



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**SIMULASI PROSES PEMBUATAN BIODIESEL DENGAN  
BANTUAN CHEMCAD MENGGUNAKAN METODE HYBRID  
DAN PERHITUNGAN AWAL EKONOMINYA**

**SKRIPSI**

**AZIZ AFANDI**

**0606043055**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI S-1 EKSTENSI TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
DESEMBER 2008**



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**SIMULASI PROSES PEMBUATAN BIODIESEL DENGAN  
BANTUAN CHEMCAD MENGGUNAKAN METODE HYBRID  
DAN PERHITUNGAN AWAL EKONOMINYA**

**SKRIPSI**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik di  
Departemen Teknik Kimia FT UI**

**AZIZ AFANDI**

**0606043055**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI S-1 EKSTENSI TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
DESEMBER 2008**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Aziz Afandi

NPM : 0606043055

Tanda Tangan :

Tanggal :

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Aziz Afandi  
NPM : 0606043055  
Program Studi : S-1 Ekstensi Teknik Kimia  
Judul Studi : Simulasi Proses Pembuatan Biodiesel Dengan Bantuan  
Chemcad Menggunakan Metode Hybrid Dan  
Perhitungan Awal Ekonominya

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

### DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Bambang Heru Susanto, ST MT ( )  
Penguji : Ir. Tilani Hamid, Msi ( )  
Penguji : Ir. Sukirno, M.Eng ( )

Ditetapkan di : Kampus UI Depok

Tanggal : 23 Desember 2008

## KATA PENGANTAR/UCAPAN TERIMA KASIH

Puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. 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 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:

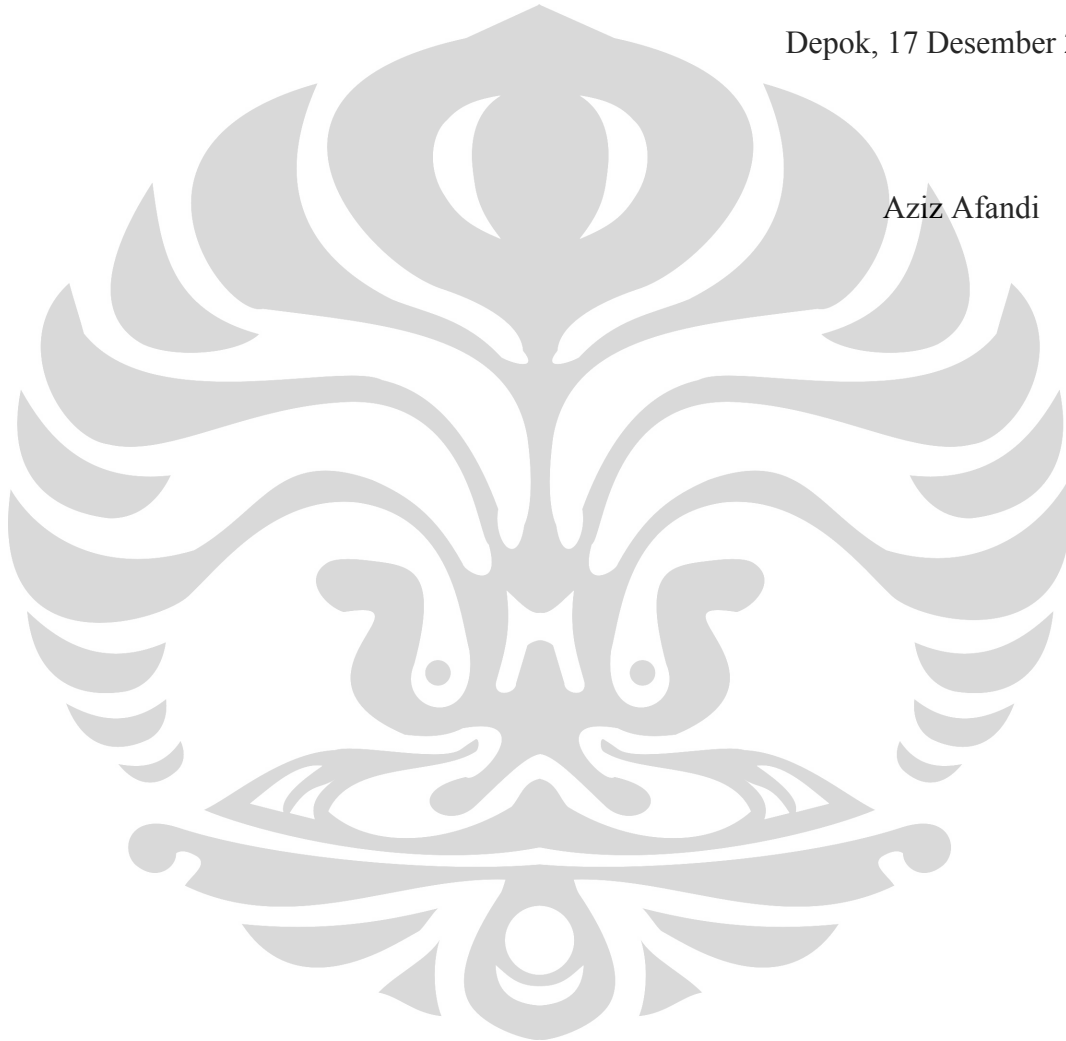
1. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo Purwanto, DEA selaku ketua Departemen Teknik Kimia FT UI;
2. Bambang Heru Susanto, ST MT. selaku pembimbing skripsi yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam menyusun skripsi ini;
3. Bapak Bambang Heru ST MT. selaku dosen pembimbing akademis selama perkuliahan selama ini;
4. Orang tua dan keluarga saya yang telah memberikan bantuan dukungan material dan moral;
5. Teman-teman S-1 Ekstensi angkatan 2006 yang banyak membantu dalam memberi motivasi, kerja sama, dan persahabatannya kepada penulis yang tidak dapat disebutkan satu persatu.
6. Hanif (Obama), Oland mirza kangen band, Binyo budhi handuk, ariel ekipen, eko ucil, sebagai teman satu perjuangan dalam tawa sutra.
7. Widhi, Apung, Ucok, Rian, terima kasih bantuannya telah menemani penulis dalam mencari bahan dan mgenet bareng.
8. Mang Ijal, Kang Jajat dan Mas Eko dalam bantuannya selama penelitian berlangsung.
9. Pak Min dan mas Opik atas bantuannya dalam mencari literatur di perpustakaan.
10. Buat yang paling spesial yang ada di hati penulis "Mayaanti" selamat yah udah jadi penyiar.

11. Buat tema-teman skuiditer yang selalu kompak dan tidak ada matinya

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu.

Depok, 17 Desember 2008

Aziz Afandi



**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR  
UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

---

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

Nama : Aziz Afandi  
NPM : 0606043055  
Program Studi : S-1 Ekstensi Teknik Kimia  
Departemen : Teknik Kimia  
Fakultas : Teknik UI  
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:

**“Simulasi Proses Pembuatan Biodiesel Dengan Bantuan Chemcad Menggunakan Metode Hybrid Dan Perhitungan Awal Ekonominya.”**

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan 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 :

Pada tanggal :

Yang menyatakan

(Aziz Afandi)

## ABSTRAK

Nama : Aziz Afandi

Program studi : S-1 Ekstensi Teknik Kimia

Judul : Simulasi Proses Pembuatan Biodiesel Dengan Bantuan Chemcad Menggunakan Metode Hybrid Dan Perhitungan Awal Ekonominya

Biodiesel adalah minyak diesel alternatif yang secara umum didefinisikan sebagai ester monoalkil dari minyak tanaman, lemak hewan, dan minyak jelantah. Biodiesel diperoleh dari hasil reaksi transterifikasi antara minyak dengan alkohol monohidrat dalam suatu katalis NaOH. Reaksi transterifikasi berlangsung 0,5-1 jam pada suhu sekitar 40<sup>0</sup>C hingga terbentuk dua lapisan. Lapisan bawah adalah gliserol dan lapisan atas metil ester.

Penelitian ini pada intinya adalah mensimulasikan proses pembuatan biodiesel dengan menggunakan chemcad, dimana metode yang digunakan adalah metode hybrid. Pada penelitian ini akan digunakan senyawa trigliserida sebagai minyak nabatai (CPO) yang akan direaksikan dengan senyawa alkohol (methanol) dengan bantuan katalis basa (NaOH) dalam proses transesterifikasi. Transesterifikasi adalah tahap konversi dari trigliserida menjadi alkyl ester, melalui reaksi dengan alkohol, dan menghasilkan produk samping yaitu gliserol.

Dalam penelitian ini, dimana akan menggunakan temperatur proses pada reaktornya sebesar 60<sup>0</sup>C dan pada tekana 200 Kpa, rasio molar Alkohol-Minyak 9:1 dengan katalis sebanyak 1% dari jumlah minyak yang diumpankan.

Perhitungan awal ekonominya diperoleh dengan memperhatikan nilai CCF sebesar 1,30 maka bisnis dalam produksi biodiesel sangat *feasible* untuk dijalankan mengingat nilai CCF > 0,33.

Kata kunci: Biodisel , Chemcad, Transesterifikasi,



## ABSTRAK

Nama : Aziz Afandi

Program studi : S-1 Ekstensi Teknik Kimia

Title : Simulation Process Make Biodiesel With Chemcad Use Hybrid Method And Early Economic Account

Biodiesel is alternative diesel oil that the definition as methyl ester from nabati oil, animal fat and waste cooking oil. Biodiesel from result reaction transesterification between oil and alcohol in base catalyzed. Transesterification reaction works 0.5 – 1 hours at temperature about 40 °C until formed two layers, under layer is glycerol and up layers is methyl esters.

Result this simulated process biodiesel with chemcad, where the method using hybrid method. This research used triglycerides compound as nabati oil (CPO) that can bereacted with methanol compound with base catalyzed (NaOH) in transesterification process. Transesterification is conversion step from triglycerides be came alkyl esters from reaction with alcohol and result side product as glycerol.

This research which using temperature process at reactor about 60 °C and at preasure 200 kpa, molar ratio alcohol-oil 9:1 with catalyzed 1% from all feed oil.

Early economic account from see the CCF score about 1.30 so business in biodiesel production is very feasible for runing, remember that score CCF > 0.33

Keyword : Biodiesel, Chemcad, Transesterification

# DAFTAR ISI

	Halaman
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	ii
PENGESAHAN.....	iii
UCAPAN TERIMA KASIH.....	iv
ABSTRAK.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
<b>BAB 1 PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 LATAR BELAKANG.....	1
1.2 PERUMUSAN MASALAH.....	3
1.3 TUJUAN PENELITIAN.....	3
1.4 BATASAN MASALAH.....	3
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN.....	4
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>5</b>
2.1 MINYAK SOLAR ATAU DIESEL.....	5
2.2 BAHAN BAKAR NABATI.....	5
2.3. KOMPOSISI DALAM MINYAK NABATI.....	6
2.3.1 Trigiliserida.....	7
2.3.2 Asam Lemak Bebas.....	7
2.4 BIODIESEL DARI MINYAK NABATI.....	8
2.4.1 Keuntungan Menggunakan Biodiesel.....	10
2.5 PROSES PEMBUATAN BIODIESEL.....	11
2.5.1 Esterifikasi.....	11
2.5.1 Transesterifikasi.....	12
2.5.1 Hal-hal yang Mempengaruhi Reaksi Transesterifikasi.....	14
2.6 SYARAT MUTU BIODIESEL.....	16
2.7 TINJAUAN BEBERAPA PROSES PRODUKSI PEMBUATAN BIODIESEL SKALA PLAN ATAU INDUSTRI.....	18
2.7.1 Proses Biox.....	18
2.7.2 Proses Lurgi.....	19
2.7.3 Proses MPOB (Malaysia).....	21
2.7.4 Institut Francais du Pétrol.....	23
2.7.5 Biodiesel ITB.....	25
2.8 BIODISEL DENGAN SIMULATOR CHEMCAD.....	27
2.8.1 Rigorous Method.....	27
2.8.2 Shortcut Method.....	28
2.8.3 Hybrid Method.....	29
<b>BAB 3 METODE PENELITIAN.....</b>	<b>31</b>
3.1 METODOLOGI.....	31

3.2 PERCOBAAN.....	32
3.2.1 Laju Alir Penelitian.....	32
3.2.2 Proses Pembuatan Biodisel.....	33
3.3 MEMULAI MENGOPERASIKAN CHEMCAD.....	34
3.4 MELAKUKAN VARIASI.....	36
3.4.1 Melakukan Variasi Kondisi Operasi Pada Tiap-Tiap Tahap Proses.....	36
3.4.2 Melakukan Variasi Umpan Reaktan.....	37
3.5 PENGHITUNGAN AWAL NILAI EKONOMI PROSES PEMBUATAN BIODIESEL.....	37
<b>BAB 4 PEMBAHASAN.....</b>	<b>38</b>
4.1 PEMILIHAN TEKNOLOGI PROSES.....	38
4.2 MEMBUAT SIMULASI DALAM PROGRAM CHEMCAD.....	40
4.3 MELAKUKAN PENENTUAN KONDISI OPERASI.....	41
4.4 MELAKUKAN VARIASI UMPAN.....	44
4.4.1 Melakukan Variasi Umpan Rasio Minyak-Alkohol.....	44
4.4.2 Melakukan Variasi Umpan Katalis.....	50
4.5 PABRIK BIODIESEL.....	54
4.5.1 Lokasi.....	54
4.5.2 Kapasitas Pabrik.....	54
4.5.3 Pasar.....	55
4.6 MATERIAL BALANCES.....	55
4.7 ENERGY BALANCES.....	57
4.7.1. Perbedaan Temperature.....	57
4.7.2 Perbedaan Tekanan.....	57
4.8 SIZING PERALATAN.....	60
4.8.1 Reaktor.....	61
4.8.2 Kolom Distilasi.....	61
4.8.3 Pompa.....	62
4.9 HARGA PERALATAN.....	62
4.10 POTENSIAL EKONOMI.....	63
4.10.1 Raw Material Cost.....	63
4.10.2 Revenue.....	64
4.11 TOTAL PRODUCTION COST, TOTAL INVESTASI DAN CCF.....	65
4.11.1 Total Investasi.....	65
4.11.2 Total Production Cost.....	65
4.11.3 CCF (Capital Charge Factor).....	66
<b>BAB 5 KESIMPULAN.....</b>	<b>67</b>
DAFTAR PUSTAKA.....	68
LAMPIRAN A DATA HASIL PENELITIAN.....	69
LAMPIRAN B CONTOH PERHITUNGAN.....	85

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
<b>Gambar 2.1</b> Struktur molekul monogliserida, digliserida, dan trigliserida.....	8
<b>Gambar 2.2</b> Struktur molekul asam lemak bebas.....	8
<b>Gambar 2.3</b> grafik Rasio minyak-metanol dengan konversi biodiesel	16
<b>Gambar 2.4</b> bagan proses BIOX.....	20
<b>Gambar 2.5</b> Diagram blok proses pembuatan biodiesel Lurgi.....	21
<b>Gambar 2.6</b> Skema tahap transesterifikasi proses Lurgi.....	22
<b>Gambar 2.7</b> Process flow diagram pembuatan biodiesel MPBO.....	23
<b>Gambar 2.8</b> perbandingan proses Institut Francais du Pétrol dengan esterifikasi.....	25
<b>Gambar 2.9</b> Diagram blok proses pembuatan biodiesel ITB.....	27
<b>Gambar 2.10</b> Susunan reaktor dan decanter pada tahap transesterifikasi.....	28
<b>Gambar 3.1</b> Laju Alir Penelitian.....	32
<b>Gambar 3.2</b> proses pembuatan biodiesel.....	33
<b>Gambar 3.3</b> Diagram alir penelitian.....	34
<b>Gambar 3.4</b> PFD Biodisel dalam Chemcad.....	35
<b>Gambar 4.1</b> PFD Biodisel dalam Chemcad.....	41
<b>Gambar 4.2</b> kurva perbandingan rasio umpan terhadap hasil biodisel.....	50
<b>Gambar 4.3</b> pengaruh katalis terhadap produk biodiesel.....	54

## DAFTAR TABEL

	Halaman
<b>Tabel 2.1</b> Sifat fisik beberapa minyak nabati dan minyak fosil.....	7
<b>Tabel 2.2</b> karakteristik biodiesel.....	11
<b>Tabel 2.3</b> Sifat-sifat fisik biodiesel terhadap rasio minyak-metanol...	16
<b>Tabel 2.4</b> Syarat biodiesel yang baik.....	18
<b>Tabel 4.1</b> Pembobotan proses biodiesel.....	39
<b>Tabel 4.2</b> Daftar unit-unit operasi yang digunakan.....	43
<b>Tabel 4.3</b> Umpan masuk dengan Rasio 12:1.....	45
<b>Tabel 4.4</b> Hasil produk dari rasio 12:1.....	45
<b>Tabel 4.5</b> Umpan masuk dengan Rasio 9:1.....	46
<b>Tabel 4.6</b> Hasil produk dari rasio 9:1.....	46
<b>Tabel 4.7</b> Umpan masuk dengan Rasio 6:1.....	47
<b>Tabel 4.8</b> Hasil produk dari rasio 6:1.....	47
<b>Tabel 4.9</b> Umpan masuk dengan Rasio 3:1.....	48
<b>Tabel 4.10</b> Hasil produk dari rasio 3:1.....	48
<b>Tabel 4.11</b> Produk biodiesel berdasarkan rasio umpan.....	49
<b>Tabel 4.12</b> Umpan masuk dengan Katalis 1%.....	50
<b>Tabel 4.13</b> Hasil produk dari Katalis 1 %.....	50
<b>Tabel 4.14</b> Umpan masuk dengan Katalis 10%.....	52
<b>Tabel 4.15</b> Hasil produk dari Katalis 10 %.....	51
<b>Tabel 4.16</b> Umpan masuk dengan Katalis 20%.....	52
<b>Tabel 4.17</b> Hasil produk dari Katalis 20 %.....	52
<b>Tabel 4.18</b> Produk biodiesel berdasarkan Banyaknya Katalis.....	53
<b>Tabel 4.19</b> Material balance pada proses simulasi biodiesel.....	56
<b>Tabel 4.20</b> Energi balance berdasarkan perbedaan temperatur.....	58
<b>Tabel 4.21</b> perhitungan nilai perbedaan tekanan.....	59
<b>Tabel 4.22</b> Hasil perhitungan volume berdasarkan laju alirnya.....	59
<b>Tabel 4.23</b> Hasil perhitungan energy balance berdasarkan perbedaan tekanan.....	60
<b>Tabel 4.24</b> Jumlah alat utama.....	60
<b>Tabel 4.25</b> Ukuran reaktor.....	61
<b>Tabel 4.26</b> Ukuran kolom destilasi ama.....	61
<b>Tabel 4.27</b> Daftar harga paralatan yang dipakai.....	62
<b>Tabel 4.28</b> Biaya raw material dalam proses produksi biodiesel.....	63

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Sejalan dengan meningkatnya pertumbuhan ekonomi dan penambahan penduduk yang sangat pesat mengakibatkan kebutuhan akan bahan bakar minyak terus meningkat sedangkan stok minyak mentah yang berasal dari fosil ini terus menurun setiap tahunnya akibat penurunan secara alamiah (*natural decline*) cadangan minyak pada sumur yang berproduksi, sehingga banyak negara mengalami masalah kekurangan bahan bakar minyak (dari bahan bakar fosil) untuk negaranya sendiri khususnya Indonesia, untuk itu perlu dicari alternatif bahan bakar lain, terutama dari bahan yang terbarukan, penganekaragaman (*diversifikasi*) sumber energi selain berguna untuk menambah pilihan sumber energi, juga berguna untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak bumi. Salah satu alternatifnya adalah biodiesel, untuk menggantikan solar.

Biodiesel secara umum adalah bahan bakar mesin diesel yang terbuat dari bahan terbarukan atau secara khusus merupakan bahan bakar mesin diesel yang terdiri atas ester alkil dari asam-asam lemak yang dapat dijadikan salah satu pilihan untuk membantu mengatasi besarnya tekanan kebutuhan BBM terutama diesel atau minyak solar di Indonesia. Biodiesel dapat dibuat dari minyak nabati (minyak kelapa sawit, jarak pagar, dan Kedelai), minyak hewani atau dari minyak goreng bekas/daur ulang. Bahan baku biodiesel yang berpotensi besar di Indonesia untuk saat ini adalah minyak mentah kelapa sawit (*Crude Palm Oil* atau CPO), karena sudah tersedianya perkebunan kelapa sawit dimana produksi kelapa sawit sangat tinggi di Indonesia. Jumlah produksi dan konsumsi CPO di Indonesia.

