### 1. Pimpinan

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

- a. Membuat rencana kerja yang terperinci dan sistematis dengan koordinasi para staf.
- b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
- c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- d. Melaporkan kepada direksi tentang hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

#### 2. Staf (Pembantu Pimpinan)

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli dimana memiliki kewajiban untuk membantu pemimpin dalam menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staf berbentuk tim yang utuh, saling membantu dan membutuhkan dengan tujuan agar semua permasalahan yang di perusahaan dapat dipecahkan secara bersama-sama

dengan jalan yang terbaik. Macam - macam staf antara lain adalah:

a. Staf Teknik

Staf khusus, yaitu kelompok staf yang berkewajiban untuk memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana sehingga dapat membantu dalam pelaksanaan tugas dan kelancarannya.

b. Staf Ahli

Staf ini berisikan para ahli dalam bidangnya masing-masing yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu pihak pabrik, Baik dalam bidang penelitian dan pengembangan maupun bidang lainnya.

c. Staf Koordinasi

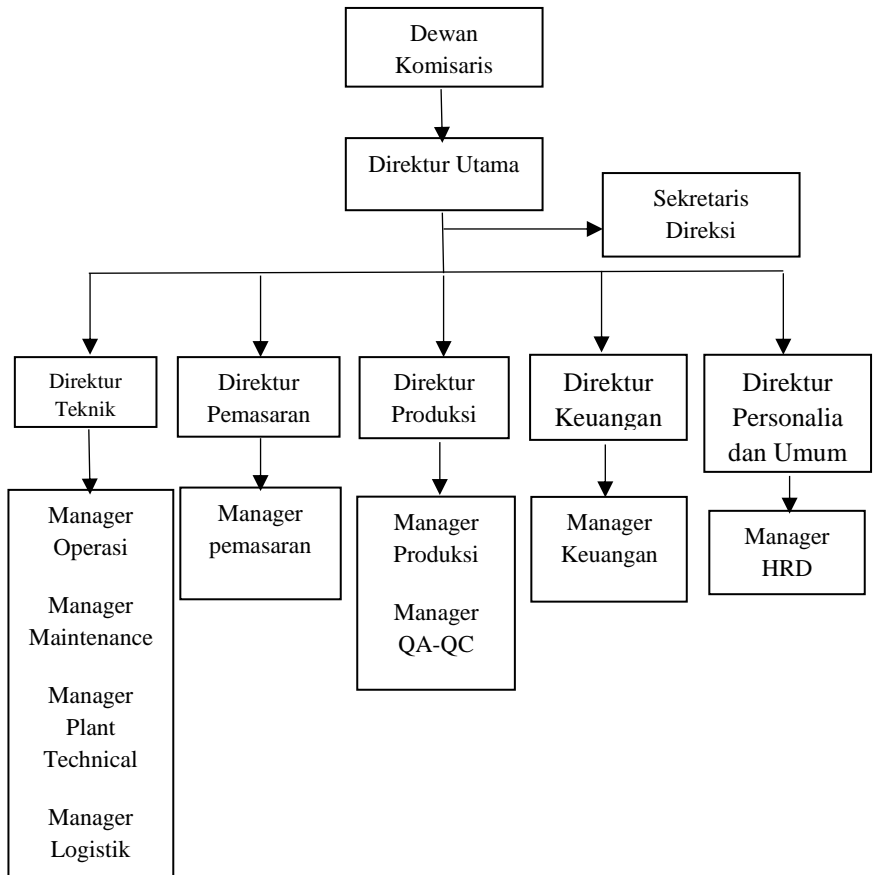
Dikenal dengan istilah staf umum, yaitu kelompok staf yang bertugas dalam membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, dan jika dibutuhkan dapat memberikan nasihat kepada pimpinan setiap saat.

### **VI.1.3 Struktur Organisasi**

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan 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.



**Gambar VI.1** Struktur Organisasi Perusahaan

Tugas Dewan Komisaris:

- Mengawasi dan membina direktur terhadap pelaksanaan tugas 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.
- Mengangkat dan memberhentikan direktur utama.

## **2. Direktur Utama**

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

Direktur teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini

Direktur Teknik dibantu oleh Manager Operasi, Manager Maintenance, Manager Plant Technical dan Manager Logistik yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing. Tugas Direktur Teknik :

- 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
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

### **3.1 Tugas Manager Operasi :**

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik agar dapat beroperasi dengan maksimal.
- Mengumpulkan fakta-fakta serta data-data dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Engineering.

