

**STUDY KELAYAKAN UNTUK PABRIK BIODIESEL RUTE NON-
ALKOHOL SISTEM BATCH**

SKRIPSI

**OKTOVAN ANDRIYANDA
0706200440**



**UNIVERSITAS INDONESIA
FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
2011**

**STUDY KELAYAKAN UNTUK PABRIK BIODIESEL RUTE NON-
ALKOHOL SISTEM BATCH**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik

**OKTOVAN ANDRIYANDA
0706200440**



**UNIVERSITAS INDONESIA
FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
2011**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

**Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri,
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar.**

Nama : Oktovan Andriyanda

NPM : 07060200440

Tanda Tangan :



Tanggal : 8 Juli 2011

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Oktovan Andriyanda
NPM : 0706200440
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Skripsi :

Study kelayakan Untuk Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol Sistem Batch

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Dr. Heri Hermansyah, S.T., M.Eng. ()
Penguji I : Ir. Rita Arbanti M.Si. ()
Penguji II : Ir. Tania S Utami MT. ()
Penguji II : Ir. Setiadi M.Eng. ()

Ditetapkan di : Depok, Jawa Barat, Indonesia

Tanggal : 8 Juli 2011

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.,

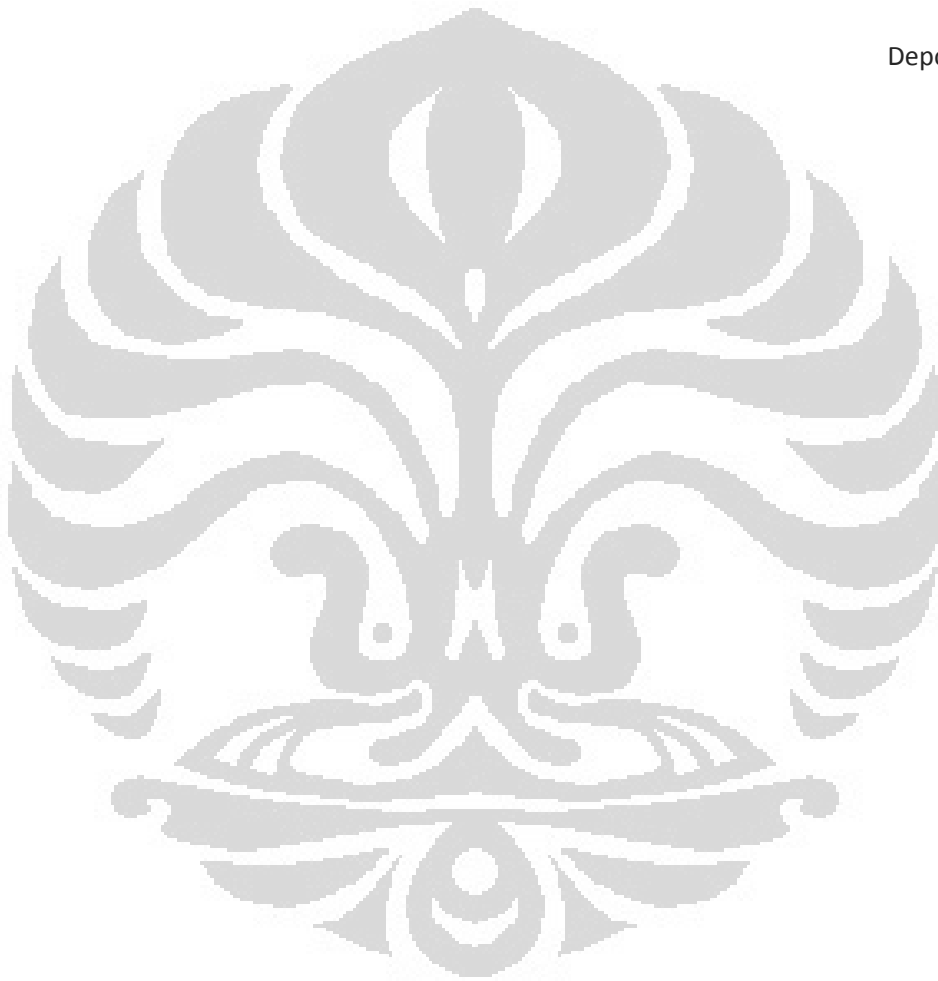
Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat, rahmat dan karunia-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Sholawat beserta salam saya haturkan pada contoh terbaik sepanjang masa Rasulullah SAW. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
2. Dr. Heri Hermansyah, S.T., M.Eng. selaku pembimbing I yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi dan bimbingan serta persetujuan sehingga skripsi ini dapat diselesaikan dengan baik.
3. Prof. Dr. Ir. Anondho Wijanarko, M.Eng. selaku pembimbing akademis.
4. Ibu Ir. Tania S. Utami, MT, atas dukungan moril, masukan – masukan dan tidak bosan – bosannya untuk membantu saya dalam pengerjaan skripsi ini selama dua setengah tahun.
5. Ibu Dr. Dewi Tristantini, atas nasehat dan pengertiannya.
6. Prof. Slamet, MT, sebagai panutan penulis.
7. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia atas kesabaran dan perhatiannya dalam menanamkan ilmu pengetahuan dan nilai kehidupan untuk penulis.
8. Kedua Orang Tua, Adik - adikku, yang sangat penulis cintai dan sayangi, yang tak henti-hentinya memberikan doa, kasih sayang, dukungan dan semangat kepada penulis selama ini yang tidak akan pernah mungkin penulis dapat membalasnya sampai kapanpun.
9. Rekan – rekan kerja baik di ONWJ maupun SUMBAGSEL atas dukungan dan masukannya dalam mengerjakan skripsi ini.
10. Kang Abud yang telah memberikan banyak sekali masukan untuk skripsi ini terutama atas ilmu NDT dan QA/ QC-nya.

11. Teman-teman dekatku, Tricia, Cici, Endrika dan Ferry.
12. Rekan – rekan dari HUA, dengan melihat kekurangan kalian, penulis menjadi semangat untuk berubah dan berbuat lebih baik lagi.
13. Seluruh teman Extensi Teknik Kimia angkatan 2007 yang tidak dapat disebutkan namanya satu persatu atas dukungan moral, semangat, canda tawa serta ilmunya selama menjalankan kuliah.

Depok, Juni 2011

Penulis



HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI

TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Oktovan Andriyanda

NPM : 0706200440

Program Studi : Teknik Kimia

Departemen : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Jenis karya : Skripsi

demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (Non-exclusive Royalty-Free Right)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

Study kelayakan Untuk Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol Sistem Batch

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/ formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok, Jawa Barat, Indonesia

Pada tanggal : 8 Juli 2011

Yang menyatakan



(Oktovan Andriyanda)

ABSTRAK

Nama : Oktovan Andriyanda

Program Studi : Teknik Kimia

Judul : Study kelayakan Untuk Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol Sistem Batch

Skripsi ini menyajikan mengenai analisa kelayakan untuk pabrik biodiesel rute non alkohol dengan konfigurasi batch. Standar untuk menganalisa kelayakan digunakan metode perhitungan dari ekonomi teknik yaitu NPV, IRR, PBO dan BC Ratio. Hasil dari analisa ini akan dibandingkan efektivitas dan kelebihannya dengan hasil analisa study kelayakan pabrik yang sama tetapi dengan menggunakan konfigurasi continue.

Kata kunci: Biodiesel, Sistem Batch, NPV, IRR, PBP, BC Ratio

ABSTRACT

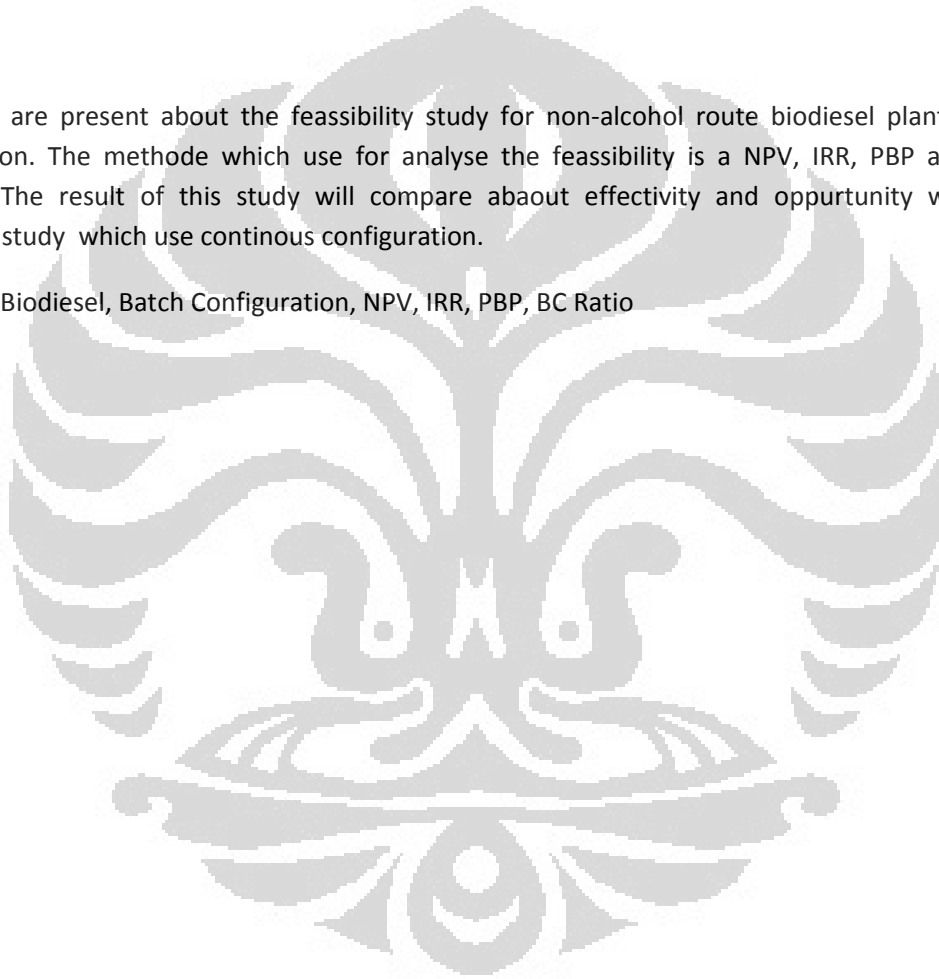
Name : Oktovan Andriyanda

Study Program : Chemical Engineering

Title : Feassibility Study for Non-Alcohol Route Biodiesel Plant, Batch Configuration

This paper are present about the feassibility study for non-alcohol route biodiesel plant with batch configuration. The methode which use for analyse the feassibility is a NPV, IRR, PBP and BC Ratio methode. The result of this study will compare abaout effectivity and oppurtunity with another feassibility study which use continous configuration.

Keywords: Biodiesel, Batch Configuration, NPV, IRR, PBP, BC Ratio



DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL	HALAMAN
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
HALAMAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	v
ABSTRAK.....	vi
ABSTRACT.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN.....	xviii
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Perumusan Masalah.....	2
1.3. Tujuan Penulisan.....	2
1.4. Pembatasan Masalah.....	3
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	4
2.1. Biodiesel.....	4
2.1.1. Minyak Kelapa.....	5
2.1.2. Komposisi dalam Minyak Kelapa Sawit.....	10
2.2. Supply and Demand.....	14
2.2.1. Proyeksi Perminatan dan Penyediaan Biodiesel di Indonesia.....	16

2.2.2. Proyeksi Pasar	17
2.3. Biodiesel Rute Non Alkohol.....	18
2.3.1. Teknologi Proses Produksi Biodiesel Komersil ..	22
2.3.1.1. Proses BIOX	22
2.3.1.2. Proses Lurgi.....	23
2.3.1.3. Proses MPOB (Malaysia)	23
2.3.1.4. Perbandingan Teknologi Produksi Bio- diesel.....	25
2.3.2. Bahan Baku Sintesis Biodiesel Melalui Rute Non Alkohol.....	27
2.3.2.1. Crude Palm Oil.....	27
2.3.2.2. Metil Asetat.....	32
2.3.2.4. Enzim Lipase (<i>Candida rugosa</i> - Lipase).....	34
2.3.3. Produk dari sintesis biodiesel rute non- alcohol	37
2.3.3.1. Biodiesel (<i>Fatty acid methyl ester</i>)	37
2.3.3.2. Triasetilgliserol (Triasetin).....	40
2.4. Teori Perancangan Pabrik	41
2.4.1. Analisis Kelayakan (Feasibility Study).....	41
2.4.1.1. Tujuan Analisis Kelayakan	42
2.4.1.2. Tahap-tahap Analisis Kelayakan	42
2.4.2. Front-End Engineering Design (FEED)	42
2.4.3. Detail Engineering Design (DED)	43

2.4.4. Engineering, Procurement, Construction (EPC).	44
2.5. Teori Ekonomi	44
2.5.1. Net Present Value (NPV)	44
2.5.2. Internal Rate of return (IRR)	45
2.5.3. Pay Back Period (PBP)	45
2.5.4. Benefit Cost (B/C) Ratio.....	45
2.5.5. Break Event Point (BEP) & Shut Down Point (SDP).....	45
BAB 3 METODE PENELITIAN.....	46
3.1. Perancangan Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol	47
3.2. Perhitungan Keekonomian Pabrik Biodiesel Rute Non- Alkohol	48
3.2.1. Net Present Value (NPV)	49
3.2.2. Internal Rate of return (IRR)	49
3.2.3. Pay Back Period (PBP)	49
3.2.4. Benefit Cost (B/C) Ratio.....	49
BAB 4 HASIL PERANCANGAN	50
4.1. Desain Basis	50
4.1.1. Penentuan Lokasi Pabrik	50
4.2. Blok Diagram Proses.....	53
4.3. Piping and Instrument Diagram Proses Produksi	54
4.3.1. Keterangan Proses	55
4.4. Neraca Massa dan Energi.....	56
4.4.1. Spesifikasi Peralatan	57

4.4.2.	Unit Penyimpanan Bahan Baku	57
4.4.3	Unit Produksi	60
4.4.4.	Unit Pemisahan	61
4.4.5.	Unit Penampungan Hasil Produksi	61
4.4.6.	Pompa	62
4.4.7.	Pemanas	64
4.5.	Tata Letak Pabrik	65
4.5.1.	Unit Perkantoran	65
4.5.2.	Unit Kontrol dan Penyimpanan Bahan Baku	65
4.5.3.	Unit Produksi dan Pemurnian	66
4.5.4	Unit Penampungan Hasil Produksi	66
4.5.5.	Unit Pengolahan Limbah	66
BAB 5	HASIL PERHITUNGAN KEEKONOMIAN	68
5.1.	Perhitungan Total Capital Investment	68
5.1.1.	Biaya Lahan dan Bangunan	68
5.1.2.	Biaya Investasi Peralatan Utama	68
5.1.3.	Biaya Instalasi	71
5.1.4.	Biaya Peralatan Lain	71
5.1.5.	Biaya tak Berwujud	72
5.1.6.	Reinvestasi	72
5.1.7.	Working Capital	73
5.2.	Biaya Operasional	74
5.2.1.	Biaya Bahan Baku Langsung	74
5.2.2.	Biaya Tenaga Kerja Langsung	74

5.2.3. Biaya Tetap Pabrik.....	75
5.2.3.1. Indirect Labour.....	75
5.2.3.2. Utilitas.. ..	75
5.2.3.3. Asuransi... ..	77
5.2.3.4. Biaya Perawatan Alat.. ..	78
5.2.3.5. Depresiasi.....	78
5.2.4. Biaya Distribusi dan Pemasaran.. ..	80
5.2.5. Biaya Administrasi.. ..	81
5.2.6. Biaya Bunga.....	81
5.3. Perhitungan Pendapatan Penjualan.....	82
5.4. Analisa Cost Breakdown.....	82
5.5. Net Present Value (NPV)	84
5.6. Internal Rate Return (IRR)	85
5.7. Pay Back Period (PBP)	86
5.8. B/C Ratio	87
5.9. BEP & SDP.. ..	88
5.10. Analisa Sensitivitas	88
BAB 6 KESIMPULAN DAN SARAN	92
DAFTAR PUSTAKA.....	94

DAFTAR TABEL

Tabel		Halaman
2.1	Karakteristik Biodiesel.....	5
2.2	Tanaman Penghasil Minyak Nabati Serta Produktifitasnya.....	6
2.3	Kandungan Asam Lemak Bebas dari Berbagai Minyak Kelapa Sawit..	9
2.4	Parameter Kulaitas Minyak Kelapa Sawit.....	10
2.5	Kompisisi Trigliserida dalam Minyak Kelapa Sawit.....	10
2.6	Komposisi Asam Lemak dalam Minyak Kelapa Sawit.....	11
2.7	Komposisi Senyawa yang Tak Tersabunkan dalam Minyak Kelapa Sawit.....	12
2.8	Permintaan Silar (ADO) Indonesia Tahun 2005-2025.....	14
2.9	Fase Mandatori Pemanfaatan Biodiesel.....	16
2.10	Estimasi Permintaan Biodiesel di Indonesia.....	17
2.11	Estimasi Penyediaan Biodiesel di Indonesia.....	17
2.12	State of The Art Proses Produksi Biodiesel.....	19
2.13	Perbandingan Kelebihan dan Kekurangan Rute Non Alkohol.....	25
2.14	Perbandingan Teknologi Produksi Biodiesel.....	26
2.15	Sifat Fisik Beberapa Minyak Nabati dan Minyak Solar.....	26
2.16	Kandungan Asam Lemak yang Terikat pada Trigliserida Minyak Sawit	31
2.17	Spesifikasi Metil Asetat.....	32
2.18	Mikroorganisme Penghasil Lipase.....	34

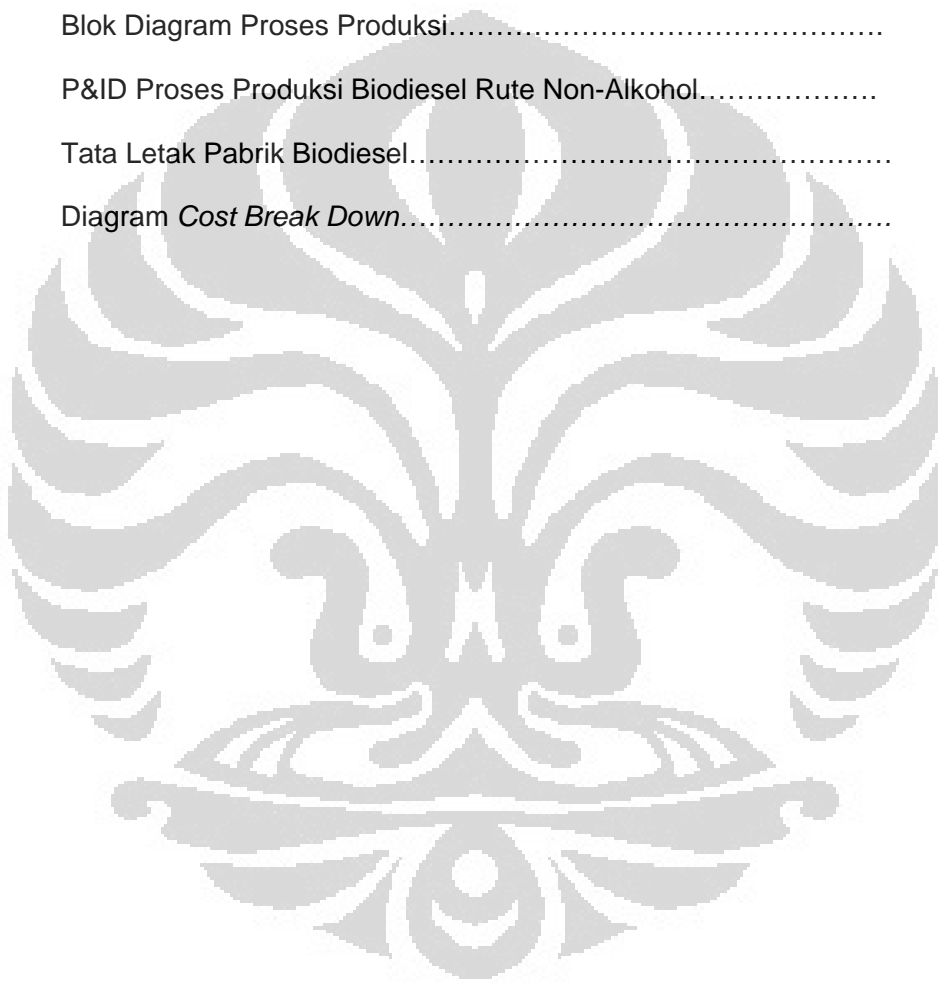
2.19	Persyaratan Kualitas Biodiesel Menurut SNI-04-7 182-2006.....	38
2.20	Karakteristik Biodiesel.....	39
2.21	Perbandingan Karakteristik Biodiesel dengan Solar.....	40
2.22	Sifat Fisika-kimia dari Triasetilgliserol (Triasetin).....	41
2.23	Tahapan Aktivitas FEED dalam Industri.....	43
4.1	Neraca Massa dan Energi.....	56
4.2	<i>Small horizontal underwriter labe</i>	57
4.3	<i>Horizontal or vertical with underwriter label</i>	58
4.4	Large Vertical, API Standar.....	59
5.1	Biaya Lahan dan Bangunan.....	68
5.2	Harga Peralatan Keseluruhan.....	69
5.3	Total Biaya Alat.....	70
5.4	Biaya Storage.....	70
5.5	Biaya Instalasi Peralatan Utama.....	71
5.6	Nilai Reinvestasi.....	73
5.7	Total Plant Investasi.....	73
5.8	Biaya Bahan Baku.....	74
5.9	Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	74
5.10	Pekerja Tidak Langsung.....	75
5.11	Biaya Utilitas Listrik (Variabel Cost).....	76
5.12	Biaya Utilitas Air (Variabel Cost).....	76
5.13	Total Biaya Utilitas (Variabel Cost).....	76
5.14	Biaya Utilitas Listrik (Fixed Cost).....	77
5.15	Biaya Utilitas Air (Fixed Cost).....	77

5.16	Total Biaya Utilitas (Fixed Cost).....	77
5.17	Biaya Asuransi.....	78
5.18	Depresiasi Alat.....	79
5.19	Depresiasi Bangunan.....	80
5.20	Total Fixed FOH.....	80
5.21	Total Variabel FOH.....	80
5.22	Biaya Bunga.....	81
5.23	Total Biaya Operasional.....	81
5.24	Perhitungan harga jual biodiesel/liter.....	82
5.25	Perhitungan pendapatan kotor perusahaan.....	82
5.26	Komponen harga yang mempengaruhi harga jual Minyak BIODIESEL	82
5.27	Pay Back Period.....	87
5.28	Pengaruh Deviasi Harga Jual Produk Pada Pabrik Reaktor Kontinu.....	91
5.29	Pengaruh Deviasi Harga Bahan Baku Pada Pabrik Reaktor Kontinu.....	91

DAFTAR GAMBAR

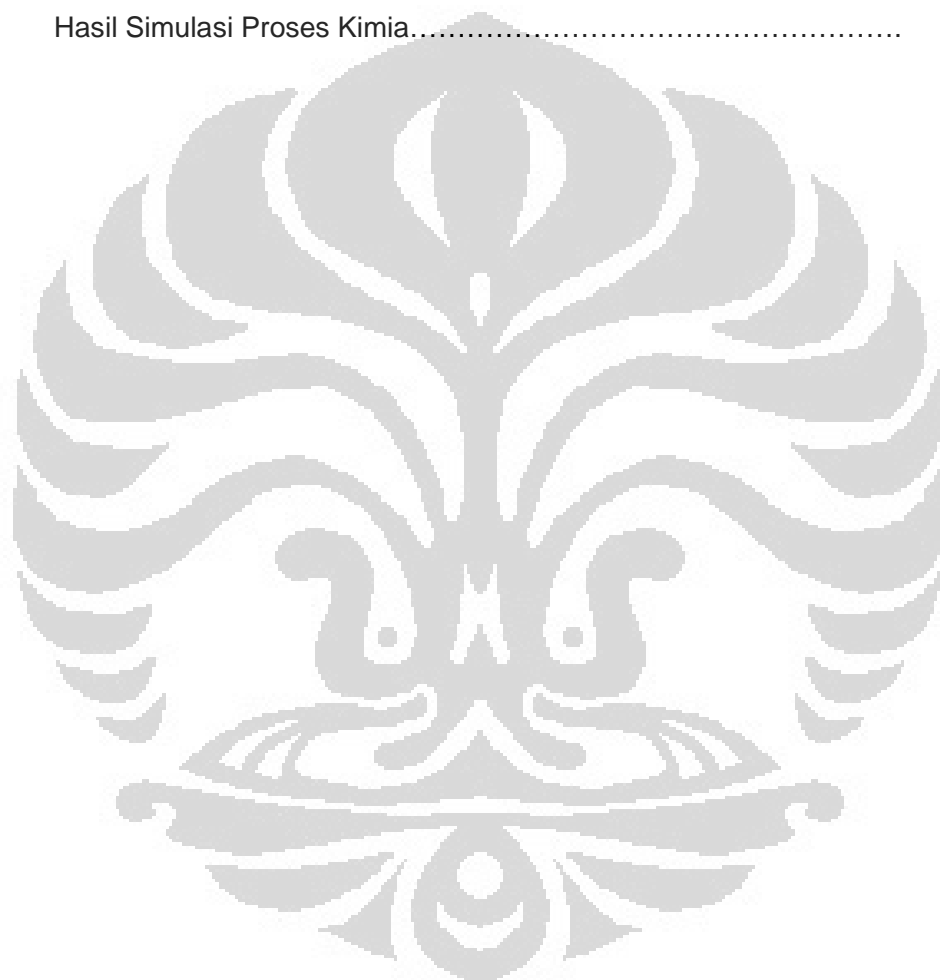
Gambar		Halaman
2.1	Pohon Kelapa Sawit.....	7
2.2	Buah Kelapa Sawit.....	8
2.3	Struktur Molekul Monogliserida, Digliserida, dan Trigliserida.....	13
2.4	Struktur Molekul Asam Lemak Bebas.....	13
2.5	Konsumsi dan Penyediaan Biofuel di Indonesia (Pertamina 2007)	15
2.6	Reaksi Transesterifikasi Minyak Nabati dengan Menggunakan Katalis Basa.....	20
2.7	Reaksi Interesterifikasi Minyak Nabati melalui Rute Non-Alkohol.....	21
2.8	Tahap Transesterifikasi Proses Lurgi.....	23
2.9	Proses Pembuatan Biodiesel MPBO.....	24
2.10	Struktur Trigliserida Pada Minyak Kelapa Sawit.....	27
2.11	Perkembangan Luas Areal dan Produksi Minyak Sawit.....	29
2.12	Struktur Kimia Trigliserida.....	30
2.13	Efek Alkohol Rantai Pendek pada Reaksi Transesterifikasi Minyak <i>Soybean</i>	33
2.14	Efek dari Rasio metil Asetat Terhadap Minyak (kondisi reaksi 40°C, 150 rpm, 30% w/w Novozym 435).....	33
2.15	<i>Candida rugosa</i>	36

3.1	Diagram Alir Penelitian.....	45
3.2	Diagram Alir Perancangan Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol.....	46
3.3	Diagram Alir Perhitungan Keekonomian.....	47
4.1	Propinsi Riau.....	51
4.2	Sebaran Perkebunan Kelapa Sawit Propinsi Riau.....	52
4.3	Blok Diagram Proses Produksi.....	53
4.4	P&ID Proses Produksi Biodiesel Rute Non-Alkohol.....	54
4.5	Tata Letak Pabrik Biodiesel.....	67
5.1	Diagram <i>Cost Break Down</i>	83



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran		Halaman
A	Perhitungan Kolom Distilasi.....	96
B	Grafik K Kolom Distilasi.....	106
C	Hasil Simulasi Proses Kimia.....	107



BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Bahan bakar minyak adalah sumber energi dengan konsumsi yang terbesar untuk saat ini diseluruh dunia jika dibandingkan dengan sumber energi lainnya. Tetapi saat ini di dunia mengalami krisis bahan bakar minyak. Harga minyak mentah dunia terus meningkat. Banyak negara, terutama Indonesia, mengalami masalah kekurangan bahan bakar minyak (dari bahan bakar fosil) untuk negaranya sendiri. Indonesia, khususnya, telah mengimport bahan bakar minyak (terutama diesel/solar) untuk kebutuhan dalam negeri dengan jumlah yang cukup besar.

Ketersediaan minyak mentah yang berasal dari fosil ini terus menurun sedangkan jumlah konsumsinya terus meningkat setiap tahunnya, sehingga perlu dicari alternative bahan bakar lain, terutama dari bahan bakar terbarukan. Salah satu alternatifnya adalah biodiesel yang berasal dari minyak tumbuhan (kelapa sawit/CPO, minyak jarak dll). Ketersediaan bahan baku tersebut di Indonesia sangat melimpah.

Kelapa sawit (*Elaeis guineensis, jacq.*) merupakan komoditi non migas yang telah ditetapkan sebagai salah satu komoditi yang dikembangkan menjadi produk lain untuk ekspor. Produksi kelapa sawit di Indonesia selalu mengalami peningkatan dari tahun ketahun yang saat ini menempati urutan kedua produksi dunia setelah Malaysia. Direktorat Jenderal Perkebunan (1995) memperkirakan produksi minyak sawit pada tahun 2000 mencapai 7.465.000 ton dan pada tahun 2010 Indonesia akan menempati urutan pertama produksi minyak sawit dunia dengan jumlah produksi 12.293.000 ton. Peningkatan produksi akan memberikan dampak yang sangat berarti terhadap pendapatan masyarakat Indonesia pada umumnya khususnya masyarakat petani sawit, jika peningkatan diikuti dengan upaya peningkatan nilai ekonomi minyak sawit melalui peningkatan daya guna yang menghasilkan produk yang bernilai ekonomi relatif tinggi.

Penelitian-penelitian tentang pengembangan dan produksi biodiesel telah intensif dilakukan sejak tahun 1980-an hingga saat ini. Tetapi perkembangan penggunaannya secara komersil tidak secepat perkembangan teknologinya. Proses produksi biodiesel yang paling umum digunakan adalah melalui sintesis rute alkohol (reaksi transesterifikasi). Namun proses ini memiliki beberapa kelemahan. Oleh karena itu, sekarang ini telah dikembangkan suatu metode sintesis biodiesel terbaru dengan menggunakan biokatalis (enzim) melalui rute non alkohol.

1.2 Perumusan Masalah

Mendayagunakan sumber daya alam terbaharukan, dalam hal ini biodiesel, sebagai salah satu sumber energi di Indonesia, dengan mempertimbangkan ketersediaannya yang melimpah dan terbaharukan, efektivitas dan keekonomisannya.

Agar hal tersebut dapat diimplementasikan, maka perlu dipertimbangkan kelayakan pembangunan pabrik biodiesel yang berasal dari minyak kelapa (CPO). Proyeksi permintaan biodiesel, perancangan proses dan peralatan serta analisis faktor ekonomi juga merupakan hal-hal yang harus dipertimbangkan.

1.3 Tujuan Penulisan

Tujuan penulisan skripsi ini adalah :

- Membuat rancangan proses awal pabrik biodiesel dengan rute non-alkohol.
- Memproyeksikan kemampuan dan pertumbuhan pasar bagi produk biodiesel khususnya di Indonesia.
- Merancang peralatan dan spesifikasi teknis yang diperlukan untuk menghasilkan biodiesel serta produk sampingnya.
- Mengevaluasi kelayakan rancangan teknis yang telah dilakukan.
- Menentukan kelayakan ekonomis pembangunan pabrik biodiesel berdasarkan perhitungan proyeksi biaya, pendapatan dan waktu investasi.
- Menentukan sensitivitas dari beberapa komponen perhitungan ekonomi.