Keuntungan-keuntungan dari biodiesel adalah angka setananya lebih tinggi dari angka setana solar yang ada saat ini, gas buang hasil pembakaran biodiesel lebih

ramah lingkungan karena hampir tidak mengandung gas SO<sub>x</sub>, akselerasi mesin lebih baik, dan tarikan lebih ringan.

Sejauh ini penelitian-penelitian yang telah dilakukan dalam skala laboratorium antara lain proses esterifikasi dan transesterifikasi yang dilakukan oleh Institut Teknologi Bandung, BPPT juga telah melakukan penelitian dengan memvariasikan menggunakan CPO dan biji jarak. Lemigas melakukan pengujian minyak kelapa, minyak biji kapok, biodiesel sawit sebagai bahan bakar diesel, P2 Kimia LIPI melakukan proses pembuatan biodiesel dari minyak sawit, stearin, lemak sapi, dan membuat pilot plant 500 l/batch. Sedangkan dalam skala industri proses-proses yang telah dilakukan antara lain, proses BIOX (Canada), Lurgi (Jerman), Energea (Austria), dan MPOB (Malaysia), BRDST BPPT membuat biodiesel plant kapasitas 1,5 , 3 dan 8 ton/hari. ITB dari kelompok studi biodiesel melakukan pengembangan proses dari berbagai bahan baku, pembuatan biodiesel plant kapasitas 600-1000 l/hari (*Institut Teknologi Bandung & Pt. Rekayasa Industri November 2007*)

Sejauh ini penelitian tentang biodiesel dengan menggunakan simulasi masih jarang dilakukan, penelitian yang terbaru tentang simulasi proses pembuatan biodiesel dilakukan oleh Kulchanat Kapilakarn dan Ampol Peugtong, dimana mereka menggunakan HYSYS sebagai programnya dengan menggunakan proses transesterifikasi (*K. Kapilakarn, A. Peugtong / International Energy Journal 8 (2007)*) sedangkan penelitian tentang proses pembuatan biodiesel secara simulasi dengan chemcad sejauh ini ada beberapa metode yang digunakan antara lain: Rigorous Method, Shortcut Method dan Hybrid Method (<http://www.chemstations.net>). Dimana ketiga metode tersebut digunakan untuk meminimiliasi biaya yang biasanya terlalu mahal jika dilakukan secara langsung dalam skala laboratorium sebelum dijalankan dalam skala industri. Data-data yang diperoleh dapat mewakili data-data yang diperlukan untuk membangun dalam skala industri.

Dimana proses simulasi yang akan diambil sebagai topik penelitian ini adalah menggunakan program chemcad karena tidak adanya lisensi HYSYS. Metode yang akan digunakan adalah dengan metode hybride, karena metode ini banyak memiliki

Universitas Indonesia

kesamaan dengan semua proses biodiesel yang telah dilakukan di seluruh dunia, terutama di Indonesia sehingga dengan dilakukan penelitian ini dimungkinkan dapat mengetahui kondisi operasi yang baik yang akan digunakan pada proses selanjutnya yaitu proses penelitian pada skala laboratorium. Pada intinya proses transesterifikasi yang dikembangkan di Indonesia sama dengan proses pembuatan biodiesel dengan metode hybrid yang dilakukan dengan simulasi chemcad.

### **1.2. Rumusan Masalah**

Sebelum mendirikan suatu pabrik biodiesel, maka perlu dilakukan suatu studi kelayakannya terlebih dahulu, hal ini perlu dilakukan sebagai gambaran apakah pabrik yang akan dibangun menguntungkan atau tidak. Untuk itu diperlukan studi kelayakan yang cepat, murah dan praktis dengan menggunakan simulasi proses berbasis perangkat lunak yaitu menggunakan Chemcad.

### **1.3. Tujuan Penelitian**

Merujuk kepada hal yang telah dibahas pada bagian rumusan masalah sebelumnya, tujuan dari penelitian ini adalah:

1. Mengidentifikasi proses yang mungkin akan digunakan dalam pabrik yang akan digunakan.
2. Mengidentifikasi metode simulasi proses pembuatan biodiesel yang akan digunakan.
3. Melakukan simulasi terhadap proses yang telah dipilih dan menentukan kondisi operasi yang akan digunakan berdasarkan variasi rasio umpan, variasi jumlah katalis yang akan digunakan.
4. Melakukan perhitungan awal keekonomiannya dari pabrik biodiesel yang akan dibangun menggunakan teknologi proses yang telah dipilih.

### **1.4. Batasan Masalah**

Batasan permasalahan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Teknologi proses yang akan dipilih adalah proses BIOX, Lurgi, Energea, MPOB, Institut Francais du Pétrol, dan proses ITB



2. Perangkat lunak simulasi yang digunakan adalah CHEMCAD, dengan metode hybrid.
3. Variabel proses yang divariasikan adalah laju alir, temperature, tekanan umpan, kondisi operasi pada tiap-tiap unit proses.
4. Variasi reaktan dimana menggunakan CPO dengan rasio molar 12:1, 9:1, 6:1 dan 3:1.
5. Katalis yang akan digunakan adalah katalis homogen basa yaitu NaOH dengan memvariasikan 1%, 5%, dan 10%.

### **1.5. SISTEMATIKA PENULISAN**

Sistematika penulisan makalah penelitian ini adalah sebagai berikut :

#### **BAB I PENDAHULUAN**

Meliputi latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

#### **BAB II TINJAUAN PUSTAKA**

Meliputi teori-teori pendukung tentang membran meliputi definisi kontaktor membran serat berlubang, tipe-tipe modul kontaktor membran serat berlubang, aplikasi kontaktor membran serat berlubang, proses stripping oksigen terlarut dari air, serta studi perpindahan massa dan hidrodinamika.

#### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

Meliputi pendahuluan, prosedur penelitian, diagram alir penelitian, dan persamaan-persamaan untuk pengolahan data.

#### **BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN**

Meliputi pembahasan hasil penelitian berdasarkan hasil perhitungan dari segi perpindahan massa dan hidrodinamika air dalam kontaktor.

#### **BAB V KESIMPULAN**

## **BAB 2**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Minyak Solar atau Diesel**

Minyak solar atau diesel adalah salah satu bahan bakar minyak berwarna kekuningan yang berasal dari minyak fosil, solar banyak digunakan pada mesin diesel sehingga sering disebut juga dengan minyak diesel. minyak solar dapat juga dibuat dengan bahan nabati juga dengan sintetik.

#### **2.2 Bahan Bakar Nabati**

Bahan bakar nabati (BBN) adalah semua bahan bakar yang berasal dari minyak nabati. Oleh karena itu, BBN dapat berupa biodiesel, bioetanol, bio-oil (minyak nabati murni). Biodiesel merupakan bentuk ester dari minyak nabati setelah adanya perubahan sifat kimia karena proses transesterifikasi yang memerlukan tambahan metanol. Bioetanol merupakan anhidrat alkohol yang berasal dari fermentasi jagung, sorgum, sagu atau nira tebu (tetes) dan sejenisnya. Bio-oil merupakan minyak nabati murni atau dapat disebut minyak murni, tanpa adanya perubahan kimia, dan dapat disebut juga "*pure plant oil*" atau "*straight plant oil*", baik yang belum maupun sudah dimurnikan atau disaring. Bio-oil dapat disebut juga minyak murni. Oleh karena itu, bahan bakar nabati adalah semua bentuk minyak nabati, yang dapat dimanfaatkan untuk bahan bakar, baik dalam bentuk esternya (biodiesel) atau anhydrous alkoholnya (bioetanol) maupun minyak nabati murninya (*Pure Plant Oil* atau PPO). Dengan beberapa persyaratan tertentu, biodiesel dapat menggantikan solar, bioetanol dapat menggantikan premium, sedangkan bio-oil dapat menggantikan minyak tanah.

Pembeda dalam memilih tanaman penghasil BBN antara lain nilai-nilai bakar hasil minyaknya, yang parameternya dapat berupa : titik bakar, kekentalan, nilai kalori dan lainnya (Tabel 2.1).

Tabel 2.1 Sifat fisik beberapa minyak nabati dan minyak fosil

Jenis Minyak	Titik Bakar (0C)	Kekentalan (10 <sup>-6</sup> m <sup>2</sup> /s)	Angka Iodine	Saponifation Value	Nilai Kalori (MJ/Kg)
Jarak Pagar	340	75,7	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

Sumber : Lide dan Frederikse, 1995 dalam Mühlbauer et al. (1998).

Semua minyak nabati dapat digunakan sebagai pengganti bahan bakar namun dengan proses-proses pengolahan tertentu (Y.M Choo, 1994). Tabel 2.4 menunjukkan berbagai macam tanaman penghasil minyak nabati serta produktifitas yang dihasilkannya.

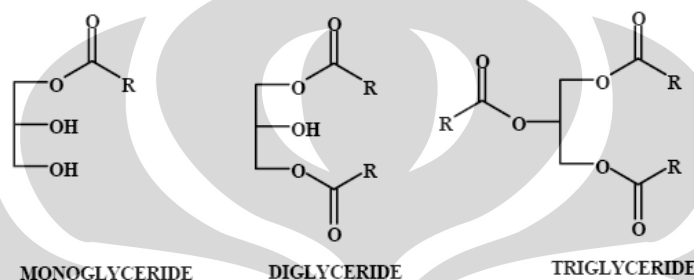
### 2.3 Komposisi dalam Minyak Nabati

Komposisi yang terdapat dalam minyak nabati 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 (Mittelbach, 2004):

- 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

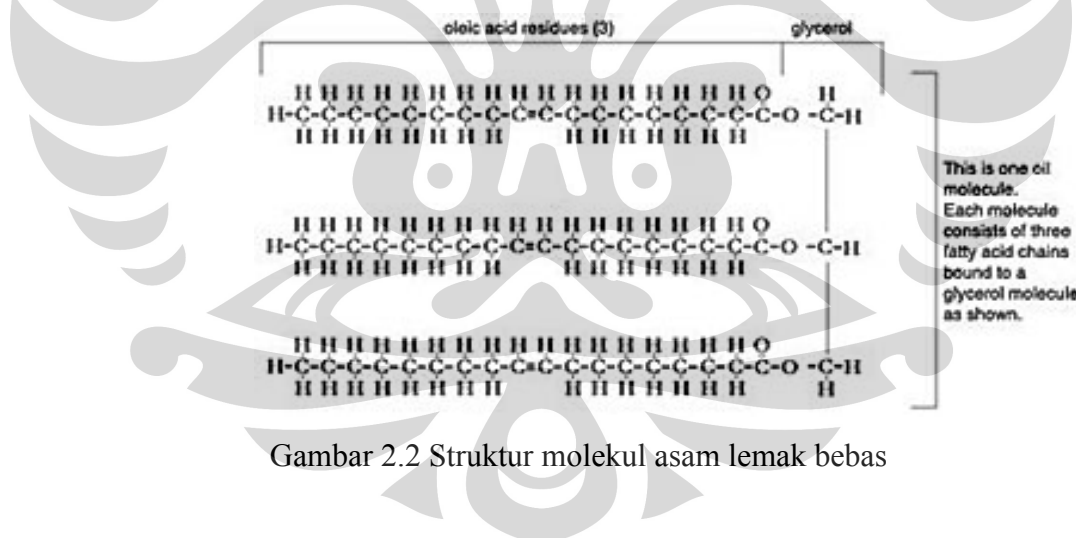
### 2.3.1 Trigiliserida

Trigiliserida adalah triester dari gliserol dengan asam-asam lemak, yaitu asam-asam karboksilat beratom karbon 6 sampai dengan 30. Trigiliserida banyak dikandung dalam minyak dan lemak, merupakan komponen terbesar penyusun minyak nabati. Selain trigiliserida, terdapat juga monogliserida dan digliserida. Struktur molekul dari ketiga macam gliserida tersebut dapat dilihat pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Struktur molekul monogliserida, digliserida, dan trigliserida

### 2.3.2 Asam Lemak Bebas



Gambar 2.2 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 ([www.journeytoforever.com](http://www.journeytoforever.com)). Pemisahan atau konversi asam lemak bebas ini dinamakan tahap preesterifikasi.

#### 2.4 Biodiesel dari Minyak Nabati

Menurut [Gerhard Knothe \(2002\)](#), biodiesel adalah minyak diesel alternatif yang secara umum didefinisikan sebagai ester monoalkil dari minyak tanaman, lemak hewan, dan minyak jelantah. Biodiesel diperoleh dari hasil reaksi transterifikasi antara minyak dengan alkohol monohidrat dalam suatu katalis KOH atau NaOH. Reaksi transterifikasi berlangsung 0,5 -1 jam pada suhu sekitar 40<sup>0</sup>C hingga terbentuk dua lapisan. Lapisan bawah adalah gliserol dan lapisan atas metil ester. Metil ester datuasi dengan air dan disaring untuk menghilangkan.

Biodiesel berbentuk cairan berwarna kuning cerah sampai kuning kecoklatan. Biodiesel tiak dapat campur dengan air, mempunyai titik didih tinggi dan mempunyai tekanan uap yang rendah, biodiesel terdiri dari senyawa campuran metil ester dari rantai panjang asam-asam lemak dari minyak tumbuh-tumbuhan yang memiliki flash point 150 °C (300 °F), density 0.88 g/cm<sup>3</sup>, dibawah density air. Biodiesel tidak memiliki senyawa toksik dan tidak mengandung sulfur.

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” ([Soerawidjaja,2006](#)).

Biodiesel dapat dibuat dari minyak nabati maupun lemak hewan, namun yang paling umum digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel adalah minyak nabati. 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 :

1. Minyak nabati (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).
2. Minyak nabati 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.
3. Molekul minyak nabati relatif lebih bercabang disbanding ester metal asam-asam lemak. Akibatnya angka setana minyak nabati lebih rendah dari pada angka setana ester metal. Angka setana adalah tolak ukur kemudahan menyala atau terbakar dari suatu bahan bakar di dalam mesin disel.

Di luar perbedaan yang memiliki tiga konsekuensi penting di atas, minyak nabati 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 (yaitu biodiesel) yang berkekentalan mirip solar, berangka setana lebih tinggi, dan relatif lebih stabil terhadap perengkahan.

Secara umum, karakteristik biodiesel untuk konsumsi mesin diesel adalah sebagai berikut:

Table 2.2 karakteristik biodiesel

Karakteristik	Biodiesel
Komposisi	Metil Ester
Bilangan Setana	55
Densitas, g/mL	0.8624
Viskositas, cSt	5.55
Titik Kilat, C	172
Energi yang dihasilkan, MJ/Kg	40.1

#### 2.4.1 Keuntungan Menggunakan Biodiesel

keuntungan utama penggunaan biodiesel adalah ramah lingkungan karena emisi gas buang yang rendah dan rendah kandungan racun.

1. Kandungan carbon dioksida lebih sedikit 80% dibanding solar biasa
2. Biodiesel tidak menghasilkan sulfur dioksida. Sulfur dioksida adalah komponen utama hujan asam.
3. Asap gas buang berkurang 75% dibanding solar biasa
4. Secara relatif bau dari gas buang biodiesel lebih baik dibanding solar minyak bumi, adakalanya bau gas buangnya seperti *pop corn*.
5. Biodiesel lebih mudah untuk ditangani, tidak dibutuhkan cream khusus untuk melindungi tangan dari iritasi.
6. Karena titik bakarnya lebih tinggi, maka penggunaan biodiesel menjadi lebih aman.
7. Biodiesel terurai lebih cepat 4 kali dibandingkan solar minyak bumi, tumpahan bahan bakar ini akan terurai hanya dalam 28 hari.
8. Biodiesel mempunyai sifat pelumasan yang lebih baik dibanding solar minyak bumi, sehingga mesin dapat bertahan lebih lama.
9. Biodiesel mengurangi suara “ketukan” (*knocking*) yang biasa terjadi pada motor diesel.
10. Biodiesel tidak membutuhkan tanki khusus, sehingga dapat langsung

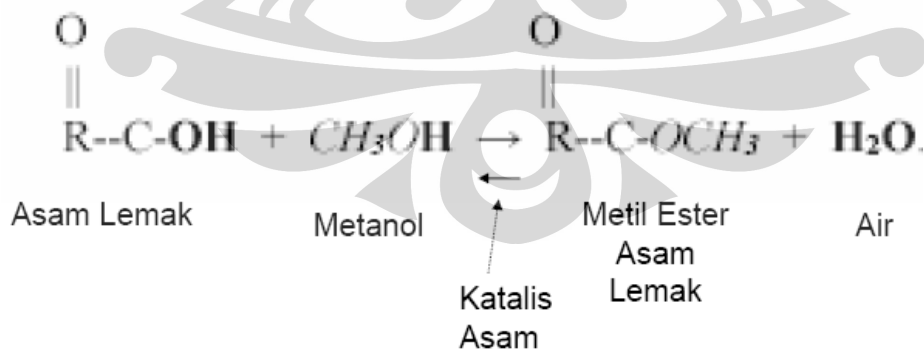
digunakan tanpa modifikasi.

11. Biodiesel dapat dicampur dengan solar minyak bumi biasa dengan berbagai perbandingan.
12. Motor diesel tidak membutuhkan modifikasi khusus untuk menggunakan biodiesel.

## 2.5 Proses Pembuatan Biodiesel

### 2.5.1 Esterifikasi

Esterifikasi adalah tahap konversi dari asam lemak bebas menjadi ester. Esterifikasi mereaksikan minyak lemak dengan alkohol. Katalis-katalis yang cocok adalah zat berkarakter asam kuat dan, karena ini, asam sulfat, asam sulfonat organik atau resin penukar kation asam kuat merupakan katalis-katalis yang biasa terpilih dalam praktek industrial ([Soerawidjaja, 2006](#)). Untuk mendorong agar reaksi bisa berlangsung ke konversi yang sempurna pada temperatur rendah (misalnya paling tinggi 120 °C), reaktan metanol harus ditambahkan dalam jumlah yang sangat berlebih (biasanya lebih besar dari 10 kali nisbah stoikiometrik) dan air produk ikutan reaksi harus disingkirkan dari fasa reaksi, yaitu fasa minyak. Melalui kombinasi-kombinasi yang tepat dari kondisi-kondisi reaksi dan metode penyingkiran air, konversi sempurna asam-asam lemak ke ester metilnya dapat dituntaskan dalam waktu 1 sampai beberapa jam. Reaksi esterifikasi dapat dilihat di bawah ini :



*Asam Lemak Palm Oil Fatty Acid Distillate:*

*Palmitat C16*

*Stearate C18:0*

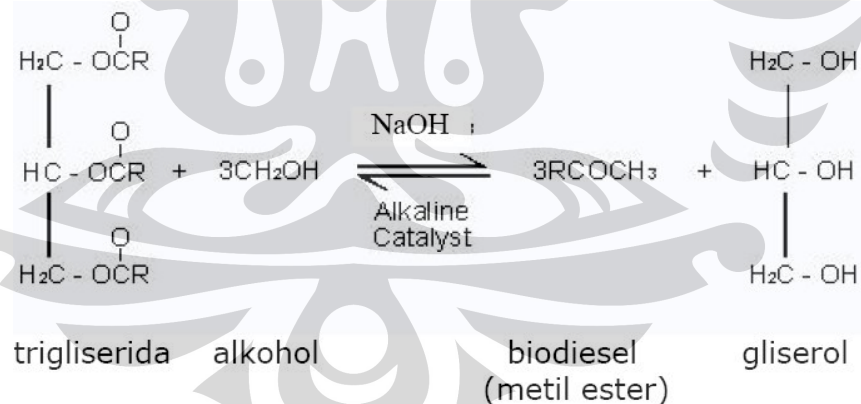


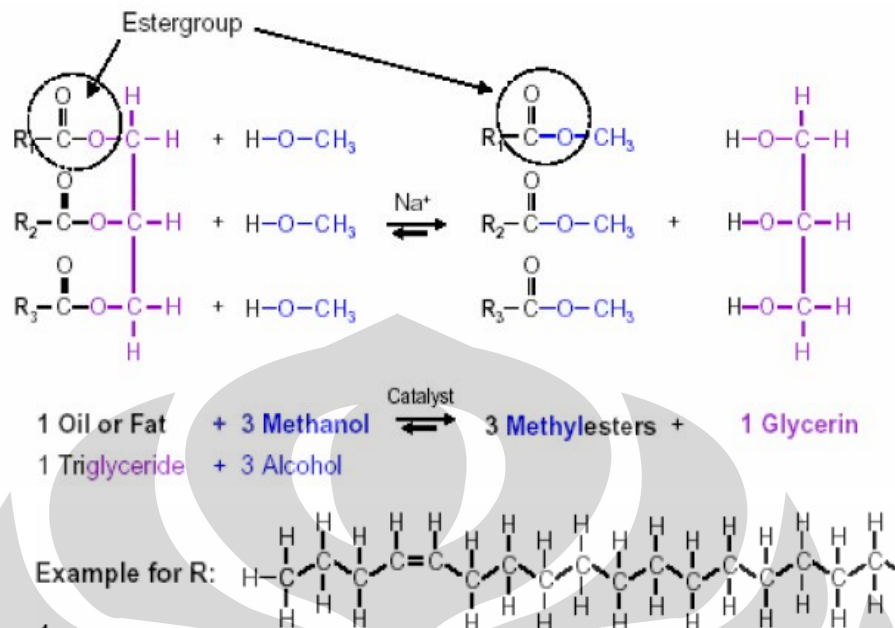
*Oleate : C18:1*

Esterifikasi biasa dilakukan untuk membuat biodiesel dari minyak berkadar asam lemak bebas tinggi (berangka-asam  $\geq 5$  mg-KOH/g). Pada tahap ini, asam lemak bebas akan dikonversikan menjadi metil ester. Tahap esterifikasi biasa diikuti dengan tahap transesterifikasi. Namun sebelum produk esterifikasi diumpungkan ke tahap transesterifikasi, air dan bagian terbesar katalis asam yang dikandungnya harus disingkirkan terlebih dahulu.