### **3.2 Tugas Manager Maintenance :**

- Bertugas 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 staff bagian maintenance.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Engineering.

### **3.3 Tugas Manager Plant Technical :**

- Bagian Plant Technical bertugas 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 Engineering.

### **3.4 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
- Tempat pembelian
- Syarat penyerahan barang yang akan dibeli

## **4. Direktur Pemasaran**

Direktur pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager pemasaran yang membawahi staff-staff bagian pemasaran. Tugas Direktur Pemasaran:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.

- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager pemasaran) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

#### **4.1 Tugas Manager Pemasaran :**

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pemasaran.

#### **5. Direktur Produksi**

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing. 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 dihasilkann
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
  - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
  - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
  - Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

#### **5.1 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..
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

#### **5.2 Tugas Manager Quality Control (QC) dan Quality Analyze (QA) :**

- Bagian QC dan QA bertugas 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.



- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian quality.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

## **6. Direktur Keuangan**

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing. Tugas Direktur Keuangan :

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

### **6.1 Tugas Manager Keuangan :**

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Mengkoordinasikan dengan staff bagian keuangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

## **7. Direktur Personalia dan Umum**

Direktur Personalia dan Umum yang bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan personalia dan umum. Dalam hal ini direktur Personalia dan Umum dibantu oleh Manager HRD dan Manager Public Relation yang masing-masing membawahi staff di bagian masing-masing. Tugas Direktur Personalia dan Umum :

- 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.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian personalia dan umum
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager personalia dan umum) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

### **7.1 Tugas Manager HRD :**

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia dan Umum.

#### **VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan**

Sistem pengupahan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab atau kedudukannya serta keahlian dan masa kerjanya. Karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut:

- a. Karyawan Tetap  
Karyawan tetap adalah karyawan tetap perusahaan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan, tunjangan, dan jaminan sosial berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.
- b. Karyawan Tidak Tetap  
Karyawan yang bekerja secara tidak tetap dan karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan (*trainee*) paling lama 6 bulan. Karyawan tidak tetap ini dapat diterima sebagai karyawan tetap apabila mendapatkan nota persetujuan direktur utama, atas pengajuan kepala bagian dan manajer yang membawahinya. Upah yang diberikan berdasarkan upah bulanan, tetapi belum mendapatkan hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan.
- c. Karyawan Outsourcing  
Karyawan yang memberikan jasa secara kontrak melalui suatu perusahaan. Karyawan ini diberikan oleh perusahaan mitra. Karyawan ini tidak diangkat dan diberhentikan oleh direksi namun melalui koordinasi dengan perusahaan mitra.

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Gaji Bulanan  
Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dan tidak tetap setiap bulannya, sesuai dengan bidang,

kedudukan, golongan, serta keahliannya masing-masing.

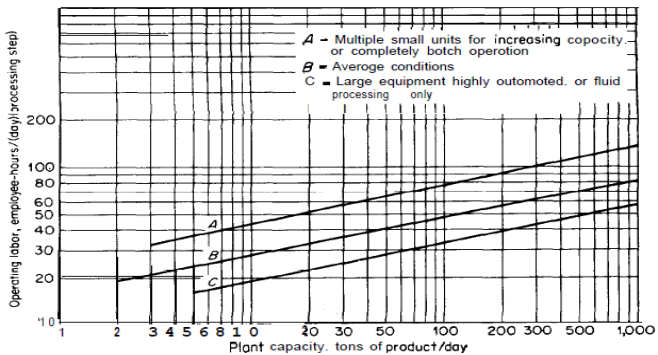
b. Gaji Borongan

Gaji borongan diberikan kepada pekerja borongan yang telah disepakati oleh perusahaan.