1.4 Batasan Masalah

Pada penulisan skripsi ini dilakukan pembatasan-pembatasan guna lebih menitik beratkan pada kelayakan dari segi teknis, yang meliputi :

- Bahan baku biodiesel dari CPO dengan menggunakan biokatalis enzim lipase melalui rute non-alkohol.
- Diasumsikan produk biodiesel yang dihasilkan siap untuk dipasarkan.
- Proses produksi biodiesel melalui rute non-alkohol dilakukan menggunakan *reactor batch*.
- Perancangan peralatan dan spesifikasinya peralatan dihitung untuk mendapatkan harga perkiraan pembelian peralatan.
- Utilitas yang dihitung termasuk pada utilitas yang berhubungan langsung dengan peralatan utama dari pabrik biodiesel.
- Analisa ekonomi dihitung menggunakan prinsip-prinsip estimasi biaya yang berlaku umum.
- Penentuan kelayakan ekonomi dan sensitivitas didasarkan hanya pada indikator yang akan dihitung dan dianalisa, yaitu : IRR, NPV, PBP dan B/C Ratio.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Biodiesel

Pengertian ilmiah paling umum dari istilah 'biodiesel' mencakup sembarang (dan semua) bahan bakar mesin diesel yang terbuat dari sumber daya hayati atau biomassa. Sekalipun demikian, makalah ini akan menganut definisi yang pengertiannya lebih sempit tetapi telah diterima luas di dalam industri, yaitu bahwa biodiesel adalah bahan bakar mesin/motor diesel yang terdiri atas ester alkil dari asam-asam lemak.

Bahan bakar ini lebih ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas buang yang jauh lebih baik dibandingkan dengan diesel atau solar, yaitu bebas sulfur (*free sulphur*), bilangan asap (*smoke number*) yang rendah; memiliki *cetane number* yang lebih tinggi sehingga pembakaran lebih sempurna (*clear burning*); memiliki pelumasan terhadap piston mesin; dan dapat terurai (*biodegradable*) sehingga tidak menghasilkan racun (*non toxic*).

Biodiesel dapat dihasilkan melalui reaksi antara minyak nabati dengan alkohol (metanol atau etanol) dengan bantuan katalis untuk menghasilkan biodiesel (metil atau etil ester) dan gliserol sebagai produk sampingnya. Sebagai bahan bakar mesin diesel, biodiesel dapat digunakan langsung atau terlebih dahulu dicampur dengan minyak diesel, karena karakteristiknya yang serupa dengan minyak diesel. Campuran biodiesel dengan minyak diesel dapat memperbaiki angka setana, sifat pelumasan dan emisi gas buang yang dihasilkan oleh minyak diesel serta menghasilkan performa mesin yang sama tanpa membutuhkan modifikasi pada mesin diesel dan mempunyai titik nyala (*flash point*) yang lebih tinggi.

Penggunaan biodiesel 100% pada mesin diesel dapat mengurangi emisi gas CO₂ sebanyak 75% diatas minyak solar, tetapi penggunaan 100% biodiesel tidak dianjurkan karena dapat menimbulkan kerak atau kotoran yang dapat menyumbat pipa saluran pembakaran mesin diesel. Untuk bahan campuran penggunaan 20% biodiesel dan 80% bahan bakar solar pada mesin diesel dapat

mengurangi emisi gas CO₂ yak 15%. Biodiesel juga menghasilkan lebih sedikit partikulat, CO,CO₂ dan SO_x.

Tabel 2.1 Karakteristik Biodiesel

Gravitasi spesifik (g/mL)	0,87 – 0,89
Viskositas kinematic (mm ² /s) @ 40°C	3,7 – 5,8
Angka setana	46 – 70
Nilai pemanasan tertinggi (Btu/lb)	16928 – 17996
Sulfur, wt%	0,0 – 0,0024
Titik asap (cloud point) °C	-11 – 16
Titik tuang (pour point) °C	-15 – 13
Angka iodine	60 – 135
Nilai pemanasan terendah (Btu/lb)	15700 – 16735

2.1.1 Minyak Kelapa Sawit

Biodiesel dapat dibuat dari minyak nabati maupun lemak hewan, namun yang paling umum digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel adalah minyak nabati yang berasal dari kelapa sawit. Minyak nabati dan biodiesel tergolong ke dalam kelas besar senyawa-senyawa organik yang sama, yaitu kelas ester asam-asam lemak. Akan tetapi, minyak nabati adalah triester asam-asam lemak dengan gliserol, atau trigliserida, sedangkan biodiesel adalah monoester asam-asam lemak dengan metanol. Perbedaan wujud molekuler ini memiliki beberapa konsekuensi penting dalam penilaian keduanya sebagai kandidat bahan bakar mesin diesel :

- a. Minyak kelapa sawit (yaitu trigliserida) berberat molekul besar, jauh lebih besar dari biodiesel (yaitu ester metil). Akibatnya, trigliserida relatif mudah mengalami perengkahan (*cracking*) menjadi aneka molekul kecil, jika terpanaskan tanpa kontak dengan udara (oksigen).
- b. Minyak kelapa sawit memiliki kekentalan (viskositas) yang jauh lebih besar dari minyak diesel/solar maupun biodiesel, sehingga pompa penginjeksi bahan bakar di dalam mesin diesel tak mampu menghasilkan pengkabutan (*atomization*) yang baik ketika minyak nabati disemprotkan ke dalam kamar pembakaran.

- c. Molekul minyak kelapa sawit relatif lebih bercabang dibanding ester metil asam-asam lemak. Akibatnya, angka setana minyak nabati lebih rendah daripada angka setana ester metil. Angka setana adalah tolok ukur kemudahan menyala/terbakar dari suatu bahan bakar di dalam mesin diesel

Di luar perbedaan yang memiliki tiga konsekuensi penting di atas, minyak kelapa sawit dan biodiesel sama-sama berkomponen penyusun utama ($\geq 90\%$ -berat) asam-asam lemak. Pada kenyataannya, proses transesterifikasi minyak nabati menjadi ester metil asam-asam lemak, memang bertujuan memodifikasi minyak nabati menjadi produk (biodiesel) yang berkekentalan mirip solar, berangka setana lebih tinggi, dan relatif lebih stabil terhadap perengkahan.

Semua minyak nabati dapat digunakan sebagai pengganti bahan bakar namun dengan proses-proses pengolahan tertentu. Tabel 2.2 menunjukkan berbagai macam tanaman penghasil minyak nabati serta produktifitas yang dihasilkannya.

Tabel 2.2 Tanaman Penghasil Minyak Nabati Serta Produktifitasnya

Nama	Nama	Nama Latin	Kg-
Sawit	Oil palm	<i>Elaeis guineensis</i>	5000
Kelapa	Coconut	<i>Cocos nucifera</i>	2260
Alpokot	Avocado	<i>Persea</i>	2217
K. Brazil	Brazil nut	<i>Bertholletia</i>	2010
K.	Macadamia	<i>Macadamia</i>	1887
Jarak	Physic nut	<i>Jatropha curcas</i>	1590
Jajoba	Jajoba	<i>Simmondsia</i>	1528
K. pecan	Pecan nut	<i>Carya pecan</i>	1505
Jarak	Castor	<i>Ricinus</i>	1188
Zaitun	Olive	<i>Olea europea</i>	1019
Kanola	Rapeseed	<i>Brassica napus</i>	1000
Opium	Poppy	<i>Papaver</i>	978

Kelapa sawit merupakan tanaman industry yang telah dibudidayakan di Indonesia khususnya dalam pembuatan CPO (Crude Palm Oil) sebagai bahan dasar pembuatan minyak goreng, sabun dan lain-lain.

Pohon kelapa sawit terdiri dari 2 spesies *Aracaceae* atau family palma yang digunakan untuk pertanian komersil dengan produksi minyak kelapa

sawitnya, serta spesies *Elaeis guineensis* yang berasal dari Afrika Barat. Kelapa sawit termasuk tumbuhan pohon. Tingginya dapat mencapai 24 meter. Bunga dan buahnya berupa tandan, serta bercabang banyak. Buahnya kecil dan apabila masak berwarna merah kehitaman. Daging buahnya padat. Daging dan kulit buahnya mengandung minyak. Minyak tersebut digunakan sebagai bahan baku minyak goreng, sabun dan lilin.

Klasifikasi Ilmiah

Kerajaan	Plantae
Divisi	Magnoliphyta
Kelas	Liliopsida
Ordo	Arecales
Famili	Areaceae
Genus	Elaeis
Spesies	<i>Elaeis guineensis</i>



Gambar 2.1 Pohon Kelapa Sawit

Ciri – ciri fisiologis kelapa sawit :

- Daun, merupakan daun mejemuk. Daun berwarna hijau tua dan pelepah berwarna sedikit lebih muda.
- Batang, diselimuti bekas pelepah hingga umur 12 tahun, setelah umur 12 tahun, pelepah lepas dan batang mirip seperti tanaman kelapa.

- Akar, akar serabut tanaman ini mengarah ke bawah dan ke samping. Selain itu juga ada akar napas yang tumbuh mengarah ke samping atas untuk mendapatkan tambahan aerasi.
- Bunga, jantan dan betina terpisah dan memiliki waktu pematangan yang berbeda, sehingga sangat jarang terjadi penyerbukan sendiri. Bunga jantan memiliki bentuk lancip dan panjang, sedangkan bunga betina memiliki bentuk yang besar dan mekar.
- Buah, memiliki warna yang bervariasi dari hitam, ungu hingga merah tergantung bibit yang digunakan. Buah bergerombol dalam tandan dan buah terdiri atas tiga lapisan :
 - Eksoskarp, bagian kulit buah berwarna merah dan licin.
 - Mesoskarp, serabut buah.
 - Endoskarp, cangkang pelindung inti.



Gambar 2.2 Buah Kelapa Sawit

Potensi kelapa sawit di dunia sangat besar, hal ini ditandai dengan perolehan kelapa sawit yang mencapai 5000 kg per hektar per tahun. Dari kelapa sawit dapat dihasilkan minyak kelapa sawit (biasa disebut dengan *palm oil*) yang sangat potensial untuk digunakan sebagai pengganti bahan bakar diesel. Keunggulan *palm oil* sebagai bahan baku biodiesel adalah kandungan asam lemak jenuh yang tinggi sehingga akan menghasilkan angka setana yang tinggi. Selain itu *palm oil* mempunyai perolehan biodiesel yang tinggi per hektar kebunnya.

Terdapat dua jenis minyak sawit yang dapat dibuat dari kelapa sawit, misalnya *Crude Palm Oil* (CPO) yang didapat dari daging buah kelapa sawit, atau *Crude Palm Kernel Oil* yang didapat dari inti biji kelapa sawit. Namun CPO

mempunyai komposisi asam lemak bebas yang cukup tinggi sehingga apabila digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel, sebelum tahap transesterifikasi perlu dilakukan tahap konversi FFA terlebih dahulu yang dinamakan dengan tahap esterifikasi. Selain dari dua jenis minyak sawit yang telah disebutkan diatas, terdapat juga fraksi minyak sawit turunan CPO yang sudah dimurnikan yaitu *Refined Bleached Deodorized Palm Oil* (RBDPO). Perbedaannya adalah pada RBDPO kandungan asam lemak bebas sudah sangat kecil, sehingga tidak diperlukan lagi tahap preesterifikasi.

Tabel 2.3 Kandungan Asam Lemak Bebas dari Berbagai Minyak Kelapa Sawit

Asam Lemak	Struktur
Asam Laurat (12:0)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\text{COH} \end{array}$
Asam Palmitat (16:0)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\text{COH} \end{array}$
Asam Stearat (18:0)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\text{COH} \end{array}$
Asam Oleat (18:1)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COH} \end{array}$
Asam Linoleat (18:2)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_4(\text{CH}=\text{CH}\text{CH}_2)_2(\text{CH}_2)_6\text{COH} \end{array}$
Asam Linolenat (18:3)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3\text{CH}_2(\text{CH}=\text{CH}\text{CH}_2)_2(\text{CH}_2)_6\text{COH} \end{array}$
Asam Eruseat (22:1)	$\begin{array}{c} \text{O} \\ \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_{11}\text{COH} \end{array}$
Asam Risinoleat (19:2)	$\begin{array}{c} \text{OH} \qquad \qquad \qquad \text{O} \\ \qquad \qquad \qquad \\ \text{CH}_3(\text{CH}_2)_5\text{CH}\text{CH}_2\text{CH}=\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\text{COH} \end{array}$

Setiap minyak nabati mempunyai karakteristik tersendiri. Parameter kualitas minyak sawit CPO dan RBDPO dapat dilihat pada Tabel 2.4.

Tabel 2.4 Parameter Kualitas Minyak Sawit CPO dan RBDPO

Parame	CPO	RBDPO
Angka asam	6,9 mgKOH/g oil	0,49 – 0,59 mgKOH/g
Angka	200-205 mgKOH/g oil	199 – 217 mgKOH/g
Kandungan	2,5 – 4,2 %-w	< 0.1 %-w

2.1.2 Komposisi dalam Minyak Kelapa Sawit

Komposisi yang terdapat dalam minyak kelapa sawit terdiri dari trigliserida-trigliserida asam lemak (mempunyai kandungan terbanyak dalam minyak nabati, mencapai sekitar 95%-b), asam lemak bebas (*Free Fatty Acid* atau biasa disingkat dengan FFA), mono- dan digliserida, serta beberapa komponen-komponen lain seperti *phosphoglycerides*, vitamin, mineral, atau sulfur. Bahan-bahan mentah pembuatan biodiesel adalah :

- a. trigliserida-trigliserida, yaitu komponen utama aneka lemak dan minyak-lemak, dan
- b. asam-asam lemak, yaitu produk samping industri pemulusan (*refining*) lemak dan minyak-lemak.

Tabel 2.5 Komposisi Trigliserida dalam Minyak Kelapa Sawit

Trigliserida	Jumlah (%)
Tripalmitin	3 – 5
Dipalmito-stearine	1 – 3
Oleo-Miristopalmitin	0 – 5
Oleo-Dipalmitin	21 – 43
Oleo-Palmitostearine	10 – 11
Palmito-Diolein	32 – 48
Stearo-Diolein	0 – 6
Linoleo-Diolein	3 – 12

Tabel 2.6 Komposisi Asam Lemak dalam Minyak Kelapa Sawit

Asam Lemak	Jumlah (%)
Asam Kaprilat	-
Asam Kaproat	-
Asam Miristat	1,1 – 2,5
Asam Palmitat	40 – 46
Asam Stearat	3,6 – 4,7
Asam Oleat	30 – 45
Asam Laurat	-
Asam Linoleat	7 – 11

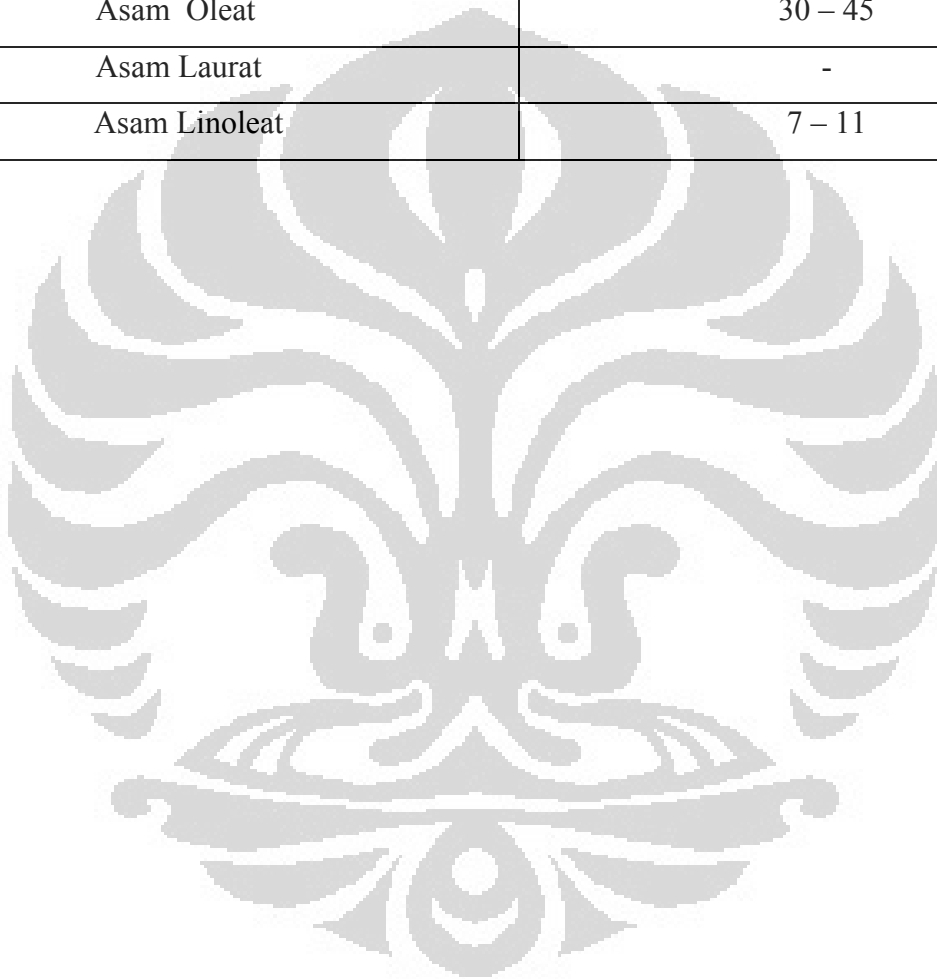
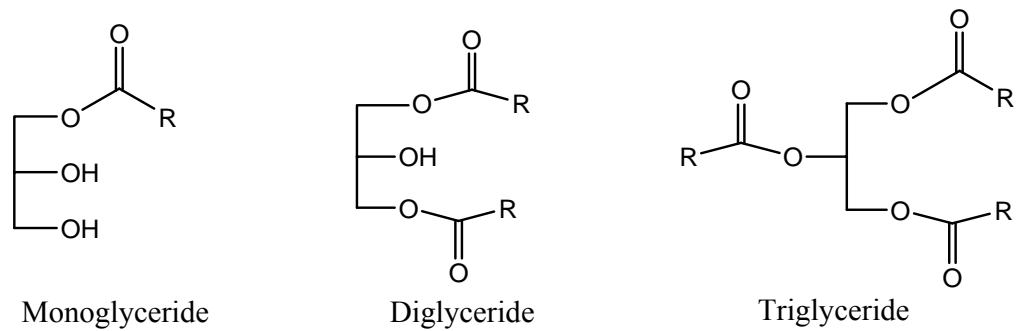


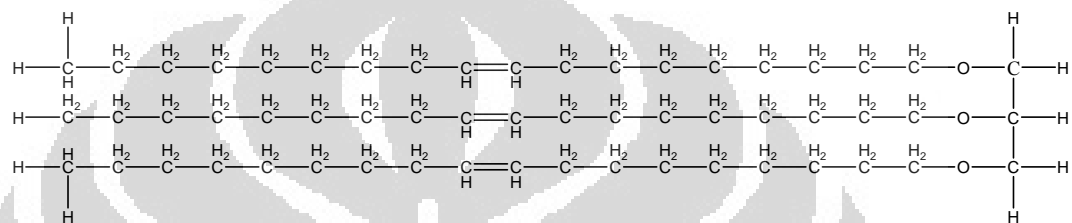
Table 2.7 Komposisi Senyawa yang Tak Tersabunkan dalam Minyak Kelapa Sawit

Senyawa	%	Ppm
Karotenoida		
α-Karotenoida	36,2	500-700
β-Karotenoida	54,4	
γ-Karotenoida	3,3	
Lycopene	3,8	
Xantophyl	2,2	
Tocoferol		
α-Tocoferol	35	500-800
γ-Tocoferol	35	
δ-Tocoferol	10	
Σ + ζ + Tocoferol	20	
Sterol		
Kolesterol	4	Mendekati 300
Kompesterol	21	
Stigmasterol	21	
β-sitosterol	63	
Phospatida		
Alkohol Total		Mendekati 800
Triterpenik alkohol	80	
Alofatik alcohol	26	

Trigliserida adalah triester dari gliserol dengan asam-asam lemak, yaitu asam-asam karboksilat beratom karbon 6 s/d 30. Trigliserida banyak dikandung dalam minyak dan lemak, merupakan komponen terbesar penyusun minyak nabati. Selain trigliserida, terdapat juga monogliserida dan digliserida. Struktur molekul dari ketiga macam gliserid tersebut dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Struktur Molekul Monogliserida, Digliserida, dan Trigliserida



Gambar 2.4 Struktur Molekul Asam Lemak Bebas

Asam lemak bebas adalah asam lemak yang terpisahkan dari trigliserida, digliserida, monogliserida, dan gliserin bebas. Hal ini dapat disebabkan oleh pemanasan dan terdapatnya air sehingga terjadi proses hidrolisis. Oksidasi juga dapat meningkatkan kadar asam lemak bebas dalam minyak nabati.

Dalam proses konversi trigliserida menjadi alkil esternya melalui reaksi transesterifikasi dengan katalis basa, asam lemak bebas harus dipisahkan atau dikonversi menjadi alkil ester terlebih dahulu karena asam lemak bebas akan mengkonsumsi katalis. Kandungan asam lemak bebas dalam biodiesel akan mengakibatkan terbentuknya suasana asam yang dapat mengakibatkan korosi pada peralatan injeksi bahan bakar, membuat filter tersumbat dan terjadi sedimentasi pada injektor. Pemisahan atau konversi asam lemak bebas ini dinamakan tahap preesterifikasi.

2.2 Supply and Demand

Proses pra perancangan suatu pabrik sangat memerlukan suatu perhitungan yang menyeluruh dan tepat mengenai peluang pasar dan pemasaran dari produk yang dihasilkan. Hal tersebut tentunya dapat dilihat dari trend pasar produk tersebut di masa lalu. Bila produk yang dihasilkan tersebut belum pernah diproduksi sebelumnya, maka dapat diganti dengan produk pengganti atau substitusinya. Analisa yang tepat mengenai aspek pasar dan pemasaran produk suatu pabrik akan sangat menentukan eksistensi dan kelayakan pembangunan pabrik yang bersangkutan dimasa yang akan datang.

Pada pra perancangan pabrik biodiesel yang dihasilkan melalui sintesis rute non alkohol ini, aspek pasar dan pemasaran dari produk biodiesel yang dihasilkan akan di tinjau secara menyeluruh dengan data-data yang valid sehingga diharapkan dapat mencerminkan keadaan yang sesungguhnya.

Sampai saat ini produsen utama solar di Indonesia masih dipegang oleh PT. Pertamina, namun seiring dengan meningkatnya permintaan maka kapasitas produksi PT. Pertamina tidak mencukupi permintaan pasar di Indonesia dan akibatnya terjadi perbedaan yang signifikan antara permintaan dengan penyediaan solar.

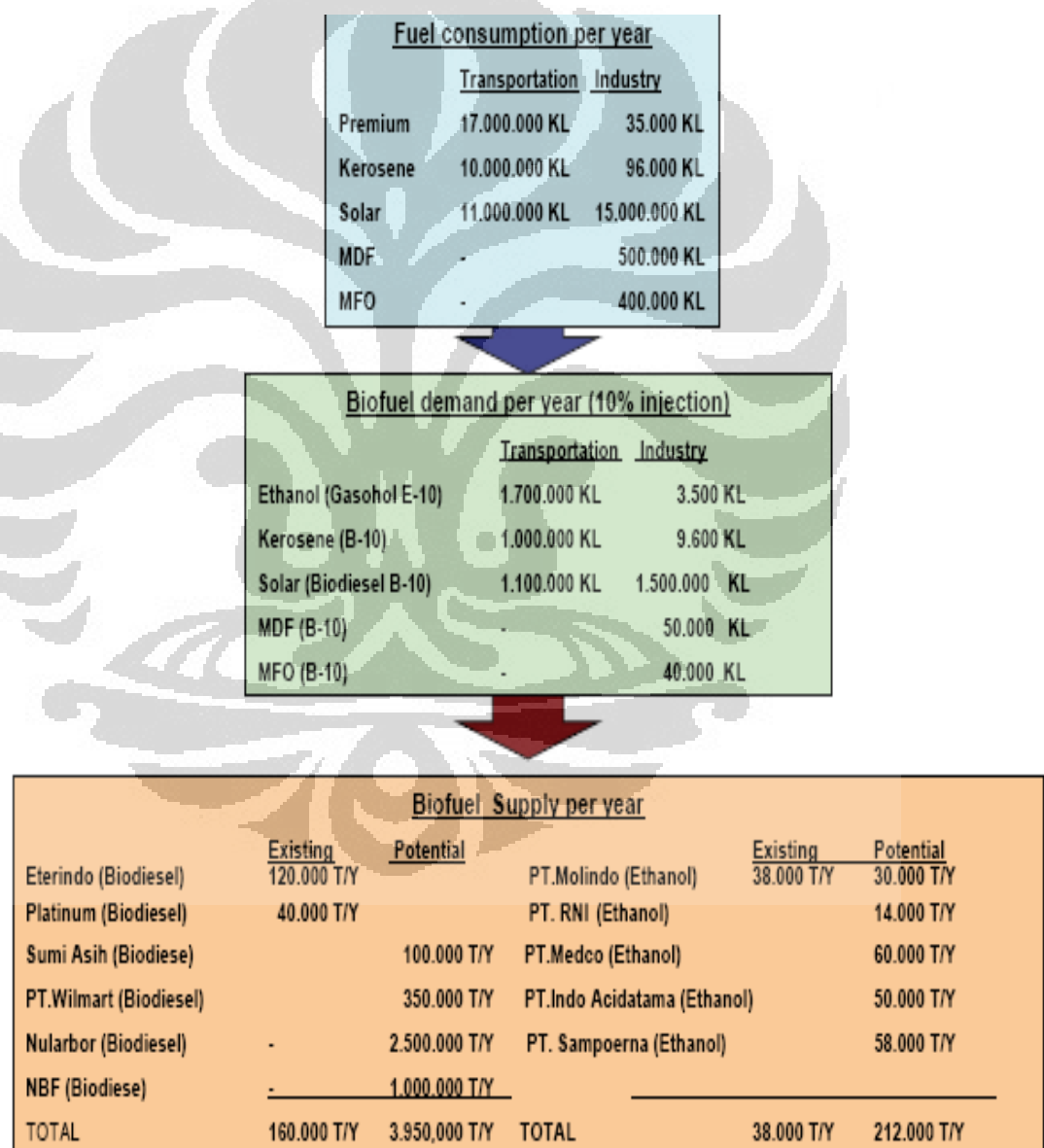
Tabel 2.8 Permintaan Solar (ADO) Indonesia Tahun 1996-2025

Tahun	Permintaan (kL)
1996	18.923.427
1997	20.103.906
1998	19.796.743
1999	20.114.717
2015	20.446.205
2025	20.390.082

Untuk mengurangi ketergantungan masyarakat terhadap bahan bakar solar, maka pemerintah dengan giat mengkampanyekan penggunaan biofuel termasuk didalamnya biodiesel sebagai bahan bakar alternatif. Pemerintah bahkan tidak tanggung-tanggung dengan mengeluarkan sejumlah perangkat peraturan untuk mendukung kebijakan pengembangan biofuel ini. Diantaranya Peraturan Presiden

no. 5 tahun 2006 tentang kebijakan energi nasional, disusul Inpres no. 1 tahun 2006 tentang pemanfaatan bahan bakar nabati, bahkan sudah menetapkan SNI 04-7182-2006 tentang Standart Biodiesel Nasional hingga keputusan Dirjen. Migas no. 3675K/24/DJM/2006 tentang ijin pencampuran biodiesel pada solar maksimum hingga 10%.

Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi, menyatakan kebutuhan biodiesel terbesar berada pada sektor industri dan komersial, dimana 2,5% dari total kebutuhan biodiesel digunakan untuk sektor tersebut.



Gambar 2.5 Konsumsi dan Penyediaan Biofuel di Indonesia

Tabel 2.9 Fase Mandatory Pemanfaatan Biodiesel (Permen ESDM No.32/2008)

Sector	October - Desember 2008	January 2009	January 2010	January 2015**	January 2020**	January 2025**	remark
Household	-	-	-	-	-	-	Not regulated
Transportation PSO	1 % (existing)	1 %	2,5 %	5 %	10 %	20 %	* From total demand
Transportation Non PSO	-	1 %	3 %	7 %	10 %	20 %	
Industry and commercial	2,5 %	2,5 %	5 %	10 %	15 %	20 %	* From total demand
Power Plant	0,1 %	0,25 %	1 %	10 %	15 %	20 %	* From total demand

Dari gambar 2.5 di atas, dapat diketahui bahwa kebutuhan biodiesel (campuran 10% terhadap solar) di Indonesia adalah 2.600.000 kL/yr pada tahun 2007, dan dari tabel 2.9. dapat diketahui bahwa pada tahun 2025, penggunaan biodiesel akan mencapai 20% pada tiap sektor.

2.2.1 Proyeksi Permintaan dan Penyediaan Biodiesel di Indonesia

Jika diasumsikan biodiesel yang dibutuhkan 10% (keputusan Dirjen. Migas no. 3675K/24/DJM/2006) dari total permintaan solar di Indonesia, maka pertumbuhan permintaan biodiesel di Indonesia mengalami kenaikan 11.3% tiap tahunnya. Kemudian, karena penyediaan solar yang terus menurun dan karena cadangan minyak bumi di Indonesia semakin menipis (Harry Purnomo, Media Indonesia 18 Juni 2004), maka kebutuhan/permintaan biodiesel juga akan meningkat seiring menipisnya ketersediaan solar dari minyak bumi. Sehingga pada tahun 2025, jumlah kebutuhan biodiesel diperkirakan akan mencapai 17.817.770 kL.

Penyediaan biodiesel di Indonesia per tahunnya meningkat hanya 1,3%. Apabila persentase penyediaan biodiesel tidak mengalami kenaikan dari kondisi tersebut (1,6%/yr), maka jumlah biodiesel yang tersedia pada tahun 2025 hanya sekitar 3.974.389 kL. Sehingga kekurangan biodiesel pada tahun tersebut mencapai sekitar 13.843.380 kL.

Tabel 2.10 Estimasi Permintaan Biodiesel di Indonesia

Tahun	Permintaan (kL)
2007	2.600.000
2008	2.893.418
2009	3.219.948
2010	3.583.328
2015	6.116.113
2020	10.439.133
2025	17.817.770

Sumber : Pusat Penelitian Kelapa Sawit (IOPRI)

Tabel 2.11 Estimasi Penyediaan Biodiesel di Indonesia

Tahun	Penyediaan (kL)
2007	195.120
2008	1.900.347
2009	3.074.359
2010	3.124.096
2015	3.385.112
2020	3.667.936
2025	3.974.389

Sumber : Pusat Penelitian Kelapa Sawit (IOPRI)

2.2.2 Proyeksi Pasar

Berdasarkan proyeksi pada permintaan dan penyediaan biodiesel, terlihat bahwa selisih antara permintaan dan penyediaan sangat besar. Berdasarkan selisih antara permintaan dan penyediaan biodiesel pada tahun mulai beroperasinya pabrik yaitu tahun 2010, terdapat selisih permintaan dan penyediaan sebesar 499.253 kL.

Berdasarkan data dari Lembaga Riset Perkebunan Indonesia, pada tahun 2009, produksi CPO di Indonesia akan mencapai 20.000.000 ton atau 24.390.000 kL, dan akan meningkat sekitar 4,3% per tahunnya. Maka pada tahun 2010, produksi CPO akan mencapai 25.438.770 kL. Dengan jumlah bahan baku yang

tersedia dan peluang pasar sebesar 499.253 kL, maka akan dibangun pabrik biodiesel dengan kapasitas 500.000 kL/yr.

2.3 Biodiesel Rute Non Alkohol

Analisa kelayakan tekno-ekonomi pabrik biodiesel sudah cukup banyak dilakukan di dunia. Sejauh ini, Zhang *et. al.* (2002) telah melakukan studi kelayakan produksi biodiesel dari minyak goreng bekas dan *virgin oil* dengan melakukan 2 variasi jenis katalis yang digunakan yaitu katalis alkali dan asam. Harding *et. al.* (2007) melakukan penelitian yang membandingkan antara penggunaan katalis kimia (NaOH) dan biologi (*Candida Antarctica*) dengan *cosolvent* metanol dan etanol pada proses produksi biodiesel, dimana dihasilkan kesimpulan bahwa penggunaan katalis biologi memberikan keuntungan lebih ramah lingkungan dimana proses ini tidak melibatkan proses penetralan menggunakan asam. Selain itu kondisi operasi yang rendah (tekanan dan suhu) memberikan dampak lingkungan yang lebih rendah dimana penggunaan energi yang rendah akan sebanding dengan tingkat polusi yang terbentuk.