### 2.5.2 Transesterifikasi

Transesterifikasi (biasa disebut dengan alkoholisis) adalah tahap konversi dari trigliserida (minyak nabati) menjadi alkyl ester, melalui reaksi dengan alkohol, dan menghasilkan produk samping yaitu gliserol. Di antara alkohol-alkohol monohidrik yang menjadi kandidat sumber/pemasok gugus alkil, metanol adalah yang paling umum digunakan, karena harganya murah dan reaktifitasnya paling tinggi (sehingga reaksi disebut metanolisis). Jadi, di sebagian besar dunia ini, biodiesel praktis identik dengan ester metil asam-asam lemak (*Fatty Acids Metil Ester*, FAME). Reaksi transesterifikasi trigliserida menjadi metil ester dapat dilihat di bawah ini :





Kondisi proses produksi biodiesel dengan menggunakan katalis basa adalah:

1. Reaksi berlangsung pada temperatur dan tekanan yang rendah (150°F dan 20 psi)
2. Menghasilkan konversi yang tinggi (98%) dengan waktu reaksi dan terjadinya reaksi samping yang minimal.
3. Konversi langsung menjadi biodiesel tanpa tahap intermediet.

Transesterifikasi juga menggunakan katalis dalam reaksinya. Tanpa adanya katalis, konversi yang dihasilkan maksimum namun reaksi berjalan dengan lambat (*Mittlebatch, 2004*). Katalis yang biasa digunakan pada reaksi transesterifikasi adalah katalis basa, karena katalis ini dapat mempercepat reaksi.

Reaksi transesterifikasi sebenarnya berlangsung dalam 3 tahap yaitu sebagai berikut:

1. **Trigliserida (TG) + CH<sub>3</sub>OH  $\xrightleftharpoons{\text{Katalis}}$  Digliserida (DG) + R<sub>1</sub>COOCH<sub>3</sub>**
2. **Digliserida (DG) + CH<sub>3</sub>OH  $\xrightleftharpoons{\text{Katalis}}$  Monogliserida (MG) + R<sub>2</sub>COOCH<sub>3</sub>**
3. **Monogliserida (MG) + CH<sub>3</sub>OH  $\xrightleftharpoons{\text{Katalis}}$  Gliserol (GL) + R<sub>3</sub>COOCH<sub>3</sub>**

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

- a. Menambahkan metanol berlebih ke dalam reaksi

- b. Memisahkan gliserol
- c. Menurunkan temperatur reaksi (transesterifikasi merupakan reaksi eksoterm)

### 2.5.3 Hal-hal yang Mempengaruhi Reaksi Transesterifikasi

Pada intinya, tahapan reaksi transesterifikasi pembuatan biodiesel selalu menginginkan agar didapatkan produk biodiesel dengan jumlah yang maksimum. Beberapa kondisi reaksi yang mempengaruhi konversi serta perolehan biodiesel melalui transesterifikasi adalah sebagai berikut ([Freedman, 1984](#)):

#### a. Pengaruh air dan asam lemak bebas

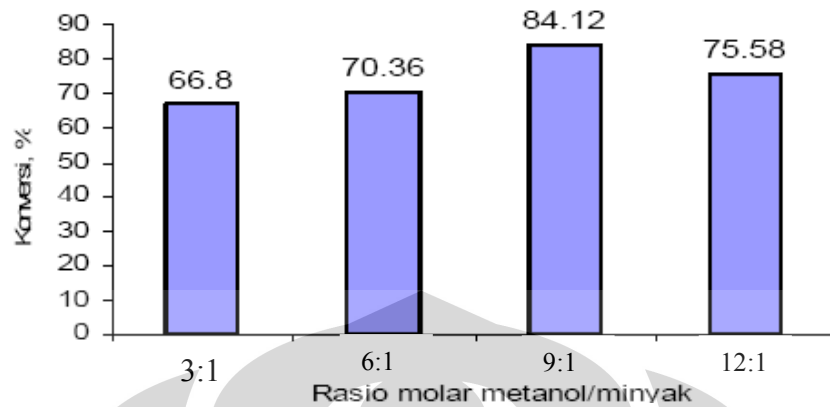
Minyak nabati yang akan ditransesterifikasi harus memiliki angka asam yang lebih kecil dari 1. Banyak peneliti yang menyarankan agar kandungan asam lemak bebas lebih kecil dari 0.5% (<0.5%). Selain itu, semua bahan yang akan digunakan harus bebas dari air. Karena air akan bereaksi dengan katalis, sehingga jumlah katalis menjadi berkurang. Katalis harus terhindar dari kontak dengan udara agar tidak mengalami reaksi dengan uap air dan karbon dioksida.

#### b. Pengaruh perbandingan molar alkohol dengan bahan mentah

Secara stoikiometri, jumlah alkohol yang dibutuhkan untuk reaksi adalah 3 mol untuk setiap 1 mol trigliserida untuk memperoleh 3 mol alkil ester dan 1 mol gliserol. Perbandingan alkohol dengan minyak nabati 4,8:1 dapat menghasilkan konversi 98% ([Bradshaw and Meuly, 1944](#)). Secara umum ditunjukkan bahwa semakin banyak jumlah alkohol yang digunakan, maka konversi yang diperoleh juga akan semakin bertambah. Pada rasio molar 6:1, setelah 1 jam konversi yang dihasilkan adalah 98-99%, sedangkan pada 3:1 adalah 74-89%. Nilai perbandingan yang terbaik adalah 6:1 karena dapat memberikan konversi yang maksimum.

#### c. Pengaruh jenis alkohol

Pada rasio 9:1, metanol akan memberikan perolehan ester yang tertinggi dibandingkan dengan menggunakan etanol atau butanol. ([Indo. J. Chem., 2007, 7 \(3\), 314-319](#))



Gambar 2.3 grafik Rasio minyak-metanol dengan konversi biodiesel

Tabel 2.3. Sifat-sifat fisik biodiesel terhadap rasio minyak-metanol

No	Parameter	Hasil uji				Batasan *	
		Rasio mol metanol-minyak				min	maks
		3:1	6:1	9:1	12:1		
1	Kerapatan spesifik 60/60 °F	0,9104	0,9143	0,8721	0,8714	0,815	0,870
2	Viskositas kinematik pada 40 °C, mm <sup>2</sup> s <sup>-1</sup>	16,81	10,68	3,063	2,823	2,0	5,0
3	Titik tuang, °F	55	40	25	25	-	65
4	Titik kabut, °F	59	42,8	32	41	-	-
5	Titik nyala, cc, °C	142	128	112	114	60	-
6	Kandungan abu, %berat	0,0810	0,0825	0,0757	0,0739	-	0,035

#### d. Pengaruh Jenis Katalis

Alkali katalis (katalis basa) akan mempercepat reaksi transesterifikasi bila dibandingkan dengan katalis asam. Katalis basa yang paling populer untuk reaksi transesterifikasi adalah natrium hidroksida (NaOH), kalium hidroksida (KOH), natrium metoksida (NaOCH<sub>3</sub>), dan kalium metoksida (KOCH<sub>3</sub>). Katalis sejati bagi reaksi sebenarnya adalah ion metilat (metoksida). Reaksi transesterifikasi akan menghasilkan konversi yang maksimum dengan jumlah katalis 0,5-1,5% dari berat minyak nabati. Jumlah katalis yang efektif untuk reaksi adalah 0,5% banyaknya minyak nabati untuk natrium metoksida dan 1% banyaknya minyak nabati untuk natrium hidroksida.

#### e. Metanolisis *Crude* dan *Refined* Minyak Nabati

Perolehan metil ester akan lebih tinggi jika menggunakan minyak nabati *refined*. Namun apabila produk metil ester akan digunakan sebagai bahan bakar mesin diesel, cukup digunakan bahan baku berupa minyak yang telah dihilangkan getahnya dan disaring.

#### f. Pengaruh temperatur

Reaksi transesterifikasi dapat dilakukan pada temperatur 30 - 65° C (titik didih metanol sekitar 65° C). Semakin tinggi temperatur, konversi yang diperoleh akan semakin tinggi untuk waktu yang lebih singkat. Untuk waktu 6 menit, pada temperatur 60° C konversi telah mencapai 94% sedangkan pada 45° C yaitu 87% dan pada 32° C yaitu 64%. Temperatur yang rendah akan menghasilkan konversi yang lebih tinggi namun dengan waktu reaksi yang lebih lama.

### 2.6 Syarat Mutu Biodiesel

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-04-7182-2006, 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.

Table 2.4 syarat biodiesel yang baik

Parameter dan satuannya	Batas nilai	Metode uji	Metode setara
Massa jenis pada 40 °C, kg/m <sup>3</sup>	850 – 890	ASTM D 1298	ISO 3675
Viskositas kinematik pada 40 °C, mm <sup>2</sup> /s (cSt)	2,3 – 6,0	ASTM D 445	ISO 3104
Angka setana	min. 51	ASTM D 613	ISO 5165
Titik nyala, °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	ISO 20884
Fosfor, ppm-b (mg/kg)	maks. 10	AOCS Ca 12-55	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 14-56	FBI-A02-03
Gliserol total, %-berat	maks. 0,24	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Kadar ester alkil, %-berat	min. 96,5	dihitung <sup>*)</sup>	FBI-A03-03
Angka iodium, g-I <sub>2</sub> /(100 g)	maks. 115	AOCS Cd 1-25	FBI-A04-03
Uji Halphen	negatif	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-04-7182-2006 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.

## **2.7 Tinjauan Beberapa Proses Produksi Pembuatan Biodiesel Skala Plan Atau Industri**

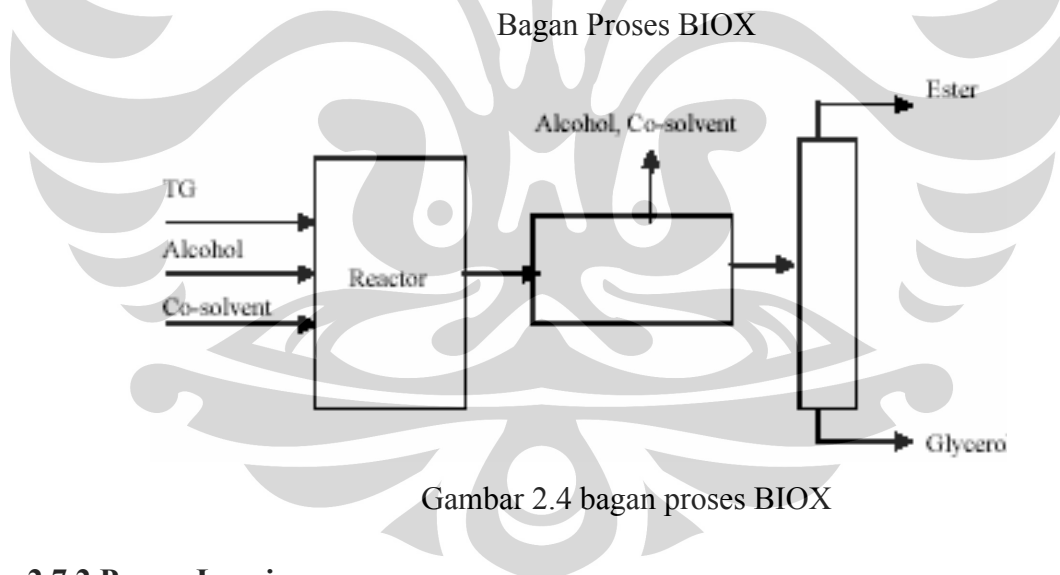
### **2.7.1 Proses Biox**

Proses BIOX adalah proses produksi biodiesel berkualitas ASTM D6751 atau EN 14214 yang dapat menggunakan *feedstock* apapun (minyak tumbuhan, minyak biji-bijian, limbah lemak hewan, bahkan daur ulang sisa minyak masak), dan dengan biaya produksi yang dapat bersaing dengan minyak diesel.

Proses pembuatan metil ester yang umum adalah dengan mereaksikan metanol dan trigliserida. Pada proses ini akan terbentuk 2 fasa, yaitu fasa metanol dan fasa trigliserida, dimana reaksi hanya berlangsung pada fasa metanol. Reaksi ini berlangsung dengan laju reaksi yang cukup lambat pada temperatur ruang, mencapai beberapa jam, dan konversi yang tidak maksimal. Professor David Boocock dari *University of Toronto* menemukan bahwa reaksi berlangsung lambat karena adanya 2 fasa ini, sehingga laju reaksi akan dibatasi oleh peristiwa perpindahan massa. Untuk menghindari hal tersebut, digunakan ko-pelarut inert yang murah dan dapat di daur ulang (biasanya tetrahidrofur, THF, atau metiltersierbutileter, MTBE) sehingga terbentuk satu fasa yang kaya minyak dan reaksi berlangsung dalam satu fasa. Selain itu digunakan metanol berlebih (20:1 sampai 30:1 mol metanol terhadap mol trigliserida) untuk meningkatkan polaritas dari campuran. Hasilnya adalah peningkatan laju reaksi yang signifikan, sehingga reaksi dapat mencapai konversi 99 % dalam hitungan menit. Proses BIOX yang dikembangkannya pun telah dapat digunakan untuk berbagai macam kualitas *feed* dengan harga yang lebih murah, dan berlangsung pada temperatur dan tekanan mendekati kondisi ruang (*ambient*).

Keuntungan-keuntungan dari proses BIOX antara lain :

1. Dapat menggunakan umpan dengan kandungan asam lemak yang tinggi sekalipun (mencapai 30 %), sehingga dapat digunakan *feed* yang murah seperti limbah lemak hewan atau minyak masak/minyak sawit yang didaur ulang.
2. *Yield* (perolehan) biodiesel dari lemak/minyak tinggi, mencapai 1:1.
3. Karena laju reaksi yang cepat, dapat digunakan proses kontinu untuk menggantikan proses batch yang biasa digunakan.
4. Biaya produksi dapat dipangkas sampai 50 % dan biaya kapital (modal) sampai 40 %, sehingga harga biodiesel dapat bersaing dengan petrodiesel.
5. BIOX Corp (perusahaan pemegang hak paten BIOX process) mengklaim bahwa mereka dapat mengubah minyak bekas/limbah menjadi biodiesel dengan biaya 7 cent (\$CAD) per liter, saat saingannya hanya dapat mengubah minyak tumbuhan (virgin) dengan biaya mencapai 25 cent per liter.



Gambar 2.4 bagan proses BIOX

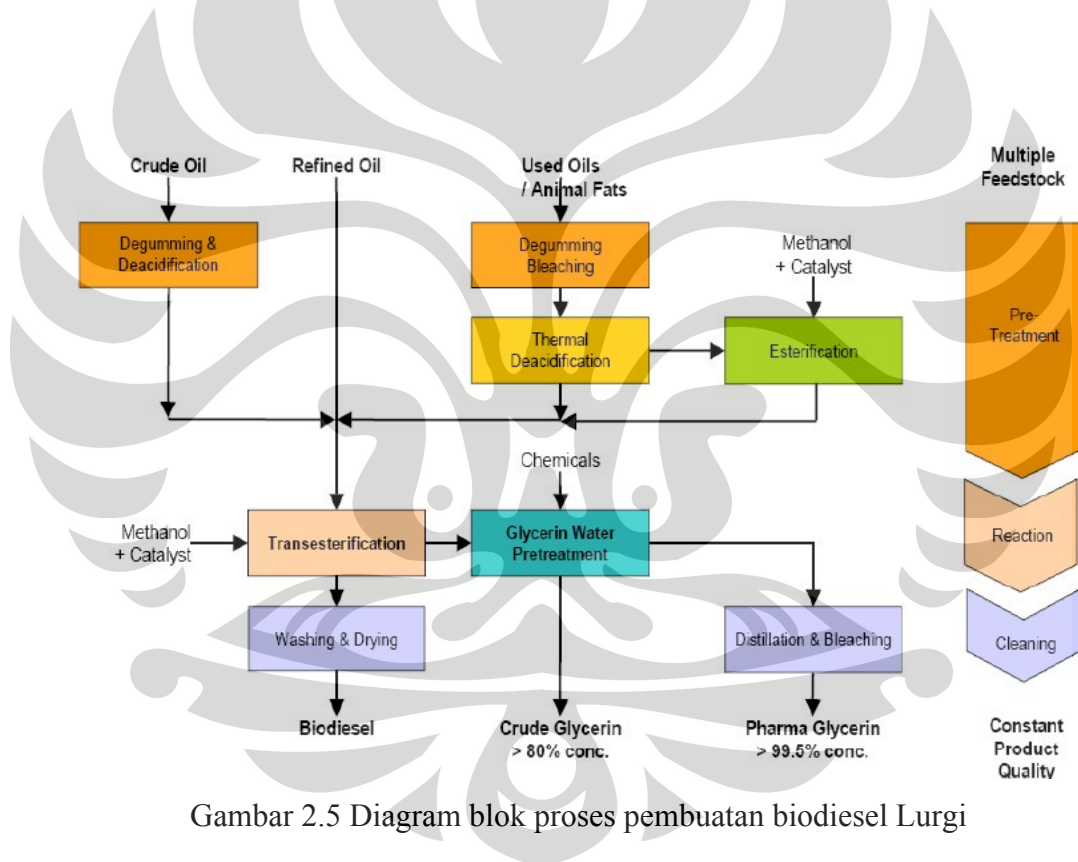
### 2.7.2 Proses Lurgi

Proses Lurgi adalah proses produksi biodiesel yang juga dapat menggunakan feedstock apapun (minyak tumbuhan, minyak biji-bijian, limbah lemak hewan, bahkan daur ulang sisa minyak masak). Proses Lurgi ini dilakukan secara kontinu dengan tahap esterifikasi dan tahap transesterifikasi. Tahap transesterifikasi pada proses Lurgi ini dilakukan dengan 2 tahap dalam 2 reaktor yang terpisah. Masing-

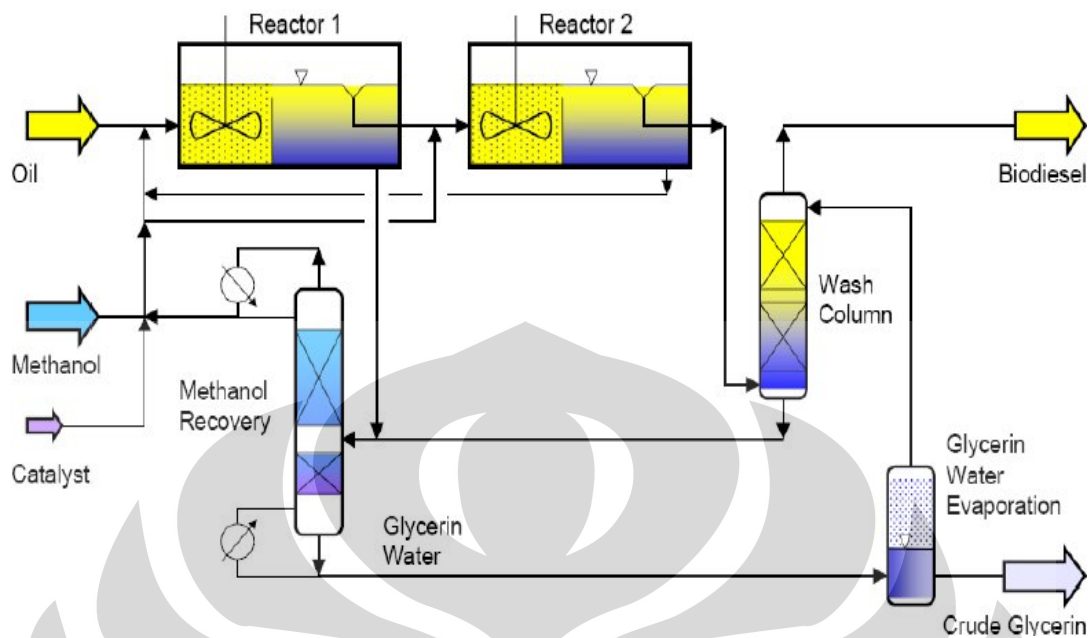


masing reaktor terdiri dari bagian berpengaduk dan bak penampungan yang berfungsi sebagai dekanter.