**VI.1.5 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Biaya untuk keperluan karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan dan direncanakan sebagai berikut:

Kapasitas produksi biodiesel = 50.000 ton/tahun = 152 ton/hari



**Gambar VI.2.** Grafik Penentuan Jumlah Karyawan Operasi Terhadap Kapasitas Produksi

Pada fig.6-9 Timmerhaus, untuk average condition dan fluid-fluid process didapatkan jumlah operating labor 50 pekerja-jam/day/proses. Dalam pabrik terdapat 3 tahapan proses (persiapan bahan baku, reaksi, pemurnian), sehingga jumlah operating labor yang dibutuhkan adalah 150 pekerja-jam/hari. Karyawan bekerja 8 jam/hari tiap shiftnya, dan satu

hari terdapat 3 shift. Maka jumlah pekerja operasi (proses) adalah 25 pekerja per hari

**Tabel VI.1** Perincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	
	a. Komisaris Utama	1
	b. Anggota Komisaris	2
2.	Direksi	
	a. Direktur Utama	1
	b. Direktur Teknik	1
	c. Direktur Pemasaran	1
	d. Direktur Produksi	1
	e. Direktur Keuangan	1
3	Sekretaris Direksi	5
4	Manager	
	a. Manager Produksi	1
	b. Manager QA-QC	1
	c. Manager Operasi	1
	d. Manager Maintenance	1
	e. Manager Technical	1
	f. Manager Logistik	1
	g. Manager Pemasaran	1
	h. Manager HRD	1
	i. Manager Keuangan	1
5	Kepala Seksi	
	a. Proses	1

	b. Kontrol kualitas	1
	c. Utilitas	1
	d. Pemeliharaan	1
	e. Promosi &Penjualan	1
	f. Administrasi	1
	g. Keamanan	1
	h. Personalia	1
	i. Supply Chain	1
	j. Keuangan	1
6	Karyawan Operasional	
	a. Lulusan S-1	30
	b. Lulusan D-3	40
	c. Lulusan SMK/SMU	35
7	Health Safety and Env.	12
8	Karyawan Keamanan	10
9	Sopir	10
10	Karyawan Kebersihan	12
11	Karyawan Tidak Tetap	15
<b>Total</b>		<b>196</b>

#### **VI.1.6. Sistem Jam Kerja**

Pabrik Biodiesel dari PFAD ini direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Sedangkan sisa hari yang ada dalam 1 tahun digunakan untuk shut down, pemeliharaan, dan perbaikan pabrik.. Sistem jam kerja karyawan yang berlaku diperusahaan ini, yakni sebagai berikut:

##### 1. Sistem Jam Kerja *non-Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja normal. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di

bagian kebersihan, pemasaran (*marketing*), keuangan (*accounting*), personalia, administrasi, dan umum. Selain itu sistem jam kerja ini juga diperuntukkan untuk karyawan yang masih menjalani masa percobaan kerja. Jumlah jam kerja ialah 40 jam tiap minggu, sedangkan selebihnya akan dihitung sebagai jam lembur kerja. Waktu kerjanya adalah:

- Senin-Kamis: 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00)
- Jumat : 08.00-16.00 (istirahat 11.00-13.00)
- Sabtu-Minggu : Libur

## 2. Sistem Jam Kerja *Shift*

Disebut dengan sistem jam kerja *full*. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di Unit produksi dan teknik, seperti di unit proses (pengolahan), perawatan (*maintenance*), *quality control*, dan bagian keamanan. Sistem kerja ini diperlukan karena kondisi operasional bagian unit proses (produksi) tersebut harus beroperasi secara kontinyu pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam. Pembagian kerja shift diatur bergantian dan bergiliran sebagai berikut:

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

Setiap karyawan mendapatkan cuti tahunan maksimal 12 hari atau 12 kali cuti setiap tahun. Terdapat juga cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat atau perawatan total berdasarkan surat keterangan dokter, cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita (satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan), cuti besar diberikan setiap enam tahun sekali, cuti alasan penting seperti ibadah haji, pernikahan diri sendiri, pernikahan saudara kandung, orang tua atau mertua meninggal dunia, mengkhitankan anak, membaptiskan anak, dan terkena bencana alam. Pengambilan waktu

cuti diatur dengan mengajukan permohonan maksimal 1 hari sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya.

## **VI.2 Utilitas**

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Biodiesel dari PFAD ini meliputi,

1. Air, berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler.
2. Steam, digunakan untuk keperluan turbin sebagai pembangkit listrik dan pemanas heater
3. Listrik, berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Bahan bakar, berfungsi untuk bahan bakar boiler dan generator.

### **VI.2.1 Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada Pabrik Biodiesel dari PFAD ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan.