Di Canada juga telah dilakukan studi perbandingan 4 jenis proses produksi biodiesel menggunakan bantuan piranti lunak HYSYS oleh West *et. al.* (2007). Empat jenis teknologi yang disimulasikan meliputi penggunaan katalis homogen (alkali dan asam), katalis heterogen dan kondisi superkritis. Hasil simulasi ini kemudian dibandingkan dari segi keekonomian dan memberikan kesimpulan bahwa katalis heterogen memberikan total investasi kapital terendah dan satu-satunya teknologi proses yang memberikan tingkat pengembalian sesudah pajak yang bernilai positif. Kolumbia sebagai negara berkembang dengan basis pertaniannya mulai tertarik untuk mengembangkan biofuel (biodiesel) dengan basis *Palm Oil* menggunakan katalis homogen jenis alkali. Simulasi ini dilakukan oleh Velosa *et. al.* Marchetti *et. al.* (2008) melalui publikasinya melakukan simulasi untuk membandingkan skenario yang berbeda dan untuk mengevaluasi produktivitas, konsumsi bahan baku, tingkat keekonomian dan dampak lingkungan yang terjadi. Teknologi yang dibandingkan meliputi penggunaan katalis homogen (alkali dan asam) dan katalis heterogen.

Review teknologi katalis “hijau” dalam produksi biodiesel dilakukan oleh Helwani *et. al.* (2009). Pada publikasi ini dibandingkan semua teknologi proses

yang sudah dikembangkan untuk produksi biodiesel, yaitu katalis konvensional (alkali dan asam), biokatalis, alkohol superkritis dan katalis heterogen. Bahkan dalam publikasi yang dilakukan oleh Medina *et. al.* (2009) dalam penelitian produksi biodiesel dengan menggunakan biokatalis menyatakan bahwa di Cina sudah berdiri pabrik biodiesel yang pertama di dunia dengan menggunakan biokatalis dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun.

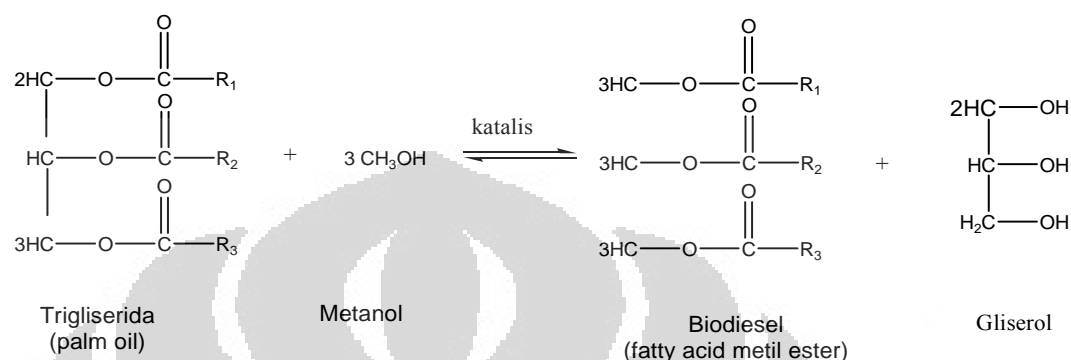
Proses industrialisasi teknologi “hijau” dalam produksi biodiesel di Indonesia belum pernah diaplikasikan lebih lanjut. Akan tetapi pada level penelitian penggunaan biokatalis ini sudah mulai dikembangkan dan diharapkan dapat diterapkan pada lingkup yang lebih besar (industri). Berikut ini merupakan tabel perkembangan penelitian proses produksi biodiesel berdasarkan teknologi rute non alkohol dan proses kontinyu.

Tabel 2.12 State of The Art proses produksi biodiesel

Teknologi Produksi	Rute Alkohol	Rute Non Alkohol
Batch	Balai Rekayasa Desain dan Sistem Teknologi BPPT (2003) Aziz Afandi – Skripsi Teknik Kimia UI (2008)	<i>Riset ini</i>
Kontinyu	Haas <i>et. al.</i> (2005) Lina Trianti – Skripsi Teknik Kimia UIN Yogyakarta (2008) PT. Eterindo Wahanatama Tbk PT. Ganesha Energy Energea Technology Licensor PT Rancang Bangun Sejahtera Marchetti <i>et. al.</i> (2008) West <i>et. al.</i> (2008) Zhang <i>et. al.</i> (2003)	Darmaji Setiawan – Skripsi Teknik Kimia UI (2010)

Pada umumnya produksi biodiesel dilakukan melalui reaksi transesterifikasi trigliserida (yang terdapat pada minyak nabati) dengan alkohol (umumnya metanol) menggunakan katalis basa (alkali). Namun penggunaan katalis alkali ini mempunyai beberapa kelemahan diantaranya pemurnian produk yang bercampur homogen relatif sulit. Selain itu, katalis tersebut akan bereaksi dengan trigliserida membentuk reaksi samping yaitu reaksi saponifikasi

(penyabunan). Reaksi saponifikasi ini akan mengakibatkan proses pemisahan produk semakin sulit dan menurunkan rendemen sehingga biaya produksi meningkat. Untuk itu diperlukan katalis yang tidak bercampur homogen dengan produk biodiesel dan mampu mengarahkan reaksi secara spesifik (Fukuda, 2001).



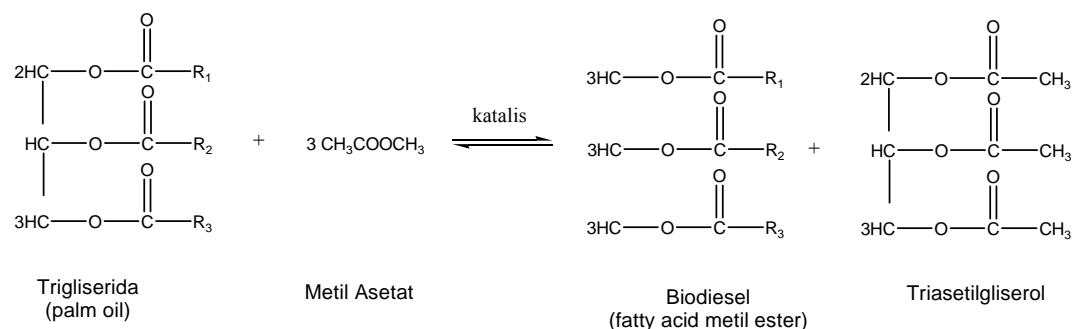
Gambar 2.6 Reaksi Transesterifikasi Minyak Nabati dengan Menggunakan Katalis Basa.

Namun dalam beberapa tahun terakhir ini, penelitian mengenai sintesis biodiesel menggunakan biokatalis seperti enzim lipase mulai banyak dilakukan. Penggunaan enzim lipase sebagai biokatalis memiliki prospek yang menguntungkan karena mampu memperbaiki kelemahan katalis basa yaitu :

1. Berbeda fasa dengan reaktan/produk baik dalam bentuk bebas atau termobilisasi sehingga biokatalis dapat dipisahkan dengan mudah.
2. Mampu mengarahkan reaksi secara spesifik tanpa adanya reaksi samping yang tidak diinginkan seperti reaksi penyabunan.

Selain kelebihan yang dimiliki oleh enzim lipase sebagai biokatalis, ada pula kekurangan yang cukup besar yang dimilikinya. Lingkungan beralkohol seperti metanol dapat menyebabkan lipase terdeaktivasi lebih cepat dan stabilitasnya sebagai biokatalis menurun (Du, 2004). Akibatnya biokatalis tersebut tidak dapat digunakan berulang sehingga biaya produksi yang diharapkan dapat lebih ekonomis dengan digunakannya biokatalis ini tidak tercapai.

Untuk mengatasi masalah tersebut, maka telah ditemukan teknologi baru yaitu sintesis biodiesel melalui rute non alkohol (reaksi interesterifikasi).



Gambar 2.7 Reaksi Interesterifikasi Minyak Nabati melalui Rute Non-Alkohol (Du, 2004)

Pada sintesis biodiesel rute alkohol, metanol berfungsi mensuplai gugus alkil (metil). Sementara itu, dalam sintesis biodiesel melalui rute non alkohol, metanol dapat diganti dengan metil asetat sebagai pensuplai gugus alkil. Pergantian alkohol dengan alkil asetat ini diharapkan mampu meningkatkan stabilitas enzim selama proses reaksi secara signifikan. Selain itu, produk sampingan dari reaksi dengan rute non alkohol ini yaitu trigliserol, memiliki nilai ekonomi yang lebih tinggi dari pada gliserol yang dihasilkan dari reaksi rute alkohol (Xu, 2004). Peningkatan stabilitas enzim dan produk samping yang bernilai lebih tinggi diharapkan mampu membuat sintesis biodiesel secara enzimatik bisa lebih komparatif di level industri dan layak untuk di komersialkan di kemudian hari.

Seperti halnya pada reaksi transesterifikasi, pada reaksi interesterifikasi ini 1 mol trigliserida bereaksi dengan 3 mol metil asetat menghasilkan 3 mol *fatty acid methyl ester* (biodiesel) dan 1 mol *triacetilglyserol*. Aktivitas enzim adalah besarnya kemampuan enzim dalam mempercepat reaksi penguraian sumber karbon. Aktivitas enzim dinyatakan dalam unit per mL menit dimana 1 unit aktivitas enzim didefinisikan sebagai jumlah yang menyebabkan perubahan 1 μmol sumber karbon atau 1 μmol produk yang dihasilkan per menit, pada kondisi tertentu. Jadi satu unit aktivitas enzim lipase didefinisikan sebagai jumlah enzim yang dibutuhkan untuk menghidrolisis 1 μmol ikatan ester per menit pada kondisi pengujian tertentu.

Sifat-sifat lipase tergantung pada substrat dan asal perolehannya. Lipase yang berasal dari mikroba tertentu, mempunyai aktivitas optimum yang berbeda dengan mikroba lipolitik lainnya. Aktifitas lipase dipengaruhi oleh beberapa

faktor , antara lain : pH, suhu, dan waktu. Kestabilan lipase bergantung pada derajat keasaman (pH). Kondisi pH optimum sangat diperlukan untuk memberikan reaksi yang maksimum, pH yang jauh dari optimum akan menyebabkan inaktivasi, karena terjadi kerusakan atau denaturasi struktur protein enzim. Suhu merupakan faktor yang mempengaruhi laju reaksi enzimatik. Kenaikan suhu dalam reaksi enzimatik akan meningkatkan laju reaksi, sehingga jumlah produk yang dihasilkan meningkat. Kenaikan suhu pada batas maksimum akan menyebabkan enzim terdenaturasi. Enzim pada umumnya mempunyai aktivitas optimum pada suhu 30-40°C (biasanya optimal pada suhu tubuh 37°C) dan mulai terdenaturasi pada suhu 45°C.

2.3.1 Teknologi Proses Produksi Biodiesel Komersil

2.3.1.1 Proses BIOX

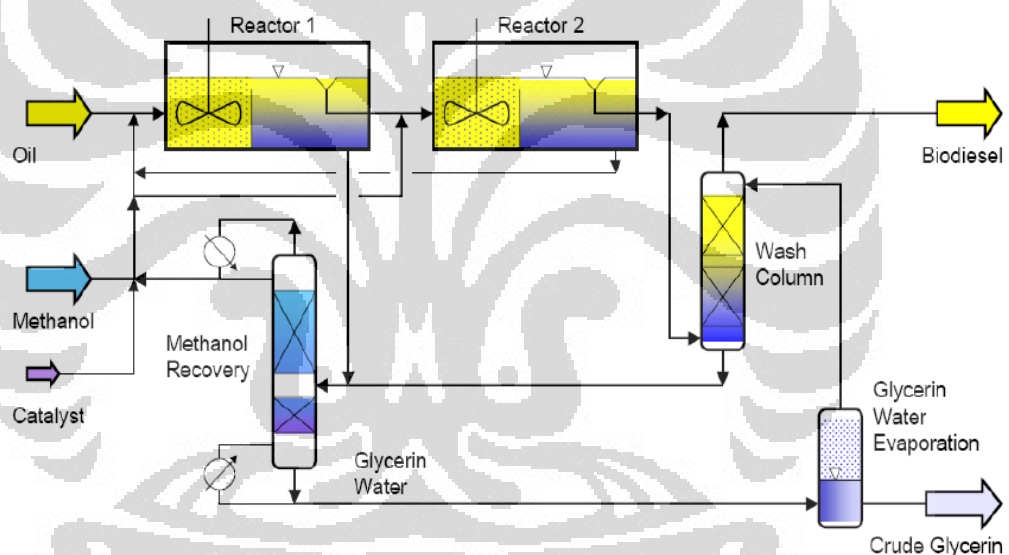
Proses BIOX adalah proses produksi biodiesel berkualitas ASTM D6751 atau EN 14214 yang dapat menggunakan umpan apapun (minyak tumbuh-tumbuhan, minyak biji-bijian, minyak hewan) dan dengan biaya produksi yang dapat bersaing dengan petrol diesel.

Proses pembuatan metil ester yang umum adalah dengan mereaksikan metanol dengan trigliserida. Pada proses ini akan terbentuk 2 fasa, yaitu fasa metanol dan fasa trigliserida, dimana reaksi hanya akan berlangsung pada fasa metanol. Reaksi ini berlangsung dengan laju reaksi yang cukup lambat pada temperatur ruang dan menghasilkan konversi yang tidak maksimal. Reaksi berlangsung lambat karena ada 2 fasa ini, sehingga laju reaksi akan dibatasi oleh peristiwa perpindahan massa. Untuk menghindari hal tersebut, digunakan ko-pelarut inert yang murah dan dapat didaur ulang (tetrahidrofur, THF dan MTBE) sehingga terbentuk suatu fasa yang kaya minyak dan reaksi berlangsung dalam satu fasa. Selain itu digunakan metanol berlebih (20:1 sampai 30:1 terhadap trigliserida) untuk meningkatkan polaritas dari campuran. Hasilnya adalah peningkatan laju reaksi yang signifikan, sehingga reaksi dapat mencapai konversi hingga 99% dalam waktu yang singkat.

2.3.1.2 Proses Lurgi

Proses Lurgi adalah proses produksi biodiesel yang juga dapat menggunakan umpan apapun. Proses Lurgi ini dilakukan secara kontinyu dengan tahap esterifikasi dan tahap transesterifikasi. Tahap transesterifikasi pada proses Lurgi ini dilakukan dengan 2 tahap dalam 2 reaktor yang terpisah. Masing-masing reaktor terdiri dari bagian berpengaduk dan bak penampungan yang berfungsi sebagai dekanter.

Minyak mentah yang mengandung kadar asam lemak bebas cukup tinggi diesterifikasi terlebih dahulu untuk mengkonversi asam lemak bebas menjadi metil ester. Setelah asam lemak dikonversi, minyak mentah ini dimasukkan ke dalam reaktor transesterifikasi yang akan mengkonversi trigliserida menjadi metil ester.



Gambar 2.8 Tahap Transesterifikasi Proses Lurgi

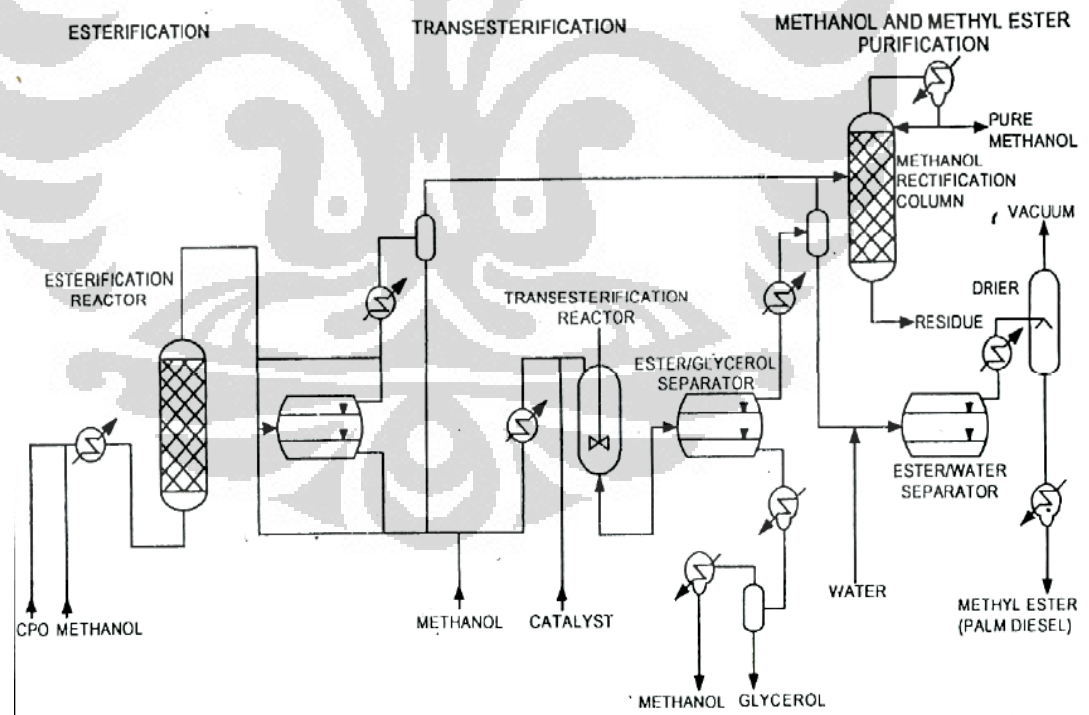
2.3.1.3 Proses MPOB (Malaysia)

MPOB (Malaysian Palm Oil Board) adalah suatu badan riset pemanfaatan kelapa sawit yang juga memiliki teknologi proses produksi biodiesel. Proses ini memproduksi metil ester melalui tahap esterifikasi dan transesterifikasi dengan menggunakan natrium hidroksida (NaOH) sebagai katalis dan metanol sebagai reaktannya sehingga dapat dikatakan sebagai reaksi metanolisis.

Pada tahap esterifikasi, minyak mentah direaksikan dengan metanol berlebih, dengan perbandingan 6:1 dengan jumlah minyak, dan katalis asam yang

berupa padatan. Reaksi dilakukan dalam *fixed bed reactor* dengan kondisi reaksi yaitu, temperatur $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 3 kg/cm^2 . Reaksi berlangsung selama ± 30 menit dengan konversi asam lemak bebas $> 95\%$. Produk tahap ini yang berupa metil ester dan gliserida yang belum direaksikan dimasukkan ke dalam reaktor transesterifikasi sedangkan air yang terbentuk dipisahkan agar tidak terjadi reaksi saponifikasi dan metanol yang tersisa di daur ulang.

Tahap transesterifikasi ini terdiri dari 2 tahap dan 2 reaktor berpengaduk yang dipasang seri. Kondisi reaksi pada reaktor pertama adalah temperatur $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 kg/cm^2 . Transesterifikasi tahap pertama ini menggunakan katalis basa dengan jumlah 0.35% berat umpan dan metanol. Konversi $> 80\%$ dicapai dalam waktu ± 30 menit. Produk samping yang berupa gliserol dipisahkan dari metil ester sebelum dimasukkan ke dalam reaktor 2. Pada reaktor ke 2 ini ditambahkan katalis 7.2% berat metanol. Tahap 2 ini bertujuan untuk menyelesaikan reaksi yaitu agar konversi trigliserida $> 98\%$. Metil ester yang terbentuk dicuci dengan air panas dan dikeringkan secara vakum.



Gambar 2.9 Proses Pembuatan Biodiesel MPBO

2.3.1.4. Perbandingan Teknologi Produksi Biodiesel

Dari hasil uraian mengenai proses produksi biodiesel rute alkohol dan non alkohol di atas, dapat diambil perbandingan mengenai beberapa kelebihan dan kekurangan dari masing-masing teknologi proses produksi biodiesel yang terlampir di tabel berikut.

Tabel 2.13 Perbandingan Kelebihan dan Kekurangan Rute Non Alkohol

Parameter	Rute Non Alkohol	Rute Alkohol
Hasil Samping	Triasetilgliserol	Gliserol yang mempunyai nilai jula yang lebih rendah dari pada triasetilgliserol
Mekanisme Reaksi	Mekanisme reaksi cukup rumit karena ada kaitannya dengan tiga reaksi trigliserida menjadi produk	Mekanisme reaksi lebih sederhana
Penggunaan Biokatalis	Biokatalis tidak mudah terdeaktivasi dan stabilitasnya selama proses reaksi cukup signifikan	Biokatalis mudah terdeaktivasi secara cepat dan stabilitasnya buruk

Tabel 2.14 Perbandingan Teknologi Produksi Biodiesel

Varia bel	Katalis Basa	Katalis Asam	Katalis Lipase	Superkritis Alkohol	Katalis Heterogen
Temperatur Reaksi ($^{\circ}\text{C}$)	60-70	55-80	30-40	239-385	180-220
Kandungan Fatty Acid	Saponifikasi	Ester	Metil ester	Ester	Tidak sensitif
Kandungan Air	Reaksi berbalik arah	Reaksi berbalik arah	Tidak ada pengaruh	-	Tidak sensitif
Yield Metil Ester	Normal	Normal	Lebih tinggi	Baik	Normal
Recovery Gliserol	Sulit	Sulit	Mudah	-	Mudah
Pemurnian Metil Ester	Pencucian berulang	Pencucian berulang	Tidak perlu	-	Mudah
Biaya Produksi Katalis	Murah	Murah	Mahal	Relatif murah	Relatif murah

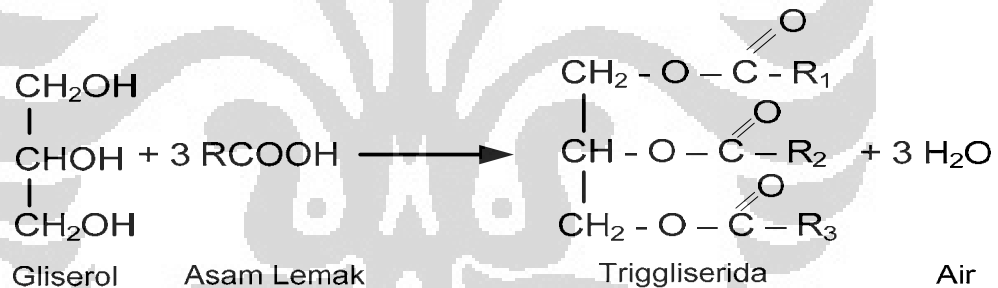
Dari hasil perbandingan di atas dapat dilihat bahwa teknologi produksi biodiesel dengan menggunakan katalis lipase mempunyai potensi yang cukup besar dimana beberapa parameter seperti suhu reaksi, pengaruh kandungan air pada bahan baku, yield metil ester yang dihasilkan dan proses pemurnian produk metil ester memperlihatkan keunggulan dibandingkan teknologi lainnya. Kelemahan pada harga katalis lipase yang mahal dapat diminimalisasi dengan nilai ekonomis produk samping berupa triasetilgliserol yang mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi dari gliserol. Cara lain untuk meminimalisasi harga katalis yang relatif mahal adalah dengan meningkatkan waktu operasi dari lipase itu sendiri sehingga *life time* dalam produksi itu meningkat.

2.3.2 Bahan Baku Sintesis Biodiesel Melalui Rute Non Alkohol

2.3.2.1 Crude Palm Oil

Biodiesel diproduksi dengan mereaksikan minyak nabati dan alkohol, beserta penggunaan katalis, jadi sebagai bahan baku utama dari sintesis ini selain minyak nabati diperlukan alkohol dan katalis. Pada reaksi sintesis biodiesel melalui rute alkohol (transesterifikasi), minyak kelapa sawit mengandung trigliserida sebagai bahan baku utama akan bereaksi dengan alkohol (metanol) sebagai pensuplai gugus alkil dan dengan bantuan katalis basa, dalam hal ini biasanya digunakan NaOH atau KOH. Sedangkan pada reaksi sintesis biodiesel melalui rute non alkohol (interesterifikasi), metil asetat menggantikan posisi metanol sebagai pensuplai gugus alkil dan sebagai katalis biasanya digunakan biokatalis (enzim).

Seperti halnya lemak dan minyak lainnya, minyak kelapa sawit terdiri atas trigliserida yang merupakan ester dari gliserol dengan tiga molekul asam lemak menurut reaksi sebagai berikut :



Gambar 2.10 Struktur Trigliserida pada Minyak Kelapa Sawit

Dalam melakukan pemilihan tanaman penghasil BBN diperlukan parameter pemilihan antara lain nilai bakar hasil minyaknya, yang parameternya dapat berupa : titik bakar, kekentalan, nilai kalori dan lainnya.

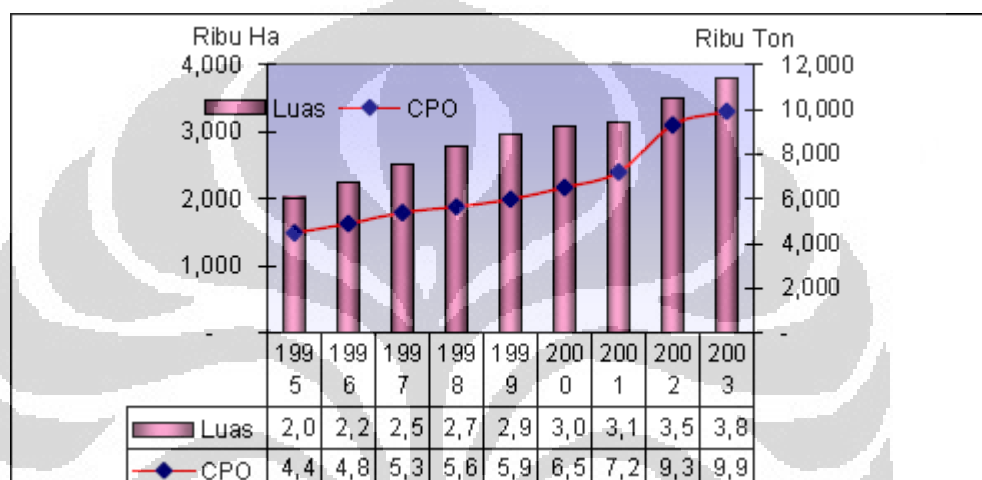
Tabel 2.15 Sifat Fisik Beberapa Minyak Nabati dan Minyak Solar

Jenis Minyak	Titik Bakar (°C)	Keke ntalan (10^{-6} m ² /s)	A ngka Iodine	Saponifi cation Value	Nilai Kalori (MJ/kg)
Jarak pagar	340	75,5	103,0	198,0	39,65
Kelapa	270-300	51,9	10,4	268,0	37,54
Kelapa sawit	314	88,6	54,2	199,1	39,54
Rapeseed	317	97,7	98,6	174,7	40,56
Bunga matahari	316	65,8	132,0	190,0	39,81
Minyak tanah	50-55	2,2	-	-	43,50
Minyak solar	55	2-8	-	-	45,00

Dari hasil perbandingan beberapa tanaman penghasil BBN seperti tampak pada tabel di atas dapat dilihat bahwa dari segi nilai kalori yang dihasilkan seharusnya tanaman penghasil BBN yang dipilih adalah antara jarak pagar, kelapa sawit atau *rapeseed*. Akan tetapi dari nilai kekentalan maka bahan baku *rapeseed* kurang memadai untuk penggunaan sebagai bahan bakar mesin diesel tanpa adanya modifikasi. Oleh karena itu sumber bahan baku trigliserida yang tersisa adalah tanaman jarak pagar dan kelapa sawit.

Parameter lain yang sangat penting dalam penentuan bahan baku produksi biodiesel adalah ketersediaan pasokan selama periode produksi. Saat ini Indonesia merupakan produsen minyak sawit pada posisi 2 besar dengan negara Malaysia. Sejak dikembangkannya tanaman kelapa sawit di Indonesia pada tahun 60-an, luas areal perkebunan kelapa sawit mengalami perkembangan yang sangat pesat. Bila pada 1967 Indonesia hanya memiliki areal perkebunan kelapa sawit seluas

105.808 hektar, pada 1997 telah membengkak menjadi 2,5 juta hektar. Pertumbuhan yang pesat terjadi pada kurun waktu 1990-1997, dimana terjadi penambahan luas areal tanam rata-rata 200.000 hektar setiap tahunnya, yang sebagian besar terjadi pada perkebunan swasta. Pertumbuhan luas areal yang pesat kembali terjadi pada lima tahun terakhir, yakni periode 1999-2003, dari 2,96 juta hektar menjadi 3,8 juta hektar pada 2003, yang berarti terjadi penambahan luas areal tanam rata-rata lebih dari 200 ribu hektar setiap tahunnya

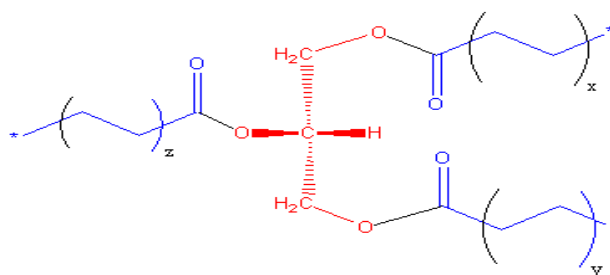


Gambar 2.11 Perkembangan Luas Areal dan Produksi Minyak Sawit

Dari hasil analisa sifat fisik biodiesel dan ketersediaan bahan baku di Indonesia maka tanaman penghasil trigliserida sebagai bahan baku biodiesel pada penelitian ini adalah minyak kelapa sawit. Secara teknologi proses daging sawit dapat diolah menjadi CPO (*crude palm oil*), sedangkan buah sawit diolah menjadi PK (*kernel palm*). Melalui proses fraksinasi CPO akan dihasilkan 2 (dua) macam produk, yaitu *stearin* (fraksi padat), dan *olein* (fraksi cair). Selanjutnya dengan proses *Refining, bleaching & deodorizing* dihasilkan produk murni *RDB Olein* dan *RDB Stearin*. *RDB Olein* merupakan bahan baku utama dalam industri oleokimia dan pembuatan minyak goreng, sedangkan *RDB Stearin* terutama digunakan untuk margarin dan *shortening*, disamping untuk bahan baku industri sabun dan deterjen.

Minyak sawit tersusun sebagian besar atas trigliserida yang mengikat asam lemak dengan jumlah rantai karbon yang bervariasi, mulai dari 4 hingga 35.

Asam-asam lemak tersebut ada yang memiliki ikatan jenuh dan ikatan yang tidak jenuh.



Gambar 2.12 Struktur Kimia Trigliserida

Senyawa trigliserida pada minyak sawit mengandung hidrokarbon, seperti halnya minyak bumi. Sehingga apabila dianalogikan dengan proses pengilangan minyak bumi, maka minyak sawit dapat pula menghasilkan produk-produk turunan yang dapat dihasilkan dari pengolahan minyak bumi, diantaranya adalah solar (diesel), *gasoline*, *kerosine*, dan termasuk pelumas.

Kelapa sawit merupakan tumbuhan monokotil (*monocotyledon*) yang termasuk spesies *Elaeis*, yang merupakan tumbuhan sepanjang tahun menghasilkan minyak paling tinggi. *E. guineensis* dan *E. olifera* adalah dua spesies dari kelompok *Elaeis*. Minyak kelapa sawit dibagi menjadi dua yaitu minyak kelapa sawit mentah dan minyak inti kelapa sawit. Minyak kelapa sawit mentah (*Crude Palm Oil*) dihasilkan dari daging buah (*mesocarp*) dan merupakan bahan dasar utama pembuatan minyak goreng. Minyak kelapa sawit mentah diperoleh dari mengekstraksi daging buah kelapa sawit. Di dalam proses ekstraksi, buah kelapa sawit dapat menghasilkan 59% *palm oil* dan 4% *palm kernel oil*. Minyak inti kelapa sawit (*Palm Kernel Oil*) dihasilkan dari inti buah kelapa sawit dengan proses ekstraksi, seperti pada ekstraksi kelapa sawit *E. guineensis* yang dapat menghasilkan 48-52% minyak inti kelapa sawit.