Minyak mentah, yang mengandung kadar asam lemak bebas cukup tinggi, diesterifikasi terlebih dahulu untuk mengkonversi asam lemak bebas menjadi metil ester. Setelah asam lemaknya dikonversi menjadi metil ester, minyak mentah ini dimasukkan dalam reaktor transesterifikasi yang akan mengkonversi trigliserida menjadi metil ester. Skema proses Lurgi ini dapat dilihat pada Gambar 2.5, sedangkan skema alat proses transesterifikasinya dapat dilihat pada Gambar 2.6. sumber ( <http://www.lurgi.de/english/nbsp/menu/media/news/> )



Gambar 2.5 Diagram blok proses pembuatan biodiesel Lurgi



Gambar 2.6 Skema tahap transesterifikasi proses Lurgi

Pada Gambar 2.6 ditunjukkan bahwa minyak mentah akan dimasukkan bersamaan ke dalam reaktor pertama dengan sebagian besar jumlah metanol dan katalis total yang digunakan, sedangkan sisa metanol dan katalis akan dimasukkan pada reaktor kedua.

Sisa metanol setelah reaksi akan dipisahkan dari gliserol yang terbentuk dan di-recovery agar dapat dipakai ulang. Biodiesel yang terbentuk akan datuici dengan tujuan untuk memurnikan produk biodiesel dari sisa gliserol dan air pencuci.

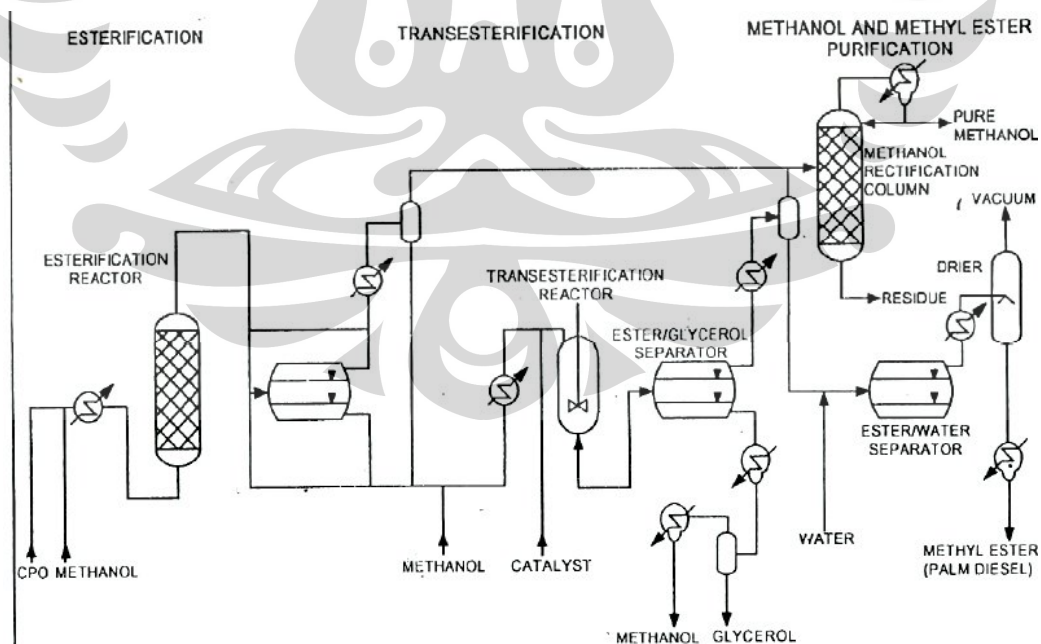
### 2.7.3 Proses MPOB (Malaysia)

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 molar 6:1 dengan jumlah minyak, dan katalis asam yang berupa padatan. Reaksi dilakukan dalam reaktor unggun tetap (*fixed bed reactor*) dengan kondisi reaksi, yaitu temperatur 80 °C dan tekanan 3 kg/cm<sup>2</sup>. Reaksi berlangsung

selama kurang lebih 30 menit dengan konversi asam lemak bebas lebih dari 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-recovery dan didaur ulang.

Tahap transesterifikasi ini terdiri dari 2 tahap dengan total 2 reaktor berpengaduk yang dipasang secara seri. Kondisi reaksi pada reaktor pertama adalah temperatur 70 °C dan tekanan 1 kg/cm<sup>2</sup>. Transesterifikasi tahap pertama ini menggunakan katalis basa dengan jumlah 0.35% berat umpan dan metanol. Konversi lebih dari 80% datapai dalam waktu kurang lebih 30 menit. Produk samping yang berupa gliserol dipisahkan dari metil ester sebelum dimasukkan kedalam reaktor ke-2. Pada reaktor ke-2 ini ditambahkan katalis 7.2% berat metanol. Tahap 2 ini bertujuan untuk menyelesaikan reaksi yaitu agar konversi trigliserida lebih dari 98%. Metil ester yang terbentuk datuci dengan air panas dan dikeringkan secara vakum. Diagram proses produksi biodiesel MPBO dapat dilihat pada Gambar 2.7.



Gambar 2.7 Process flow diagram pembuatan biodiesel MPBO

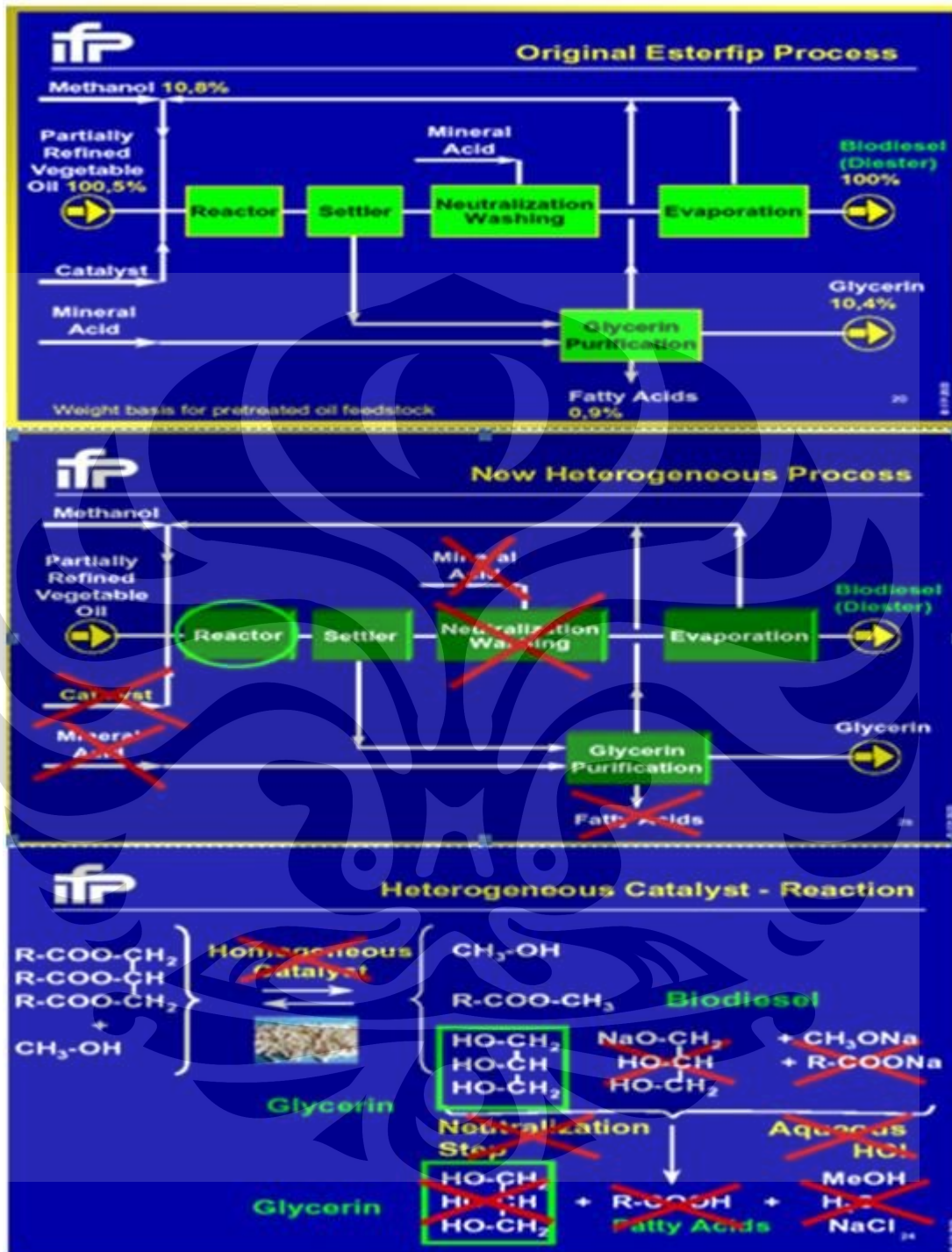
#### 2.7.4 Institut Francais du Pétrol

*Institut Francais du Pétrol* merupakan proses pembuatan biodiesel dalam skala industri yang berada di perancis yang telah dipatenkan dalam *Inventor US Patents*. Dimana *Institut Francais du Pétrol* telah memproduksi 160.000 ton per tahun untuk kebutuhan biodiesel di perancis. Proses ini di klaim lebih sederhana dari pada proses transesterifikasi dimana katalis yang digunakan adalah katalis heterogen alumina (bukan soda caustic, potash).

Keuntungan menggunakan katalis heterogen adalah glyserol yang dihasilkan akan lebih bersih sehingga membutuhkan pencucian yang lebih sedikit, bahkan dapat dihilangkan jadi proses ini dapat langsung menghasilkan glyserol dan metil ester (biodiesel) secara langsung tanpa ada pemurnian. Pada proses ini juga lebih aman karena reaktor bekerja pada temperature 200 °C dan pada tekanan 62 barr dengan waktu tinggal sekitar 2 jam.

Dibawah ini dapat dilihat reaksi proses pembuatan biodiesel dengan menggunakan katalis heterogen, dimana dapat dilihat perbedaan jika menggunakan katalis homogen dan katalis heterogen dimana jika menggunakan katalis heterogen dapat langsung dihasilkan metil ester (biodiesel) dan glycerol yang lebih bersih.

Proses *Institut Francais du Pétrol* juga disebut proses pembuatan biodisel yang bersih karena pada proses ini tidak dihasilkan gliserol, dengan menggunakan katalis heterogen, proses jauh lebih sederhana, jadi proses ini dikaem lebih singkat dan juga lebih sederhana dengan tidak adanya proses-proses yang dihilangkan, perbedaan ini dapat dilihat dari gambar dibawah ini,

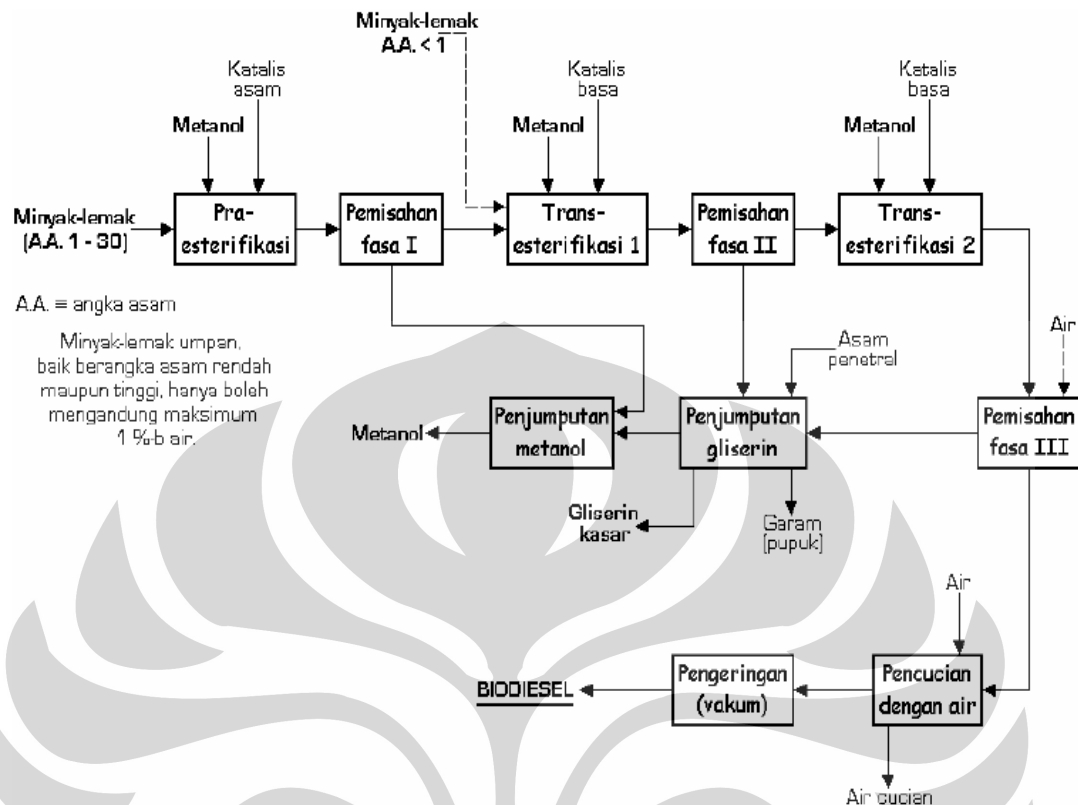


Gambar 2.8 perbandingan proses Institut Francais du Pétrol dengan esterifikasi

### 2.7.5 Biodiesel ITB

Proses pembuatan biodiesel ITB terdiri dari unit esterifikasi, unit transesterifikasi, unit pemurnian, unit penyiapan metoksida, serta unit *recovery* metanol. Proses produksi dilakukan secara batch pada skala pilot. Metanol digunakan dengan perbandingan metanol : minyak nabati hanya 1,5 kali stoikiometri (4,5 : 1), sedangkan katalis digunakan sebanyak 1% minyak nabati. Diagram blok dapat dilihat pada Gambar 2.9. Untuk minyak nabati dengan kadar asam lemak bebas tinggi (Angka Asam > 1) dapat diolah terlebih dahulu pada unit esterifikasi, kemudian dilanjutkan ke unit transesterifikasi. Sedangkan untuk minyak nabati dengan kadar asam lemak bebas rendah (Angka Asam < 1) dapat langsung mulai pada tahap transesterifikasi.

Pada reaktor esterifikasi ditambahkan metanol serta  $H_2SO_4$ . Setelah reaksi esterifikasi selesai, dilakukan tahap pemisahan fasa antara metil ester dengan air, sisa metanol di-*recovery* ke dalam reaktor esterifikasi, sedangkan air akan menuju ke unit *recovery* metanol. Kemudian metil ester hasil esterifikasi (atau bila digunakan minyak lemak dengan asam lemak bebas rendah) diolah pada unit transesterifikasi. Transesterifikasi dilakukan sebanyak 2 tahap. Pada reaktor transesterifikasi ditambahkan metoksida yang berasal dari unit penyiapan metoksida (pencampuran metanol dengan katalis basa alkali, yaitu KOH). Setelah reaksi transesterifikasi selesai, dilakukan tahap pemisahan fasa antara metil ester dengan gliserol. Metanol yang tersisa di-*recovery* kembali ke dalam reaktor transesterifikasi, sedangkan gliserol akan menuju ke tangki penyimpanan gliserol. Metil ester hasil reaksi transesterifikasi akan diolah pada unit pemurnian. Pada unit ini terdiri dari tahap pencucian dengan air, serta tahap pengeringan dengan sistem *recycle-vacuum*. Hasil pengolahan ini sudah siap digunakan sebagai biodiesel. Pada unit *recovery* metanol, metanol didapatkan kembali dengan cara distilasi antara metanol-air. Metanol hasil *recovery* dapat digunakan kembali untuk unit esterifikasi serta unit penyiapan metoksida.

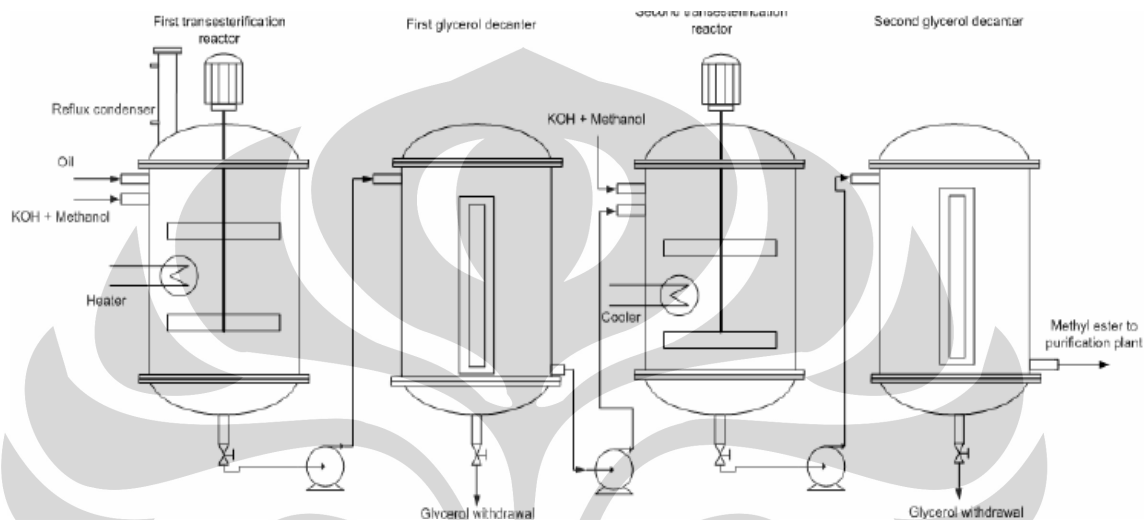


Gambar 2.9. Diagram blok proses pembuatan biodiesel ITB

Transesterifikasi dilakukan sebanyak 2 tahap, hal ini ditujukan untuk mendorong kesetimbangan lebih ke kanan. Selain itu dilakukan 2 tahap dengan tujuan mengurangi jumlah alkohol, namun tetap dapat menghasilkan *yield* biodiesel yang maksimum. Pada unit transesterifikasi terdiri dari 4 reaktor, reaktor pertama adalah reaktor tempat transesterifikasi tahap pertama berlangsung. Reaktor pertama dilengkapi dengan pengaduk dan pemanas. Reaksi berlangsung dengan temperatur 55-60° C selama 2 jam. Setelah reaksi pada tahap 1 selesai, hasil reaksi dipompa menuju reaktor kedua. Reaktor kedua berfungsi sebagai decanter, yaitu pemisahan antar metil ester dan gliserol yang dihasilkan dari reaktor pertama. Setelah gliserol dipisahkan, metil ester dipompa menuju reaktor ketiga dan direaksikan kembali dengan sisa metanol dan KOH. Reaktor kedua dilengkapi dengan pengaduk dan pendingin. Reaksi berlangsung pada temperatur yang lebih rendah dari tahap 1 yaitu pada temperatur ambient 28-30 °C selama 2 jam. Hasil reaksi dipompa menuju



reaktor keempat, yang merupakan decanter kedua yang berfungsi sama seperti decanter pertama yaitu pemisahan antara metil ester dengan gliserol. Gambar susunan reaktor transesterifikasi ini dapat dilihat pada Gambar 2.10.



Gambar 2.10. Susunan reaktor dan decanter pada tahap transesterifikasi

*(Institut Teknologi Bandung & Pt. Rekayasa Industri November 2007)*

## 2.8. Biodiesel dengan Simulator CHEMCAD

Pada saat ini pengembangan biodiesel dengan menggunakan simulator khususnya dengan menggunakan chemcad masih jarang dilakukan, padahal dengan mensimulasikan terlebih dahulu proses-proses yang dilakukan dalam pembuatan biodiesel dengan simulasi lebih menguntungkan karena lebih efisien mulai dari segi waktu dan biaya juga lebih murah, pada saat ini baru ada tiga metode pembuatan biodiesel dengan menggunakan simulasi, antara lain metode *Rigorous*, metode *shortcut*, dan metode *hybrid*.

### 2.8.1 Rigorous Method

Syarat:

- Kandungan fisik dari minyak memilih komponen (TG, DG, MG), *fatty acids*, and *fatty acid ester products*
- Semua parameter kinetat untuk semua reaksi (*Arrhenius constants*)

Universitas Indonesia



- c. *Vapor-Liquid-Liquid* BIPs untuk semua pasangan komponen pada pemisahan critatal.

Keuntungan :

- a. Mudah dibandingkan untuk beberapa variasi umpan masuk
- b. Mudah mengoptimalkan kedua reaksi dan tahap separasi.