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

a) Syarat fisik :

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO<sub>2</sub> tidak lebih dari 1 mg / liter



- b) Syarat kimia :
    - pH = 6,5 - 8,5
    - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO<sub>4</sub>, Hg, Cu dan sebagainya
  - c) Syarat bakteriologi :
    - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
    - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml
2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor-faktor berikut:
- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
  - Air merupakan bahan yang mudah didapa dan relatif murah
  - Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
  - Tidak mudah terdekomposisi

Untuk air pendingin proses harus berupa air murni. Akan tetapi pada kenyataannya air yang diperoleh dari sumber air (sungai atau PDAM) tidak dalam keadaan yang murni, sehingga air tersebut masih perlu sedikit diolah lebih lanjut karena dikhawatirkan masih mengandung zat-zat yang tersuspensi dan zat-zat yang terlarut seperti garam-garam bikarbonat, lumpur, dan lumut yang bisa menyebabkan terjadinya kerak, endapan, berbagai jenis korosi, *foaming* dan *carry over*. Pada unit pengolahan air proses ini, peralatan yang digunakan ialah pompa air, tangki tawas, tangki Ca(OH)<sub>2</sub>, bak pengendap, tangki *sand filter (filtration unit)*, alat *reverse osmosis*, kation-anion *exchanger*, bak penampung air bersih, tangki desinfektan, dan pompa air

menuju proses. Syarat air pendingin adalah tidak mengandung:

- Ion-ion garam terlarut (*hardness*): yang memberikan efek pada pembentukan kerak (*scaling*).
- Zat-zat organik: penyebab terbentuknya *slime*.
- Ion besi: penyebab korosi.
- Lumpur dan silika: penyebab terbentuknya *crystal* yang melekat (*fouling*).
- Minyak: dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*.

Air yang digunakan sebagai umpan boiler mempunyai persyaratan:

- pH : 8,5-9,5
- O<sub>2</sub> : max. 0,007 ppm
- Konduktivitas: max 0,2  $\mu$ s/cm
- SiO<sub>2</sub> : max 0,02 ppm
- Total Cu : max 0,003 ppm
- Total Fe : max. 0,02 ppm

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

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

## VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di reboiler dan sebagian besar dipakai untuk menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik, karena kebutuhan back-up jika sewaktu-waktu supply listrik dari

PLN terhambat. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator

### **VI.2.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah Solar sebagai sumber energi yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses.

## **VI.3 Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra desain Pabrik Biodiesel dari PFAD ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran Total Investasi Modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*) :
    - Biaya Langsung (*Direct Cost*)
    - Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)

- b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
- 2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*) :
    - Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)
    - Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
    - Biaya Tambahan Plant (*Plant Overhead Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- 3. Biaya Total

Perhitungan Biaya Total ini digunakan untuk mengetahui besarnya semua biaya yang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya nilai titik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
  - b. Biaya Semi-variabel (*Semi Variable Cost, SVC*)
  - c. Biaya Variabel (*Variable Cost, VC*)
- 4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan untuk pabrik sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yang sesuai maka pabrik yang sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akan tetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisa ekonomi dalam desain Pabrik Biodiesel dari PFAD ini dihitung dengan menggunakan “Metode *Discounted Cash Flow*”. Perhitungan analisa ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendix D.

### **VI.3.1 Biaya Peralatan**

Harga peralatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan Chemical Engineering Plant

Cost Index (CEPCI). Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet, yaitu pada website [www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (Fee on Board) dari Gulf Coast USA. Perhitungan harga peralatan secara total dapat dilihat pada Appendix D.

### **VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yaitu nilai *cash flow* diproyeksikan dengan nilai pada masa sekarang. Berikut dasar perhitungan yang digunakan :

1. Modal
  - Modal Sendiri = 60 %
  - Modal Pinjaman = 40 %
2. Bunga Bank = 6 % per tahun
3. Laju Inflasi = 3.35 % per tahun
4. Masa Konstruksi = 2 tahun
  - Tahun pertama menggunakan 50 % modal sendiri dan 30 % modal pinjaman.
  - Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:
  - Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 30 % dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
  - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) digunakan sisa modal pinjaman
6. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun, sebesar 10 % pertahun.
7. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10 % per tahun secara *straight line* dari Fixed Capital Investment (FCI).

8. Kapasitas Produksi :

Tahun ke-1 = 60 %.