Warna minyak kelapa sawit kemerah-merahan karena banyak mengandung betakaroten. Minyak kelapa sawit banyak digunakan sebagai minyak goreng, mentega dan sebagai salah satu komponen dari makanan yang sudah diproses. Memanaskan minyak kelapa sawit selama beberapa menit akan mematikan karotenoid menyebabkan minyak menjadi berwarna putih

Tabel 2.16 Kandungan Asam Lemak yang Terikat pada Trigliserida Minyak Sawit

Asam Lemak	Struktur
Asam Laurat (12:0)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{10}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Palmitat (16:0)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{14}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Stearat (18:0)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_{16}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Oleat (18:1)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Linoleat (18:2)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_4(\text{CH}=\text{CH}\text{CH}_2)_2(\text{CH}_2)_6\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Linolenat (18:3)	$\text{CH}_3\text{CH}_2(\text{CH}=\text{CH}\text{CH}_2)_2(\text{CH}_2)_6\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Eruseat (22:1)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_7\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_{11}\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$
Asam Risinoleat (19:2)	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_5\overset{\text{OH}}{\parallel}\text{CH}\text{CH}_2\text{CH}=\text{CH}=\text{CH}(\text{CH}_2)_7\overset{\text{O}}{\parallel}\text{COH}$

Sebelum dilakukan reaksi sintesis biodiesel CPO ini harus diberi perlakuan awal berupa penetralan dan pengurangan kadar air atau pengeringan. Karena menurut Cvengro, dkk bilangan asam dari minyak tidak boleh lebih dari 2 mg KOH/g sampel dan kadar air tidak boleh lebih dari 0,1% berat. Selain itu menurut Wright, dkk bahan baku yang akan digunakan harus memiliki kandungan asam lemak bebasnya kurang dari 0,5% berat dan oleh karena itu CPO yang akan digunakan dalam produksi biodiesel harus *ditreatment* terlebih dahulu untuk mengurangi kadar air dan kandungan asam lemak bebasnya. Dan jika tidak dilakukan *treatment* terlebih dahulu terhadap CPO maka metil ester yang dihasilkan memiliki performa yang kurang baik. Penetralan sebagai upaya menurunkan kandungan asam lemak bebas dilakukan dengan melarutkan Na_2CO_3

jenuh. Dan setelah itu CPO dikurangi kadar airnya, hal ini sangat penting dilakukan karena dengan adanya air minyak dapat terhidrolisis menjadi gliserol.

2.3.2.2. Metil Asetat

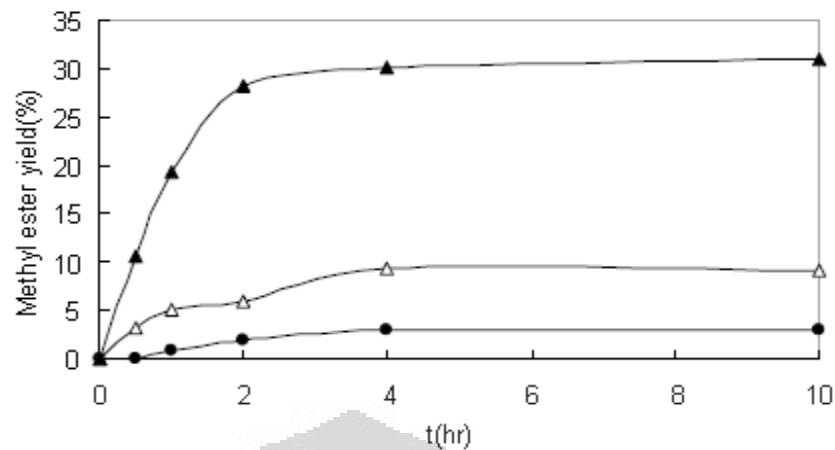
Metil Asetat merupakan senyawa organik (ester) yang pada keadaan normal berupa cairan tidak berwarna, berbau khas, larut dalam alkohol, kloroform dan eter, dan larut terbatas dalam air. Dalam industri kimia, metil asetat banyak digunakan sebagai pelarut organik atau solvent, selain itu metil asetat juga banyak digunakan pada industri kosmetik, farmasi dan paint remover.

Metil asetat sebagai pelarut cukup disukai karena memiliki titik didih yang rendah, pada keadaan normal yaitu 57°C dan tidak berbahaya. Reaksi pembentukan metil asetat dari metanol dan asam asetat merupakan reaksi esterifikasi.

Tabel 2.17 Spesifikasi Metil Asetat

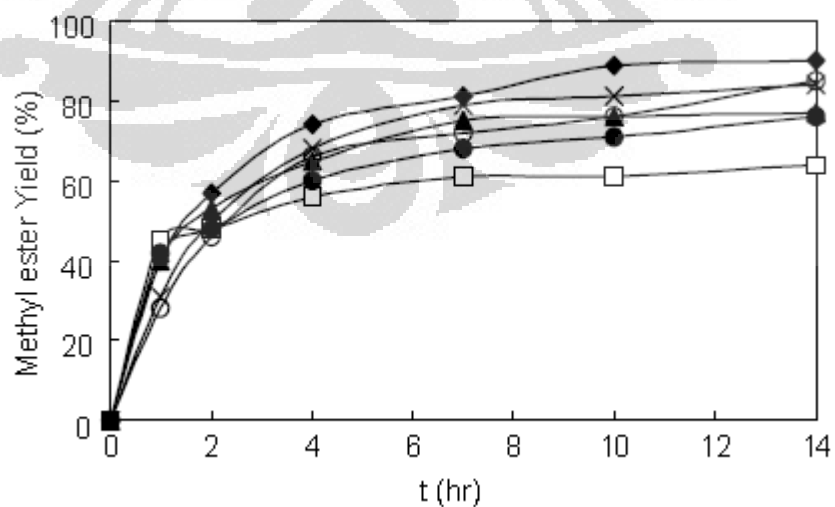
Rumus molekul	$C_3H_6O_2$
Barat Molekul	74,08
Titik didih (stp)	0,924
Kenampakan	cairan bening (25°C, 1 atm)
Reactivity	Flamable
Kemurnian	95% berat (min)

Pada reaksi interesterifikasi ini metil asetat berfungsi sebagai pensuplai gugus alkil (metil) menggantikan metanol, karena metanol dapat menyebabkan enzim lipase sebagai katalis mudah terdegradasi. Pada penelitian mengenai reaksi alkoholisis trigliserida dengan katalis enzim, didapatkan kesimpulan bahwa jika jumlah metanol terlalu banyak akan menyebabkan deaktivasi dari lipase. Seperti halnya pada reaksi metanolisis minyak tumbuhan dengan katalis Novozym 435, lipase mengalami deaktivasi yang serius pada penambahan 1 molar ekuivalen metanol pada media reaksi. Hal ini dimungkinkan terjadinya kontak antara lipase dengan metanol yang tak terlarut.



Gambar 2.13 Efek Alkohol Rantai Pendek pada Reaksi Transesterifikasi Minyak *Soybean*

Untuk mengatasi deaktivasi katalis maka dipilihlah metil asetat sebagai pengganti suplai alkil pada proses produksi biodiesel. Dimana *yield* metil ester yang diperoleh paling tinggi sebesar 92% pada rasio molar metil asetat dibandingkan dengan minyak adalah 12 : 1. Metil asetat pada beberapa penelitian juga menunjukkan tidak memberikan efek yang buruk terhadap aktivitas enzim yang ditunjukkan dengan hasil *yield* metil ester selama reaksi 100 jam dan tidak didapatkannya perbedaan laju reaksi antara lipase sebelum *pretreatment* dengan sesudah *pretreatment* dengan metil asetat. Akan tetapi metil asetat yang berlebih (rasio melebihi 16 : 1) menyebabkan terjadinya pelarutan minyak sehingga akan menurunkan *yield* dari metil ester yang dihasilkan.



Gambar 2.14 Efek dari Rasio Metil Asetat Terhadap Minyak (kondisi reaksi 40°C, 150 rpm, 30% w/w Novozym 435)

2.3.2.3. Enzim Lipase (*Candida rugosa* Lipase)

Karena bahan baku utama pembuatan biodiesel ini adalah trigliserida, maka enzim yang digunakan adalah enzim lipase. Lipase adalah enzim yang dapat memecah lemak. Nama lain dari lipase adalah asilgliserol hidrolase, triasilgliserol hidrolase atau gliserol ester hidrolase. Lipase mengkatalisis lemak atau minyak nabati menjadi diasil gliserol, monoasilgliserol, asam lemak bebas, dan gliserol. Enzim lipase yang umumnya digunakan dalam industri diperoleh dari enzim ekstraseluler yang disekresikan oleh mikroorganisme kedalam medium pertumbuhannya untuk mencerna lemak atau minyak, hal ini dikarenakan enzim ekstraseluler lebih mudah di isolasi dibandingkan dengan enzim intraseluler.

Berikut ini adalah jenis-jenis mikroba penghasil lipase yang sudah di temukan hingga saat ini .

Tabel 2.18 Mikroorganisme Penghasil Lipase (Pandey, et. Al. 1998)

<i>Achromobacter</i> sp.	<i>Enterococcus faecalis</i>	<i>Protaminobacter albobalus</i>
<i>Acinetobacter</i> sp.	<i>Flavobacterium ferruginem</i>	<i>Pseudomonas</i> sp.
<i>A. calcoacetitus</i>	<i>Geotrichumcandidum</i>	<i>P. aeruginosa</i>
<i>Alcaligenes</i> sp.	<i>Glomus versiforme</i>	<i>P. cepacia</i>
<i>A. denitrificans</i>	<i>Hansenula anomala</i>	<i>P. fluorescens</i>
<i>Arthrobacter</i> sp.	<i>Humicola lanuginosa</i>	<i>P. fragi</i>
<i>Aspergillus</i> sp.	<i>Microthrix parvicella</i>	<i>P. pseudoalcaligenes</i>
<i>A. niger</i>	<i>Mycobacterium chelonae</i>	<i>Rhizopilus</i> sp.
<i>A. oryzae</i>	<i>Mocor javanicus</i>	<i>R. arrhizus</i>
<i>Bacillus laterosporus</i>	<i>M. miehei</i>	<i>Rhizomucor miehei</i>
<i>B. sphericus</i>	<i>Neurospora sitophila</i>	<i>R. delemer</i>
<i>B. thermocatenalatus</i>	<i>Nocardia amarae</i>	<i>R. javanicus</i>
<i>B. thiaminolyticus</i>	<i>Penicillium camembertii</i>	<i>R. oligospora</i>
<i>Candida</i> sp.	<i>P. candidum</i>	<i>R. nigricans</i>
<i>C. antarctica</i>	<i>P. citrinum</i>	<i>R. oryzae</i>
<i>C. cylinracea</i>	<i>P. cyclopium</i>	<i>Rhodococcus rubra</i>

<i>C. lipolytica</i>	<i>P. expansum</i>	<i>S. warneri</i>
<i>C. rugosa</i>	<i>P. roquefortii</i>	<i>S.xylosum</i>
<i>C. viscosum</i>	<i>P. simplicissium</i>	<i>Streptomyces</i> sp.
<i>Chromobacterium</i> sp.	<i>P. solitum</i>	<i>Ustilago maydis</i>
<i>Coelomyceles</i>	<i>P. urticae</i>	<i>Yarrowia lipolyi</i>

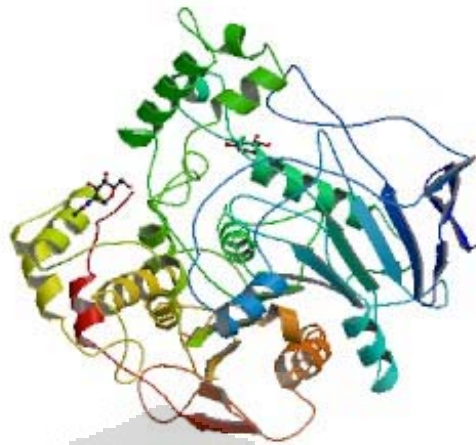
Multi-faced lipase mikrobial (*glycerol ester hydrolases*; EC 3.1.1.3) memiliki peran dalam bioteknologi modern. Lipase tidak tergantikan dalam reaksi biokonversi gliserolisis lemak atau lipid (triasilgliserol) dalam suatu organisme atau antar organisme.

Lipase yang diisolasi dari mikroba berdasarkan cara kerjanya dapat digolongkan menjadi tiga kelompok, yaitu :

1. Lipase yang menghidrolisis triasilgliserol (TAG) secara acak terhadap posisi asam lemak pada triasilgliserol menjadi asam lemak. Kelompok mikroba tersebut antara lain *Candida* sp. Dan *Pseudomonas* sp. Enzim dapat menghidrolisis ikatan ester secara sempurna, menghasilkan asam lemak bebas dan gliserol.
2. Lipase yang menghidrolisis spesifik pada posisi 1 dan 3 dari triasilgliserol. Contoh mikroba penghasil tersebut adalah *A. Niger* dan *M. Miehei*. Produk yang dihasilkan berupa asam lemak bebas, 1,2-diasilgliserol, dan 2-monoasilgliserol.
3. Lipase yang menghidrolisis secara spesifik asam lemak tertentu dari triasilgliserol. Contoh mikroba penghasil lipase tersebut adalah *G. Candidum* yang mempunyai spesifisitas terhadap asam lemak rantai panjang.

Candida sp. merupakan organisme yang tergabung di dalam kingdom fungi. Kelas taksonomi lengkapnya sebagai berikut.

Kingdom : Fungi
Phylum : Ascomycota
Subphylum : Ascomycotina
Class : Ascomycetes
Order : Saccharomycetales
Family : Saccharomycetaceae
Genus : *Candida*
Species : *Candida rugosa*



Gambar 2.15 *Candida rugosa*

Candida sp. merupakan fungi yang hampir tersebar di seluruh dunia. Biasanya hidup berkoloni pada kulit manusia, pada daun, bunga, air, tanah, dan membran mukosa. Genus *Candida* terdiri dari 154 spesies yang sudah diketahui. Sebagian besar dari mereka umumnya bersifat patogen dan dapat menginfeksi manusia. Beberapa yang paling berbahaya adalah *Candida albicans*, *Candida tropicalis*, *Candida glabrata*, *Candida parapsilosis*, *Candida krusei*, dan *Candida lusitaniae*. Infeksi yang disebabkan *Candida* adalah *Candidiasis*.

Namun ada juga beberapa spesies yang tidak patogen. Salah satunya adalah *Candida rugosa*. Telah dilaporkan oleh *Food Standards Australia New Zealand* (FSANZ) pada 5 Oktober 2005 bahwa *Candida rugosa* adalah organisme non-patogen. Lipase yang dihasilkan dari organisme ini merupakan lipase yang dapat menyerang ketiga gugus lemak pada rantai trigliserida.

Koloni *Candida* sp. berupa krim yang berwarna kekuningan, tumbuh dengan cepat dan matang dalam tiga hari. *Candida* sp. termasuk dalam golongan *yeast* atau ragi. Ragi merupakan kelompok fungi yang penting. Fungi, sama seperti bakteri, tersebar banyak di alam, meskipun mereka biasanya hidup di tanah dan pada daerah yang relatif lembab dibanding tempat hidup bakteri. Fungi tidak dapat mengambil energi dari sinar matahari. Walaupun kebanyakan fungi memiliki morfologi yang relatif kompleks, ragi dapat dibedakan karena merupakan mikroorganisme bersel satu, dan berukuran panjang dari 5 sampai 30 μm dengan lebar 1 hingga 5 μm .

Candida rugosa lipase biasanya digunakan secara luas untuk reaksi katalitik yang mana termasuk hidrolisis non spesifik dan stereospesifik, kebalikan dari hidrolisis melalui esterifikasi. Sejauh ini, tidak ada lipase yang tersedia yang spesifikasinya (substrat, posisi, asam lemak, dan *stereopreference*) yang dapat dihubungkan dengan *Candida rugosa* lipase.

Pemurnian dan karakterisasi dari berbagai macam lipase yang berasal dari yeast (*Candida rugosa*, *Candida antarctica*) dapat menjadi lebih kompleks di dalam biologi molekuler. *Candida rugosa* lipase dan *G. Candidum* telah dilakukan studi secara bersamaan sejak kedua jenis lipase tersebut menunjukkan persamaan-persamaan dalam berbagai aspek. Kedua lipase tersebut mempunyai perbedaan dalam *lipase encoding genes* (lipase pseudogene family), yang mana dapat dihitung untuk membedakan rangkaian urutan asam amino dan kemungkinan untuk sifat-sifat enzimatik dan biokimia.

2.3.3 Produk dari sintesis biodiesel rute non alkohol.

2.3.3.1 Biodiesel (*Fatty acid methyl ester*)

Biodiesel atau *fatty acid methyl esters* (FAME) dapat dipergunakan dengan mudah karena dapat bercampur dengan segala komposisi dengan minyak solar sebab memiliki sifat-sifat fisik yang mirip dengan solar biasa sehingga dapat diaplikasikan langsung untuk mesin-mesin diesel tanpa perlu modifikasi yang signifikan terhadap mesin tersebut. Sifat aliran dan pembakaran biodiesel serupa dengan diesel berbasis petroleum (solar), jadi dapat digunakan sebagai pengganti solar ataupun lebih sering dalam campuran bahan bakar. Sebagai perbandingan, biodiesel murni (B100) menghasilkan energi sekitar 90% seperti yang dihasilkan solar, sehingga untuk kerja mesin yang diharapkan pun hampir sama dalam hal torsi mesin dan daya kuda. Selain itu, hanya dengan mempergunakan campuran 20 persen dari biodiesel dan minyak bumi sudah dapat digunakan untuk hampir semua mesin diesel.

Suatu teknik pembuatan biodiesel hanya akan berguna apabila produk yang dihasilkannya sesuai dengan spesifikasi (syarat mutu) yang telah ditetapkan dan berlaku di daerah pemasaran biodiesel tersebut. Persyaratan mutu biodiesel di Indonesia sudah dibakukan dalam SNI-04-7 182-2006, yang telah

disahkan dan diterbitkan oleh Badan Standarisasi Nasional (BSN) tanggal 22 Februari 2006 (Soerawidjaja,2006). Tabel 2.4 menyajikan persyaratan kualitas biodiesel yang diinginkan.

Tabel 2.19 Persyaratan Kualitas Biodiesel Menurut SNI-04-7 182-2006

Parameter dan satuannya	Batas nilai	Metode uji	Metode setara
Massa jenis pada 40 °C. kg/m ³	850 – 890	ASTM D 1298	ISO 3675
Viskositas kinematik pada 40 °C. mm ² /s	2.3 – 6.0	ASTM D 445	ISO 3104
Angka setana	min. 51	ASTM D 613	ISO 5165
Titik nvala (mangkok tertutup). °C	min. 100	ASTM D 93	ISO 2710
Titik kabut. °C	maks. 18	ASTM D 2500	-
Korosi bilah tembaga (3 jam, 50 °C)	maks. no. 3	ASTM D 130	ISO 2160
Residu karbon, %-berat, - dalam contoh asli - dalam 10 % ampas distilasi	Maks. 0,05 (maks 0,03)	ASTM D 4530	ISO 10370
Air dan sedimen. %-vol.	maks. 0.05	ASTM D 2709	-
Temperatur distilasi 90 %. °C	maks. 360	ASTM D 1160	-
Abu tersulfatkan. %-berat	maks. 0.02	ASTM D 874	ISO 3987
Belerang. ppm-b (mg/kg)	maks. 100	ASTM D 5453	prEN ISO 20884
Fosfor. ppm-b (mg/kg)	maks. 10	AOCS Ca 12-	FBI-A05-03
Angka asam. mg-KOH/g	maks. 0.8	AOCS Cd 3-63	FBI-A01-03
Gliserol bebas. %-berat	maks. 0.02	AOCS Ca 14-	FBI-A02-03
Gliserol total. %-berat	maks. 0.24	AOCS Ca 14-	FBI-A02-03
Kadar ester alkil. %-berat	min. 96.5		FBI-A03-03
Angka iodium. g-I ₂ /(1 00 g)	maks. 115	AOCS Cd 1-25	FBI-A04-03
Uji Halphen	Negative	AOCS Cb 1-25	FBI-A06-03

Parameter yang menunjukkan keberhasilan pembuatan biodiesel dapat dilihat dari kandungan gliserol total dan gliserol bebas (maksimal 0,24%-b dan 0,02%-b) serta angka asam (maksimal 0,8) dari biodiesel hasil produksi. Terpenuhinya semua persyaratan SNI-04-7 182-2006 oleh suatu biodiesel menunjukkan bahwa biodiesel tersebut tidak hanya telah dibuat dari bahan mentah yang baik, melainkan juga dengan tata cara pemrosesan serta pengolahan yang baik pula.

Karakteristik dari biodiesel yang sudah banyak diproduksi di beberapa negara hampir mirip dengan bahan bakar solar, bahkan pada nilai parameter tertentu nilainya melebihi dari batasan bahan bakar solar. Data karakteristik dan perbandingan antara biodiesel dengan bahan bakar solar dapat dilihat pada tabel 2.9 dan 2.10.

Tabel 2.20 Karakteristik Biodiesel

Gravitasi spesifik (gr/mL)	0,87 – 0,89
Viskositas kinematik (mm ² /s) @ 40°C	3,7 – 5,8
Angka setana	46 – 70
Nilai pemanasan tertinggi (btu/lb)	16928 – 17996
Sulfur, wt%	0,0 – 0,0024
Titik asap (<i>Cloud point</i>) °C	-11 – 16
Titik tuang (<i>Pour point</i>) °C	-15 – 13
Angka iodine	60 – 135
Nilai pemanasan terendah (Btu/lb)	15700 – 16735

Tabel 2.21 Perbandingan Karakteristik Biodiesel dengan Solar

Parameter	Satuan	BBM Solar	Biodiesel
Densitas	kg/m ³	820 - 870 (15°C)	850 – 890 (40°C)
Viskositas kinematika (40 °C)	Mm ² /s (cSt)	1.6 - 5,8	2,3 – 6,0
Angka setana	°C	min. 45	min. 51
Titik nyala	°C	min. 60	min. 100
Titik embun	°C		maks. 18
Titik tuang	Rating	maks. 18	
Korosi garis tembaga	(3 jam pada 50°C)	maks. no 1	maks. no 3
Kandungan debu (debu sulfat)	% (m/m)	maks.0,01	maks.0,02
Kandungan sulfur	ppm-m (mg/kg)	maks.. 5000	maks. 100
Kandungan fosfor	ppm-m (mg/kg)	-	maks. 10
Tingkat keasamaan	mg-KOH/g	maks.0,6	maks.0,8
Gliserol bebas	% (m/m)	-	maks. 0,02
Gliserol total	% (m/m)	-	maks. 0,24
Kandungan ester	% (m/m)	-	min. 96,5
Angka yodium	% (m/m) (g-I ₂ /100g)	-	maks. 115
Tes halphen		-	Negatif

2.3.3.2 Triasetilgliserol (Triasetin)

Produk sampingan ini (triasetilgliserol) memiliki nilai ekonomi yang lebih tinggi dari pada produk sampingan dari reaksi sintesis biodiesel rute alkohol (transesterifikasi) yaitu gliserol. Triasetil gliserol juga dikenal dengan nama

triacetin. Triacetin adalah senyawa kimia buatan, biasanya digunakan sebagai bahan tambahan makanan, misalnya sebagai pelarut dalam *flavourings*, dan untuk fungsi *humectant*. Triacetin juga merupakan komponen minuman keras dan sebagai eksipien dalam produk farmasi di mana ia digunakan sebagai *humectant*, sebuah *plasticizer*, dan sebagai pelarut.

Triacetin juga dapat digunakan sebagai bahan bakar aditif sebagai agen antiknock mesin dan untuk meningkatkan titik beku dan viskositas pada biodiesel. Dalam laporan tahun 1994 yang dirilis oleh lima besar perusahaan rokok, triacetin terdaftar sebagai salah satu dari 599 aditif rokok. Triacetin digunakan pada filter sebagai sebuah *plastisizer*.

Tabel 2.22 Sifat Fisika-kimia dari Triasetilgliserol (Triacetin)

Rumus Molekul	$C_9H_{14}O_6$
Berat Molekul	218.21 g/mol
Densitas	1.1562 g/cm ³
Titik beku	-78 °C
Titik Didih	258-260 °C

2.4 Teori Perancangan Pabrik

Dalam merancang suatu pabrik perlu dilakukan beberapa tahap analisa dan perencanaan agar pembangunan pabrik tersebut dapat terealisasi dengan baik dan tepat waktu. Tahap-tahap perancangan tersebut antara lain:

2.4.1 Analisis Kelayakan (*Feasibility Study*)

Analisis kelayakan atau disebut juga *feasibility study* adalah kegiatan untuk menilai sejauh mana manfaat yang dapat diperoleh dalam melaksanakan suatu kegiatan usaha. Hasil analisis ini digunakan sebagai bahan pertimbangan dalam mengambil keputusan, apakah menerima atau menolak dari suatu gagasan usaha. Pengertian layak dalam penelitian ini adalah kemungkinan dari gagasan suatu usaha yang akan dilaksanakan dapat memberikan manfaat dalam arti finansial maupun sosial *benefit*. Dengan adanya analisis kelayakan ini diharapkan resiko kegagalan dalam memasarkan produk dapat dihindari.

2.4.1.1 Tujuan Analisis Kelayakan

Tujuan analisis kelayakan antara lain sebagai berikut :

- Mengetahui tingkat keuntungan terhadap alternatif investasi.
- Mengadakan penilaian terhadap alternatif investasi.
- Menentukan prioritas investasi, sehingga dapat dihindari investasi yang hanya memboroskan sumber daya.

2.4.1.2 Tahap-tahap Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan usaha mencakup beberapa aspek antara lain: aspek pasar, aspek teknis dan operasional, aspek finansial dan aspek lingkungan serta aspek legal. Analisis kelayakan usaha yang disusun merupakan pedoman kerja, baik dalam penanaman investasi, pengeluaran biaya, cara produksi, cara melakukan pemasaran dan cara memperlakukan lingkungan organisasi. Dalam kenyataannya tidak semua aspek harus diteliti, hanya aspek yang benar-benar dibutuhkan saja yang perlu dianalisis untuk dibahas lebih lanjut.

2.4.2 *Front-End Engineering Design (FEED)*

Front-End Loading (FEL), juga disebut sebagai Pra-Perencanaan Proyek (PPP) atau *Front-End Engineering Design (FEED)*, adalah proses untuk pengembangan konseptual proyek industri pengolahan. Contoh industri pengolahan petrokimia, penyulingan, farmasi.

FEED adalah fase penting dalam pengembangan proyek-proyek rekayasa. konsep dan filosofi yang didefinisikan dalam tahap konseptual sebelumnya dikembangkan ke tingkat definisi anggaran proyek yang memungkinkan untuk dinilai secara akurat dan jadwal pelaksanaan harus ditetapkan. Semua persyaratan untuk fase-fase berikutnya dari proyek umumnya didefinisikan pada tahap ini dan paket FEED dapat digunakan sebagai dasar untuk mendapatkan tender kompetitif dari kontraktor EPC.

Front-End Loading, mengacu kuat termasuk pada perencanaan dan desain awal dalam siklus hidup proyek (yaitu, "*Front End*" dari suatu proyek), pada saat kemampuan untuk mempengaruhi perubahan dalam desain adalah relatif tinggi dan biaya untuk membuat perubahan-perubahan relatif rendah. Ini biasanya berlaku untuk industri dengan modal yang sangat intensif, proyek daur panjang (yaitu, ratusan juta atau miliaran dolar selama beberapa tahun sebelum pendapatan

yang dihasilkan). Meskipun sering menambahkan sedikit waktu dan biaya untuk bagian awal dari suatu proyek, biaya ini kecil dibandingkan dengan alternatif tentang biaya dan usaha yang diperlukan untuk membuat perubahan pada tahap berikutnya dalam proyek.

Industri umum biasanya membagi aktivitas FEED menjadi tiga tahap: FEED-1, FEED-2, dan FEED-3. Untuk setiap tahap, khas kiriman tercantum di bawah ini.

Tabel 2.23 Tahapan Aktivitas FEED dalam Industri

FEED-1	FEED-2	FEED-3
<ul style="list-style-type: none"> • <i>Material Balance</i> • <i>Energy Balance</i> • <i>Project Charter</i> 	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Preliminary Equipment Design</i> • <i>Preliminary Layout</i> • <i>Preliminary Schedule</i> • <i>Preliminary Estimate</i> 	<ul style="list-style-type: none"> • Pembelian Peralatan Siap Mayor Spesifikasi • Perkiraan Definitif • Rencana Pelaksanaan Proyek • Awal Model 3D • Electrical Equipment List • Jalur List • Instrumen Index

2.4.3 Detail Engineering Design (DED)

Ketika dilakukan perencanaan pembuatan, pembenahan atau ekspansi pabrik, biasanya diperlukan banyak informasi guna melakukan analisa, perencanaan, mendetailkan gagasan hingga merencanakan cash flow pendanaan agar gagasan yang dibuat dapat mencapai sasaran yang diharapkan, mulai dari tahap melakukan analisis kelayakan usaha, membuat konsep detail, membuat desain engineering yang diperlukan hingga akhirnya usaha tersebut dapat dimulai. Dengan ini, desain konseptual dapat dirumuskan untuk menentukan desain pabrik yang akan dibuat, untuk kemudian diformulasikan kebutuhan sistem secara lebih detail hingga fase konstruksi.

2.4.4 Engineering, Procurement, Construction (EPC)

EPC ialah singkatan dari *Engineering, Procurement, Construction*. Terkadang ditambahkan Installation sehingga singkatannya menjadi EPCI (EPC biasanya berkecimpung di *offshore/platform*). Terkadang juga ditambahkan C (menjadi EPCC) jika perusahaannya menggeluti bagian *Commissioning* (test unjuk kerja).

Dari singkatannya sudah jelas bahwa tugas dari EPC adalah untuk melakukan rekayasa (*engineering*) dari suatu *plant*, melakukan pembelian (procurement) barang-barang dan *equipment* yang terkait dan kemudian mendirikan/membangun (*construction*) *plant* tersebut. EPC terkadang disebut sebagai ‘integrator’ karena EPC lah yang menjembatani dan mengkoordinasikan seluruh bagian yang terkait dalam pembangunan suatu *plant*; mulai dari *licensor* (yang memiliki lisensi), *vendor* (yang menjual barang), *shipper* (yang mengirim barang), bahkan sampai *operator* (yang mengoperasikan *plant*).

Dalam prakteknya, suatu perusahaan EPC tidak harus melakukan E-P-C nya sekaligus, bisa saja hanya salah satu atau keduanya. Jadi sangat normal jika ada EPC yang hanya mengambil E-nya saja (bertindak sebagai konsultan engineering saja), E dan P atau malah C (hanya memasang saja).

2.5 Teori Ekonomi

Aspek finansial sangat memegang peranan penting dalam melakukan studi kelayakan pendirian suatu usaha, perlu dilakukan pengkajian lebih mengenai aspek-aspek pendapatan dan biaya yang diperlukan dalam pengimplementasiannya. Untuk mengambil suatu keputusan dalam memilih suatu investasi diperlukan perhitungan dan analisis yang tepat untuk menilai dan menentukan investasi yang menguntungkan ditinjau dari segi ekonomis. Ada beberapa metode yang biasa dipertimbangkan dalam penilaian suatu investasi.

2.5.1 Net Present Value (NPV)

Net Present Value atau *net present worth* adalah selisih antara aliran kas masuk dan aliran kas keluar pada saat ini (*present*). Jika aliran kas tidak sama tiap tahunnya, maka NVP dihitung sebagai jumlah dari aliran kas terdiskonto

(*discounted cash flow*) tiap tahunnya. Suatu proyek dinyatakan layak jika NPV-nya positif ($NPV > 0$).

2.5.2 Internal Rate of Return (IRR)

IRR adalah tingkat diskonto (*discount rate*) yang akan menyebabkan NPV suatu proyek menjadi sama dengan nol. Nilai IRR suatu proyek yang layak secara ekonomi selalu lebih tinggi dari pada biaya modal atau tingkat diskonto yang digunakan.

2.5.3 Pay Back Period (PBP)

PBP adalah parameter kelayakan seberapa cepat proyek akan mampu membayar bagi dirinya sendiri, atau mengembalikan investasi awal, atau bisa juga disebut keadaan dimana modal awal sudah kembali. Pada perhitungan, dihitung waktu sampai arus kas kumulatif sama dengan besarnya investasi awal tanpa modal kerja (asumsi modal kerja dikembalikan pada akhir umur proyek dan tidak ada nilai sisa).

Suatu proyek dikatakan layak jika menunjukkan nilai kas positif dan memiliki jangka waktu pengembalian modal yang pendek.

2.5.4 Benefit Cost (B/C) Ratio

Benefit cost ratio adalah perbandingan total nilai penerimaan saat ini dibagi dengan nilai pengeluaran saat ini.