Kekurangan:

- a. Memerlukan data yang lebih banyak, dan beberapa tidak ditemukan dalam literatur, membutuhkan biaya yang mahal dalam skala penelitian.
- b. Simulasi berjalan lambat karena besarnya angka komponen dan reaksi, terbatasnya waktu optimumnya.

### 2.8.2 *Shortcut Method*

Syarat:

- a. *Fatty acid* tunggal untuk mewakili minyak : asam Oleat merupakan komponen yang paling banyak dalam beberapa minyak tumbuhan, yang mendekati adalah menggunakan triolein untuk mewakili asam Oleat.
- b. *Fatty acid* ester tunggal yang sama dengan produk biodiesel : *fatty acid methyl ester* (FAME) dan turunannya adalah komponen yang digunakan dari minyak tumbuhan, contoh jika misalkan asam Oleat adalah *fatty acid* yang digunakan ( dengan triolein dari triglyceride) kemudian methyl oleat ( $C_{19}H_{36}O_2$ ) dapat digunakan untuk FAME-nya.
- c. *Vapor-Liquid-Liquid* BIP (data yang mengalami kemunduran) untuk FAME, *glycerine*, *methanol* sistem.
- d. Mengasumsikan konversi stoathimetrat pada reaksi adalah dalam model membutuhkan konversi lebih dari 90 % umpan untuk membuat biodiesel. Beberapa menggunakan asumsi, kemudian kinetat digunakan kemudiannya.

Kelebihan:

- a. Sederhana, cepat dibuat *heat* dan material *balance*.
- b. Tidak membutuhkan data untuk semua komponen yang dipilih : menggunakan komponen tunggal yang digunakan pada reaksi transesterifikasi

tunggal. Asam Oleat ( $C_{18}H_{34}O_2$ ) adalah *fatty acid* yang paling banyak dalam minyak canola ([Lawson, 1995](#)). Triolein ( $C_{57}H_{104}O_6$ ) dapat digunakan untuk triglycerida dari asam oleat dan mudah digunakan untuk proses simulasi. Triglyserida adalah salah satu komponen minyak tumbuhan ([Zhang, 2003](#)). Zhang melakukan pengujian bahwa diglyserida danoglyserida hanya dihasilkan sebagian dengan rasio metanol yang tinggi.

Kelemahan:

- Tidak mampu digunakan pada proses dalam keadaan umpan yang berbagai macam.
- Ketepatan yang rendah dalam modelnya, ketepatan yang rendah keadaan optimalnya dan ketepatan yang rendah waktu optimalnya.

### 2.8.3 Hybrid Method

Syarat:

- Tunggal dan atau kondenser daftar dari *fatty acid* untuk mewakili minyaknya, sebagai contoh minyak canola yang dapat mewakilinya seperti asam oleat, linoleat dan asam linoleat.
- Daftar kondenser *fatty acid* ester merupakan produk biodiselnya. Ester yang digunakan dalam daftar *fatty acid* (canola : metil oleat, metil linoleat, metil linolenat)
- Daftar kondenser *Vapor-Liquid-Liquid* (V-L-L) BIP untuk parameter *fatty acid*, *glyserin*, dan *methanol*.
- Daftar kondenser dalam parameter kinetik yang digunakan untuk beberapa minyak dari literature lebih sederhana, reaksi yang terjadi:
  - ✓ triglyceride (TG) + MeOH  $\rightarrow$  diglyceride (DG) + FAME
  - ✓ DG + MeOH  $\rightarrow$  monoglyceride (MG) + FAME
  - ✓ MG + MeOH  $\rightarrow$  glycerin + FAME

Kelebihan:

- Kemampuan untuk menggabungkan keadaan beberapa variasi umpan (memerlukan salah satu versi *multiple flowsheet* untuk minyak yang berbeda

yang dipisahkan TG, DG, MG dan kinetic termasuk untuk beberapa minyak yang potensial digunakan)

- b. Lebih baik untuk ketepatan unit separasi (kolom destilasi, unit tahap separasi)
- c. Optimal kedua reaksi dan kemungkinan bagian separasi.
- d. Ketepatan medium waktu simulasi lebih cepat dan memberikan waktu optimum.

Kekurangan:

- a. Banyak pekerjaan untuk membangun daftar komponen dan kinetik untuk reaktor.
- b. Banyak pekerjaan untuk mencari dan kekurangan V-L-L data untuk BIP.

Sumber (<http://www.chemstations.net>)

Pada penelitain ini metode yang akan digunakan adalah metode *hybrid*, karena metode ini lebih disukai dan juga metode ini lebih mirip dengan proses-proses yang sering digunakan pada skala plant atau industri. Metode hybrid dibilang lebih sederhana dan juga dapat digunakan berbagai macam umpan. jadi dengan adanya penelitian ini diharapkan dapat mengefesiensikan dan mengoptimalkan proses-proses pembuatan biodiesel di Indonesia.

## BAB 3

### RANCANGAN PENELITIAN

#### 3.1 Metodologi

Merujuk kepada hal yang telah dibahas pada Bab 1, tujuan dari penelitian ini adalah untuk Mengidentifikasi proses yang mungkin akan digunakan dalam pabrik yang akan digunakan kemudian juga mengidentifikasi metode simulasi proses pembuatan biodiesel yang akan digunakan dan melakukan simulasi terhadap proses yang telah dipilih dan menentukan kondisi operasi yang akan digunakan berdasarkan variasi rasio umpan, variasi jumlah katalis yang akan digunakan selain itu juga melakukan perhitungan awal keekonomiannya dari pabrik biodiesel yang akan dibangun menggunakan teknologi proses yang telah dipilih.

Langkah-langkah yang akan dilakukan pada penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Menentukan teknologi proses yang akan dipakai dalam simulasi pembuatan biodiesel.
2. membuat model proses pembuatan biodiesel melalui reaksi transesterifikasi menggunakan metode *hybrid* pada CHEMCAD.
3. Memvariasikan komposisi umpan, katalis dan kondisi operasi pada proses transesterifikasi sehingga nantinya yang akan menghasilkan biodiesel dengan kuantitas yang lebih banyak dan dengan waktu yang lebih singkat.
4. Menghitung nilai keekonomian awal proses pembuatan biodiesel dengan transesterifikasi sehingga dapat dilakukan uji kelayakan sehingga kita dapat menentukan jika nantinya proses ini akan digunakan dalam produksi biodiesel dengan skala industri yang lebih menguntungkan.

Penelitian ini dilakukan sepenuhnya secara simultan dengan menggunakan CHEMCAD, yakni melakukan variasi-variasi umpan dan kondisi operasi sehingga dapat ditemukan formulasi yang tepat jika akan digunakan pada proses dan skala yang lebih besar, seperti skala industri sehingga lebih menguntungkan.

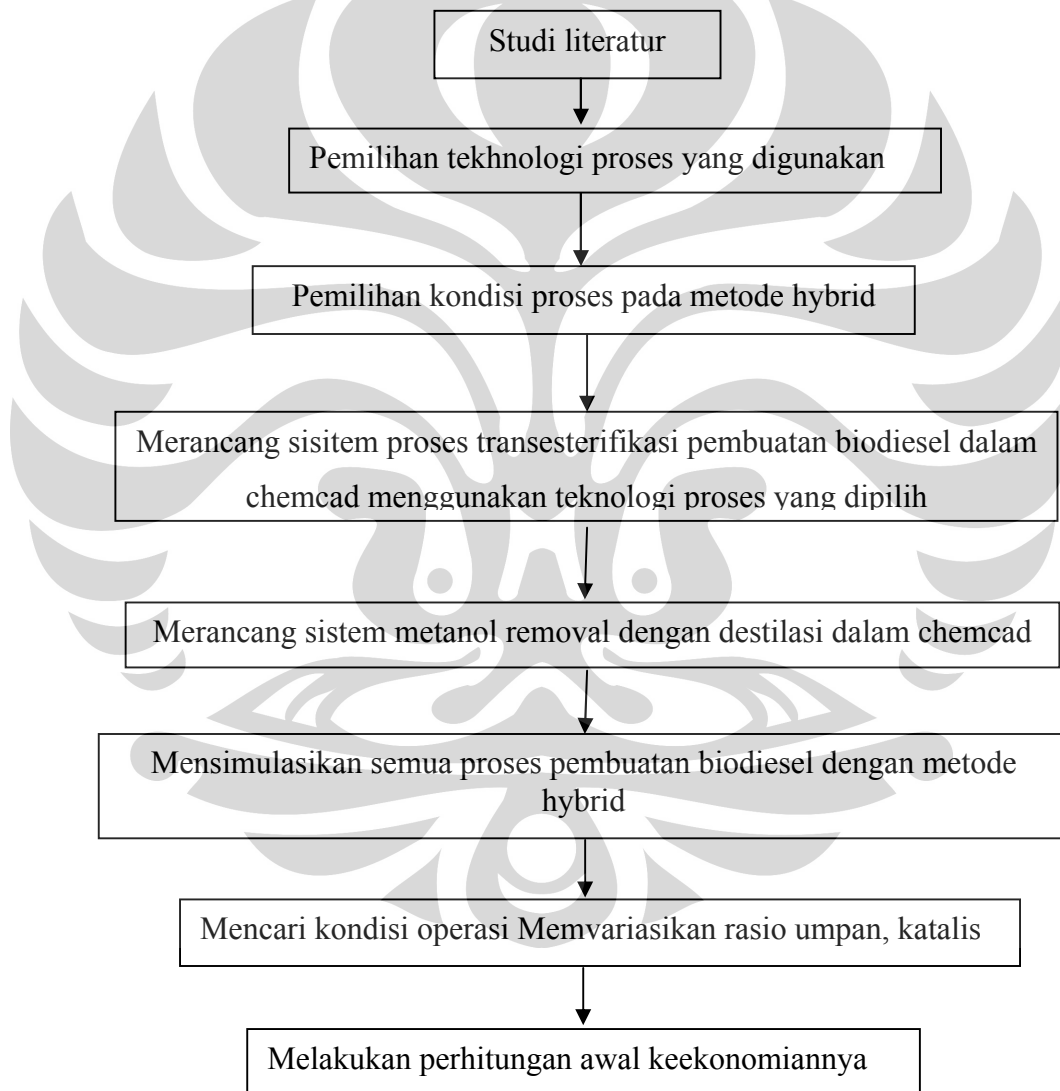
**Universitas Indonesia**

### 3.2 Percobaan

Pada penelitian ini semua dilakukan dengan simulasi CHEMCAD. Sehingga peralatan yang digunakan cukup dengan satu set computer dan program CHEMCAD.

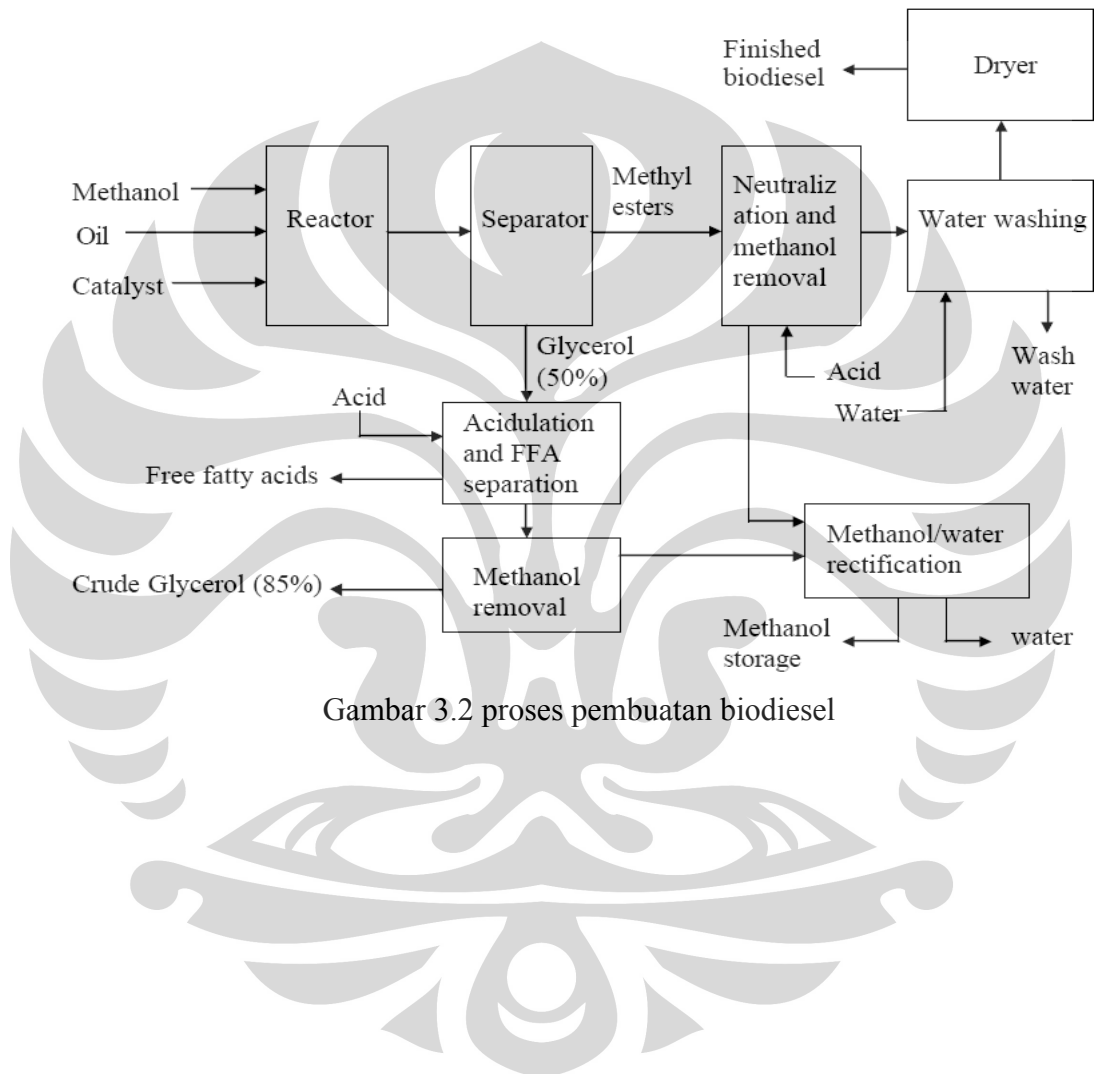
#### 3.2.1 Laju Alir Penelitian

Laju alir dalam penelitian ini adalah dengan mengoperasikan CHEMCAD.



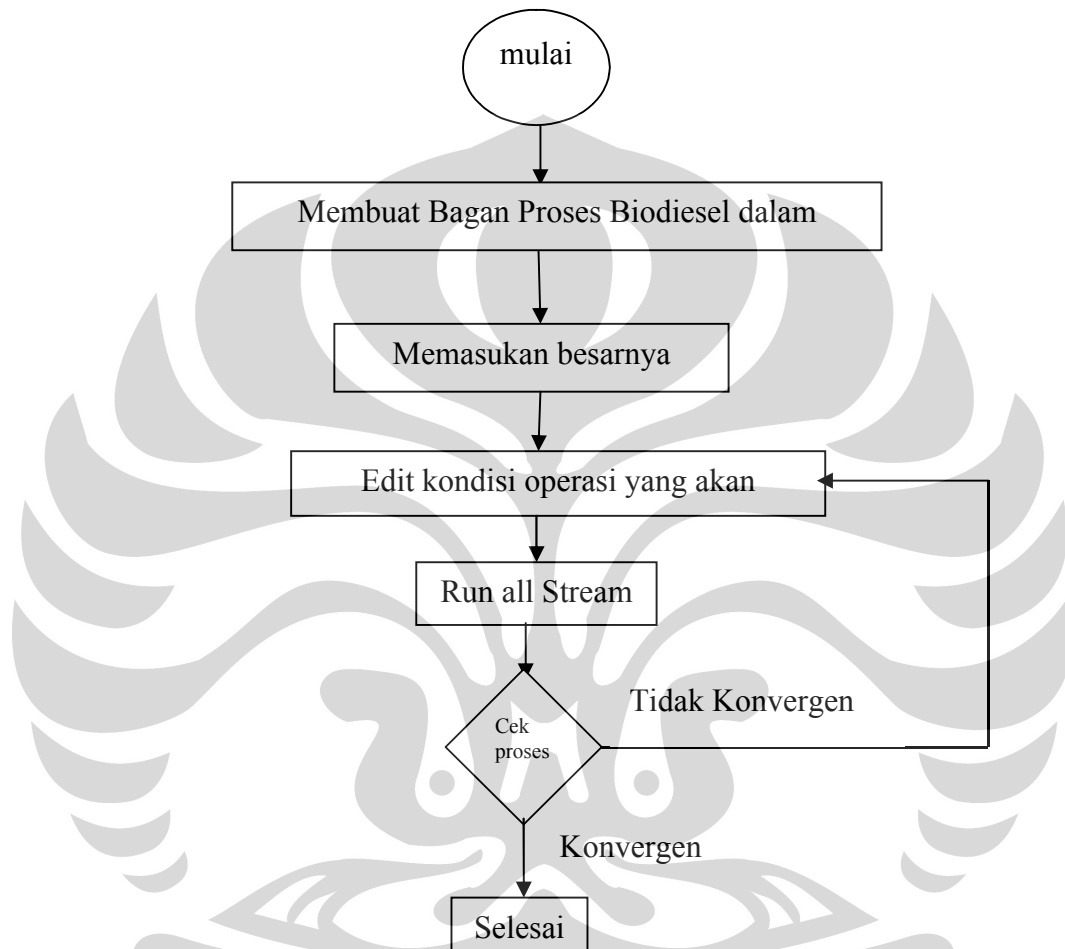
Gambar 3.1 Diagram alir penelitian

### 3.2.2 Proses Pembuatan Biodiesel



Gambar 3.2 proses pembuatan biodiesel

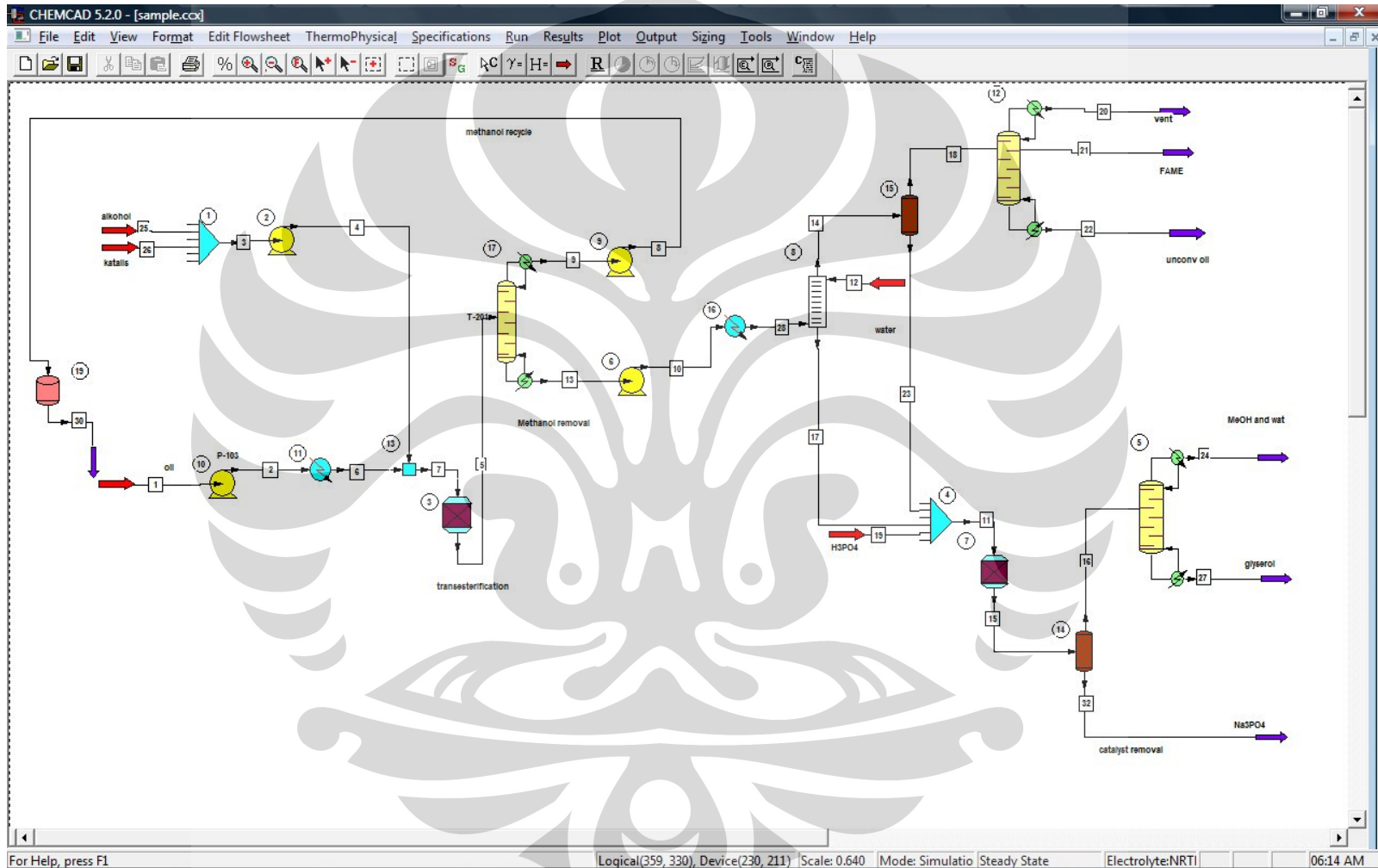
### 3.2.3 Pengoperasian Chemcad



Gambar 3.4 Diagram alir pengoperasian chemcad

### 3.3 Memulai Mengoperasikan Chemcad

1. masukan semua peralatan yang akan digunakan dalam proses mulai dari feed sampai produk secara berurutan, yang terdapat pada Main Palette.
2. kemudian hubungkan tiap bagian alat sesuai proses yang akan terjadi, kemudian diberi tanda atau keterangan yang jelas, seperti pada gambar dibawah ini:



Gambar 3.5 PFD Biodisel dalam Chemcad

Universitas Indonesia



3. masukan komponen-komponen yang akan digunakan dan komponen produk yang akan dihasilkan pada simulasi ini dalam component data bank, antar lain : Methyl Oleate, Glycerol, Methanol, Calcium Oxide, Calcium Sulfate, Phosphoric Acid, TriNa Phosphate, Triacylglycerol, FAME, Sulfuric Acid, water, dan Sodium Hydroxide.
4. Masukan k-value sistim yang tersedia di dalam CHEMCAD Suite itu untuk membantu pemakai di dalam membuat K-value dan aneka pilihan entalpi. Sistim bekerja seperti hal ini:
  - a. Pertama-tama, terlihat di komponen dalam daftar dan memutuskan tipe umum dari model adalah yang diperlukan, yaitu., persamaan keadaan, keaktifan model, dll.
  - b. Berikutnya, kelihatannya di suhu dan jangkau tekanan masuk oleh pemakai dan memutuskan persamaan di dalam suatu kategori yang diberi yang terbaik di batas-batas daerah-daerah itu.
  - c. Jika metoda itu adalah satu keaktifan model, program lalu melihat database BIP untuk melihat model yang mempunyai kebanyakan data menetapkan untuk masalah yang ada. Itu lalu mengkalkulasi kelengkapan yang kecil dari acuan/matriks BIP. Jika itu pecahan adalah lebih besar dari parameter ambang pintu BIP, itu menggunakan metoda keaktifan yang terpilih dan jika tidak, maka menggunakan UNIFAC.
5. Simulasi pembuatan biodiesel dalam chemcad siap digunakan untuk mesimulasikan proses biodiesel dengan memasukan nilai-nilai umpan dan kondisi operasi yang akan digunakan.