Tahun ke-2 = 80 %.

Tahun ke-3 = 100 %.

9. Pajak pendapatan :

- Rp. 25.000.000 - Rp. 50.000.000 = 5%
- Rp. 50.000.000 - Rp. 250.000.000 = 15%
- Rp. 250.000.000 - Rp. 500.000.000 = 25%
- Lebih dari Rp. 500.000.000 = 30%

Pajak Penghasilan (Pasal 17 Ayat 1, UU No.36 Tahun 2008)

### VI.3.2.1 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh suku bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi dapat dilihat pada Appendix D.

### VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

*Internal rate of return* berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga  $i$ , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \underline{CF} = \text{total modal akhir masa konstruksi.} \\ (1+i)^n$$

**Keterangan:**

n = tahun.

i = *discount factor*.

CF = *netcash flow* pada tahun ke-n.

$1/(1+i)^n$  = *discount flow*.

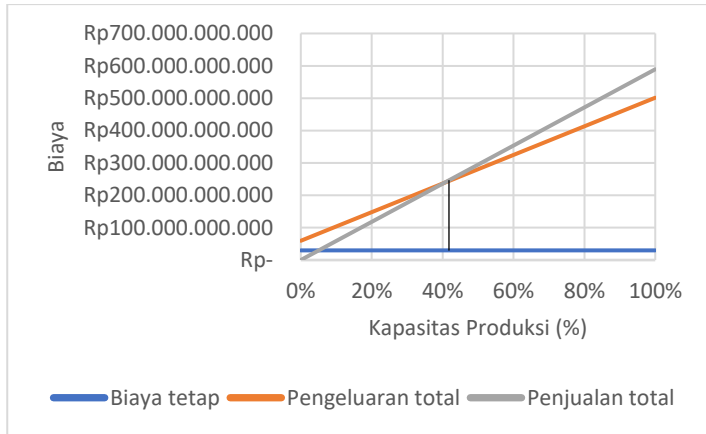
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 24\%$  yang mana lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $6\%$  per tahun. Dengan harga  $i = 24\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman  $6\%$  per tahun.

#### **VI.3.4 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,14 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

#### **VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi yang harus ditetapkan ketika biaya produksi total tepat sama dengan hasil penjualan. Biaya Tetap (FC), Biaya *Variable* (VC), dan Biaya *Semi-Variable* (SVC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 40,38 %.



**Gambar VI.3.** Grafik *Break Event Point*



## **BAB VII KESIMPULAN**

Hasil analisa perhitungan pada Pra Desain Pabrik Biodiesel Dari PFAD diperoleh beberapa kesimpulan antara lain:

1. Dari segi teknis:
  - Kapasitas rancangan pabrik biodiesel direncanakan 60.000 ton/tahun
  - Lokasi pendirian pabrik adalah Kabupaten Rokan Hilir, Riau.
  - Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT).
  - Bentuk organisasi yang direncanakan adalah organisasi sistem garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 196 orang.
2. Dari segi ekonomi:
  - Modal investasi : Rp243.746.169.475
  - Biaya produksi per tahun : Rp478.479.600.992
  - Hasil jual produk per tahun : Rp589.358.396.773
  
  - *Internal Rate of Return* : 24 %
  - *Pay Out Time* : 5,14 tahun
  - *Break Event Point* : 40,38 %

Dari hasil analisis baik aspek teknis maupun ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik biodiesel ini layak didirikan

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- Agustian A, Friyatno S, Hardono GS, Askin A, Gunawan E. 2015. Kajian Kebijakan Pengembangan Bioenergi di Sektor Pertanian (Lanjutan). Laporan Akhir TA 2015. Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian. Badan Penelitian dan Pengembangan Pertanian. Kementerian Pertanian.
- A.H. Tambunan. 2010. “*Comparison of Static-Mixer and Blade Agitator Reactor in Biodiesel Production*”. CIGR e-Journal, Vol. XII, paper no. 1566.
- Asian Development Bank (ADB). 2009. Energy outlook for Asia and the Pacific. ADB, Manila.
- Bailey, A. 1953. “*Industrial Oil and Fat Product*”. Interscholastic Public Inc, New York.
- BAPPENAS. 2015 Laporan Pencapaian Tujuan Pembangunan Millenium di Indonesia 2014. Jakarta: Badan Perencanaan Pembangunan Nasional (BAPPENAS)
- Basumatary, S. 2013. Transesterification with Heterogenous Catalyst in Production of Biodiesel : A Review. Journal of Chemical and Pharmaceutical Research. 5(1):1-7.
- Bradshaw, George, B., Meuly, Wlater, C. 1944. Preparation of Detergent. United States Patent Office. 2,360,844.
- Brownell dan Young. 1959. “*Process Equipment Desain*”. Wiley Eastern Limited, New Delhi.