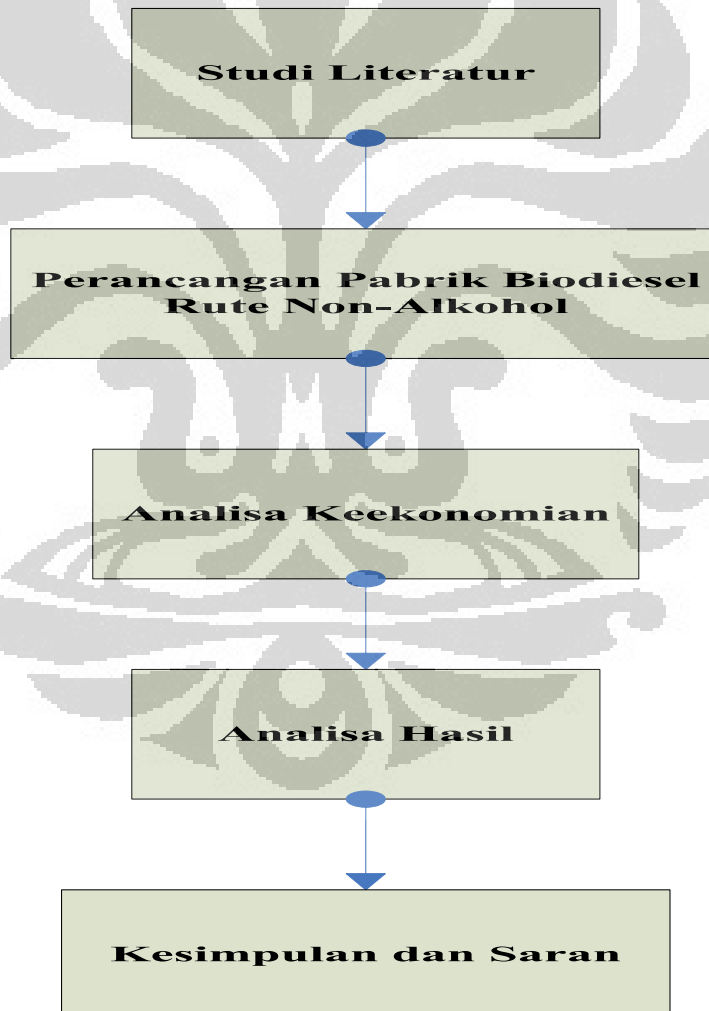
2.5.5 Break Event Point (BEP) & Shut Down Point (SDP)

BEP adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum, dan berapa harga dan unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatkan keuntungan. Sedangkan SDP adalah titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Disebabkan oleh *variable cost* yang tinggi atau karena tidak ekonomisnya suatu pabrik.

BAB 3

METODE PENELITIAN

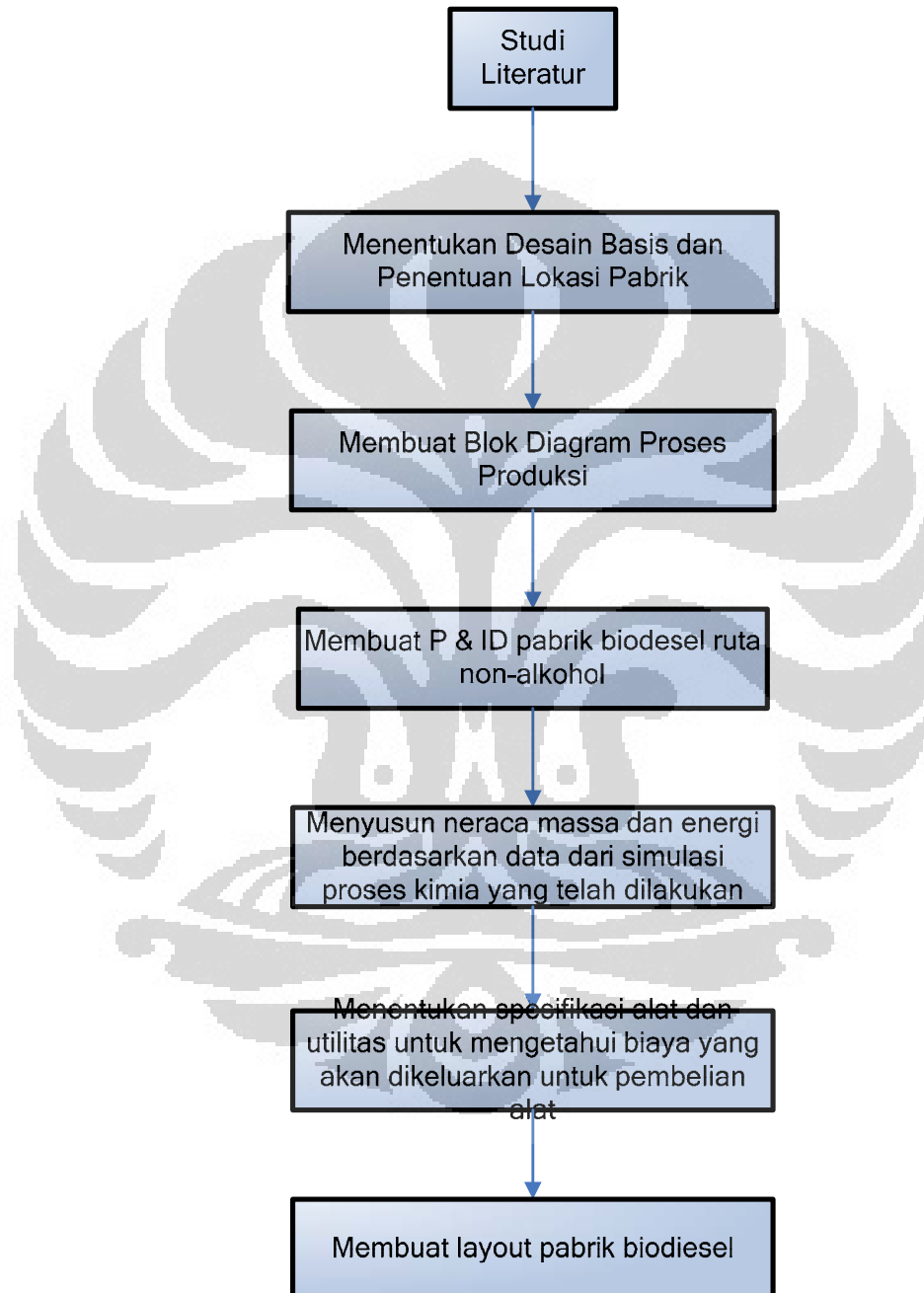
Dalam bab ini akan di bahas mengenai alur penelitian, bahan, dan alat yang digunakan. Penelitian dilakukan di Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia. Pada penelitian ini dilakukan beberapa tahap, yaitu studi literature, perancangan pabrik biodiesel rute non-alkohol, analisa keekonomian, analisa hasil serta kesimpulan dan rekomendasi. Semua tahap tersebut disusun dalam suatu diagram alir seperti di bawah ini.



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Perancangan Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol

Pada perancangan pabrik biodiesel rute non-alkohol, tahapan prosesnya adalah sebagai berikut :

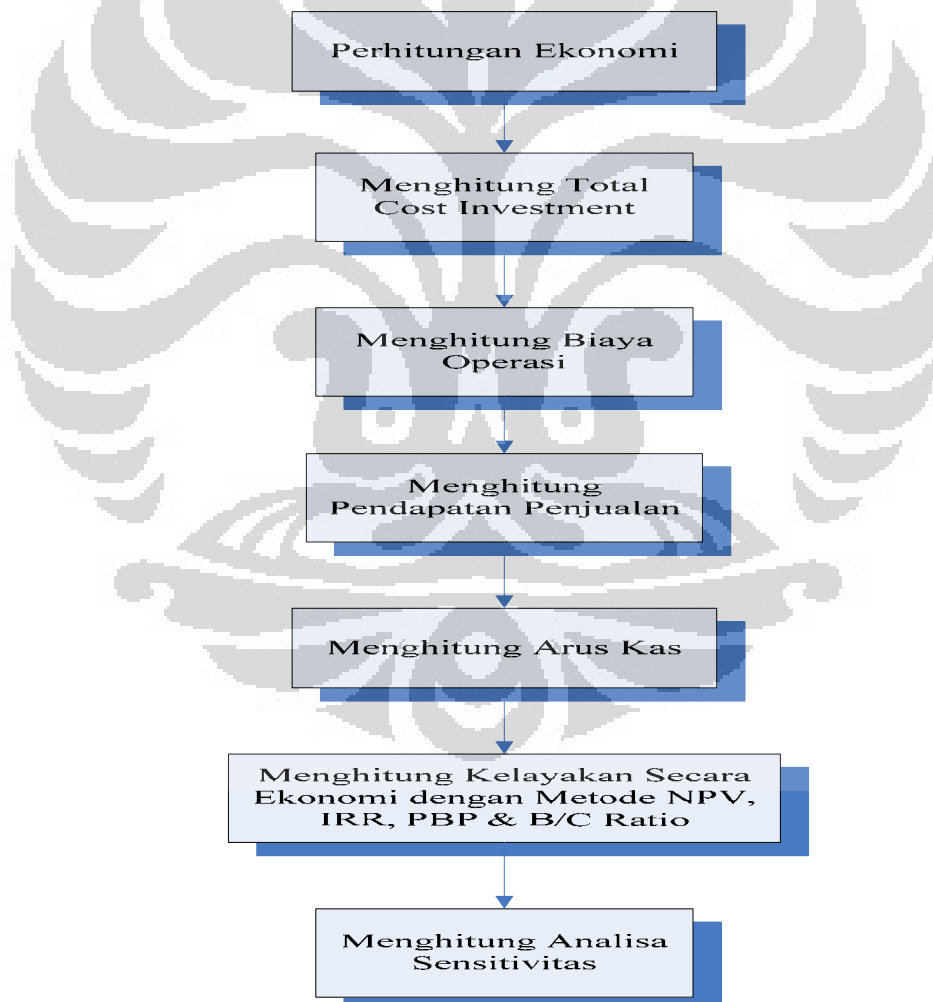


Gambar 3.2 Diagram Alir Perancangan Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol

3.2 Perhitungan Keekonomian Pabrik Biodiesel Rute Non-Alkohol

Pada studi kelayakan pendirian sebuah pabrik biodiesel, perlu dilakukan perhitungan keekonomian yang digunakan pada pengambilan keputusan untuk memilih suatu investasi yang akan menguntungkan dari segi ekonomi. Pada penelitian ini digunakan beberapa parameter yang biasa digunakan untuk penilaian suatu investasi. Parameter-parameter tersebut antara lain NPV, IRR, PBP, B/C Ratio dan WACC. Untuk dapat menghitung parameter-parameter tersebut, terlebih dahulu kita perlu mengetahui total biaya investasi dan biaya operasional dari pabrik yang akan kita buat tersebut, arus kas, perkiraan laba rugi dan tingkat suku bunga.

Tahapan proses dari perhitungan keekonomian adalah sebagai berikut :



Gambar 3.3 Diagram Alir Perhitungan Keekonomian

3.2.1 Net Present Value (NPV)

$$\frac{R_t}{(1+i)^t} \quad (3.1)$$

Dimana :

t = waktu aliran kas

i = tingkat diskonto

R_t = aliran kas bersih (aliran kas masuk – aliran kas keluar) pada waktu t

3.2.2 Internal Rate of Return (IRR)

$$\sum_{k=0}^N R_k (P/F, t'\%, k) = \sum_{k=0}^N E_k (P/F, t'\%, k) \quad (3.2)$$

dimana :

R_k = penghasilan atau penghematan netto untuk tahun ke- k

E_k = pengeluaran netto termasuk tiap biaya investasi untuk tahun ke- k

N = umur proyek (periode studi)

3.2.3 Pay back Period (PBP)

$$\sum_{k=1}^{\theta} (R_t - E_k) - I \geq 0 \quad (3.3)$$

Dimana :

R_t = total E_k = total pengeluaran tahunan

I = investasi awal

θ = waktu pengembalian I pendapatan tahunan

3.2.4 Benefit Cost (B/C) Ratio

$$B/C \text{ Ratio} = \frac{PV \text{ of future cash flows}}{\text{Initial investment}} \quad (3.4)$$

Suatu proyek dianggap layak jika B/C Ratio > 1

BAB 4

HASIL PERANCANGAN

4.1. Desain Basis

Desain basis perancangan pabrik biodiesel ini ditentukan berdasarkan penyediaan bahan baku CPO, penyediaan dan permintaan biodiesel di Indonesia. Diasumsikan bahwa pabrik akan dibangun pada tahun 2010, berdasarkan tabel II.11 dan II.12, kebutuhan biodiesel untuk tahun 2010 adalah 3.583.328 kL, sedangkan penyediaan biodiesel untuk tahun tersebut hanya 3.124.096 kL, sehingga terdapat selisih antara permintaan dan penyediaan sebesar 459.232 kL.

Bahan baku CPO didapatkan dari perkebunan kelapa sawit yang berada di provinsi Riau. Perkebunan ini memiliki luas 200.000 hektar dan dapat menghasilkan 720.000 kL CPO per tahunnya, atau sebesar 3,6 kL untuk tiap hektarnya per tahun.

Berdasarkan data-data di atas maka dapat dipertimbangkan pembangunan pabrik biodiesel dengan tujuan untuk memenuhi 15-25% dari total kekurangan penyediaan biodiesel di Indonesia yaitu dengan kapasitas 100000 kL per tahun atau 303,03 m³/hari atau 265,72 ton/hari dengan asumsi pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun.

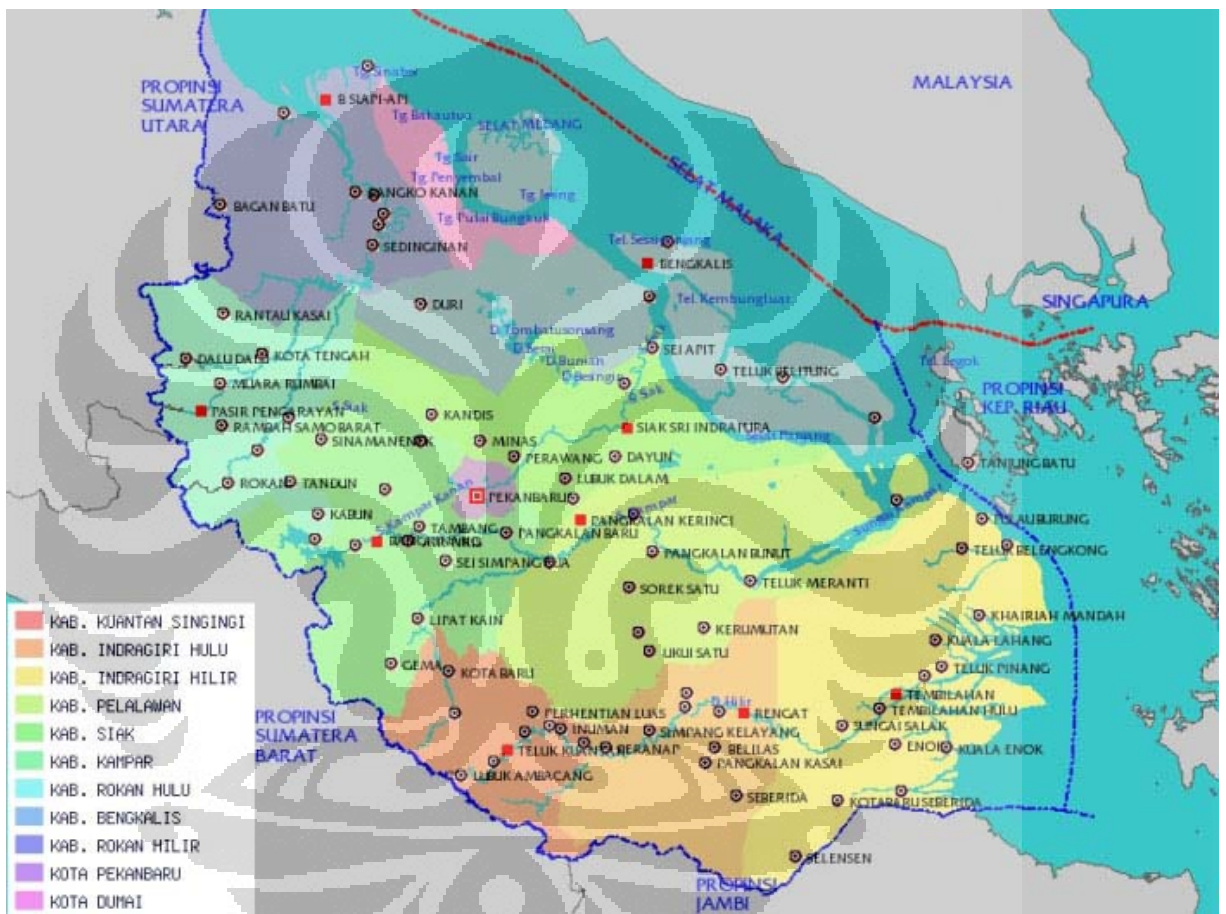
4.1.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Hal-hal yang menjadi pedoman untuk menentukan lokasi pabrik antara lain:

- Lokasi memiliki jarak yang dekat dengan sumber bahan baku.
- Lokasi memiliki jarak yang dekat dengan daerah pemasaran.
- Lokasi memiliki kepadatan penduduk yang sedikit.
- Lokasi memiliki kemudahan dalam hal transportasi.
- Lokasi memiliki jarak yang dekat dengan sumber air.
- Lokasi mudah untuk mendapatkan sumber energi.

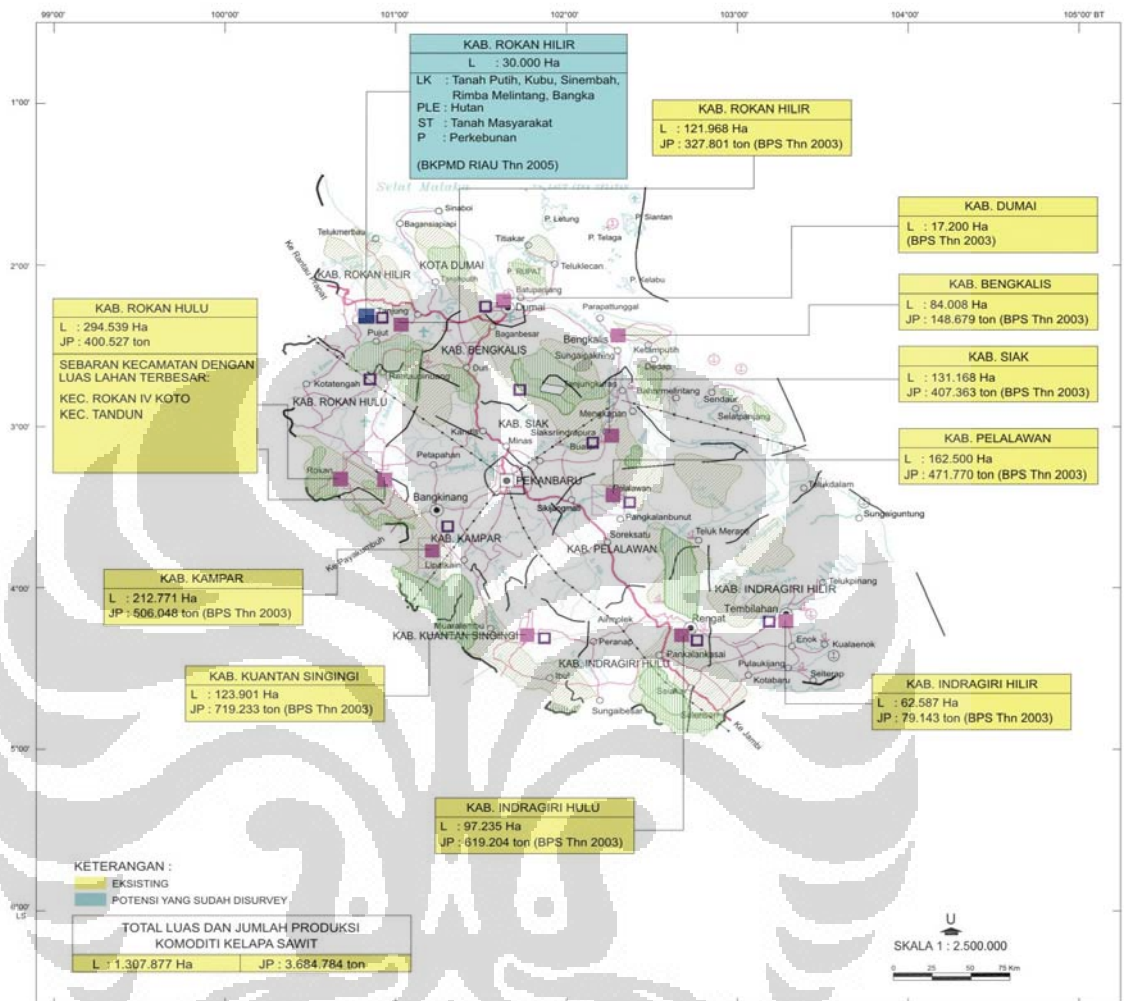
Bahan baku utama yang diperlukan pada pabrik biodiesel adalah minyak kelapa sawit. Pada poin pertama, pertimbangan lebih didasarkan pada jarak dengan sumber bahan baku. Pabrik pengolahan kelapa sawit menjadi ekstrak minyak kelapa

sawit terutama berada pada propinsi Riau. Tetapi, permintaan terhadap biodiesel terutama berada pada daerah Jakarta dan sekitarnya. Pertimbangan terhadap lokasi yang dekat dengan daerah bahan baku lebih diutamakan dalam pembuatan pabrik biodiesel karena dapat sangat menghemat biaya operasional pabrik. Oleh karena itulah dipilih lokasi di daerah Riau.



Gambar 4.1. Propinsi Riau

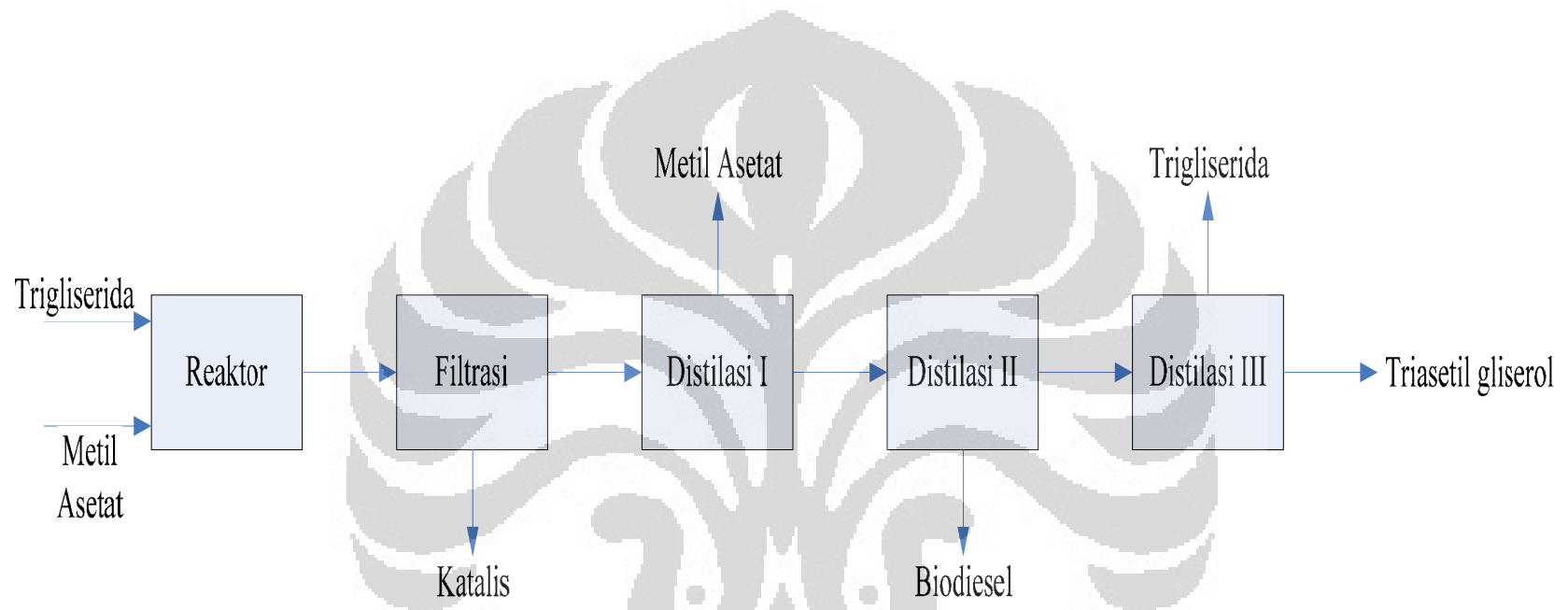
Pertimbangan lokasi di daerah Riau juga didukung oleh kemudahan transportasi dan jaraknya yang dekat dengan sumber air dan sumber energi. Selain itu, kepadatan penduduk di daerah Riau tidak sepadat jika dibandingkan dengan lokasi di Jakarta.



Gambar 4.2. Sebaran Perkebunan Kelapa Sawit Propinsi Riau

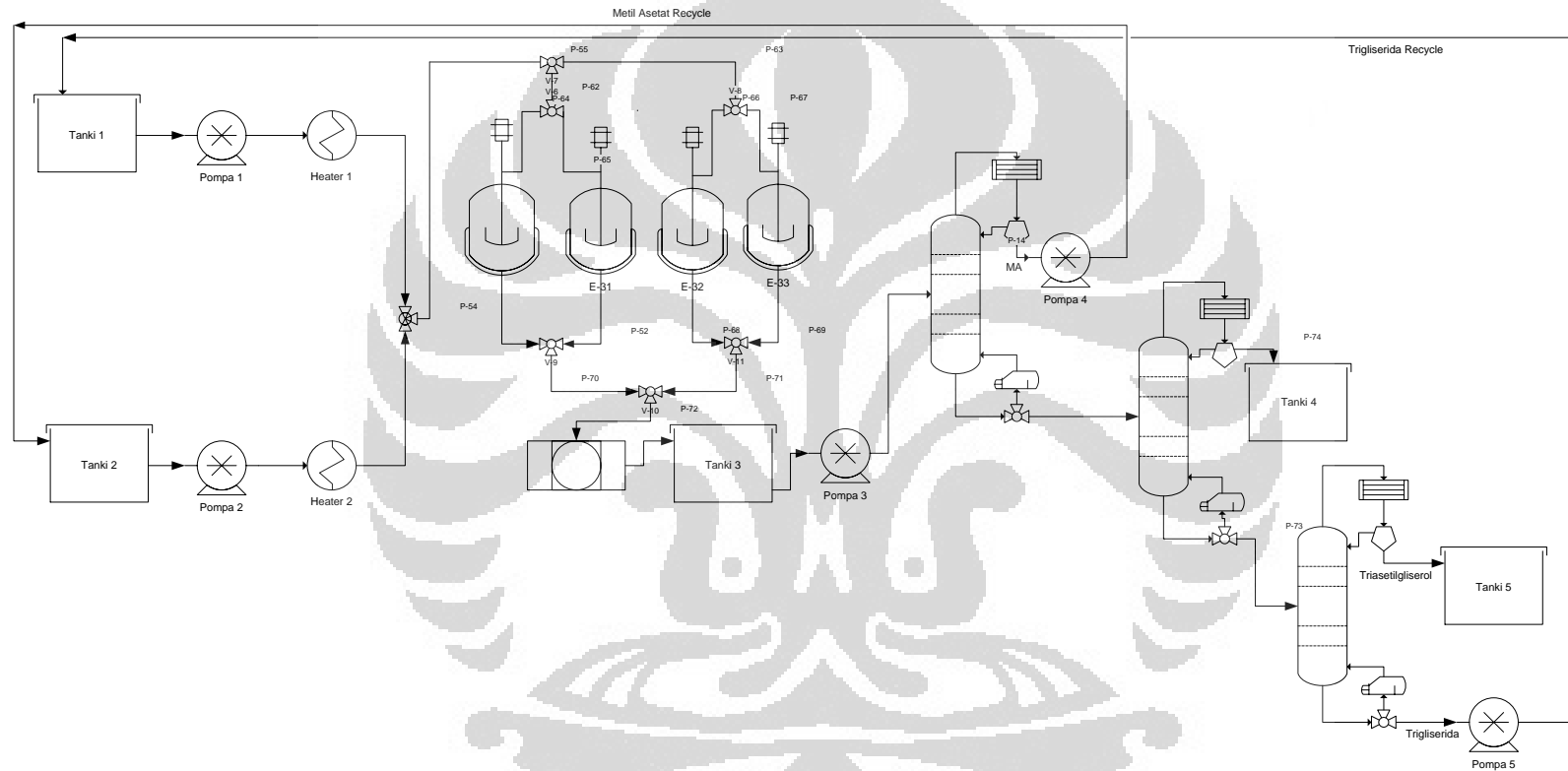
Berdasarkan sebaran perkebunan kelapa sawit di propinsi riau, kebun terbesar berada di kabupaten Rokan Hulu yaitu sebesar 294.359 Ha dengan produksi pertahunnya 400.573 ton. Tetapi produksi terbesar terdapat di kabupaten Kuantan Singigi yang berproduksi 719.233 ton per tahunnya. Maka pabrik biodiesel ini direncanakan akan didirikan di kabupaten Kuantan Singgigi yang dapat menghasilkan CPO sekitar 2179,45 ton per harinya berada kurang lebih 100 km pada bagian selatan dari kota Pekanbaru ibukota propinsi Riau.

4.2. Blok Diagram Proses



Gambar 4.3 Blok Diagram Proses Produksi

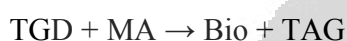
4.3. Piping and Instrument Diagram Proses Produksi



Gambar 4.4 P & ID Proses Produksi Biodiesel Rute Non-Alkohol

4.3.1. Keterangan Proses

Berdasarkan PFD proses pembuatan biodiesel ini, terdiri atas 4 tahapan proses utama, yaitu proses reaksi dan 3 buah proses pemisahan. Dari gambar P & ID di atas, bahan baku trigliserida dan metil asetat disimpan dalam tangki penampungan dengan suhu kamar serta tekanan atmosfer. Kemudian bahan baku tersebut dipompakan dan dipanaskan sampai suhu operasi yaitu 37⁰C, dan dimasukkan ke dalam reactor batch. Pada reactor ini, reaksi berlangsung secara isothermis dan suhu pada reactor harus dijaga tetap konstan pada kondisi operasinya selama 50 jam. Reaksi yang terjadi pada reactor adalah :



Umpan yang masuk ke dalam reactor terdiri atas TGD serta metil asetat (MA), perbandingan molar TGD dan MA adalah 1 : 12. Hasil dari reaksi merupakan fasa cair yang terdiri atas komponen umpan yaitu trigliserida dan metil asetat masing-masing serta komponen produk yaitu biodiesel dan triasetilgliserol . Kemudian cairan tersebut dimasukkan ke dalam unit filtrasi untuk mengambil katalis dan kemudian akan di-*recovery* agar dapat digunakan pada proses produksi berikutnya. Lalu setelah melalui unit filtrasi, maka cairan menuju ke penampungan sementara sebelum dipompakan ke kolom distilasi untuk memisahkan komponen metil asetatnya, pemisahan didasarkan pada perbedaan titik didih dimana komponen metil asetat mempunyai titik didih paling rendah 57⁰C dari ketiga komponen tersebut, dan metil asetat tersebut selanjutnya akan dialirkan kembali ke tangki penyimpanan.

Produk bawah dari distilasi, akan dimasukkan kembali ke dalam kolom distilasi untuk memisahkan biodiesel dari trigliserida dan triasetilgliserol. Pemisahan juga berdasarkan perbedaan titik didih dimana titik didih biodiesel adalah 298⁰C, sedangkan trigliserida 343,85⁰C dan triasetilgliserol 259⁰C. Maka produk biodiesel akan keluar sebagai produk atas dari distilasi dan trigliserida dan triasetilgliserol akan berada pada produk bawah. Kemudian biodiesel yang dihasilkan disimpan ke dalam tangki penyimpanan.

Kedua produk atas dari distilasi sebelumnya yaitu trigliserida dan triasetilgliserol, didistilasikan kembali untuk memisahkan keduanya. Karena titik didih trigliserida lebih besar dari triasetilgliserol, maka trigliserida berada pada produk bawah dari distilasi dan kemudian akan dipompakan dan dialirkan kembali ke tangki penampungan bahan baku. Sedangkan hasil samping yaitu triasetilgliserol disimpan ke dalam tangki penampungan produk samping.