### **3.4 Melakukan Variasi**

#### **3.4.1 Melakukan Variasi Kondisi Operasi Pada Tiap-Tiap Tahap Proses**

- a. Melakukan variasikan kondisi operasi pada reactor.
- b. Melakukan variasikan kondisi operasi pada kolom destilasi pada metanol removal.

**Universitas Indonesia**

- c. Melakukan variasi kondisi operasi pada ekstraktor pada pencucian.
- d. Melakukan variasi kondisi operasi pada kolom destilasi pada pemurnian produk (Biodiesel)
- e. Melakukan variasi kondisi operasi pada kolom destilasi pada pemurnian gliserol.

Variasi ini dilakukan untuk memperoleh kondisi operasi paling optimum yang akan digunakan pada proses pengujian selanjutnya

#### **3.4.2 Melakukan Variasi Umpan Reaktan**

- a. Melakukan variasi reaktan yang akan digunakan dalam pembuatan biodiesel yaitu dengan melakukan variasi reaktannya menggunakan CPO (Triglyceride) Melakukan variasi komposisi umpan utama CPO dengan Alkohol dengan rasio 12:1, 9:1, 6:1 dan dengan rasio 3:1.
- b. Melakukan variasi katalis yang digunakan, yaitu dengan komposisi 1%, 5%, dan 10% dari umpan trigliseride yang digunakan.

#### **3.5 Penghitungan Awal Nilai Ekonomi Proses Pembuatan Biodiesel**

1. menghitung material balance
2. menghitung energi balance
3. menghitung harga-harga peralatan yang digunakan
4. menentukan harga jual dan payback periode
5. menentukan kelayakan dari industri biodiesel yang akan dibangun

## **BAB 4**

### **PEMBAHASAN**

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk memperoleh data-data yang dibutuhkan untuk pembuatan biodiesel dengan proses transesterifikasi dengan mensimulasikannya dalam chemcad menggunakan metode hybrid. Penelitian ini dilakukan untuk mendapatkan kondisi yang optimum dalam proses pembuatan biodiesel tanpa melakukan uji laboratorium sehingga diharapkan dapat meminimalisasi biaya jika dilakukan secara langsung dalam laboratorium sebelum di realisasikan ke dalam plan yang lebih besar yaitu dalam skala industri. Selain itu dari penelitian ini juga dapat dihitung perhitungan awal keekonomian dari plan yang akan di bangun jika data-data yang diperoleh dari simulasi ini akan digunakan untuk merealisasikan proses ini dalam skala industri. Variasi-variasi umpan dilakukan dengan tujuan untuk memperoleh biodiesel yang secara kuantitas dan kualitas lebih baik dan pada kondisi yang paling optimum. Perhitungan awal ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah hasil dari simulasi ini layak atau tidak jika dikembangkan dalam skala industri.

#### **4.1. Pemilihan Teknologi Proses**

Pada pemilihan proses yang akan digunakan perlu diperhatikan hal-hal yang menjadi kelengkapan data dan informasi-informasi yang dibutuhkan dalam mensimulasikannya, berikut ini pembobotan terhadap poin-poin yang akan digunakan sebagai persyaratan proses yang akan digunakan dimana nilai bobot berkisar antara angka 1 sampai dengan angka 5. Angka 1 menunjukkan "kurang", angka 2 menunjukkan "sedikit", angka 3 menunjukkan "sedang", angka 4 menunjukkan "baik" dan angka 5 menunjukkan "baik sekali". Pembobotan dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.1 Pembobotan proses biodisel

Proses	Biox	Lurgi	MPOB	Energiea	Institut Francais du Pétrol	ITB
Ketersediaan proses flow diagram (PFD)	2	5	4	1	2	5
Ketersediaan data kondisi operasi	4	2	2	1	1	5
Ketersediaan informasi	5	2	3	1	1	5
kinetika reaksi	2	2	4	1	3	5
dipatenkan	5	5	5	5	5	2

Beberapa proses pembuatan biodisel secara komersial yang telah dilakukan di beberapa negara seperti proses BIOX (Canada), Lurgi (Jerman), Energiea (Austria), dan MPOB (Malaysia), Institut Francais du Pétrol (perancis), dan ITB (Indonesia). Dari proses-proses tersebut mempunyai kekurangan dan kelebihan sendiri.

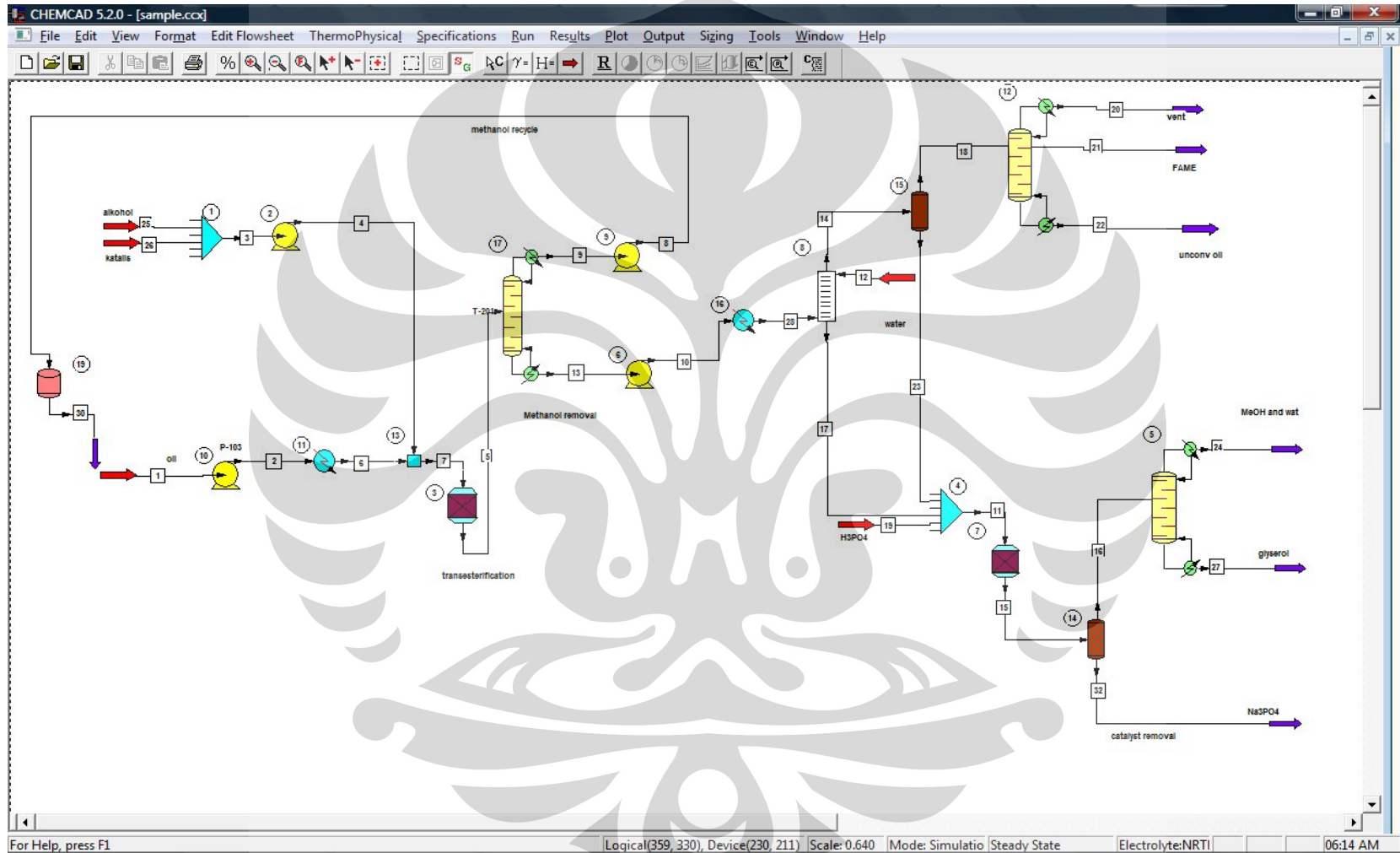
Sebelum melakukan percobaan maka terlebih dahulu melihat proses mana yang akan dijadikan landasan dalam simulasi yang akan dilakukan, hal-hal yang perlu diperhatikan sebelum memilihnya antara lain, ketersediaan proses flow diagram proses (PFD) dimana dengan adanya PFD dapat memudahkan untuk membuat simulasi kedalam chemcad, kemudian ketersediaan data kondisi operasi dapat membantu dalam melakukan simulasi dan juga dapat dijadikan sebagai patokan kondisi operasinya, sehingga kondisi operasi yang dipakai tidak terlalu jauh dari apa

yang semestinya, informasi amatlah penting sebelum melakukan penelitian ini, dimana dari informasi-informasi tersebut dapat diketahui kelebihan dan kekurangannya sehingga dimungkinkan hanya memakai dari tiap kelebihannya saja, sehingga simulasi yang dilakukan lebih optimum, yang perlu diperhatikan lagi adalah kinetika reaksi, dimana dari informasi ini akan didapatkan data kecepatan reaksi dan waktu tinggal dalam reaktor, sehingga dapat memperkirakan waktu yang optimumnya, dari ketujuh proses tersebut hanya proses ITB yang belum dipatenkan, paten amatlah penting, karena jika suatu proses telah dipatenkan maka kita tidak dapat menggunakannya sembarangan tanpa ada persetujuan dari pemilik proses tersebut, paten merupakan landasan hukum dari proses tersebut, maka jika kita memakainya sembarangan maka kita dapat dituntut secara hukum oleh sipemiliknpaten tersebut.

Dari pertimbangan-pertimbangan yang telah dijabarkan diatas maka dapat diambil proses pembuatan biodisel lebih mengacu pada proses ITB hal ini disebabkan karena ketersediaan data-data yang paling lengkap yang akan dibutuhkan pada simulasi proses pembuatan biodisel ini, selain itu proses ITB juga memberikan informasi yang cukup detail dimana semua data informasi data yang dibutuhkan sudah tersedia semua

#### **4.2. Membuat Simulasi Dalam Program Chemcad**

Pertama-tama ditentukan unit-unit operasi yang akan pakai dalam mensimulasikan pembuatan biodiesel ini, kemudian disusun sesuai dengan tahapan-tahapan yang akan terjadi pada proses pembuatan biodiesel, kemudian dihubungkan tiap-tiap unit operasi tersebut satu dengan lainnya sesuai dengan laju alirnya mulai dari umpan masuk sampai menjadi produk. Setelah jadi, kemudian menentukan satuan-satuan yang akan dipakai dalam simulasi ini, setelah itu masukan komponen-komponen yang akan dipakai dan akan dihasilkan dari proses ini.



Gambar 4.1 PFD Biodisel dalam Chemcad

Selanjutnya menentukan k-value wizard dimana yang dipakai yaitu peng-robinson, K-Value Wizard tidak penggantian itu untuk penilaian rancang-bangun. Wizard menggunakan satu algoritma berdasar pada kaidah-kaidah umum dan selalu benar. Model yang diusulkan tidak sampai 'terbaik' model untuk sistim. Memilih opsi termodinamik pada dasarnya pemilihan suatu model atau metoda untuk menghitung uap air (zat cair (atau vapor-liquid-liquid) keseimbangan fase (yang disebut opsi K-value) dan memilih suatu metoda atau model untuk menghitung keseimbangan kalor (yang disebut opsi entalpi).

CHEMCAD mempunyai suatu pustaka dari sekitar 50 K-value model dengan bermacam opsi, dan sekitar dua belas entalpi model. Membuat pemilihan yang tepat dari pustaka-pustaka ini terkadang sulit. Isu-isu melibatkan teknik-teknik yang tepat untuk pemilihan digambarkan di dalam bagian Thermodynamics manual. Sebagai tambahan, CHEMCAD mempunyai suatu sistim yang tersedia membantu pemakai dalam membuat pilihan ini. Fitur ini, yang disebut Thermo Wizard, yang digambarkan di dalam bagian Thermodynamics manual.

Karena isu-isu melibatkan di dalam membuat pemilihan-pemilihan termodinamik dan di dalam menggunakan Thermo Wizard itu di luar lingkup dari bimbingan ini, marilah kita mengasumsikan kita mengetahui bahwa kita ingin menggunakan metoda Peng-Robinson untuk kedua-duanya kalkulasi-kalkulasi K-value dan entalpi. Pertama-tama, kita perlu untuk menerima asumsi temperature/pressure menilai untuk ThermoWizard,. Wizard itu akan merekomendasikan dengan SRK.

Langkah berikutnya memasukan umpan masuk ke dalam simulasi ini sesuai dengan variasi-variasinya, kemudian kondisi tiap unit-unitnya setelah semuanya dimasukan barulah menjalankan simulasi proses pembuatan biodiesel ini.

#### **4.3 Melakukan Penentuan Kondisi Operasi**

Pengujian ini dilakukan untuk mendapatkan kondisi yang paling optimum sebelum melakukan berbagai macam variasi yang akan dilkakukan selanjutnya, proses ini dilakukan dengan metode pengujian langsung dan juga metode coba-coba,

yaitu dengan memasukan kondisi-kondisi yang sesuai dengan literatur dan juga dengan melakukan sedikit modifikasi terhadap proses-proses yang dilakukan pada beberapa tahapan, sehingga diperoleh kondisi yang optimum dalam proses pembuatan biodisel.

Tabel 4.2 daftar unit-unit operasi yang digunakan

Unit operasi	Kondisi Operasi	Keterangan:
Reaktor 1 ( no.3)	P=200Kpa, T=60 <sup>0</sup> C	Manggunakan spacificy thermal mode Isothermal
Reaktor 2 ( no. 7)	P=200Kpa, T=104 <sup>0</sup> C	Manggunakan spacificy thermal mode Isothermal
Kolom destilasi 1 (no.17)	P=200 Kpa, T=82 <sup>0</sup> C	Menggunakan tray sebanyak 20 dimana umpan masuk pada tray 10
Kolom destilasi 2 (no.12)	P=200Kpa	Menggunakan tray sebanyak 20 dimana umpan masuk pada tray 15
Kolom destilasi 3 (no.5)	P=200Kpa	Menggunakan tray sebanyak 20 dimana umpan masuk pada tray 11
Extraktor (no.8)	P=200Kpa	Menggunakan tray sebanyak 10 dimana umpan masuk pada tray 2, dan umpan air pada tray 8.

Kondisi operasi yang dapat diperoleh antara lain temperatur dan tekanan umpan yang dilakukan pada kondisi kamar yaitu pada 25<sup>0</sup>C pada tekanan 100 Kpa, selanjutnya pada pompa sebesar 200 Kpa kemudian pada temperatur reaktor dipilih temperatur sebesar 60<sup>0</sup>C pada tekanan 200 Kpa karena jika temperatur terlalu tinggi maka alkoholnya akan menguap terlebih dahulu tanpa adanya proses reaksi sehingga dimungkinkan tidak optimumnya proses yang akan terjadi kemudian menggunakan

**Universitas Indonesia**



Menggunakan specific thermal mode Isothermal karena yang diinginkan temperatur yang stabil dan dijaga pada temperatur  $60^{\circ}\text{C}$ , dan pada reaktor kedua dimana temperatur yang akan dipakai sebesar  $104^{\circ}\text{C}$  hal ini dikarenakan pada temperatur seperti itu glycerol mulai akan terbentuk dan juga katalis akan terpisahkan lagi.

Kemudian pada kolom destilasi 1 dimana didapatkan kolom destilasi dengan 20 stage yang mempunyai tekanan 200Kpa dan temperatur  $82^{\circ}\text{C}$  karena pada temperatur ini methanol manguap sehingga mudah dipisahkan yang kemudian methanol ini akan digunakan lagi karena dalam unit ini bertujuan untuk memisahkan methanol, dalam perhitungan tray yang digunakan pada titik kritisnya sebanyak 20 tray, karena dengan pertimbangan biaya manufaktur kemudian jika proses ini diaplikasikan ke dalam skala industri. Pada kolom destilasi ke 2 dimana akan memisahkan produk biodieselnnya. Dan pada kolom destilasi ketiga bertujuan untuk memisahkan glycerol dengan alkohol dan air. Extraktor digunakan untuk pencucian produk dari katalis yang tersisa. kemudian proses-proses selanjutnya yang disesuaikan dengan proses sebelumnya yaitu pada tekanan 200 Kpa.