- Bustaman, S. 2009. “*Strategi Pengembangan Industri Biodiesel Berbasis Kelapa di Maluku*”. Jurnal Litbang Pertanian, 28(2): 46-53.
- Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattanannondh, P., Bunyakan, C. 2007. “*Biodiesel Production by Esterification of Palm Fatty Acid Distillate*”. Biomass and Bioenergy.
- Coulson, J. M., dan Richardson, J. F. 2005. “*Chemical Engineering*”. Pergamon Press, New York.
- Darnoko, D., Cheryan, M. 2000. “*Kinetics of palm oil transesterification in a batch reactor*”. Journal of the American Oil Chemists Society 77 (12): p. 1263-1267.
- Demirbas, Ayhan, “Biodiesel Production from Vegetable Oils Via Catalytic and Non-Catalytic Supercritical Methanol Transesterification Methods”, Progress in Energy and Combustion Science, Vol. 31, hal. 466-487, 2005.
- Destiana, M. Zandy, A. Nazef dan Puspasari, S. 2007. Intensifikasi Proses Produksi Biodiesel. Biodiesel pdf.
- Dharmawan AH, Nuva, Sudaryanti DA, Prameswari AA, Amalia R dan Dermawan A. 2018. Pengembangan bioenergi di Indonesia: Peluang dan tantangan kebijakan industri biodiesel. Working Paper 242. Bogor, Indonesia: CIFOR.
- Dutu R. 2016. Challenges and policies in Indonesia’s energi sector. Energi Policy 98:513-519.
- Enweremadu, C.C., Mbarawa, M.M. 2009. “*Technical aspects of production and analysis of biodiesel from used cooking oil: a review*”. Renewable and Sustainable Energy Reviews 13 (9): p. 2205-2224.
- Freedman, B., EH Pryde dan TL Mounts. 1984. Variables Affecting the Yield of Fatty Ester from Transesterified Vegetable Oil. In: Mittelbach, M dan C. Remschmidt.

2006. Biodiesel The Comprehensive Handbook. Martin Mittelbach Publisher. Am Blumenhang, Austria.
- Fukuda,H., Kondo,A., Noda,H. 2001. “*Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils*”. Journal Bioscience and Bioengineering 92 (5), 405 - 416.
- Gapor, AMT. 2000. “*A Study On The Utilization Of PFAD As A Source Of Squalene.Proc.of the 2000 National Seminar on Palm Oil Milling*”. Refining Technology, Quality and Environment.p.146-151.
- Geankoplis, Cristie J. 2003. “*Transport Process and Separation Process Principles (includes Unit Separations)*, 4<sup>th</sup> edition”. Pearson Education International.
- Haas, M.J. 2005. “*Improving the economics of biodiesel production through the use of low value lipids as feedstocks: vegetable oil soap stock*”. Fuel Processing Technology 86 (10): p. 1087-1096.
- Helwani, Z., Othman, M.R., Aziz, N., Kim, J., Fernando, W.J.N. 2009. “*Solid heterogeneous catalysts for transesterification of triglycerides with methanol: A review*”. Applied Catalysis A: General 363 (1-2): p. 1-10.
- Himmelblau, D. M. 1982. “*Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, 3<sup>th</sup> ed”. Prentice Hall Inc, London.
- Himmelblau, D. M. 1989. “*Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, 5<sup>th</sup> ed”. Prentice Hall Inc, London.
- Hougen. 1947. “*Chemical Process Principles*”. John Wiley & Sons, Inc, Chapman and Hall, Limited, London.
- Hyun Jun Cho, Kim S. H., Seak Wong H., Yeong. 2012. “*A Single Step non-Catalytic Esterification of Palm Fatty Acid Distillate (PFAD) for Biodiesel Production*”. Department

of Chemical Engineering, Hanyang, Seoul, Republic of Korea.