4.4. Neraca Massa dan Energi

Tabel 4.1 Neraca Massa dan Energi

Unit/Spesifikasi	To Pump 1	To Pump 2	To Heater 1	To Heater 2	To Reactor	To Distilasi 1	To Distilasi 2	To Distilasi 3
T (°C)	30	28	30,27	28,27	37	37	70	70.103
P (kPa)	101,3	101,3	446.1	446,1	101,3	101,3	110	110
Heat Flow (kJ/h)	-2,481e7	-7,605e7	-2,481e7	-7,605e7		-1,0646e7	-2,9644e7	-8,4191e7
Mass Flow (kg/h)	1,27e4	1,277e4	1,27e4	1,277e4	2,547e4	2.5471e4	1.2689e4	7,596e3
Triglicerida	12700	-	12700	-	12700	1016	932,96	83,035
Metil Asetat	-	12771,258	-	12771,258	12771,258	9833,9	1,7701	588,78
Biodiesel	-	-	-	-	-	11757	11750	6,4462
Triastilgliserol	-	-	-	-	-	2864,7	0,000001	2864,7

4.4.1 Spesifikasi Peralatan

Peralatan yang digunakan dalam pabrik biodiesel ini, spesifikasinya sudah ditentukan dengan menggunakan simulator proses kimia. Dari simulattor ini dapat ditentukan volume dari alat tersebut sehingga spesifikasi dan harga peralatan tersebut dapat ditentukan.

4.4.2. Unit Penyimpanan Bahan Baku

Pemilihan tangki penyimpanan didasarkan pada ketentuan API standar, dimana tangki penyimpanan berbentuk silinder yang terletak di permukaan tanah pada tekanan atmosfer.

Tabel 4.2 *Small Horizontal Underwriter Label*

Capacity Gallons	Dimensions			Weight in Pounds
	Diameter	Length	Thickness	
280	42"	4'-0"	$\frac{3}{16}$ "	540
550	48"	6'-0"	$\frac{3}{16}$ "	800
1.000	48"	10'-8"	$\frac{3}{16}$ "	1260
1.000	64"	6'-0"	$\frac{3}{16}$ "	1160
1.500	64"	9'-0"	$\frac{3}{16}$ "	1550
2.000	64"	12'-0"	$\frac{3}{16}$ "	1950
3.000	64"	18'-0"	$\frac{3}{16}$ "	2730
4.000	64"	24'-0"	$\frac{3}{16}$ "	3510

Tabel 4.3 *Horizontal or Vertical with Underwriter Label*

Nominal Capacity Gallons	Dimensions			Weight	No. of Supports
	Diameter	Approx. Length	Thickness		
5.000	6'-0"	23'-9"	$\frac{1}{4}$ "	5.440	3
5.000	7'-0"	17'-6"	$\frac{1}{4}$ "	5.130	2
6.000	8'-0"	16'-1"	$\frac{1}{4}$ "	5.920	2
6.000	8'-0"	16'-1"	$\frac{5}{16}$ "	6.720	2
8.000	8'-0"	21'-4"	$\frac{1}{4}$ "	7.280	2
8.000	8'-0"	21'-4"	$\frac{5}{16}$ "	8.330	2
10.000	8'-0"	26'-7"	$\frac{1}{4}$ "	8.860	3
10.000	8'-0"	26'-7"	$\frac{5}{16}$ "	10.510	3
10.000	10'-0"	17'-2"	$\frac{1}{4}$ "	8.030	2
10.000	10'-0"	17'-2"	$\frac{5}{16}$ "	9.130	2
10.000	10'-6"	15'-8"	$\frac{1}{4}$ "	8.160	2
10.000	10'-6"	15'-8"	$\frac{5}{16}$ "	9.020	2
15.000	8'-0"	39'-11"	$\frac{1}{4}$ "	13.210	4
15.000	8'-0"	39'-11"	$\frac{5}{16}$ "	14.620	4
20.000	10'-0"	34'-1"	$\frac{1}{4}$ "	14.130	3
20.000	10'-0"	34'-1"	$\frac{5}{16}$ "	16.330	3
25.000	10'-6"	38'-9"	$\frac{1}{4}$ "	17.040	4
25.000	10'-6"	38'-1"	$\frac{5}{16}$ "	19.010	4

Tabel 4.4 Large Vertical, API Standar

Dimensions		Capacity U.S Gal	Bottom Plates	Shell Plates (Butt Welded)							Top Angle	Roof Plates
Diameter	Height			Ring 1	Ring 2	Ring 3	Ring 4	Ring 5	Ring 6	Ring 7		
21'0"	18' $\frac{3}{4}$ "	46.788	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "					3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
24'0"	24'0"	81.186	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "				3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
30'0"	24'0"	127.008	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "				3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
30'0"	29'11' $\frac{1}{4}$ "	158.300	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "			3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
30'0"	35'10' $\frac{1}{2}$ "	189.420	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "		3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
30'0"	37'10' $\frac{1}{4}$ "	200.161	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "		3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
30'0"	41'9' $\frac{3}{4}$ "	221.008	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
40'0"	33'10' $\frac{3}{4}$ "	318.612	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "	$\frac{3}{16}$ "			3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
50'0"	47'9"	701.400	$\frac{1}{4}$ "	0,35"	0,29"	0,25"	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "		3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
60'0"	39'10"	842.268	$\frac{1}{4}$ "	0,34"	0,27"	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "			3"×3"× $\frac{1}{4}$ "	$\frac{3}{16}$ "
70'0"	40'1"	1.153.824	$\frac{1}{4}$ "	0,40"	0,32"	0,25"	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "			3"×3"× $\frac{1}{8}$ "	$\frac{3}{16}$ "
100'0"	40'0"	2.350.320	$\frac{1}{4}$ "	0,57"	0,45"	0,33"	$\frac{1}{4}$ "	$\frac{1}{4}$ "			3"×3"× $\frac{1}{8}$ "	$\frac{3}{16}$ "
150'0"	48'0"	6.345.192	$\frac{1}{4}$ "	1,03"	0,85"	0,68"	0,50"	0,33"	$\frac{1}{4}$ "		3"×3"× $\frac{1}{8}$ "	$\frac{3}{16}$ "

Proses produksi biodiesel ini menggunakan dua jenis bahan baku, yaitu trigliserida dan metil asetat. Berdasarkan hasil simulasi, dibutuhkan tangki untuk penyimpanan trigliserida dengan kapasitas 87.998,4 galon/hari. Berdasarkan table API standar, maka:

Jenis Storage Tank	: Large Vertical, API Standar
Diameter	: 30'
Tinggi	: 24'
Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

Untuk tangki penyimpanan Metil asetat dibutuhkan tangki dengan kapasitas 86.200,4 galon/hari. Berdasarkan table API standar, maka spesifikasinya adalah :

Jenis Storage Tank	: Large Vertical, API Standar
Diameter	: 30'
Tinggi	: 24'
Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

4.4.3. Unit Produksi

Produksi biodiesel rute non-alkohol ini menggunakan reaktor konfigurasi batch, dimana reaktor tersebut berbentuk seperti tangki penampungan yang memiliki pengaduk. Karena reaksi pembentukan biodiesel ini tidak memerlukan kondisi operasi yang ekstrim (hanya pada suhu 37 °C dan tekanan 1 atm), maka dapat diasumsikan spesifikasi reactor ini sama seperti spesifikasi tangki penampungan, hanya ditambahkan alat pengaduk didalamnya. Volume dari reaktor tersebut adalah 174.198,8 galon/hari, dengan spesifikasi berdasarkan table API standar sebagai berikut :

Jenis Storage Tank	: Large Vertical, API Standar
Diameter	: 30'
Tinggi	: 35'-10,5"

Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

4.4.4. Unit Pemisahan

Pada unit pemisahan pada proses ini terdiri atas filtrasi dan kolom distilasi. Filtrasi digunakan untuk memisahkan katalis dari larutan. Harga filtrasi ini diambil dari buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Perhitungan kolom distilasi ini dapat dilihat pada lampiran A. dan harga kolom tersebut didapatkan dari table pada buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Harga tersebut sudah termasuk harga kolom, tray, serta harga kondensor dan reboiler. Pada distilasi pertama, pemisahan dilakukan terhadap metil asetat dengan komponen berat lainnya. Dimana metil asetat sebagai komponen paling ringan akan keluar melalui produk atas, sedangkan produk lain akan keluar di bagian bawah. Kolom kedua memisahkan antara biodiesel dengan komponen campuran triasetilgliserol dan trigliserida. Biodiesel keluar sebagai produk bawah karena memiliki titik didih yang paling tinggi. Sedangkan kolom yang terakhir memisahkan antara trigliserida dengan produk samping triasetilgliserol, dimana triasetil gliserol keluar sebagai produk atas dari kolom.

4.4.5. Unit Penampungan Hasil Produksi

Penampungan hasil produksi membutuhkan tiga buah tangki penampung untuk hasil keluaran reactor yang dinamakan tangki penampungan semetara, tangki penampungan biodiesel dan triasetilgloserol. Untuk tangki penampungan semetara, kapasitas tangki adalah 174.024 galon/hari, sehingga spesifikasi yang diperoleh dari table API standar adalah :

Jenis Storage Tank	: Large Vertical, API Standar
Diameter	: 30'
Tinggi	: 35'-10,5"
Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

Untuk tangki penampungan biodiesel, kapasitas tangki adalah 84.876 galon/hari, sehingga berdasarkan table API standar, spesifikasi tangki adalah :

Jenis Storage Tank	: Large Vertical, API Standar
Diameter	: 30'
Tinggi	: 24'
Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

Untuk penampungan hasil samping triasetilgliserol, dibutuhkan tangki bervolume 16.328,4 galon/hari, sehingga berdasarkan table API standar, spesifikasi tangki adalah :

Jenis Storage Tank	: Horizontal or vertical with underwriter label
Diameter	: 10'
Tinggi	: 34'-1"
Tebal Dinding	: 1/4"
Tebal Alas	: 1/4"

4.4.6. Pompa

Pompa pada umumnya digunakan untuk mengalirkan suatu cairan dari satu tempat ke tempat lain. Pompa juga berfungsi untuk menaikkan tekanan cairan. Untuk menentukan jenis pompa yang sesuai dengan spesifikasi proses, maka perlu diperhatikan berbagai macam faktor selain daripada faktor kuantitasnya. Salah satu hal yang paling penting pula dalam pemilihan pompa adalah jenis bahan atau cairan yang digunakan.

Utilitas pada pabrik ini terdiri atas empat buah pompa, diasumsikan pompa yang digunakan adalah *positive displacement*, dimana dua buah pompa untuk memompakan trigliserida dan metal asetat umpam serta dua buah pompa untuk memompakan trigliserida dan metil asetat sisa produksi.

Daya pompa dapat dihitung menggunakan rumus :

$$\text{Power} = \frac{(\text{Flow Rate}) (P_{\text{out}} - P_{\text{in}})}{1715 \eta}$$

Dimana η adalah efisiensi pompa yang diasumsikan sebesar 70%.

Dari hasil simulasi, dapat dilihat daya yang dibutuhkan oleh pompa untuk memompakan berbagai jenis fluida yang terdapat di dalam reaksi. Data-data daya yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

Pompa Trigliserida Umpan

Flow Rate	: 3498 gal/jam
P in	: 14,7 psia
P out	: 64,7 psia
Effisiensi	: 70%
Power	: 145,69 hp

Pompa Metil Asetat Umpan

Flow Rate	: 3346 gal/jam
P in	: 14,7 psia
P out	: 64,7 psia
Effisiensi	: 70%
Power	: 139,36 hp

Pompa dari tangki penampungan menuju kolom Distilasi

Flow Rate	: 6765 gal/jam
P in	: 14,7 psia
P out	: 64,7 psia
Effisiensi	: 70%
Power	: 281,76 hp

Pompa Trigliserida Recycle

Flow Rate	:	244,9 gal/jam
P in	:	14,7 psia
P out	:	72,52 psia
Effisiensi	:	70%
Power	:	9,37 hp

Pompa Metil Asetat Recycle

Flow Rate	:	2568 gal/jam
P in	:	14,7 psia
P out	:	72,52 psia
Effisiensi	:	70%
Power	:	106,96 hp

4.4.7. Pemanas

Pemanas yang digunakan pada pabrik berupa dua buah pemanas untuk memanaskan aliran umpan masuk. Untuk mendapatkan nilai Q pada pemanasan dapat menggunakan rumus berikut :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t$$

Dimana C_p adalah kapasitas panas dari fluida yang akan dipanaskan.

Sedangkan untuk menentukan Q yang dibutuhkan oleh alat pemanas dapat dihitung menggunakan rumus berikut :

$$Q_{\text{heater}} = \frac{Q_{\text{diperlukan}}}{\eta}$$

Dimana η adalah efisiensi dari alat yang diasumsikan 75%.

Maka dengan menggunakan Q yang dibutuhkan untuk masing-masing heater adalah :

Heater umpan trigliserida :

Molar Flow	:	14,367 kgmol/jam
Cp Trigliserida	:	1295,9 kJ/kgmol °C
Δt	:	9 °C
Q yang diperlukan	:	167.563,758 kJ/jam
Effisiensi	:	75%
Q Heater	:	223.418,34 kJ/jam

Heater umpan metil asetat

Molar Flow	:	172,4 kgmol/jam
Cp Metil Asetat	:	134,97 kJ/kgmol °C
Δt	:	9 °C
Q yang diperlukan	:	209.419,45 kJ/jam
Effisiensi	:	75%
Q Heater	:	279.225,936 kJ/jam

4.5. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik terdiri merupakan struktur susunan pabrik dilihat dari dua dimensi. Pada tata letak ini dapat dilihat posisi-posisi dari unit-unit yang ada dalam suatu pabrik. Unit-unit suatu pabrik terdiri atas

4.5.1. Unit Perkantoran

Berfungsi sebagai tempat mengatur operasional, keuangan, pemasaran, pegawai dan jaringan komunikasi. Bangunan ini umumnya terletak di bagian depan, harus mudah ditemukan atau tampak dari luar dan biasanya menjadi tempat lalu lintas pekerja dan kendaraan. Sehingga akses ke unit ini harus diatur sedemikian rupa agar memudahkan mobilitasnya.

4.5.2. Unit Kontrol dan Penyimpanan Bahan Baku

Unit control berfungsi mengontrol semua kinerja pabrik, baik alat maupun tenaga kerja. Unit penyimpanan bahan baku berada dekat dengan unit kontrol dan ada fasilitas tempat parkir truk tangki yang membawa bahan baku dari sumbernya.

4.5.3. Unit Produksi dan Pemurnian

Merupakan tempat terjadinya reaksi atau produksi biodiesel dimana pada unit ini terdapat reactor *stirred tank* serta beberapa kolom distilasi tempat pemurnian produk. Pemurnian berlangsung dalam tiga tahap pemisahan dan bahan baku yang masih bersisa akan diumpungkan kembali ke reaktor.

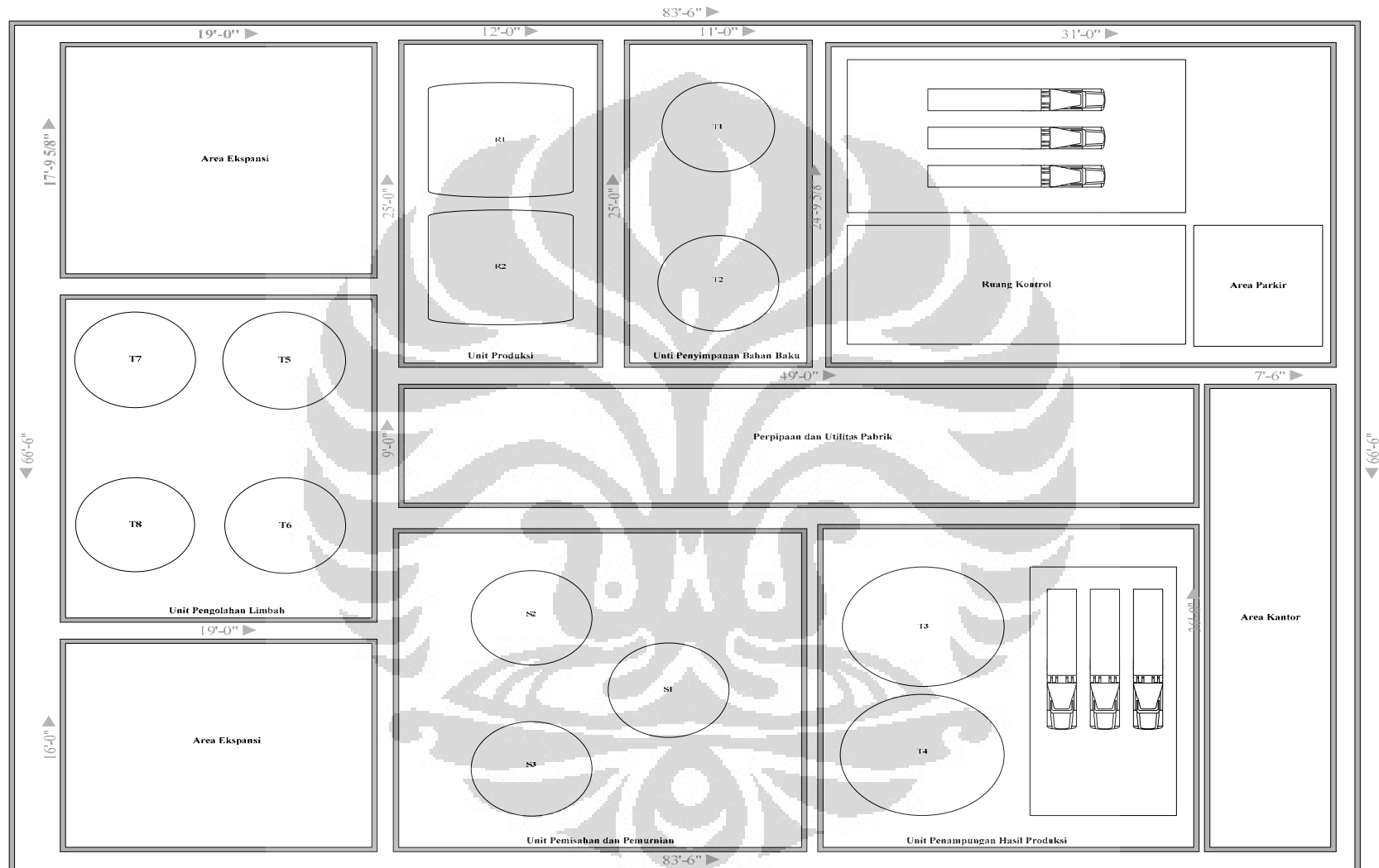
4.5.4. Unit Penampungan Hasil Produksi

Terdiri atas dua buah tangki penampung yang akan menampung produk dan produk samping. Pada fasilitas ini sebaiknya memiliki tempat parkir truk tangki yang berfungsi sebagai transportasi produk jadi ke konsumen.

4.5.5. Unit Pengolahan Limbah

Diletakkan di posisi paling belakang dari pabrik, berfungsi sebagai sarana pengolahan limbah, menghilangkan pengotor dan bahan-bahan berbahaya semaksimal mungkin sesuai dengan standar nasional. Kemudian dikembalikan ke alam, seperti sungai atau tempat penampungan sampah akhir.

Kemudian pada tata letak pabrik ini juga disiapkan lahan kosong yang berfungsi sebagai tempat pengembangan selanjutnya jika pabrik ingin diperbesar kapasitasnya atau ditambah peralatannya.



Gambar 4.5 Tata Letak Pabrik Biodiesel

BAB 5

HASIL PERHITUNGAN KEEKONOMIAN

5.1 Perhitungan Total Capital Investment (TCI)

Total capital investment adalah jumlah dana keseluruhan yang dibutuhkan untuk investasi awal dari sebuah pabrik, dalam hal ini adalah produksi biodiesel. Tujuan dari perhitungan TCI adalah untuk mengetahui kelayakan pembangunan suatu pabrik serta apakah pabrik tersebut memberikan margin keuntungan yang memadai. Total investasi modal ini dibagi menjadi biaya pabrik dan modal kerja.

5.1.1 Biaya Lahan Dan Bangunan

Biaya lahan dan bangunan meliputi biaya untuk pembelian lahan dan pembangunan bangunan pabrik.

Tabel 5. 1 Biaya Lahan dan Bangunan

Jenis Biaya	Luas (m ²)	Harga (Rp/m ²)	Harga (Rp)
Lahan u/ Pabrik	30.000	500.000	15.000.000.000
Bangunan Pabrik	20.000	2.500.000	50.000.000.000
Bangunan Kantor	4.000	3.000.000	12.000.000.000
Fasilitas Umum	2.500	2.000.000	5.000.000.000
Mess	3.500	3.000.000	10.500.000.000
Total			92.500.000.000

5.1.2 Biaya Investasi Peralatan Utama

Biaya investasi peralatan adalah semua biaya peralatan utama yang berkaitan dengan proses produksi. Perhitungan biaya investasi peralatan utama ini menggunakan biaya total *bare module*.

- Total biaya alat (*Cost of Process Machine*, C_{PM} , seperti evaporator, centrifuge, dsb) dan total biaya alat yang dirancang (*Cost of Fabricated Equipment*, C_{FE} , seperti vessel, HE, dsb)

(Rincian dapat dilihat di bawah dan pada Perhitungan Harga Alat di bawah)

- Total biaya penyimpanan (diesel, dll) dan storage tank (C_{storage})
(Rinciannya dapat dilihat di bawah)
- Total biaya alat cadangan (C_{spare})

Tabel 5.2 Harga Peralatan Keseluruhan

Jenis	Harga per Satuan (US\$)	Jumlah	Total (US\$)
Pompa TGD1	22.100	1	22.100
Pompa TGD2	20.500	1	20.500
Pompa From Reactor	22.500	1	22.500
Pompa MA1	22.100	1	22.100
Pompa MA2	21.800	1	21.800
Heater TGD	75.000	1	75.000
Heater MA	74.100	1	74.100
Stirred Tank Reactor	104.300	4	417.200
Storage Tank TGD	82.100	1	82.100
Storage Tank MA	81.500	1	81.500
Storage Tank Biod	81.100	1	81.100
Storage Tank TAG	45.500	1	45.500
Storage Tank Out Reactor	104.200	1	104.200
Separator 1	56.900	1	56.900
Separator 2	92.600	1	92.600
Separator 3	71.000	1	71.000
Filtrasi	75.000	1	75.000
Total			1.365.200

Index pada tahun 2001 adalah 394, dan kenaikan index tiap tahunnya adalah 1.5%. sehingga index pada tahun 2011 (tahun ke 0 pabrik) adalah 540,50 dan nilai setelah index adalah nilai awal * (540,50/394)

Tabel 5.3 Total Biaya Alat

Jenis	Harga (US\$)	Shipping (US\$)	Pemasangan (US\$)	Total (US\$)	After Index (US\$)
Pompa TGD1	22.100	2.210	221	24.531	33.652
Pompa TGD2	20.500	2.050	205	22.755	31.216
Pompa From Reactor	22.500	2.250	225	24.975	34.261
Pompa MA1	22.100	2.210	221	24.531	33.652
Pompa MA2	21.800	2.180	218	24.198	33.195
Heater TGD	75.000	7.500	750	83.250	114.205
Heater MA	74.100	7.410	741	82.251	112.834
Stirred Tank Reactor	417.200	41.720	4.172	463.092	635.282
Separator 1	56.900	5.690	569	63.159	86.643
Separator 2	92.600	9.260	926	102.786	141.005
Separator 3	71.000	7.100	710	78.810	108.114
Filtrasi	75.000	7.500	750	83.250	114.205
Total					1.478.265

Tabel 5.4 Biaya Storage

Jenis	Harga (US\$)	Shipping (US\$)	Pemasangan (US\$)	Total (US\$)	After Index (US\$)
Storage Tank TGD	82.100	8.210	821	91.131	125.016
Storage Tank MA	81.500	8.150	815	90.465	124.102
Storage Tank Biod	81.100	8.110	811	90.021	123.493
Storage Tank TAG	45.500	4.550	455	50.505	69.284
Storage Tank Out Reactor	104.200	10.420	1042	115.662	158.668
Total					600.564

Keterangan : Besar nya biaya shipping adalah 10% dari harga item dan biaya pemasangan adalah 10% dari biaya shipping.

Total Biaya Spare Part

C_{spare} adalah biaya total untuk spare part yang digunakan (berdasarkan asumsi dari buku Seider).

$$C_{\text{spare}} = 0.5\% C = \text{US\$ } 103.941$$

Total Bare Module:

$$\begin{aligned}
 C_{TBM} &= (C_{PM} + C_{FE}) + C_{storage} + C_{spare} \\
 &= \$ 1.682.485 \\
 &= \text{Rp. 20.736.317.756 (kurs US\$ 1 = Rp. 9500)}
 \end{aligned}$$

5.1.3 Biaya Instalasi

Biaya instalasi peralatan utama, *piping*, instrumentasi dan kontrol, instalasi listrik, dan konsultan. Besarnya biaya berikut berdasarkan referensi dari buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*, karangan Max S. Peters and Klaus Di Timmerhaus yaitu untuk *piping & instrumentation*.

Tabel 5.5. Biaya Instalasi Peralatan Utama

Komponen Biaya	Dari Biaya Peralatan Utama	Total Biaya (Rp)
Piping	0.31	6.428.258.504
Instrumentasi dan Kontrol	0.13	2.695.721.308
Total		9.123.979.813

5.1.4 Biaya Peralatan Lain

Biaya peralatan lain, atau C_{serve} adalah biaya untuk control room, laboratorium untuk uji feed dan produk, *maintenance shop*, fasilitas medis, kantin, garasi, gudang, dan bangunan plant. Besarnya biaya peralatan lain ini adalah 40% dari total investasi peralatan (C_{TBM}).

$$C_{serve} = 40\% C_{TBM} = 40\% \times \text{Rp } 15.983.612.053 = \text{Rp } 8.294.527.102$$

5.1.5 Biaya Tak Berwujud

Biaya Tak Berwujud dalam hal ini adalah biaya yang dikeluarkan untuk mengurus perizinan, kontraktor, dan biaya untuk konsultan.

➤ Biaya Perizinan

Biaya ini diperkirakan sebesar Rp. 200,000,000.00

➤ Biaya kontraktor

Biaya ini adalah besarnya biaya yang dikeluarkan untuk membayar kontraktor. Biaya ini dianggap sebagai biaya modal karena hanya dikeluarkan di awal. Biaya ini dianggap sebesar 25% dari ($C_{TBM} + C_{serve} + \text{biaya instalansi}$)

Biaya kontraktor = 25 % x Rp. 38.154.824.671 = Rp 9.538.706.168

➤ Biaya konsultan

Biaya ini diperkirakan sebesar Rp. 300.000.000

5.1.6 Reinvestasi

Reinvestasi diperlukan untuk memperkirakan adanya pembelian alat yang telah habis masa pakainya. Nilai investasi ini adalah total dari harga alat yang habis pakai pada umur 5 dan 10 tahun, dan kemudian dikalikan dengan nilai indexnya. Index pada tahun 2000 adalah 394, dan peningkatan nilai index tiap tahunnya adalah 1.5%, dan tahun ke 0 pabrik ini adalah pada tahun 2009. Sehingga nilai index pada 5 tahun kemudian adalah 478.14, nilai index pada 10 tahun kemudian adalah 515.09 serta pada 15 tahun kemudian adalah 554.9.

Tabel 5.6 Nilai Reinvestasi

Tahun ke	Investasi (US\$)	Investasi (Rp)
5	393.016.21	3.733.653.965
10	335.761.62	3.189.735.371
15	759.384.67	7.214.154.329
Total		14.137.543.666

Dari data tersebut di atas, maka nilai C_{TPI} adalah:

Tabel 5.7 Total Plant Investasi

Tabel 5.7 Total Plant Investment

Jenis Biaya	Nilai (Rp)
Biaya Lahan dan Bangunan	92.500.000.000
Biaya Investasi Peralatan Pabrik	20.736.317.756
Biaya Perpipaan	6.428.258.504
Biaya Instrumentasi dan Kontrol	2.695.721.308
Biaya Peralatan Lain	8.294.527.102
Biaya tak Berwujud	10.038.706.168
Biaya Re-Investasi	18.663.930.049
Total (TPI)	159.357.460.888

5.1.7 Working Capital

Biasanya, $C_{WC} = 15\% C_{TCI} \rightarrow$ (15 % dari Total Capital Investment)

(cat: benchmarked persentase dari buku Seider).

Working capital = $C_{WC} = 15\% C_{TPI} = 15\% \times \text{Rp } 159.357.460.888$

= Rp 23.903.619.133

Maka:

Total Biaya Investasi

$$\begin{aligned} \text{Total Capital Investment (C}_{\text{TCI}}) &= C_{\text{WC}} + C_{\text{TPI}} \\ &= \text{Rp. } 23.903.619.133 + \text{Rp. } 159.357.460.888 \\ &= \mathbf{\text{Rp } 183.261.080.021} \end{aligned}$$

5.2 Biaya Operasional

Biaya operasional merupakan biaya yang dikeluarkan selama operasi pabrik dalam proses menghasilkan produk yang diinginkan yakni minyak BIODIESEL. Biaya ini terbagi menjadi dua jenis, yaitu biaya variabel atau *variable cost* (VC) dan biaya tetap atau *fixed cost* (FC). Biaya variabel adalah biaya yang dapat berubah sesuai dengan besarnya volume produksi sementara biaya tetap adalah biaya yang tetap (tidak terpengaruh dengan besarnya volume produksi). Biaya manufaktur didata untuk satu tahun yang meliputi:

5.2.1 Biaya Bahan Baku Langsung (*Direct Material, DM*)

Tabel 5.8 Biaya Bahan Baku

Bahan Baku	Harga (Rp/unit satuan)	Jumlah/Tahun	Total/Tahun (Rp)
Palm Oil/TGD (per l)	5.000	37.492.699	187.463.495.000
Metil Asetat (per kg)	1.400	39.114.699	54.760.578.600
Katalis Lipase (kg)	800.000	439.705.2	351.764.160.000
Total			593.988.233.600

5.2.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung (Direct Labour, LB)

Tabel 5.9 Biaya Tenaga Kerja Langsung

Kualifikasi	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total/bulan (Rp)	Total/tahun (Rp)
Operator Alat	10	2.000.000	20.000.000	260.000.000
Buruh Pabrik	8	1.200.000	9.600.000	124.800.000
Total			29.600.000	384.800.000

Total upah tenaga langsung bulanan = Rp. 29.600.000

Total upah tenaga langsung tahunan = Total Upah per Bulan x 13 bulan
 = Rp 29.600.000 /bulan x 13 bulan
 = **Rp. 384.800.000 (variable cost)**

5.2.3 Biaya tetap Pabrik (Factory Overhead)

5.2.3.1 Indirect Labour

Tabel 5.10 Pekerja Tidak Langsung

Kualifikasi	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total/bulan (Rp)	Total/tahun (Rp)
Direktur	1	15.000.000	15.000.000	195.000.000
Manager Umum	1	10.000.000	10.000.000	130.000.000
Manager Keuangan	1	10.000.000	10.000.000	130.000.000
Manager Teknik	1	10.000.000	10.000.000	130.000.000
HSE Supervisor	2	5.000.000	10.000.000	130.000.000
Maintanance Supervisor	2	5.000.000	10.000.000	130.000.000
Akuntan	2	3.000.000	6.000.000	78.000.000
Sekretaris	1	2.500.000	2.500.000	32.500.000
Kemanan	5	1.500.000	7.500.000	97.500.000
Office Boy	3	1.000.000	3.000.000	39.000.000
Cleaning Service dan Tukang kebun	4	1.000.000	4.000.000	52.000.000
Operator Telepon	2	1.100.000	2.200.000	28.600.000
Total				1.172.600.000

Total upah tenaga kerja tidak langsung bulanan = Rp. 109.200.000

Total upah tenaga kerja tidak langsung tahunan = Total Upah per Bulan x 13 bulan = Rp 109.200.000/bulan x 13 bulan = **Rp. 1.419.600.000 (fixed cost)**

5.2.3.2 Utilitas

Variabel Cost

Utilitas dengan biaya variabel adalah utilitas yang digunakan untuk kepentingan proses produksi. Utilitasnya berupa listrik, air, serta bahan bakar.