#### **4.4 Melakukan Variasi Umpan**

##### **4.4.1 Melakukan Variasi Umpan Rasio molar Alkohol-minyak**

###### **1. Melakukan Variasi Umpan Rasio molar Alkohol-minyak 12:1**

Dari percobaan yang telah dilakukan pada variasi umpan perbandingan antara alkohol dengan minyak dengan rasio molar 12:1, 9:1, 6:1, dan 3:1 diperoleh data-data sebagai berikut:

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan rasio molar umpan 12:1 (alkohol:minyak) yaitu sebanyak 620,79 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 1200 kg/jam triglyseride dengan 100 kg/jam alkohol

Tabel 4.3 Umpan masuk dengan Rasio molar 12:1

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	1200	100	12
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Calcium Oxide			
Triglyceride	1		
Water			
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.4 Hasil produk dari rasio molar 12:1

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	255.84	44.24	674.77	266.57	44.43	71.14
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	82.85	58.88	75.26	81.11	97.93	120.15
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate			0.01	0.02		
Glycerol			0.05	0.09		0.53
Methanol	0.97	0.01			0.02	
Phosphoric Acid						0.35
Water		0.07	0.02		0.98	0.01
Sodium Hydroxide						0.06
Fame	0.03	0.91	0.92	0.89		0.05

## 2. Melakukan Variasi Umpan Rasio molar Alkohol-minyak 9:1

Tabel 4.5 Umpan masuk dengan Rasio molar 9:1

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.6 Hasil produk dari rasio molar 9:1

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	214.44	175.9	776.7	197.6	40.3	58.97
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	82.67	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate			0.01	0.01		
Glycerol			0.05	0.05		0.53
Methanol	0.98	0.999			0.01	
Phosphoric Acid						0.35
Water		0.001	0.03	0.03	0.99	0.01
Sodium Hydroxide						0.06
Fame	0.02		0.91	0.91		0.05

### 3. Melakukan Variasi Umpan Rasio molar Alkohol-minyak 6:1

Tabel 4.7 Umpan masuk dengan Rasio molar 6:1

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	600	100	6
Temperatur ( <sup>o</sup> c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	100	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.8 Hasil produk dari rasio molar 6:1

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	176.77	43.89	512.74	126.67	80.31	243.11
Temperatur (0c)	82.31	58.89	75.26	81.11	119.52	148.44
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate			0.01	0.01		
Glycerol			0.03	0.03		0.67
Methanol	0.994	0.999			0.01	
Phosphoric Acid						0.27
Sulfuric Acid						0.03
Water		0.001	0.11	0.09	0.99	
Fame	0.006		0.85	0.87		0.03

#### 4. Melakukan Variasi Umpan Rasio molar Alkohol-minyak 3:1

Tabel 4.9 Umpan masuk dengan Rasio molar 3:1

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	100	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.10 Hasil produk dari rasio molar 3:1

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	125.08	33.96	122.93	49.58	98.39	128.73
Temperatur ( $^{\circ}$ c)	82.82	70.67	118.82	122.29	119.37	170.67
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate				0.02		0.01
Glycerol			0.02	0.09		0.11
Methanol	1	0.34			0.01	
Phosphoric Acid						0.35
Water		0.66	0.1		0.99	
Sodium Hydroxide						0.02
Fame			0.88	0.89		0.51

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan rasio molar umpan 9:1 (alkohol:minyak) yaitu sebanyak 706,8 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 900 kg/jam triglyseride dengan 100 kg/jam alkohol

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan rasio molar umpan 6:1 (alkohol:minyak) yaitu sebanyak 435,83 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 600 kg/jam triglyseride dengan 100 kg/jam alkohol.

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan rasio molar umpan 3:1 (alkohol:minyak) yaitu sebanyak 108,18 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 300 kg/jam triglyseride dengan 100 kg/jam alkohol

Dari data-data yang diperoleh maka dapat disimpulkan bahwa rasio molar alkohol : minyak yang paling optimum adalah pada rasio molar 9 : 1. Sesuai dengan teoritisnya dimana menyebutkan bahwa rasio molar molar molar yang optimum adalah 9:1.

Tabel 4.11 Produk biodiesel berdasarkan rasio molar umpan

Rasio molar umpan	biodiesel	% Yield
12:1	620.79	51.73
9:1	706.8	78.53
6:1	435.83	72.64
3:1	108.18	36.06



Gambar 4.2 kurva perbandingan rasio molar umpan terhadap hasil biodiesel

#### 4.4.2 Melakukan Variasi Umpan Katalis

##### 1. Melakukan Variasi Umpan Katalis 1 %

Tabel 4.12 Umpan masuk dengan Katalis 1%

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9
Temperatur ( <sup>o</sup> c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.13 Hasil produk dari Katalis 1 %

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	214.44	175.9	776.7	197.6	40.3	58.97
Temperatur (°c)	82.67	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate			0.01	0.01		
Glycerol			0.05	0.05		0.53
Methanol	0.98	0.999			0.01	
Phosphoric Acid						0.35
Water		0.001	0.03	0.03	0.99	0.01
Sodium Hydroxide						0.06
Fame	0.02		0.91	0.91		0.05

## 2. Melakukan Variasi Umpan Katalis 5 %

Tabel 4.14 Umpan masuk dengan Katalis 5%

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	90
Temperatur (°c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1



Tabel 4.15 Hasil produk dari Katalis 5 %

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	214.44	175.9	706.7	197.6	40.3	58.97
Temperatur ( <sup>o</sup> c)	82.67	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate			0.01	0.01		
Glycerol			0.05	0.05		0.23
Methanol	0.98	0.82			0.86	
Phosphoric Acid						0.26
Water		0.17	0.03	0.02	0.14	0.03
Sodium Hydroxide						0.48
Fame	0.02	0.01	0.91	0.92		

### 3. Melakukan Variasi Umpan Katalis 10 %

Tabel 4.16 Umpan masuk dengan Katalis 10%

Stream No	1	25	26
Nama	Oil	Alkohol	Katalis
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	180
Temperatur ( <sup>o</sup> c)	25	25	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100
Fraksi Masa Komponen			
Methanol		1	
Triglyceride	1		
Sodium Hydroxide			1

Tabel 4.17 Hasil produk dari Katalis 10 %

Stream No	9	20	21	22	24	27
Nama	Methanol	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	202.9	55.27	459.74	61.17	56.6	159
Temperatur (°c)	82.9	95.11	147	92.22	94.9	181.78
Tekanan (Kpa)	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen						
Trina Phosphat						
Methyl Oleate				0.06		
Glycerol			0.03	0.22		0.11
Methanol	0.89				0.63	
Phosphoric Acid						0.06
Water		1	0.03		0.37	0.03
Sodium Hydroxide						0.81
Fame	0.11		0.94	0.72		

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan katalis sebanyak 1% dari jumlah minyak yaitu sebanyak 706,8 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 900 kg/jam triglyseride dengan katalis sebanyak 9 kg/jam

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan katalis sebanyak 5% dari jumlah minyak yaitu sebanyak 643,1 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 900 kg/jam triglyseride dengan katalis sebanyak 90 kg/jam

Dari hasil simulasi diperoleh banyaknya biodiesel yang dapat dihasilkan dengan katalis sebanyak 10% dari jumlah minyak yaitu sebanyak 432,16 kg/jam dari umpan yang dimasukan yaitu 900 kg/jam triglyseride dengan katalis sebanyak 180 kg/jam

Dari data-data yang diperoleh diketahui jumlah katalis yang paling optimum digunakan dalam pembuatan biodiesel adalah sebanyak 1% dari jumlah minyak yang diumpankan, hal ini disebabkan karena jika katalis yang digunakan berlebih maka katalis yang berlebih akan membentuk natrium diphosphat yang lebih banyak juga.

Tabel 4.18 Produk biodiesel berdasarkan Banyaknya Katalis

Katalis	biodiesel	% yield
1%	706.8	78.53
5%	643,1	71.45
10%	432,16	48.01



4.3 Gambar Grafilk pengaruh katalis terhadap produk biodiesel

## 4.5 Pabrik Biodiesel

### 4.5.1 Lokasi

lokasi pabrik yang akan didirikan adalah dekat konsumen biodiesel dan juga dekat dengan industry CPO , hal ini dikarenakan :

1. Cost yang akan dikeluarkan dalam hal pengangkutan CPO menuju pabrik lebih murah, karena dekat dengan feedstock
2. Biaya ongkos pengiriman produk biodiesel yang dapat diminimalisasi sehingga dapat menekan biaya operasi molar molaralnya.
3. Menjamin proses berlangsung secara terus-menerus /continuu
4. Produk yang dihasilkan (biodiesel) mempunyai nilai ketahanan (lifetime) yang cukup lama
5. Pasar (market) yang menggunakan biodiesel sudah jelas

#### 4.5.2. Kapasitas Pabrik

kapasitas pabrik biodiesel yang akan didirikan adalah 5000 ton/tahun, dengan sistem continuous, sesuai dengan alasan bahwa permintaan terhadap produk yang sangat tinggi, produk mempunyai nilai ekonomis yang tinggi dan produk mempunyai kontribusi penting terhadap pemenuhan kebutuhan minyak diesel nasional, yang dapat dijabarkan sbb:

1. Menurut data ditjen migas yang telah disebutkan diatas kebutuhan Indonesia akan minyak diesel adalah lebih dari 50% dari konsumsi minyak nasional/tahun atau sekitar 80 juta barrel/tahun :

$$\begin{aligned} 80 \text{ juta barrel} &= 60 \text{ juta barrel} \times 158,98 \text{ liter/barrel} \\ &= 9.538,8 \text{ juta liter} \end{aligned}$$

2. Untuk rencana awal supply biodiesel dalam negeri ditargetkan mencapai 50% dari kebutuhan akan minyak diesel yaitu :

$$9.538,8 \text{ juta liter} \times 50\% = 4769,4 \text{ juta liter}$$

3. Kontribusi pabrik terhadap permintaan biodiesel dalam negeri/tahun, dengan kapasitas 5000 ton/tahun atau sebanding dengan 5.882.000 liter yaitu :

$$\begin{aligned} &= 5,882 \text{ juta} / 4769,4 \text{ juta} \times 100\% \\ &= 1,2 \% \text{ kebutuhan minyak biodiesel/tahun} \end{aligned}$$

#### 4.5.3. Pasar

pasar produk biodiesel di Indonesia adalah sebagai berikut :

1. Kalangan/masyarakat umum yang menggunakan mesin diesel

## 2. Bahan bakar/sumber energi untuk PLN, Industri-industri, dll

**4.6 Material Balances**

Material balances adalah suatu neraca massa yang menjelaskan keseimbangan aliran massa pada tiap-tiap aliran/stream, neraca massa ini berfungsi untuk mengetahui besarnya flow rate yang masuk dan keluar pada suatu aliran, selain itu dari neraca massa dapat diketahui pula persentase komponen yang terkandung pada suatu aliran sehingga dengan mengetahui persentase maka dapat ditentukan berat setiap komponen-komponen yang terkandung pada suatu aliran, dan dengan adanya data pada material balance ini kemudian dapat dilanjutkan dalam penentuan energy balances.

Table 4.19 material balance pada proses simulasi biodiesel

Stream No	1	25	26	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis		Methanol			
Overall								
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9	1009	214.44	869.62	83.6	876.02
Temperature (°c)	25	25	25	60	82.67	215	215	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen								
Trina Phosphat								
Methyl Oleate				0.01		0.01		0.01
Glycerol				0.04		0.05		0.05
Methanol		1		0.18	0.98			
Triglyceride	1							
Water							0.9	0.03
Sodium Hydroxide			1	0.01		0.01		0.01
Fame				0.76	0.02	0.93	0.1	0.9

Stream No	21	11	16	20	21	22	24	27
Nama				Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Overall								
Laju Alir (Kg/Jam)	680.93	142.5	92.27	175.9	776.7	197.6	40.3	58.97
Temperature (°C)	86.37	109	109.04	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	100	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen								
Trina Phosphat								
Methyl Oleate	0.01				0.01	0.01		
Glycerol	0.05		0.34		0.05	0.05		0.53
Methanol				0.999			0.01	
Phosphoric Acid		0.35						0.35
Water	0.04	0.53	0.48	0.001	0.03	0.03	0.99	0.01
Sodium Hydroxide		0.06	0.1					0.06
Fame	0.9	0.06	0.08		0.91	0.91		0.05

#### 4.7 Energy Balances

Energy balances adalah neraca Temper/panas yang menjelaskan keseimbangan antara 54emper yang masuk dan 54emper yang keluar antar aliran yang mempunyai perbedaan 54emperature dan tekanan.

##### 4.7.1. Perbedaan Temperature

Untuk menghitung energi balances berdasarkan perbedaan temperatur dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan berikut yaitu :

$$Q = F C_{p,camp} (T - T_{ref})$$

Tref = Temperatur referensi (10 °C)

Cpcamp = kapasitas panas campuran

T = Temperatur masuk/keluar

Nilai dari kapasitas panas campuran (Cp camp) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan kapasitas untuk campuran yaitu :

$$C_{pcamp} = C_{pa} \% A + C_{pb} \% B + C_{pc} \% C$$

Persentase menyatakan perbandingan antara komponen-komponen yang terkandung pada tiap aliran. Nilai persentase komponen pada aliran dapat dilihat pada tabel material balances. Sebelum menghitung neraca energi perlu diketahui terlebih dahulu nilai kapasitas panas tiap komponen.

Tabel 4.20 Energi balance berdasarkan perbedaan temperatur

No	Stream no (in-out)	F (kg/hr)	C <sub>p</sub> camp KCal/(kg°C)	T <sub>in</sub> -T <sub>out</sub> (°C)	ΔQ KCal / hr
1	2-6	900	2,69	25-60	84,735 x 10 <sup>3</sup>
2	7-5	1009	2,19	50-60	11,049 x 10 <sup>3</sup>
3	11-15	142,5	0,61	47-60	1,13 x 10 <sup>3</sup>
4	10-28	869.62	2,07	50-60	18,001 x 10 <sup>3</sup>

Ket : Selisih panas yang dihasilkan menunjukkan adanya produksi panas pada reaktor, produksi panas terjadi karena reaksi transesterifikasi adalah reaksi eksotermis (reaksi yang membebaskan kalor/panas), panas eksotermis yang dihasilkan sebanding dengan  $\Delta Q = 11,049 \times 10^3$  KCal/hr

#### 4.7.2. Perbedaan Tekanan

Pada flow diagram di atas terdapat sejumlah pompa yang berguna untuk memberikan tekanan/dorongan pada suatu aliran. Dengan adanya kerja pompa maka terdapat perbedaan tekanan antara aliran masuk dan keluar. Perbedaan tekanan dapat diartikan sebagai adanya perpindahan energi yang berasal dari pompa yang

dikerjakan pada aliran. Perpindahan energi ini dapat dimasukkan pula dalam perhitungan neraca energi (energy balances).

Untuk menghitung energi balances berdasarkan perbedaan tekanan dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan berikut yaitu :

$$E = P.V$$

Sebelum menghitung neraca energi maka perlu diketahui terlebih dahulu aliran yang menggunakan pompa yaitu :

Tabel 4.21. perhitungan nilai perbedaan tekanan

Pompa	Stream (in-out)	Campuran	P <sub>in</sub> (kpa)	P <sub>out</sub> (kpa)	ΔP (kPa)
1	3 - 4	Metanol, Katalis	100	200	100
2	1 - 2	triglyceride	100	200	100
3	13 -10	Gliserol, triglyceride, Biodiesel	200	210	10
4	9 - 8	Metanol	200	300	100

Sebelum menghitung persamaan energi, perlu diketahui besar volume tiap aliran, volume aliran dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$V = F/\rho_{camp}$$

Dimana  $\rho_{camp}$  dapat dihitung dengan persamaan :

$$\rho_{camp} = \sum \rho_i \times \%i$$

Untuk keseluruhan hasil dapat dilihat pada tabel berikut :



Tabel 4.22 hasil perhitungan volume berdasarkan laju alirnya

Pompa	Stream	Campuran	$\rho_{\text{camp}}$ ( kg/L)	V (liter/hr)
1	3 dan 4	Metanol, Katalis	0,885	123,18
2	1 dan 2	triglyceride	0,850	1058,82
3	13 dan 10	Gliserol, triglyceride, Biodiesel	0,886	981.51
4	9 dan 8	Metanol	0,79	271.44

Setelah menentukan nilai volume (V) maka langkah selanjutnya adalah menghitung nilai energi menggunakan Persamaan :

$$E = P.V$$

Hasil keseluruhan dapat dilihat pada tabel berikut yaitu :

Table 4.23 hasil perhitungan energy balance berdasarkan perbedaan tekanan

Pompa	Stream	Campuran	$\Delta P$ (kPa)	V (liter/hr)	$\Delta E = \Delta P.V$ (KCal/hr)
1	3 dan 4	Metanol, Katalis	100	123,18	2,956
2	1 dan 2	Methyl oleat	100	1058,82	25,411
3	9 dan 10	Gliserol, triglyceride, Biodiesel	10	981.51	2,356
4	8 dan 13	Metanol	100	271.44	6,515

#### 4.8 Sizing Peralatan

Dalam mengukur besarnya kapasitas dan kemampuan peralatan perlu melalui sederetan tahap perhitungan yang rumit. Mengukur besarnya kapasitas dan kemampuan peralatan penting untuk dilakukan karena mempunyai hubungan yang sangat erat terhadap harga alat tersebut. Biasanya dengan semakin besar kapasitas dan kemampuan suatu alat maka harganya juga relative akan meningkat.

Peralatan yang akan diukur pada perancangan pabrik biodiesel adalah peralatan yang utama seperti : reaktor, kolom distilasi, pompa, dan heat exchanger. Jumlah banyaknya peralatan ini dapat dilihat pada tabel 4.24

Tabel 4.24 jumlah alat utama

No	Nama alat	Jumlah
1	Reaktor	2 buah
2	Kolom distilasi	2 buah
3	Pompa	4 buah
4	Heat exchanger	4 buah

#### 4.8.1. Reaktor

Parameter yang diperlukan dalam menghitung besarnya kapasitas reaktor diantaranya adalah laju alir dan waktu tinggal pada reaktor. Dengan mengetahui kedua paramter tersebut maka volume reaktor dapat diketahui, perhitungannya adalah sbb :

$$V_{\text{reaktor}} = \text{volume alir (v)} \times \text{waktu tinggal } (\tau)$$

Tabel 4.25 Ukuran reaktor

dimensi	Reaktor 1	Reaktor 2
$\rho$ camp	0,854 kg/dm <sup>3</sup>	0,994 kg/dm <sup>3</sup>
V reaktor	3544,5 L	469,68 L
$D_{\text{reaktor}}$	2,5 m	1,253 m
$T_{\text{reaktor}}$	7,5 m	3,759 m

#### 4.8.2. Kolom Distilasi

Kolom distilasi adalah suatu unit operasi yang berfungsi untuk memisahkan campuran komponen berdasarkan perbedaan titik didih. Pada flow diagram ini terdapat 3 buah kolom distilasi yang digunakan yaitu kolom distilasi 1 (peralatan no.17) dan kolom distilasi 2 (peralatan no.12) .

Kolom destilasi yang pertama berfungsi dalam recovery metanol yang belum bereaksi, sedangkan kolom destilasi yang kedua berfungsi dalam pemurnian biodiesel yakni pemisahan antara produk biodiesel dengan minyak yang belum terkonversi dan zat pengotorerol.

Tabel 4.26 ukuran kolom destilasi

	Kolom destilasi 1	Kolom destilasi 2	Kolom destilasi 3
Jumlah tray	38	25	311
Tinggi (h)	27,3	22,5	23,1
Diameter (d)	0,9	0,9	0,9

Kolom destilasi 3 tidak ikut diperhitungkan hal ini dikarenakan dalam plan atau pabrik yang nantinya akan dibangun tidak menginginkan produk glycerol sehingga unit dalam pemurnian glicerol diabaikan.

#### 4.8.3 Pompa

Pompa adalah alat untuk memberikan tekanan dan dorongan pada aliran massa. Spesifikasi pompa didasarkan pada daya (kekuatannya) dan kapasitasnya. Pada alur diagram di atas terdapat 4 buah pompa, dari keempat pompa tersebut yang akan dihitung adalah pompa pada peralatan no.1, sedangkan ketiga pompa yang lainnya diasumsikan memiliki spesifikasi yang hampir mirip dengan pompa pada peralatan no.1

#### 4.9 Harga Peralatan

Estela menghitung sizing dan kapasitas dari setiap peralatan maka dapat diketahui biaya yang dibutuhkan untuk masing-masing peralatan. Data mengenai harga peralatan didapatkan dari internet dan merupakan harga standar internasional pada tahun 2003.