- Kern, D. Q. 1965. "*Process Heat Transfer*". Mc Graw Hill Book Company, Japan.
- Ketaren, S. 1986. "*Pengantar Teknologi Minyak dan Lemak Pangan*". Universitas Indonesia (UI-Press), Jakarta.
- Kiss, A.A., Dimian, A.C., and Rothenberg, G., 2006, Solid Acid Catalysts for Biodiesel Production—Towards Sustainable Energy. *Adv. Synth. Catal.*, 348, 75–81.
- Lindsay. 1985. "*Food Additives di dalam :O.R. Fennema. Food Chemistry*". Marcel Dekker, Inc., NY.
- Lokman, I.M., Rashid, U., Taufiq-Yap, Y.H., 2015. "*Production of biodiesel from palm fatty acid distillate using sulfonated-glucose solid acid catalyst: characterization and optimization*". *Chin. J. Chem. Eng.* 23 (11), 1857-1864.
- Lokman, Ibrahim M.: Rashid, Umer; dan Taufiq-Yap, Yun Hin. 2015. "*Production From Palm Fatty Acid Distillate using Sulfonated-Glucose Solid Acid Catalyst: Characterization and Optimization*". *Chinese Journal of Chemical Engineering* 23 (11).
- Ludwig, Ernest E. 1969. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant, volume I*". Gulf Publishing Company, Texas.
- Mastutik, D, 2006, Transesterifikasi Minyak Jelantah Kelapa Sawit menjadi Biodiesel Menggunakan Zeolit-Y melalui Proses Esterifikasi, Jurusan Kimia Fakultas 114 MIPA Universitas Gadjah Mada Yogyakarta, Tesis.
- Meng, X., Chen, G., Wang, Y. 2008. "*Biodiesel production from waste cooking oil via alkali catalyst and its engine test*". *Fuel Processing Technology* 89 (9): p. 851-857.

- Metre, A.V., Nath, K., 2015. “*Super phosphoric acid catalyzed esterification of palm fatty acid distillate for biodiesel production: physicochemical parameters and kinetics*”. Pol. J. Chem. Tech. 17 (1), 88-96.
- Mittelbach, M., Remschmidt, C. 2004. “*Biodiesel - The comprehensive handbook*, 1st ed”. Graz: Mittelbach, M. p.
- Nasution, M. A. 2007. Pengaruh Penggunaan Bahan Bakar Biodiesel Sawit Terhadap Konsumsi dan Emisi Mobil Diesel Type Common Rail. PPKS Medan.
- Perry, Robert H., dan Don Green. 1984. “*Perry’s Chemical Engineering Handbook*, 6<sup>th</sup> edition”. Mc Graw Hill International Edition, New York.
- Peters, M. S., dan Timmerhaus, K. D. 2002. “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5<sup>th</sup> edition”. Mc. Graw Hill Book Company.
- Ping, B.T.Y., Yusof, M., 2009. “*Characteristics and properties of fatty acid distillates from palm oil*”. Oil Palm. Bull. 59, 5-11.
- Pitoyo. 1991. “*Pemisahan Tokoferol dari Distillate Asam Lemak Minyak Sawit*”. Thesis, Program Pascasarjana-UGM, Yogyakarta.
- Prihandana, R., Hendroko, R., Nuramin, M. 2006. “*Menghasilkan Biodiesel Murah Mengatasi Polusi dan Kelangkaan BBM*”. PT AgroMedia Pustaka.
- Ramos, Boris. 2012. “*Production of biodiesel from vegetable oils*”. Thesis Department of Chemical Science and Technology School of Chemical Science and Engineering Royal Institute of Technology (KTH) Stockholm, Sweden.