Tabel 5.11 Biaya Utilitas Listrik (Variabel Cost)

Listrik	Jumlah kW	Jam / hari	Harga(R p/ kWh)	Total /hari (Rp)	Total/tahun (Rp)
Peralatan produksi	85	24	1.011	2.062.440	680.605.200
Penerangan plant	2,13	24	1.011	51.682	17.055.166
			Total	569.233	697.660.365

Tabel 5.12 Biaya Utilitas Air (Variabel Cost)

Air	Kebutuhan m ³ /hari	Harga (Rp)	Kebutuhan/tahun (Rp)
Cooler	400	300	39.600.000
Reboiler	400	300	39.600.000
Total biaya air plant			79.200.000

Tabel 5.13 Total Biaya Utilitas (Variabel Cost)

Utilitas	Total (Rp)
Listrik	697.660.365
Air	79.200.000
Total biaya utilitas (variabel cost)	776.860.365

Jadi Total kebutuhan biaya untuk utilitas (variabel cost) adalah sebesar **Rp. 776.860.365,-**

Fixed Cost

Utilitas dengan biaya variabel adalah utilitas yang digunakan untuk kepentingan administrasi. Utilitasnya berupa listrik dan air.

Tabel 5.14 Biaya Utilitas Listrik (Fixed Cost)

Listrik	Jumlah KW	Jam/hari	Harga (Rp/kWh)	Total/hari (Rp)	Total/tahun (Rp)
Penerangan Kantor	1	8	1011	8088	2.038.176
Komputer	1	8	1011	8088	2.038.176
AC	0.5	8	1011	4044	1.019.088
Printer	0.01	8	1011	80.88	20.381,76
Total				20300.88	5.115.821,76

Tabel 5.15 Biaya Utilitas Air (Fixed Cost)

Utilitas Air	Kebutuhan air/bulan (m3)	Harga (Rp/m3)	Kebutuhan air/tahun (Rp)
Sanitasi	1.500	300	113.400.000

Tabel 5.16 Total Biaya Utilitas (Fixed Cost)

Utilitas	Total (Rp)
Listrik	5.115.821
Air	113.400.000
Total biaya utilitas (fixed cost)	118.515.821

Jadi Total kebutuhan biaya untuk utilitas (fixed cost) adalah sebesar

Rp. 118.515.821,-

5.2.3.3 Asuransi

Estimasi dari Biaya Asuransi adalah :

Biaya Asuransi Kesehatan dan Keselamatan Kerja = 1% dari gaji pegawai

Biaya Asuransi Alat Plant = 3% dari harga alat

Biaya Asuransi Bangunan = 3% dari biaya konstruksi bangunan (C_{serv})

Tabel 5.17 Biaya Asuransi

Asuransi	Total (Rp)
Asuransi K3	15.574.000
Asuransi Alat Pabrik	622.089.533
Asuransi Konstruksi	248.835.813
Total	886.499.346

5.2.3.4 Biaya Perawatan Alat

Biaya perawatan alat tidak secara langsung berkaitan dengan proses menghasilkan produk dan secara langsung berkaitan dengan jumlah alat yang terdapat di pabrik. Biaya ini dianggap sebesar 10% dari biaya total investasi pabrik. Perkiraan nilai presentasi tersebut didasarkan pada data biaya proyek untuk pabrik sejenis dari sumber yang ada. Dengan demikian biaya perawatan alat adalah

Biaya perawatan alat = 10% x C_{TPI}

= 10% x Rp. 159.357.460.888

= **Rp. 2.073.631.776,-** untuk satu tahun.

5.2.3.5 Depresiasi/Penyusutan

Biaya penyusutan merupakan biaya yang disebabkan oleh penggunaan properti sehingga berkurang nilai gunanya seiring dengan waktu. Dalam hal ini biaya penyusutannya adalah biaya penyusutan nilai fisik properti nyata (*tangible*), yaitu objek yang dapat dilihat atau dipegang, disebut dengan depresiasi.

Metode yang akan digunakan untuk menghitung biaya penyusutan adalah metode garis lurus (*straight-line*). Metode ini menggunakan asumsi bahwa aset terdepresiasi dengan nilai yang konstan selama umur manfaatnya. Nilai depresiasinya dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$d_k = (B - SV_N) / N$$

Dengan d_k = depresiasi tahunan

B = basis harga (investasi)

N = umur terdepresiasi aset

SV_N = nilai sisa yang diperkirakan pada akhir tahun ke-N

Nilai depresiasi akan dihitung untuk setiap aset yang dimiliki pabrik dengan *salvage value* 10% dari harga peralatan. Tanah tidak terdepresiasi karena nilai tanah tidak berkurang seiring dengan waktu dan penggunaannya.

Tabel 5.18 Depresiasi Alat

Jenis	After Index (US\$)	Umur Manfaat (tahun)	Salvage Value (US\$)	Depresiasi (US\$)
Pompa TGD1	33.652,30	5	3.365,23	6.057,41
Pompa TGD2	31.215,93	5	3.121,59	5.618,87
Pompa Out Reactor	34.261,39	5	3.426,14	6.167,05
Pompa MA1	33.652,30	5	3.365,23	6.057,41
Pompa MA2	33.195,48	5	3.319,55	5.975,19
Heater TGD	114.204,63	5	11.420,46	20.556,83
Heater MA	112.834,18	5	11.283,42	20.310,15
Stirred Tank Reactor	635.282,3	15	63.528,23	88.116,94
Storage Tank TGD	125.016,00	15	12.501,60	7.500,96
Storage Tank MA	124.102,37	15	12.410,24	7.446,14
Storage Tank Biod	123.493,28	15	12.349,33	7.409,60
Storage Tank TAG	69.284,14	15	6.928,41	4.157,05
Storage Tank Out Re	158.668,30	15	15.866,83	9.520,10
Separator 1	86.643,25	10	8.664,32	7.797,89
Separator 2	141.004,65	10	14.100,47	12.690,42
Separator 3	108.113,72	10	10.811,37	9.730,23
Filtrasi	114.204,63	10	11.420,46	10.278,42
Total				185.390,19
			Rupiah	1.580.155.844,90

Tabel 5.19 Depresiasi Bangunan

Jenis Biaya	Harga (Rp)	Umur Manfaat (tahun)	Salvage Value (Rp)	Depresiasi (Rp)
Bangunan Pabrik	50.000.000.000	20	5.000.000.000	2.250.000.000
Bangunan Kantor	12.000.000.000	20	1.200.000.000	540.000.000
Fasilitas Umum	5.000.000.000	20	500.000.000	225.000.000
Mess	10.500.000.000	20	1.050.000.000	472.500.000
Total				3.487.500.000

Maka total biaya depresiasi adalah:

Rp 1.580.155.844 + Rp 3.712.500.000= **Rp. 5.067.655.844,-**

Tabel 5.20 Total Fixed FOH

Total Fixed FOH	Fixed FOH (Rp)
Indirect Labour	117.2.600.000
Fixed Utility	118.515.821,8
Asuransi	886.499.346
Maintenance	2.073.631.776
Depresiasi	5.067.655.844,90
Total FOH	9.499.958.243

Tabel 5.21 Total Variabel FOH

Total Variabel	Variabel FOH (Rp)
Variabel Utilitas	776.860.365,6

5.2.4 Biaya Distribusi dan Pemasaran

Biaya distribusi dan pemasaran ini merupakan biaya yang digunakan untuk mendistribusikan hasil produksi pabrik ini. Serta pemasaran dari produk ini agar produk Biodiesel sebagai bahan bakar ramah lingkungan dan menjadi substituen bagi solar atau. Biaya distribusi dan pemasaran ini telah dianggarkan oleh perusahaan yaitu sebesar Rp. 5.000.000.000 untuk setiap tahunnya.

5.2.5 Biaya Administrasi

Biaya ini digunakan untuk kegiatan perijinan, surat-menyurat, dan biaya-biaya administrasi lain yang terkait dengan proses produksi dan penjualan produk. Biaya untuk kegiatan administrasi ini diasumsikan tetap dan menghabiskan biaya sebesar 25.000.000 per tahun

5.2.6 Biaya Bunga

Biaya bunga adalah besarnya bunga yang harus dibayarkan karena peminjaman modal ke bank. Dalam hal ini bunga yang diberikan oleh bank adalah sebesar 15% dan bunganya dibayarkan setiap tahun. Pinjaman akan dibayarkan

pada akhir tahun jalannya pabrik, yakni pada tahun ke 20. Besarnya bunga yang dipinjam adalah 40% dari C_{TPI} .

Tabel 5.22 Biaya Bunga

Pinjaman (40%)	57.559.940.555
% Bunga per tahun	15
Bunga per tahun	8.633.991.083

Tabel 5.23 Total Biaya Operasional

Jenis Operation Cost	Fixed Cost (Rp)	Variable Cost (Rp)
Direct Material		593.988.233.600
Direct Labour		384.800.000
Factory Overhead (FOH)	776.860.365,6	8.553.490.850
Marketing Expenses	0	5.000.000.000
Administration Expense		25.000.000
Total	776.860.365,6	607.951.524.450
Gran Total		608.728.384.816

5.3 Perhitungan Pendapatan Penjualan

Perhitungan pendapatan penjualan dilakukan untuk mengetahui seberapa besar harga jual produk pabrik Biodiesel ini serta berapa besar pendapatan kotor perusahaan dari besarnya penjualan Biodiesel. Berikut ini adalah rincian perhitungan pendapatan penjualan perusahaan.

Tabel 5.24 Perhitungan harga jual biodiesel/liter

Biaya Investasi	56.818.754.720
Biaya Operasi	608.728.384.816
Total	774.213.213.821
Harga jual pada titik impas/liter	6.664
Profit yang diharapkan (5%)	333
Harga jual/liter	6.998

Tabel 5.25 Perhitungan pendapatan kotor perusahaan

Harga jual	6.849
Volume penjualan (liter)	100000000
Pendapatan/tahun	684.900.000.000

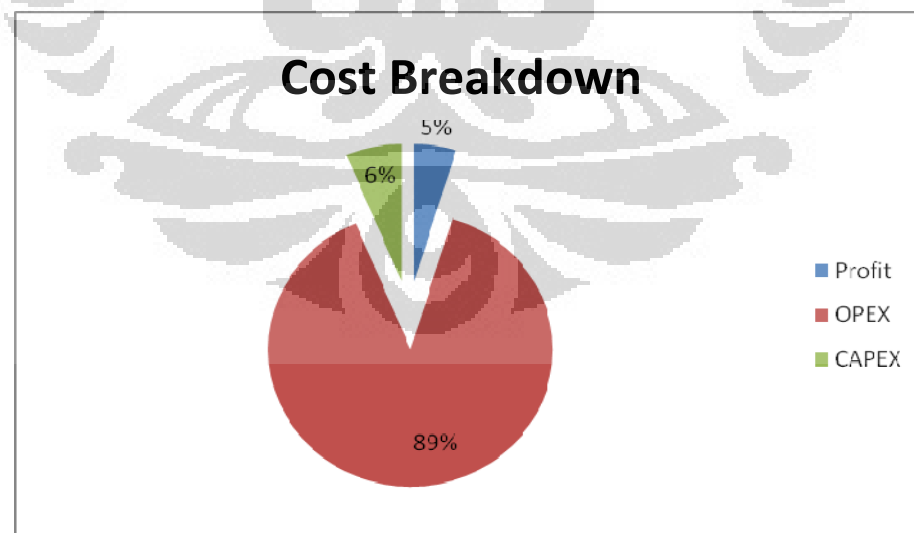
5.4 Analisa Cost Breakdown

Adapun harga jual Minyak BIODIESEL sebesar Rp 5.636,- per liter berasal dari beberapa komponen harga yaitu:

Tabel 5.26 Komponen harga yang mempengaruhi harga jual Minyak BIODIESEL

Cost Breakdown	Harga (Rp)
CAPEX	568,19
OPEX	6087,27
Harga per liter sebelum profit	6664,94
Keuntungan (5%)	333,25
Harga jual per liter	6998

Untuk lebih jelasnya, dapat dilihat pada diagram di bawah ini.

Gambar 5.1 Diagram *Cost Break Down*

5.5 Net Present Value

Metode nilai sekarang (present worth method, PW) berdasarkan pada konsep keekivalenan nilai dari seluruh arus kas relatif terhadap beberapa dasar atau titik awal pada waktu sekarang. Artinya seluruh arus kas masuk dan arus kas keluar diperhitungkan terhadap titik waktu sekarang pada suatu tingkat bunga yang umumnya MARR. PW dari alternatif investasi adalah suatu ukuran mengenai seberapa banyak uang yang mampu dibayarkan untuk investasi tadi melebihi biayanya.

Suatu PW positif pada suatu proyek investasi adalah jumlah laba diatas jumlah minimum yang dibutuhkan oleh investor. Untuk mendapatkan PW sebagai fungsi dari $i\%$ (per periode bunga) dari serangkaian kas masuk dan kas keluar. Jumlah di masa yang akan datang perlu didiskonto ke masa sekarang dengan menggunakan tingkat bunga selama periode tertentu.

$$PW = \sum F (1+i)^{-N} + P$$

$$PW = \sum A \left[\frac{(1+i)^N - 1}{i(1+i)^N} \right] + P$$

Untuk menghitung NPV, kita tarik seluruh arus kas menuju present value. Bunga bank pada saat ini adalah 15% per tahun. Dengan menggunakan bunga bank tersebut, persamaan diatas adalah:

$$PW = (48.089.851.245) \left[\frac{(1 + 15\%)^{20}}{15\% (1 + 15\%)^{20}} \right] - 165.484.829.095$$

$$PW = 280.304.898.654$$

NPV untuk pabrik ini bernilai Rp 280.304.898.654. Karena nilainya lebih besar dari 0, maka investasinya bernilai menguntungkan.

5.6 Internal Rate Return (IRR)

Metode tingkat pengendalian (IRR = *internal rate of return*) adalah metode tingkat pengembalian yang paling luas digunakan untuk menjalankan analisis ekonomi teknik (Degarmo, 1997). Metode ini memberi solusi untuk tingkat bunga yang menunjukkan persamaan dari nilai ekivalen dari arus kas masuk (penerimaan atau penghematan) pada nilai ekivalen arus kas keluar (pembayaran, termasuk biaya investasi). Dengan menggunakan rumus PW, IRR adalah $i\%$ pada persamaan:

$$\sum_{k=0}^N R_k (P/F, i\%, k) = \sum_{k=0}^N E_k (P/F, i\%, k)$$

dengan,

R_k = penghasilan atau penghematan netto untuk tahun ke-k

E_k = pengeluaran netto termasuk tiap biaya investasi untuk tahun ke-k

N = umur proyek (atau periode studi)

Untuk menghitung IRR, pertama-tama ditentukan arus kas dari pabrik ini setiap tahunnya. Arus kas yang digunakan adalah arus kas setelah pajak. Setelah itu, seluruh arus kas ditarik menuju *present value* dengan persamaan sebagai berikut.

$$PW = A(P/A, i\%, n) + P = 0$$

$$PW = (48.089.851.245) (P/A, i\%, n) - 165.484.829.095 = 0$$

Kemudian kita coba nilai $i\%$ dengan $n = 20$, agar PV tepat bernilai 0. Dari hasil perhitungan menggunakan microsoft excel, didapat IRR senilai 35,44 %.

5.7 Pay Back Period (PBP)

Secara sederhana, metode pengembalian digunakan untuk mengetahui seberapa cepat suatu investasi dapat dikembalikan. Periode pengembalian yang cepat adalah sesuatu yang diinginkan. Secara sederhana, metode pengembalian menghitung jumlah tahun yang diperlukan untuk arus kas masuk agar sama dengan arus kas keluar ($PW = 0$). Di sini, metode periode pengembalian sederhana adalah nilai terkecil dari θ ($\theta \leq N$).

Pada periode pengembalian sederhana, θ , nilai uang terhadap waktu setelah θ diabaikan.

$$\sum_{k=1}^{\theta} (R_k - E_k) - I \geq 0$$

Keterangan:

R_k = total pendapatan tahunan;

E_k = total pengeluaran tahunan;

I = investasi awal;

θ = waktu pengembalian.

Kemudian dilakukan perhitungan nilai θ dengan metode *trial and error* hingga nilai $PW = 0$ untuk suku bunga 18%. Data yang digunakan adalah sebagai berikut:

Penerimaan Bersih Tahunan (R_k)	= Rp 48.089.851.245
Investasi awal (I)	= Rp 165.484.829.095
Suku bunga, (i)	= 0,15

Dari hasil perhitungan yang dilakukan dengan microsoft Excel didapatkan nilai θ sebesar 5,23 tahun. Artinya, seluruh biaya investasi awal ini dapat kembali dalam waktu tersebut.

Tabel 5.27 Pay Back Period

Tahun	PW
1	-123.665.894.453
2	-87.305.157.927
3	-55.686.080.733
4	-28.188.303.791
5	-4.278.029.752
6	16.511.212.941
7	34.588.188.024
8	50.308.760.396

5.8 B/C Ratio

Dalam menentukan B/C ratio, digunakan persamaan sebagai berikut:

$$B/C \text{ ratio} = \frac{PV \text{ of future cash flows}}{\text{Initial investment}}$$

Diketahui:

Revenue : 684.889.563.392

Expenses : 607.555.784.816

Initial Investment : 165.484.829.095

i (%) : 15%

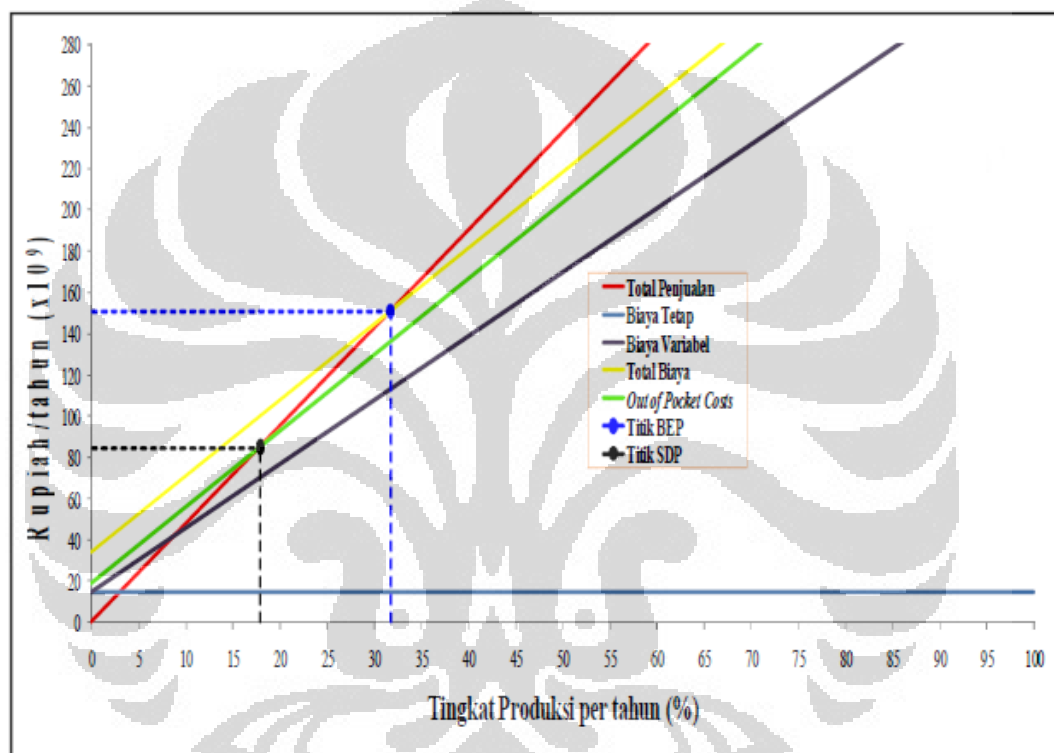
N (tahun) : 20 tahun

$$B/C \text{ Ratio} = \frac{(684.889.563.392 - 607.555.784.816)(P/A, 15\%, 20)}{165.484.829.095} = 2,93$$

Hasil perhitungan B/C ratio di atas menunjukkan bahwa proyek ini bernilai ekonomis karena B/C ratio > 1 .

5.9 Break Event Point dan Shut Down Point (BEP & SDP)

Dari hasil perhitungan excel, didapat kondisi BEP adalah 32,35% dan SDP pada 18,25 %



Gambar 5.1 Grafik BEP dan SDP

Analisa Sensitivitas

Analisis sensitivitas diperlukan untuk mengetahui apakah keekonomian suatu proyek sensitif terhadap deviasi dari komponen biaya tertentu. Selain itu, analisis sensitivitas ini juga digunakan untuk mengetahui berapa deviasi komponen biaya maksimum yang dapat terjadi agar suatu proyek tetap bernilai ekonomis. Batasan-batasan suatu proyek dikatakan ekonomis adalah:

- NPV (*Net Present Value*) bernilai ≥ 0 .
- IRR (*Internal Rate of Return*) $\geq 25\%$.
- Periode pengembalian (*payback period*) ≤ 10 tahun.

Ada beberapa komponen yang dinilai mampu memberikan perubahan terhadap tingkat keekonomian pabrik, diantaranya:

- a. Kemungkinan pertama adalah adanya fluktuasi biaya bahan baku total. Karena bahan baku CPO cenderung memiliki harga yang fluktuatif dan tidak ada standar harga yang jelas. Saat ini harga CPO berkisar antara Rp. 5000-7500. Kemudian harga katalis lipase yang cukup tinggi dan tidak ada standar harga yang jelas.
- b. Kemungkinan berikutnya adalah terjadi perubahan harga biodiesel di pasaran Indonesia, yang mengakibatkan perubahan harga jual. Dimungkinkan terjadi perubahan karena adanya kenaikan permintaan ataupun karena kebutuhan pasar Indonesia yang menurun.

Kondisi awal (sebelum dilakukan perubahan terhadap keperluan analisis sensitivitas) dari keekonomian pabrik ini adalah sebagai berikut :

- Harga jual biodiesel per liter adalah Rp. 6.849
- Biaya operasional per tahunnya adalah Rp 607.555.784.816
- Kapasitas produksi per tahun 100.000 kl
- NPV = 280.304.898.654
- IRR = 35,44%
- Pay Back Period = 5,23 tahun

Analisis sensitivitas ini dilakukan pada rentang deviasi harga jual dan harga bahan baku sebesar -20% hingga +20%.

A. Jika terjadi deviasi harga jual

Deviasi	NPV (Rp)	IRR (%)
0%	280.304.898.654	35,44
-10%	259.909.315.426	34,05
-20%	239.513.732.207	32,64
+10%	300.700.481.864	36,83
+20%	321.096.065.083	38,22

B. Jika terjadi deviasi harga bahan baku

Deviasi	NPV (Rp)	IRR (%)
0%	280.304.898.654	35,44
-10%	261.731.870.303	34,17
-20%	243.158.841.961	32,89
+10%	298.877.926.987	36,71
+20%	317.450.955.329	37,97

Kesimpulan dari analisis sensitivitas di atas, dapat kita lihat bahwa pabrik biodiesel sistem batch ini cukup stabil menghadapi fluktuasi harga jual dan harga bahan baku. Sehingga layak untuk diajukan sebagai alternatif untuk produksi biodiesel kedepannya.

5.10 Perbandingan Dengan Pabrik Biodiesel Sistem Kontinu

Pada analisa sensitivitas pabrik biodiesel dengan reaktor kontinu, didapatkan bahwa kondisi pabrik tersebut tidak stabil terhadap fluktuasi harga jual produk. Dimana dengan deviasi 5%, pabrik tersebut akan langsung mendapatkan nilai yang negatif pada NPV. Sehingga pabrik tersebut dinyatakan tidak layak beroperasi.

Pabrik sistem kontinu juga sangat berpengaruh terhadap harga bahan baku. Dimana jika harga bahan baku naik dengan deviasi 5%, maka nilai NPV pabrik tersebut akan bernilai negatif, sehingga pabrik tersebut tidak layak beroperasi.

Tabel 5.28 Pengaruh Deviasi Harga Jual Produk Pada Pabrik Dengan Reaktor

Kontinu

Range	IRR	NPV
-5%	13.38%	-Rp49,362,676,839
0%	19.12%	Rp16,188,448,657
5%	23.42%	Rp81,739,574,152
10%	27.43%	Rp147,290,699,647
15%	31.17%	Rp212,841,825,143
20%	34.76%	Rp278,392,950,638

Tabel 5.29 Pengaruh Deviasi Harga Bahan Baku Pada Pabrik Dengan Reaktor

Kontinu

Range	IRR	NPV
-20%	31.19%	Rp197,078,437,828
-15%	28.23%	Rp151,855,940,535
-10%	25.23%	Rp106,633,443,242
-5%	22.20%	Rp61,410,945,949
0%	19.12%	Rp16,188,448,657
5%	15.96%	-Rp29,034,048,636

BAB 6

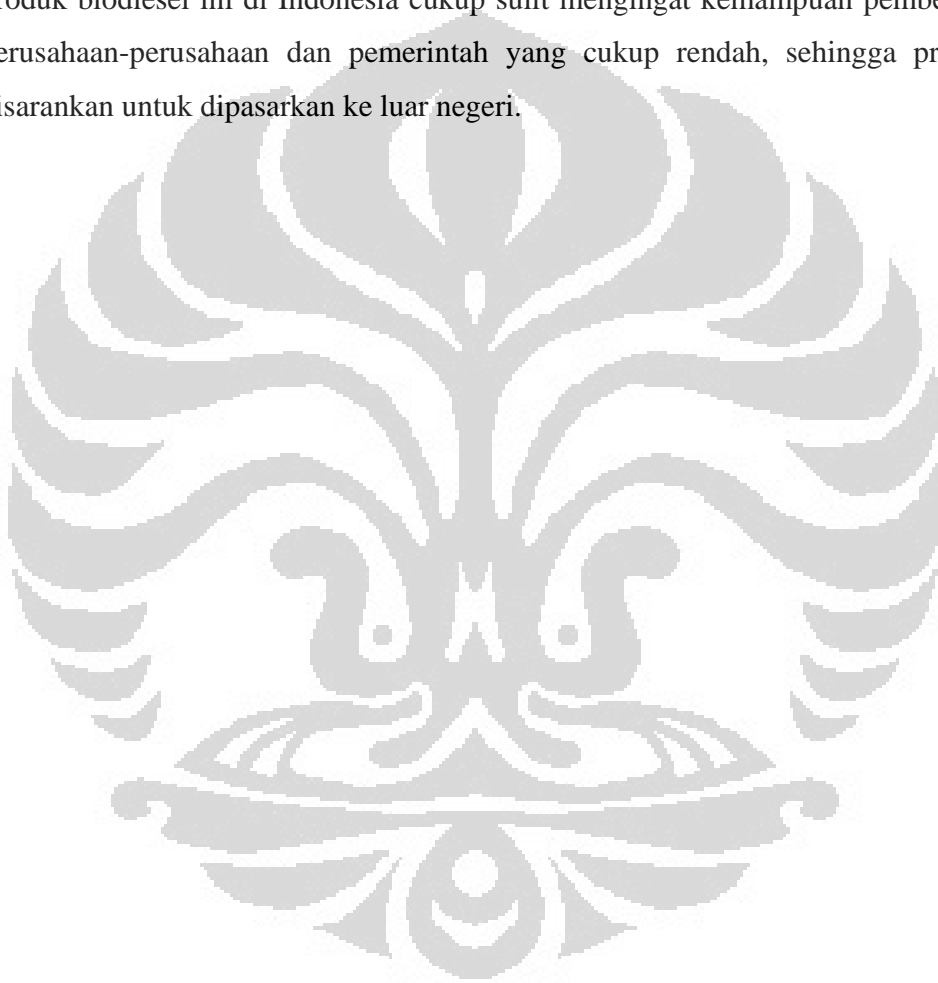
KESIMPULAN DAN SARAN

6.1 Kesimpulan

- Pembuatan biodiesel dapat dilakukan dengan proses esterifikasi atau transesterifikasi.
- Pabrik ini menggunakan reactor *batch* dalam produksi biodiesel.
- Reaksi transesterifikasi menggunakan katalis lipase dalam mengkatalisasi proses produksi biodiesel.
- Produk samping dari reaksi transesterifikasi ini adalah triasetilgliserol yang memiliki nilai jual yang lebih tinggi.
- Pabrik ini memproduksi biodiesel sebesar 100.000 kl per tahun.
- Lokasi pabrik berada pada kabupaten Kuantan Singgigi, 100 km dari ibu kota Riau, Pekanbaru.
- Pabrik ini dinyatakan layak beroperasi karena cukup stabil terhadap fluktuasi perubahan harga bahan baku serta harga jual produk.
- Dibutuhkan 4 buah reaktor batch dalam suatu siklus produksi, agar hasil produk dari pabrik ini bersifat kontinu.
- PBP dari pabrik ini adalah pada tahun ke 5
- Harga jual biodiesel ke pasaran adalah Rp.7000

6.2 Saran

Pabrik ini layak didirikan karena memiliki kelayakan dari segi teknik maupun ekonomi. Pabrik ini member nilai tambah bagi produksi CPO di Indonesia. Potensi biodiesel dimasa depan sangat cerah karena keterbatasan sumber daya minyak di dunia memaksa untuk mencari energy alternative yang terbarukan. Tetapi pemasaran produk biodiesel ini di Indonesia cukup sulit mengingat kemampuan pembelian dari perusahaan-perusahaan dan pemerintah yang cukup rendah, sehingga produk ini disarankan untuk dipasarkan ke luar negeri.



DAFTAR PUSTAKA

- Du, W., Xu, Y., Liu, D. & Zheng, J., “Comparative Study on Lipase-Catalyzed Transformation of Soybean Oil for Biodiesel Production with Different Acyl Acceptor”, *J. Mol. Cat. B: Enzymatic*, 2004, 30: 125-129
- Wirawan. (2009). *Engineering Design of Biodiesel Plant*, Asia Biomass Seminar, BPPT
- Arbianti, R., Hermansyah, H., Utamu, T., Handayani, W., “Pemanfaatan Biji Wijen Sebagai Sumber Enzim Lipase Untuk Reaksi Esterifikasi Gliserol”, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, UI.
- Hermansyah, H., Arbianti, R., Widayanto, A. & Wijanarko, A., “Kinetika Sintesa Biodiesel Menggunakan Katalis Novozyme 435”, *Jurnal Teknologi*, No.3 Tahun XXII, September 2008, 109-114 ISSN 0215-1685
- Hermansyah, H., Arbianti, R. & Utami, T., “Pemanfaatan Minyak Goreng Bekas Untuk Sintesis Biodiesel Melalui Rute Non-Alkohol”, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, UI.
- Zhang, Dube, McLean, Kates. (2003). *Biodiesel Production from Waste Cooking Oil: 1 Process design and Technology Assessment*, University of Ottawa, Canada
- Zhang, Dube, McLean, Kates. (2003). *Biodiesel Production from Waste Cooking Oil: 2 Economic Assessment and Sensitivity Analysis*, University of Ottawa, Canada
- Harding, Dennis, von Blottnitz, Harrison. (2007). *A Life Cycle Comparison between Inorganic and Biological Catalysis for the Production of Biodiesel*
- West, Posarac, Ellis. (2008). *Assessment of Four Biodiesel Production Processes Using Hysys*
- Marchetti, Miguel, Errazu. (2005). *Possible Method for Biodiesel Production*

- Direktorat Pengelolaan dan Niaga Migas., “Kebijakan Penyediaan dan Mutu Bahan Bakar Minyak Untuk Kendaraan Bermotor”, DIRJEN Minyak dan Gas.
- Emerson Process Management., *Front End Engineering Design*.
- http://en.wikipedia.org/wiki/Palm_oil
- <http://www.depperin.go.id/PaketInformasi/KelapaSawit/Minyak%20Kelapa%20Sawit.pdf>
- <http://www.pajak.go.id>
- Peter, Max S. and Klaus D. Timmerhaus. (2002). *Plant Design and Economic for Chemical Engineering 6th edition*. USA: McGraw Hill.
- <http://agribisnis.deptan.go.id/Pustaka/SNI%2001-2901-1992.pdf>
- <http://www.matche.com>
- Sullivan, William G. Bontadelli, James A. and Wicks, Elin M. (1997). *Engineering Economic 8th edition*. USA: Prentice-Hall,inc.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN KOLOM DISTILASI

A.1 Kolom Distilasi 1

Tabel A.1 Laju Alir Kolom Distilasi 1

Laju Alir (kg/jam)	Top	Bottom
Total	9243,3	16228
Vapour	27730	22924
Liquid	18487	39152

Slope :

Rectifying section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{\text{atas}} = \frac{18487}{27730} = 0,667$$

Stripping section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{\text{bawah}} = \frac{39152}{22924} = 1.708$$

Sifat fisik :

Rectifying :

$$\rho_v \quad : \quad 1,9502$$

$$\rho_L \quad : \quad 893.88$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} \quad : \quad 0.029$$

Stripping :

$$\rho_v \quad : \quad 1,6074$$

$$\rho_L \quad : \quad 908,06$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} \quad : \quad 0,219$$

Tray spacing

Umumnya adalah 0,5 m

Diameter Kolom (F_{LV})

$$\frac{L_D}{V_D} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

F_{LV} Top :

$$0,667 \cdot \sqrt{\frac{1,9502}{893,88}} = 0,031$$

F_{LV} Base :

$$1,708 \cdot \sqrt{\frac{1,6074}{908,06}} = 0,072$$

Dari gambar “Flooding velocity, sieve plates” pada lampiran B, didapatkan harga K_1 Top = 0.09 dan K_1 Base = 0.088. Tetapi, karena cairan yang keluar dari kolom memiliki tegangan permukaan lebih besar dari 0,02 pada kedua sisi, maka harga K_1 pada masing-masing sisi dikalikan dengan :

$$\left[\frac{\sigma}{0,02} \right]^{0,2}$$

Maka harga K_1 yang baru untuk Top = 0,144549 dan Base = 0,142.