- Schuchardt, U., Sercheli, R. and Vargas, R.M., 1998, Transesterification of Vegetable Oils: a Review, *J. Braz. Chem. Soc.*, 9, 199–210.
- Sedjo R.A & A.M. Solomon. 1988. Climate and forests. In: Rosenberg NJ, Easterling III WE, Crosson PR, Darmstadter J (eds) *Greenhouse warming: abatement and adaption Proceedings of a workshop held in Washington DC; 14-15 June, 1988, Resources for the Future, Washington DC*, pp 105-119.
- Shuit, S.H., Tan, S.H. 2014. “*Feasibility study of various sulphonation methods for transforming carbon nanotubes into catalysts for the esterification of palm fatty acid distillate*”. *Energy Convers. Manag.* 88, 1283-1289.
- Silitonga, J., Zahrina, L., dan Yelmida. 2012. Esterifikasi Pfad (*Palm fatty Acid Distillate*) Menjadi Biodiesel Menggunakan Katalis H-Zeolit Dengan Variabel Waktu Reaksi Dan Kecepatan Pengadukan. Skripsi. Universitas Riau.
- Smith J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M. 2005. “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”. Mc. Graw Hill, New York.
- Soerawidjaja, T. H. 2006. “*Minyak-Lemak Dan Produk-Produk Kimia Lain Dari Kelapa*”. Handout kuliah Proses Industri Kimia, Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Bandung.
- Susila, W.R. 2006. *Peluang Pengembangan Kelapa Sawit di Indonesia: Perspektif Jangka Panjang 2025*. Bogor: Lembaga Riset Perkebunan Indonesia.



- Tay Yen Ping, Bonnie dan Yusuf, Mohtar. 2009. “*Characteristic and Properties of Fatty Acid Distillate from Palm Oil*”. Oil Palm Bulletin 59: hal 5-11.
- Top, Ab Gapor Md ; Hassan, Wan Hasamudin Wan ; Sulong, Mohamad, 2001. “Phytochemicals for Nutraceuticals from the By-product of Palm Oil Refining” Malaysian Palm Oil Board, Malaysia
- Ulrich, G. D. 1984. “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*”. John Wiley and Sons. New York.
- Van Gerpen, J., Shanks, B., Pruszko, R. and Knothe, G. 2004. “*Biodiesel Production Technology*”. National Renewable Energy Laboratory, Colorado.
- Wahyudi, Agus, Ferry, Yulius, Herman, Maman, Pranowo, Dibyo dan Ardana, Ketut. Proyeksi Produksi Biodiesel, Buletin Balitri, 2009: hal. 119-126.
- Yaws, C. I. 2015. “*Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environment, Transport, Safety and Health, Relator Properties for Organic and Inorganic Chemicals*”. Mc Graw Hill.
- Zandi, Agustinus. 2007. “*Intensifikasi Proses Produksi Biodiesel. Lomba Karya Ilmiah Mahasiswa ITB Bidang Energi: Biodiesel bahan bakar mesin diesel produk esterifikasi Destilat Asam Lemak Minyak sawit*”. Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia.
- ZERO and Rainforest Foundation Norway,. 2016. “*Palm fatty Acid Distillate (PFAD) in Biofuels*”. <http://blogg.zero.no/wp-content/uploads/2016/03/Palm-Fatty-Acid-Distillate-in-biofuels.-ZERO-and-Rainforest-Foundation-Norway1.pdf>.

Zheng Xiang Wang, Jian Zhuge, Huiying Fang dan Bernard A. Prior. 2001. "*Glycerol Production by Microbial Fermentation: A Review*". *Biotechnology Advances*, 19(1): hal. 201 – 202.

Zullaikah, Siti ; Lai, Chao-chin ; Vali, Shaik Ramjan ; Ju, Yi-hsu, 2005. "*A two-step acid-catalyzed process for the production of biodiesel from rice brain oil*". *Bioresource technology*, Vol.100(1), pp.299-302.

<http://gapki>, 2017 (diakses 30 Oktober 2018 pukul 19.45)

<http://Badan Pusat Statistik>, 2016 (diakses 7 Desember 2018 pukul 21.00)

<http://www.bps.go.id>, 2016 (diakses Desember 2018 pukul 20.00)

<http://www.bps.go.id>, 2017 (diakses Desember 2018 pukul 20.00)

<http://www.academia.edu> (diakses 18 Desember 2018 pukul 20.00)

<http://www.sciencelab.com> (diakses 28 Desember 2018 pukul 15.00)

<http://www.bi.go.id> (2 Januari 2019, 19:45)

<http://www.chemengonline.com/pci-home> (diakses 4 januari 2019 pukul 13.00)

<http://www.bi.go.id/id/moneter/inflasi/data/Default.aspx> (diakses 6 januari 2019 pukul 14.00)

<http://www.alibaba.com> (diakses 7 januari 2019 pukul 16.00)

<http://www.matche.com> (diakses 7 januari 2019 pukul 20.00)