Kecepatan flooding (u_f)

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_{f \text{ Top}} = 0,144549 \cdot \sqrt{\frac{893,88 - 1,9502}{1,9502}} = 3,098 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ Base}} = 0,142 \cdot \sqrt{\frac{908,06 - 1,6074}{1,6074}} = 3,372 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding

$$\text{Top } u_v = 2,633 \text{ m/s}$$

$$\text{Base } u_v = 2,866 \text{ m/s}$$

Laju alir volumetric maksimum

$$\frac{\text{laju alir vapour}}{\rho_v}$$

$$\text{Top} = 3,9497 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Base} = 3,9615 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$\text{Top} = 1,5 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 1,3818 \text{ m}^2$$

Down comer area 12%, maka luas penampang kolom (A_c) adalah :

$$\text{Top} = 1,68 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 1,5477 \text{ m}^2$$

Maka diameter kolom adalah : 1,463 m.

Tinggi kolom dihitung dengan mengasumsikan tray spacing sebesar 0,5 m dengan jumlah tray yang didapat melalui simulasi adalah 5 buah tray; ekstra feed space 1,5 m; disengagement space 3 m dan skirt height 1,5 m. Dari asumsi tersebut, maka didapatkan tinggi kolom adalah 8 m.

A.2 Kolom Distilasi 2

Tabel A.2 Laju Alir Kolom Distilasi 2

Laju Alir (kg/jam)	Top	Bottom
Total	11739	936,13
Vapour	35384	26245
Liquid	23632	27181

Slope :

Rectifying section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{\text{atas}} = \frac{23632}{35384} = 0,667872$$

Stripping section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{\text{bawah}} = \frac{27181}{26245} = 1,035664$$

Sifat fisik :

Rectifying :

$$\rho_v \quad : \quad 0,67076$$

$$\rho_L \quad : \quad 737,54$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} \quad : \quad 0,21374$$

Stripping :

$$\rho_v \quad : \quad 1,6751$$

$$\rho_L \quad : \quad 690,71$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} \quad : \quad 0,18265$$

Tray spacing

Umumnya adalah 0,5 m

Diameter Kolom (F_{LV})

$$\frac{L_D}{V_D} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

 F_{LV} Top :

$$0,667872 \cdot \sqrt{\frac{0,67076}{737,54}} = 0,020141$$

 F_{LV} Base :

$$1,035664 \cdot \sqrt{\frac{1,6751}{690,71}} = 0,051002$$

Dari gambar “Flooding velocity, sieve plates” pada lampiran B, didapatkan harga K_1 Top = 0.096 dan K_1 Base = 0.091. Tetapi, karena cairan yang keluar dari kolom memiliki tegangan permukaan lebih besar dari 0,02 pada kedua sisi, maka harga K_1 pada masing-masing sisi dikalikan dengan :

$$\left[\frac{\sigma}{0,02} \right]^{0,2}$$

Maka harga K_1 yang baru untuk Top = 0,154185 dan Base = 0,141631.

Kecepatan flooding (u_f)

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_{f \text{ Top}} = 0,154185 \cdot \sqrt{\frac{737,54 - 0,67076}{0,67076}} = 4,79099 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ Base}} = 0,141631 \cdot \sqrt{\frac{690,71 - 1,6751}{1,6751}} = 2,872497 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding

$$\text{Top } u_v = 4,072342 \text{ m/s}$$

$$\text{Base } u_v = 2,441622 \text{ m/s}$$

Laju alir volumetric maksimum

$$\frac{\text{laju alir vapour}}{\rho_v}$$

$$\text{Top} = 14,65336 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Base} = 4,352145 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (An)

$$\text{Top} = 3,598264 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 1,782481 \text{ m}^2$$

Down comer area 12%, maka luas penampang kolom (Ac) adalah :

$$\text{Top} = 4,030056 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 1,996378 \text{ m}^2$$

Maka diameter kolom adalah : 2,265795 m.

Tinggi kolom dihitung dengan mengasumsikan tray spacing sebesar 0,5 m dengan jumlah tray yang didapat melalui simulasi adalah 5 buah tray; ekstra feed space 1,5 m; disengagement space 3 m dan skirt height 1,5 m. Dari asumsi tersebut, maka didapatkan tinggi kolom adalah 8 m.

A.3 Kolom Distilasi 3

Tabel A.2 Laju Alir Kolom Distilasi 2

Laju Alir (kg/jam)	Top	Bottom
Total	4625,6	2970,5
Vapour	13877	18639
Liquid	9251,2	21610

Slope :

Rectifying section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{atas} = \frac{9251,2}{13877} = 0,666657$$

Stripping section :

$$\left(\frac{\text{laju alir liquid}}{\text{laju alir vapour}} \right)_{\text{bawah}} = \frac{21610}{18639} = 1,159397$$

Sifat fisik :

Rectifying :

$$\rho_v : 0,17778$$

$$\rho_L : 1015,9$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} : 0,072963$$

Stripping :

$$\rho_v : 0,24856$$

$$\rho_L : 1038,5$$

$$\text{Surface Tension (N/m)} : 0,17871$$

Tray spacing

Umumnya adalah 0,5 m

Diameter Kolom (F_{LV})

$$\frac{L_D}{V_D} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

F_{LV} Top :

$$0,666657 \cdot \sqrt{\frac{0,17778}{1015,9}} = 0,008819$$

F_{LV} Base :

$$1,159397 \cdot \sqrt{\frac{0,24856}{1038,5}} = 0,017937$$

Dari gambar “Flooding velocity, sieve plates” pada lampiran B, didapatkan harga K_1 Top = 0.095 dan K_1 Base = 0.09. Tetapi, karena cairan yang keluar dari kolom memiliki tegangan permukaan lebih besar dari 0,02 pada kedua sisi, maka harga K_1 pada masing-masing sisi dikalikan dengan :

$$\left[\frac{\sigma}{0,02} \right]^{0,2}$$

Maka harga K_1 yang baru untuk Top = 0,123066 dan Base = 0,139465.

Kecepatan flooding (u_f)

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_{f \text{ Top}} = 0,123066 \cdot \sqrt{\frac{1015,9 - 0,17778}{0,17778}} = 9,302168 \text{ m/s}$$

$$u_{f \text{ Top}} = 0,123066 \cdot \sqrt{\frac{1015,9 - 0,17778}{0,17778}} = 9,302168 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding

Top $u_v = 7,906843 \text{ m/s}$

Base $u_v = 7,661624 \text{ m/s}$

Laju alir volumetric maksimum*laju alir vapour* P_v

$$\text{Top} = 21,68254 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Base} = 20,82998 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (An)

$$\text{Top} = 2,74225 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 2,718742 \text{ m}^2$$

Down comer area 12%, maka luas penampang kolom (Ac) adalah :

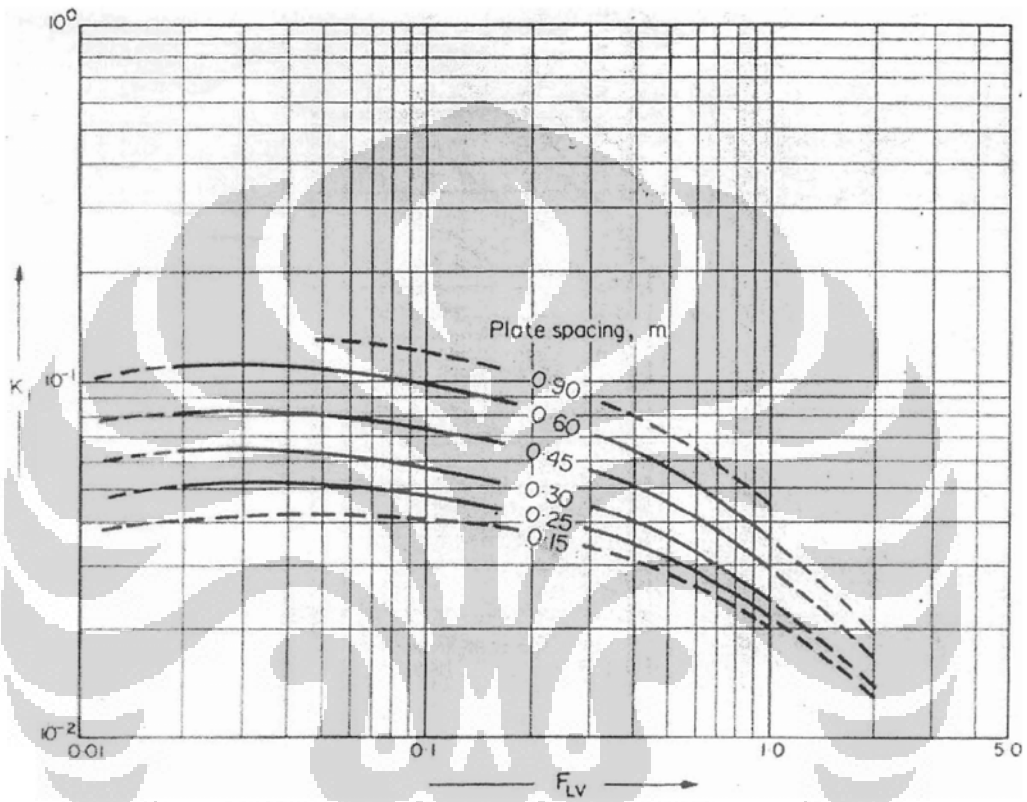
$$\text{Top} = 3,07132 \text{ m}^2$$

$$\text{Base} = 3,044991 \text{ m}^2$$

Maka diameter kolom adalah : 1,978007 m.

Tinggi kolom dihitung dengan mengasumsikan tray spacing sebesar 0,5 m dengan jumlah tray yang didapat melalui simulasi adalah 4 buah tray; ekstra feed space 1,5 m; disengagement space 3 m dan skirt height 1,5 m. Dari asumsi tersebut, maka didapatkan tinggi kolom adalah 7,5 m.

LAMPIRAN B
GRAFIK K KOLOM DISTILASI



Gambar B.1 Grafik K1 Kolom Distilasi


LAMPIRAN C


HASIL SIMULASI PROSES KIMIA


1	TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIODIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5	Workbook: Case (Main)					
6	Material Streams					
7	Name	Metil asetat	MAcetate to P-103	Crude Palm Oil	CPO to CRV-100	vent gas
8	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
9	Temperature (C)	30.00	28.00	30.00	37.00	37.00
10	Pressure (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	101.3
11	Molar Flow (kgmole/h)	47.63	172.4	14.37	14.37	0.0000
12	Mass Flow (kg/h)	3528	1.277e+004	1.270e+004	1.270e+004	0.0000
13	Liquid Volume Flow (L/d)	9.015e+004	3.263e+005	3.331e+005	3.331e+005	0.0000
14	Heat Flow (kJ/h)	-2.100e+007	-7.605e+007	-2.481e+007	-2.465e+007	0.0000
15	Name	T-100 Feed	Overhead T-100	Bottom T-100	MAcetate to RCY-1	MAcetate Recycle
16	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	Temperature (C)	37.00	46.66	148.1	46.92	46.92
18	Pressure (kPa)	101.3	70.00	75.00	400.0	400.0
19	Molar Flow (kgmole/h)	186.7	124.8	61.90	124.8	124.8
20	Mass Flow (kg/h)	2.547e+004	9243	1.623e+004	9243	9243
21	Liquid Volume Flow (L/d)	6.588e+005	2.362e+005	4.226e+005	2.362e+005	2.362e+005
22	Heat Flow (kJ/h)	-1.065e+008	-5.473e+007	-4.777e+007	-5.472e+007	-5.472e+007
23	Name	Output P-101	T-101 Feed	Water	Overhead T-101	Bottom T-101
24	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Temperature (C)	148.1	60.00	70.00	63.50	60.42
26	Pressure (kPa)	200.0	101.3	101.3	110.0	120.0
27	Molar Flow (kgmole/h)	61.90	61.90	225.2	278.3	8.758
28	Mass Flow (kg/h)	1.623e+004	1.623e+004	4057	2.000e+004	285.2
29	Liquid Volume Flow (L/d)	4.226e+005	4.226e+005	9.756e+004	5.135e+005	6628
30	Heat Flow (kJ/h)	-4.777e+007	-5.084e+007	-6.339e+007	-1.112e+008	-2.991e+006
31	Name	T-102 Feed	Bottom X-100	T-103 Feed	Metil asetat dan air	Biodiesel
32	Vapour Fraction	0.0000	0.0105	0.0088	1.0000	0.0000
33	Temperature (C)	70.00	70.00	70.10	200.0	200.0
34	Pressure (kPa)	110.0	110.0	110.0	10.00	10.00
35	Molar Flow (kgmole/h)	40.93	237.4	246.2	0.2595	39.60
36	Mass Flow (kg/h)	1.269e+004	7311	7596	13.90	1.174e+004
37	Liquid Volume Flow (L/d)	3.462e+005	1.673e+005	1.739e+005	365.4	3.213e+005
38	Heat Flow (kJ/h)	-2.964e+007	-8.120e+007	-8.419e+007	-7.247e+004	-2.426e+007
39	Name	CPO waste	Limbah	Produk sampling	MAcetate Feed	Vap1
40	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
41	Temperature (C)	487.2	12.54	142.8	30.00	30.00
42	Pressure (kPa)	20.00	25.00	30.00	101.3	101.3
43	Molar Flow (kgmole/h)	1.066	231.9	14.27	47.63	0.0000
44	Mass Flow (kg/h)	936.1	4626	2970	3528	0.0000
45	Liquid Volume Flow (L/d)	2.456e+004	1.121e+005	6.181e+004	9.015e+004	0.0000
46	Heat Flow (kJ/h)	-6.578e+005	-6.754e+007	-1.735e+007	-2.100e+007	0.0000
47	Name	Vap2	CPO to P-102	CPO to E-100	MAcetate to E-102	MAcetate to CRV-10
48	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Temperature (C)	30.00	30.00	30.27	28.27	37.00
50	Pressure (kPa)	101.3	101.3	446.1	446.1	101.3
51	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	14.37	14.37	172.4	172.4
52	Mass Flow (kg/h)	0.0000	1.270e+004	1.270e+004	1.277e+004	1.277e+004
53	Liquid Volume Flow (L/d)	0.0000	3.331e+005	3.331e+005	3.263e+005	3.263e+005
54	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-2.481e+007	-2.481e+007	-7.605e+007	-7.584e+007
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 1 of 7	


Licensed to: TEAM LND


* Specified by user.


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIODIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8						
9	Material Streams (continued)					
10						
11	Name	1	2	3	4	5
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	37.00 *	37.00 *	37.00	25.00 *	25.00 *
14	Pressure (kPa)	101.3 *	101.3 *	101.3	101.3 *	50.00 *
15	Molar Flow (kgmole/h)	5.360 *	64.32 *	69.68	361.3	23.09 *
16	Mass Flow (kg/h)	4738	4765	9503	6509 *	6054
17	Liquid Volume Flow (L/d)	1.243e+005	1.217e+005	2.460e+005	1.565e+005	1.577e+005
18	Heat Flow (kJ/h)	-9.195e+006	-2.830e+007	-3.749e+007	-1.029e+008	-1.938e+007
19	Name	vapor	metil ester	triasetilgliserol		
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000		
21	Temperature (C)	25.00	25.00	25.00		
22	Pressure (kPa)	50.00	50.00	50.00		
23	Molar Flow (kgmole/h)	0.0000	23.09	0.0000		
24	Mass Flow (kg/h)	0.0000	6054	0.0000		
25	Liquid Volume Flow (L/d)	0.0000	1.577e+005	0.0000		
26	Heat Flow (kJ/h)	0.0000	-1.938e+007	0.0000		
27	Compositions					
28						
29	Name	Metil asetat	MAcetate to P-103	Crude Palm Oil	CPO to CRV-100	vent gas
30	Comp Mole Frac (M-Acetate)	1.0000 *	1.0000 *	0.0000 *	0.0000	1.0000
31	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
32	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
33	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000
34	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000 *	0.0000 *	1.0000 *	1.0000	0.0000
35	Name	T-100 Feed	Overhead T-100	Bottom T-100	MAcetate to RCY-1	MAcetate Recycle
36	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.7111	1.0000	0.1288	1.0000	1.0000 *
37	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.2124	0.0000	0.6406	0.0000	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0703	0.0000	0.2121	0.0000	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
40	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0062	0.0000	0.0186	0.0000	0.0000 *
41	Name	Output P-101	T-101 Feed	Water	Overhead T-101	Bottom T-101
42	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.1288	0.1288	0.0000 *	0.0286	0.0008
43	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.6406	0.6406	0.0000 *	0.1424	0.0025
44	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.2121	0.2121	0.0000 *	0.0456	0.0501
45	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	1.0000 *	0.7794	0.9423
46	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0186	0.0186	0.0000 *	0.0040	0.0044
47	Name	T-102 Feed	Bottom X-100	T-103 Feed	Metil asetat dan air	Biodiesel
48	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0006	0.0334	0.0323	0.0671	0.0002
49	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.9683	0.0000	0.0001	0.1141	0.9997
50	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0535	0.0533	0.0000	0.0000
51	Comp Mole Frac (H2O)	0.0053	0.9129	0.9139	0.8188	0.0001
52	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0258	0.0002	0.0004	0.0000	0.0000
53	Name	CPO waste	Limbah	Produk sampling	MAcetate Feed	Vap1
54	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0000	0.0343	0.0000	1.0000	1.0000
55	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0100	0.0000	0.0010	0.0000	0.0000
56	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0000	0.9200	0.0000	0.0000
57	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.9657	0.0724	0.0000	0.0000
58	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.9900	0.0000	0.0066	0.0000	0.0000
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 2 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIO DIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8	Compositions (continued)					
9						
10	Name	Vap2	CPO to P-102	CPO to E-100	MAcetate to E-102	MAcetate to CRV-10
11	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000
12	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
13	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
14	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
15	Comp Mole Frac (Triolein*)	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
16	Name	1	2	3	4	5
17	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0000 *	1.0000 *	0.9231	0.0000 *	0.1288 *
18	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.6406 *
19	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	0.0000 *	0.2121 *
20	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000 *	0.0000 *	0.0000	1.0000 *	0.0000 *
21	Comp Mole Frac (Triolein*)	1.0000 *	0.0000 *	0.0769	0.0000 *	0.0186 *
22	Name	vapor	metil ester	triasetilgliserol		
23	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.9997	0.1288	0.1288		
24	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.6406	0.6406		
25	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0003	0.2121	0.2121		
26	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000		
27	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0186	0.0186		
28	Energy Streams					
29						
30	Name	heating_1	E-Cond	E-Reb	E-pump	E-pump1
31	Heat Flow (kJ/h)	1.622e+005	1.150e+007	1.546e+007	4550	3280
32	Name	Ecul	Q-reactor	Q-split1	Cond T-102	Reb T-102
33	Heat Flow (kJ/h)	3.075e+006	-5.975e+006	3.995e+005	1.431e+007	1.897e+007
34	Name	Q-102	Q-103	Heater 102	Cond T-103	Reb T-103
35	Heat Flow (kJ/h)	6448	6388	2.045e+005	3.196e+007	3.126e+007
36	Unit Ops					
37						
38	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
39	MIX-100	Mixer	MAcetate Recycle MAcetate Feed		No	500.0 *
40	MIX-101	Mixer	Bottom X-100 Bottom T-101	T-103 Feed	No	500.0 *
41	MIX-102	Mixer	1 2	3	No	500.0 *
42	E-100	Heater	CPO to E-100 heating 1	CPO to CRV-100	No	500.0 *
43	E-102	Heater	MAcetate to E-102 Heater 102	MAcetate to CRV-100	No	500.0 *
44	CRV-100	Conversion Reactor	CPO to CRV-100 MAcetate to CRV-100 Q-reactor	T-100 Feed vent gas Q-reactor	No	500.0 *
45	T-100	Distillation	T-100 Feed E-Reb	Bottom T-100 Overhead T-100 E-Cond	No	2500 *
46	T-102	Distillation	T-102 Feed Reb T-102	CPO waste Metil asetat dan air Biodiesel Cond T-102	No	2500 *
47	T-103	Distillation	T-103 Feed Reb T-103	Produk sampling Limbah Cond T-103	No	2500 *
48	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 3 of 7	
49	Licensed to: TEAM LND				* Specified by user.	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIO DIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7	Unit Ops (continued)					
8						
9						
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
12	P-100	Pump	Overhead T-100	MAcetate to RCY-1	No	500.0 *
13			E-pump			
14	P-101	Pump	Bottom T-100	Output P-101	No	500.0 *
15			E-pump1			
16	P-102	Pump	CPO to P-102	CPO to E-100	No	500.0 *
17			Q-102			
18	P-103	Pump	MAcetate to P-103	MAcetate to E-102	No	500.0 *
19			Q-103			
20	RCY-1	Recycle	MAcetate to RCY-1	MAcetate Recycle	No	3500 *
21	E-101	Cooler	Output P-101	T-101 Feed	No	500.0 *
22				Ecul		
23	T-101	Liquid-Liquid Extractor	Water	Bottom T-101	No	2500 *
24			T-101 Feed	Overhead T-101		
25	SET-1	Set			No	500.0 *
26	SET-2	Set			No	500.0 *
27	X-100	Component Splitter	Overhead T-101	T-102 Feed	No	500.0 *
28			Q-split1	Bottom X-100		
29	V-100	Tank	Metil asetat	MAcetate Feed	No	500.0 *
30				Vap1		
31	V-101	Tank	Crude Palm Oil	CPO to P-102	No	500.0 *
32				Vap2		
33	V-102	3 Phase Separator	5	metil ester	No	500.0 *
34				vapor		
35				triasetilgliserol		
36	Workbook: T-100 (COL1)					
37	Material Streams					
38						
39						
40	Name	Reflux @COL1	To Condenser @CO	Boilup @COL1	To Reboiler @COL1	103b @COL1
41	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
42	Temperature (C)	46.66	46.66	148.1	53.51	148.1
43	Pressure (kPa)	70.00	70.00	75.00	75.00	75.00
44	Molar Flow (kgmole/h)	249.5	374.3	305.4	367.3	61.90
45	Mass Flow (kg/h)	1.849e+004	2.773e+004	2.292e+004	3.915e+004	1.623e+004
46	Liquid Volume Flow (L/d)	4.723e+005	7.085e+005	5.840e+005	1.007e+006	4.226e+005
47	Heat Flow (kJ/h)	-1.095e+008	-1.527e+008	-1.231e+008	-1.863e+008	-4.777e+007
48	Name	103 @COL1	103a @COL1			
49	Vapour Fraction	0.0000	0.0000			
50	Temperature (C)	37.00	46.66			
51	Pressure (kPa)	101.3	70.00			
52	Molar Flow (kgmole/h)	186.7	124.8			
53	Mass Flow (kg/h)	2.547e+004	9243			
54	Liquid Volume Flow (L/d)	6.588e+005	2.362e+005			
55	Heat Flow (kJ/h)	-1.065e+008	-5.473e+007			
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.			HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 4 of 7
	Licensed to: TEAM LND					* Specified by user.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIO DIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5	Workbook: T-100 (COL1) (continued)					
6	Compositions					
7	Name	Reflux @COL1	To Condenser @CO	Boilup @COL1	To Reboiler @COL1	103b @COL1
8	Comp Mole Frac (M-Acetate)	1.0000	1.0000	0.9936	0.8479	0.1288
9	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0007	0.1085	0.6406
10	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0000	0.0057	0.0405	0.2121
11	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
12	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0031	0.0186
13	Name	103 @COL1	103a @COL1			
14	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.7111	1.0000			
15	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.2124	0.0000			
16	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0703	0.0000			
17	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000			
18	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0062	0.0000			
19	Energy Streams					
20	Name	E-Cond @COL1	E-Reb @COL1			
21	Heat Flow (kJ/h)	1.150e+007	1.546e+007			
22	Unit Ops					
23	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
24	Reboiler @COL1	Reboiler	To Reboiler @COL1 E-Reb @COL1	103b @COL1 Boilup @COL1	No	500.0 *
25	Main TS @COL1	Tray Section	Reflux @COL1 Boilup @COL1 103 @COL1	To Reboiler @COL1 To Condenser @COL1	No	500.0 *
26	Condenser @COL1	Total Condenser	To Condenser @COL1 E-Cond @COL1	103a @COL1 Reflux @COL1 E-Cond @COL1	No	500.0 *
27	Workbook: T-101 (COL2)					
28	Material Streams					
29	Name	Water @COL2	104a @COL2	104b @COL2	T-101 Feed @COL2	
30	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Temperature (C)	70.00	63.50	60.42	60.00	
32	Pressure (kPa)	101.3	110.0	120.0	101.3	
33	Molar Flow (kgmole/h)	225.2	278.3	8.758	61.90	
34	Mass Flow (kg/h)	4057	2.000e+004	285.2	1.623e+004	
35	Liquid Volume Flow (L/d)	9.756e+004	5.135e+005	6628	4.226e+005	
36	Heat Flow (kJ/h)	-6.339e+007	-1.112e+008	-2.991e+006	-5.084e+007	
37	Compositions					
38	Name	Water @COL2	104a @COL2	104b @COL2	T-101 Feed @COL2	
39	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0000	0.0286	0.0008	0.1288	
40	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.1424	0.0025	0.6406	
41	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0456	0.0501	0.2121	
42	Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.7794	0.9423	0.0000	
43	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0040	0.0044	0.0186	
44	Energy Streams					
45	Name					
46	Heat Flow (kJ/h)					
47	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 5 of 7	
48	Licensed to: TEAM LND				* Specified by user.	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BODIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5						
6	Workbook: T-101 (COL2) (continued)					
7	Unit Ops					
8						
9						
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
12	TS-1 @COL2	Tray Section	Water @COL2	104b @COL2	No	500.0 *
13			T-101 Feed @COL2	104a @COL2		
14	Workbook: T-102 (COL3)					
15	Material Streams					
16						
17						
18						
19	Name	Reflux @COL3	To Condenser @CO	Boilup @COL3	To Reboiler @COL3	Metil asetat dan air @
20	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000
21	Temperature (C)	200.0	257.4	487.2	299.0	200.0
22	Pressure (kPa)	10.00	10.00	20.00	20.00	10.00
23	Molar Flow (kgmole/h)	79.72	119.6	49.57	50.63	0.2595
24	Mass Flow (kg/h)	2.363e+004	3.538e+004	2.625e+004	2.718e+004	13.90
25	Liquid Volume Flow (L/d)	6.468e+005	9.684e+005	6.985e+005	7.231e+005	365.4
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.883e+007	-5.885e+007	-2.018e+007	-3.981e+007	-7.247e+004
27	Name	Biodiesel @COL3	Minyak sisa @COL3	106a @COL3		
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000		
29	Temperature (C)	200.0	487.2	70.00		
30	Pressure (kPa)	10.00	20.00	110.0		
31	Molar Flow (kgmole/h)	39.60	1.066	40.93		
32	Mass Flow (kg/h)	1.174e+004	936.1	1.269e+004		
33	Liquid Volume Flow (L/d)	3.213e+005	2.456e+004	3.462e+005		
34	Heat Flow (kJ/h)	-2.426e+007	-6.578e+005	-2.964e+007		
35	Compositions					
36						
37	Name	Reflux @COL3	To Condenser @CO	Boilup @COL3	To Reboiler @COL3	Metil asetat dan air @
38						
39	Name	Biodiesel @COL3	Minyak sisa @COL3	106a @COL3		
40						
41	Energy Streams					
42						
43	Name	Cond T-102 @COL3	Reb T-102 @COL3			
44	Heat Flow (kJ/h)	1.431e+007	1.897e+007			
45	Unit Ops					
46						
47	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
48	Condenser @COL3	Partial Condenser	To Condenser @COL3	Metil asetat dan air @COL3	No	500.0 *
49			Cond T-102 @COL3	Biodiesel @COL3		
50				Reflux @COL3		
51				Cond T-102 @COL3		
52	Reboiler @COL3	Reboiler	To Reboiler @COL3	Minyak sisa @COL3	No	500.0 *
53			Reb T-102 @COL3	Boilup @COL3		
54	Main TS @COL3	Tray Section	Reflux @COL3	To Reboiler @COL3	No	500.0 *
55			Boilup @COL3	To Condenser @COL3		
56			106a @COL3			
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 6 of 7	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\TUGAS AKHIR\BIO DIESEL OVAN.HSC			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Mon Jun 21 10:45:41 2004			
4						
5						
6	Workbook: T-103 (COL4)					
7	Material Streams					
8						
9						
10						
11	Name	Reflux @COL4	To Condenser @CO	Boilup @COL4	To Reboiler @COL4	Produk sampling @C
12	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	12.54	64.20	142.8	70.83	142.8
14	Pressure (kPa)	25.00	25.00	30.00	30.00	30.00
15	Molar Flow (kgmole/h)	463.8	695.7	650.4	664.7	14.27
16	Mass Flow (kg/h)	9251	1.388e+004	1.864e+004	2.161e+004	2970
17	Liquid Volume Flow (L/d)	2.243e+005	3.364e+005	4.224e+005	4.842e+005	6.181e+004
18	Heat Flow (kJ/h)	-1.351e+008	-1.707e+008	-1.880e+008	-2.366e+008	-1.735e+007
19	Name	T-103 Feed @COL4	Limbah @COL4			
20	Vapour Fraction	0.0088	0.0000			
21	Temperature (C)	70.10	12.54			
22	Pressure (kPa)	110.0	25.00			
23	Molar Flow (kgmole/h)	246.2	231.9			
24	Mass Flow (kg/h)	7596	4626			
25	Liquid Volume Flow (L/d)	1.739e+005	1.121e+005			
26	Heat Flow (kJ/h)	-8.419e+007	-6.754e+007			
27	Compositions					
28						
29	Name	Reflux @COL4	To Condenser @CO	Boilup @COL4	To Reboiler @COL4	Produk sampling @C
30	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0343	0.0343	0.0000	0.0000	0.0000
31	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0010
32	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0000	0.0000	0.0532	0.0718	0.9200
33	Comp Mole Frac (H2O)	0.9657	0.9657	0.9468	0.9281	0.0724
34	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0066
35	Name	T-103 Feed @COL4	Limbah @COL4			
36	Comp Mole Frac (M-Acetate)	0.0323	0.0343			
37	Comp Mole Frac (M-Oleate)	0.0001	0.0000			
38	Comp Mole Frac (GlyTriC2oate)	0.0533	0.0000			
39	Comp Mole Frac (H2O)	0.9139	0.9657			
40	Comp Mole Frac (Triolein*)	0.0004	0.0000			
41	Energy Streams					
42						
43	Name	Cond T-103 @COL4	Reb T-103 @COL4			
44	Heat Flow (kJ/h)	3.196e+007	3.126e+007			
45	Unit Ops					
46						
47	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
48	Reboiler @COL4	Reboiler	To Reboiler @COL4 Reb T-103 @COL4	Produk sampling @COL4 Boilup @COL4	No	500.0 *
49	Main TS @COL4	Tray Section	Reflux @COL4	To Reboiler @COL4	No	500.0 *
50			Boilup @COL4	To Condenser @COL4		
51	Condenser @COL4	Total Condenser	T-103 Feed @COL4	Limbah @COL4	No	500.0 *
52			To Condenser @COL4	Reflux @COL4		
53			Cond T-103 @COL4	Cond T-103 @COL4		
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.1 (Build 4815)		Page 7 of 7	
	Licensed to: TEAM LND				* Specified by user.	