Tabel 4.27 Daftar harga peralatan yang dipakai

Nama unit peralatan	harga
Reaktor	<b>Rp. 832.700.000,-</b>
Kolom destilasi	<b>Rp.250.800.000,-</b>
extraktor	Rp.93.500.000,-
Pompa	<b>Rp.286.000.000,-</b>
Heat exchanger	Rp.10.800.000,-
total	Rp.1.473.800.000,-

#### 4.10 Potensial Ekonomi

Potensial ekonomi adalah besarnya nilai potensi dari ekonomi yang akan didapatkan dalam menjalankan suatu bisnis. Potensial yang akan dibahas disini adalah potensial ekonomi tingkat 1, artinya perhitungan keekonomian tidak dilakukan secara mendetail. Parameter yang dijadikan perhitungan dalam menghitung nilai potensial ekonomi adalah Revenue (total penjualan) dan biaya raw material (bahan baku). Dari perhitungan di atas didapatkan nilai potensial ekonomi sebesar :

$$\text{Potensial ekonomi} = \text{Revenue} - \text{biaya raw material}$$

##### 4.10.1 Raw Material Cost

Raw material cost adalah jumlah biaya yang dibutuhkan untuk bahan baku dalam proses produksi biodiesel pada selang waktu tertentu (1 tahun), bahan baku tersebut meliputi : biji jarak, methanol dan katalis NAOH. Mengenai spesifikasi harga dapat dilihat pada tabel berikut

Tabel 4.28 Biaya raw material dalam proses produksi biodiesel

No	Raw material	Total raw yang dibthkan / thn	Rp/kg	Biaya raw/thn
1	Triglyceride (CPO)	5000 ton x 100/35 = 14.000 ton	Rp.700	Rp.9.800.000.000
2	Metanol	0,12 x 5000 ton = 600 ton	Rp.11.530	Rp.6.918.000.000
3	NaOH	0,01 x 5000 ton = 50 ton	Rp.25.300	Rp.1.265.000.000
<b>Total biaya raw material</b>				<b>Rp.17.983.000.000</b>

Dari data di atas dapat ditarik kesimpulan bahwa untuk menjalankan proses produksi biodiesel dengan kapasitas 5.000 ton pada selang waktu 1 tahun dibutuhkan biaya untuk raw material sebesar **Rp. 17.983.000.000,-**

#### 4.10.2 Revenue

Revenue merupakan total penjualan terhadap produk selama selang waktu tertentu (1 tahun). Untuk mengetahui total revenue selama 1 tahun maka perlu diketahui terlebih dahulu harga produk satuannya. Perhitungannya adalah sbb:

- Harga biodiesel/kg = Rp. 5000,-
- Revenue = Harga satuan x total produksi/tahun  
= Rp.5000 /kg x 5.000.000 kg  
= **Rp.25.000.000.000,-**

Setelah mengetahui total biaya raw material dan revenue selama 1 tahun, maka nilai potensial ekonomi dapat dihitung sbb:

$$\begin{aligned} \text{Potensial ekonomi} &= \text{Revenue} - \text{biaya raw material} \\ &= \text{Rp. 7.017.000.000,-} \end{aligned}$$

#### 4.11 Total Production Cost, Total Investasi Dan CCF

##### 4.11.1 Total Investasi

Total investasi adalah biaya yang termasuk dalam investasi pada saat menjalankan suatu bisnis manufacturing, diantaranya adalah fixed capital, work capital dan start up. Melalui penurunan persamaan akan didapatkan kesimpulan mengenai hubungan antara total investasi dan peralatan cost (onsite), menurut persamaan berikut :

$$\text{Tot. Inv.} = 2,36 \text{ Onsite}$$

$$\begin{aligned} \text{Onsite} &= \text{Rp.1.473.800.000,-} \\ \text{Total invest} &= 2,36 \times \text{onsite} \\ &= 2,36 \times \text{Rp.1.473.800.000,-} \\ &= \text{Rp. 3.478.168.000,-} \end{aligned}$$

##### 4.11.2 Total Production Cost

Total production cost adalah jumlah total keseluruhan biaya yang diperlukan dalam proses produksi, diantaranya adalah biaya raw material, utilities, operator, onsite dsb. Setelah melalui sederetan penurunan persamaan maka akan didapatkan kesimpulan sbb :

$$\begin{aligned} \text{Tot. Prod.Cost} &= 1,03(\text{Raw Matl.} + \text{Util.}) + 2,13 \times 10^5 \\ \text{operators} &+ 0,186(\text{Onsite}) + 0,025(\text{Revenue}) \end{aligned}$$

Estimasi :

- Utility cost = ±Rp.1.000.000.000 / tahun
  - Operators cost = US\$4000 / tahun  
= Rp.36.000.000 / tahun
- Jumlah operator = Rp.36.000.000 / 213.000  
= 170 operator

$$\begin{aligned}
 \text{Total prod.cost*} &= 1,03 (17.983+1.000) + (2,13 \times 10^5 \times 170) + 0,186 (1.473,8) + \\
 &\quad 0.025 (25.000). \text{ *dalam juta} \\
 &= 19.552,49 + 36,21 + 274,13 + 625 \\
 &= 20.487,83
 \end{aligned}$$

$$\text{Total prod.cost} = \text{Rp. 20.487.830.000,-}$$

#### 4.11.3 CCF (Capital Charge Factor)

Capital charge factor adalah suatu nilai yang berfungsi untuk menganalisis tingkat profitability bisnis manufacture terhadap time value of money. Nilai CCF menunjukkan seberapa besar tingkat profitability dalam menjalankan suatu bisnis pada selang waktu satu tahun. Untuk mendapatkan kesimpulan bahwa bisnis yang dijalankan adalah feasible maka nilai CCF yang harus didapatkan adalah 0,33. Jika nilai itu  $< 0,33$  maka perlu pertimbangan lain atau bahkan tidak sama sekali menjalankan bisnis tersebut.

$$CCF = \frac{[0.25(1+i)^4 + 0.295i - 0.298](1+i)^N - 0.225i + 0.048}{0.676[(1+i)^N - 1]}$$

Dimana :

$i$  adalah discounted-cash-flow rate of return (tingkat suku bunga)

$i = 0,15$  ( $0,15 =$  nilai terkecil yang telah dipertimbangkan)

Nilai CCF dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\text{Revenue} - \text{Tot. Prod. Cost} = \text{CCF (Tot. Inv.)}$$

$$\text{Revenue} - \text{Tot. Prod. Cost} = \text{CCF (Tot. Inv.)}$$

$$\text{Rp.25.000.000.000} - \text{Rp. 20.487.830.000} = \text{CCF (Rp. 3.478.168.000)}$$

$$\text{Rp. 4.512.170.000,-} = \text{CCF (Rp. 3.478.168.000)}$$

$$\text{CCF} = 1,30$$

Dengan memperhatikan nilai CCF sebesar 1,30 maka bisnis dalam produksi biodiesel sangat feasible untuk dijalankan mengingat nilai  $\text{CCF} > 0,33$ .

## BAB 5

### KESIMPULAN

Kesimpulan dari penelitian ini adalah:

1. Dengan mensimulasikan proses pembuatan biodiesel dengan menggunakan chemcad dapat meminimalisasi biaya jika dilakukan untuk skala industri.
2. Metode yang digunakan dalam simulasi ini adalah metode hybrid dengan acuan pada proses ITB dengan transesterifikasi.
3. Dari hasil simulasi diperoleh umpan yang paling optimum untuk pembuatan biodiesel yaitu dengan rasio umpan minyak-alkohol 9:1 dengan % yield sebesar 78,5%
4. Dari hasil simulasi diperoleh katalis yang digunakan sebanyak 1% dari jumlah minyak yang diumpankan karena semakin banyak katalis, maka akan terjadi saponifikasi atau proses penyabunan dimana sebagian besar dari minyak akan terbentuk menjadi sabun.
5. Pada perhitungan awal ekonominya didapatkan bahwa jika akan dibangun dalam skala industri dengan kapasitas produksi 5000 Ton per tahun dengan CCF (capital charge factor) sebesar 1.30
6. Dengan memperhatikan nilai CCF sebesar 1,30 maka bisnis dalam produksi biodiesel sangat *feasible* untuk dijalankan mengingat nilai  $CCF > 0,33$ .



## DAFTAR PUSTAKA

1. Soerawidjaja, Tatang H, “*Fondasi-Fondasi Ilmiah dan Keteknikan dari Teknologi Pembuatan Biodiesel*”, Handout Seminar Nasional “Biodiesel Sebagai Energi Alternatif Masa Depan” UGM Yogyakarta, 2006.
2. Destianna, Mescha, dkk, “*Intensifikasi Proses Produksi Biodiesel*”. Lomba Karya Ilmiah Mahasiswa ITB Bidang Energi: ITB Bandung, 2006.
3. Tambun, Rondang, “*Buku Ajar Teknologi Oleokimia*”. Teknik Kimia. USU Medan, 2006
4. Colin S. ‘Chip’ Howat, ”*Chemcad - The Siren of Chemical Engineering*”. University of Kansas, 2005
5. Kapilakarn K, Peugtong A, ” *A Comparison of Costs of Biodiesel Production from Transesterification*”. International Energy Journal, 2007
6. Handbook of Chemcad 5.2, “*Chemcad Tutorial*” 2007
7. <http://www.bioxcorp.com>, 2008
8. <http://www.journeytoforever.com>, 2008
9. <http://www.indexmundi.com>, 2008
10. <http://www.chemstations.net>, 2008
11. <http://www.bphmigas.go.id>, 2008
12. <http://www.google.com>, 2008
13. <http://www.serd.ait.ac.th/eric>, 2008

## DATA LAMPIRAN A

### DATA HASIL PENELITIAN

#### A.1 Daftar Nama Peralatan/Peralatan Dan Fungsinya

No.	Nama	Event
10	Pompa	Memberikan dorongan atau tekanan terhadap aliran/stream no.1
1	Mixer	Pencampuran antara katalis (NaOH) dan metanol
2	Pompa	Memberikan dorongan atau tekanan untuk aliran/stream no.3
13	Mixer	Pencampuran antara methyl oleat dan katalis-metanol
3	Equilibrium reaktor	Tempat terjadinya reaksi trans-esterifikasi dengan reaksi eksoterm
17	Distillation unit	Memisahkan antara fasa produk (gliserol dan biodiesel) dengan fasa metanol yang belum bereaksi, berdasarkan perbedaan titik didih
9	Pompa	Memberikan dorongan atau tekanan terhadap aliran/stream no.9
6	Pompa	Memberikan dorongan atau tekanan terhadap aliran/stream no.13
16	Heat exchanger	Pertukaran panas antara aliran panas (biodiesel) dengan aliran dingin
8	Ekstraktor	Pemisahan berdasarkan perbedaan distribusi antar dua fasa yaitu pemisahan antara fasa air (gliserol) dan fasa minyak (biodiesel)

15	Separator	Memisahkan antara fasa biodiesel dengan NaOH
12	Distillation unit	Memisahkan antara biodiesel, methyl oleat yang belum terkonversi, dan metanol berdasarkan perbedaan titik didih
4	Mixer	Pencampuran antara fasa gliserol dengan $H_3PO_4$ dan NaOH
7	Equilibrium reaktor	Tempat terjadinya reaksi antara asam dengan basa (NaOH) menghasilkan garam $Na_3PO_4$
14	Separator	Memisahkan antara garam $Na_3PO_4$ yang terbentuk dengan fasa air (gliserol)
5	Distillation unit	Memisahkan antara gliserol dengan air, berdasarkan perbedaan titik didih

## A.2 Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Berdasarkan Variasi Umpan

### 1. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Rasio Molar Umpan Alkohol-Minyak 12:1

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	1200	100	12	100	50	1312	255.84	1095.62	86.4	1153.3
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.85	223.7	207.83	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat										
Methyl Oleate	1					0.01		0.01		0.01
Glycerol						0.04		0.05	0.01	0.05
Methanol		1				0.16	0.97			
Phosphoric Acid					1					
Water				1					0.87	0.02
Sodium Hydroxide			1			0.01		0.01		0.01
Fame						0.78	0.03	0.93	0.12	0.91

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	776.73	9.9	146.3	97.9	1.1	44.24	674.77	266.57	44.43	71.14
Temperatur (°c)	146.98	70	108.9	108.8	108.8	58.88	75.26	81.11	97.93	120.15
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat					1					
Methyl Oleate	0.01						0.01	0.02		
Glycerol	0.05			0.01			0.05	0.09		0.53
Methanol						0.01			0.02	
Phosphoric Acid			0.34							0.35
Sulfuric Acid										
Water	0.02		0.51	0.77		0.07	0.02		0.98	0.01
Sodium Hydroxide		1	0.07	0.1						0.06
Fame	0.92		0.07	0.12		0.91	0.92	0.89		0.05

## 2. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Rasio Molar Umpan Alkohol-Minyak 9:1

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9	100	50	1009	214.44	869.62	83.6	876.02
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.67	215	215	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat										
Methyl Oleate	1					0.01		0.01		0.01
Glycerol						0.04		0.05		0.05
Methanol		1				0.18	0.98			
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid					1					
Sulfuric Acid										
Water				1					0.9	0.03
Sodium			1			0.01		0.01		0.01

Hydroxide										
Fame						0.76	0.02	0.93	0.1	0.9

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	680.93	8.9	142.5	92.27	1.08	175.9	776.7	197.6	40.3	58.97
Temperatur (°c)	86.37	70	109	109.04	109.47	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat					1					
Methyl Oleate	0.01						0.01	0.01		
Glycerol	0.05			0.34			0.05	0.05		0.53
Methanol						0.999			0.01	
Phosphoric Acid			0.35							0.35
Sulfuric Acid										
Water	0.04		0.53	0.48		0.001	0.03	0.03	0.99	0.01
Sodium Hydroxide		1	0.06	0.1						0.06

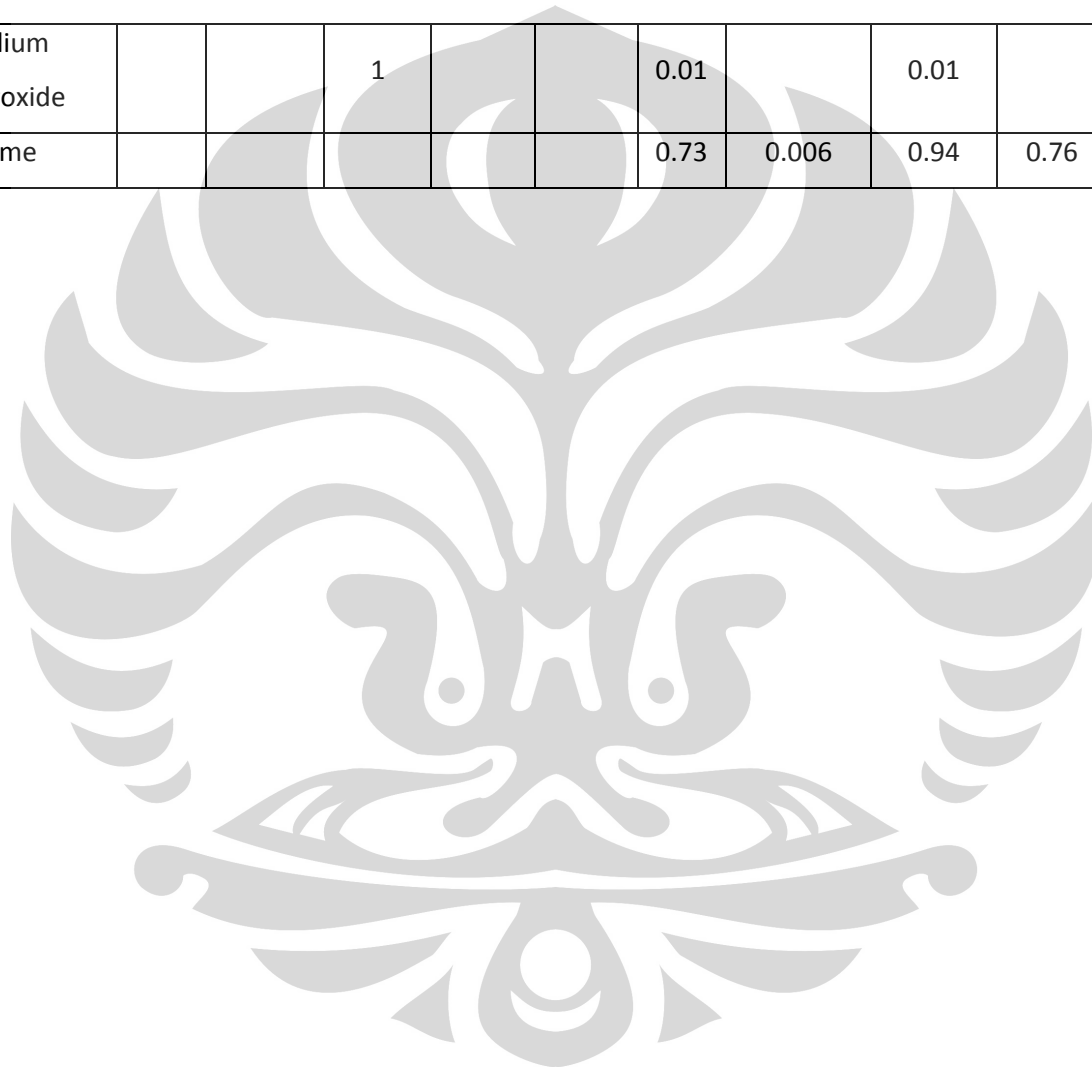
Fame	0.9		0.06	0.08			0.91	0.91		0.05
------	-----	--	------	------	--	--	------	------	--	------

### 3. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Rasio Molar Umpan Alkohol-Minyak 6:1

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	600	100	6	100	50	706	176.77	644.68	339.84	404.84
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.31	240.69	238.43	22.24
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat										
Methyl Oleate	1					0.01		0.01	0.01	0.01
Glycerol						0.04		0.05	0.05	0.03
Methanol		1				0.21	0.994			
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid					1					
Sulfuric Acid										
Water				1					0.18	0.1



Sodium Hydroxide			1			0.01		0.01		
Fame						0.73	0.006	0.94	0.76	0.86



Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	512.74	3.44	393.28	301.65	88.26	43.89	512.74	126.67	80.31	243.11
Temperatur (°c)	75.26	70	119.1	104	104	58.89	75.26	81.11	119.52	148.44
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat					1					
Methyl Oleate	0.01						0.01	0.01		
Glycerol	0.03		0.04	0.1			0.03	0.03		0.13
Methanol						0.999			0.01	
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid			0.13	0.13						0.16
Sulfuric Acid										0.03
Water	0.11		0.15	0.19		0.001	0.11	0.09	0.99	
Sodium Hydroxide		1	0.02	0.02						0.03
Fame	0.85		0.66	0.54			0.85	0.87		0.67

#### 4. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Rasio Molar Umpan Alkohol-Minyak 3:1

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9	100	50	403	125.08	277.92	181.66	196.26
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.82	157.04	152.22	25.95
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat										
Methyl Oleate	1					0.01		0.01	0.01	0.01
Glycerol						0.03		0.05	0.04	0.03
Methanol		1				0.31	1	0.01		0.01
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid					1					
Sulfuric Acid										
Water				1					0.37	0.17
Sodium Hydroxide			1			0.01		0.01		0.01
Fame						0.64		0.92	0.58	0.77

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	Meoh Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	122.93	1.77	233.43	195.69	36.46	33.96	122.93	49.58	98.39	128.73
Temperatur (°c)	118.82	70	110.02	104	109.47	70.67	118.82	122.29	119.37	170.67
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat					1					
Methyl Oleate			0.01					0.02		0.01
Glycerol	0.02		0.03	0.07			0.02	0.09		0.11
Methanol						0.34			0.01	
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid			0.21	0.23						0.35
Sulfuric Acid										
Water	0.02		0.51	0.77		0.07	0.02		0.98	0.01
Sodium Hydroxide		1	0.07	0.1						0.06
Fame	0.92		0.07	0.12		0.91	0.92	0.89		0.05

### A.3 Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Berdasarkan Variasi Jumlah Katalis

#### 1. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Jumlah Katalis 1 %

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	9	100	50	1009	214.44	869.62	83.6	876.02
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.67	215	215	25
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat										
Methyl Oleate	1					0.01		0.01		0.01
Glycerol						0.04		0.05		0.05
Methanol		1				0.18	0.98			
Phosphoric Acid					1					
Water				1					0.9	0.03
Sodium Hydroxide			1			0.01		0.01		0.01
Fame						0.76	0.02	0.93	0.1	0.9

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	680.93	8.9	142.5	92.27	1.08	175.9	776.7	197.6	40.3	58.97
Temperatur (°c)	86.37	70	109	109.04	109.47	88.1	147	158.9	97.7	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat					1					
Methyl Oleate	0.01						0.01	0.01		
Glycerol	0.05			0.34			0.05	0.05		0.53
Methanol						0.999			0.01	
Phosphoric Acid			0.35							0.35
Sulfuric Acid										
Water	0.04		0.53	0.48		0.001	0.03	0.03	0.99	0.01
Sodium Hydroxide		1	0.06	0.1						0.06
Fame	0.9		0.06	0.08			0.91	0.91		0.05

## 2. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Jumlah Katalis 5 %

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	45	100	50	1090	202.9	869.62	108.4	878.6
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.9	215	48.9	70
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat										
Methyl Oleate	1							0.01		
Glycerol						0.04		0.05	0.04	0.04
Methanol		1				0.17	0.89			
Phosphoric Acid					1					
Sulfuric Acid										
Water				1					0.39	0.07
Sodium Hydroxide			1			0.08		0.1	0.06	0.1
Fame						0.71	0.11	0.84	0.51	0.79

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	770.9	83.29	185.5	92.27	5.19	72.6	706.7	232.9	74	58.97
Temperatur (°c)	78.16	70	104	109.04	104	88.1	147	92.22	92.9	119.9
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat					1					
Methyl Oleate	0.01						0.01	0.01		
Glycerol	0.05		0.03	0.34			0.05	0.05		0.23
Methanol						0.82			0.86	
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid			0.26							0.26
Sulfuric Acid										
Water	0.09		0.23	0.48		0.17	0.03	0.02	0.14	0.03
Sodium Hydroxide		1	0.48	0.1						0.48
Fame	0.85			0.08		0.01	0.91	0.92		



### 3. Hasil Simulasi Pembuatan Biodiesel Dengan Jumlah Katalis 10%

Stream No	1	25	26	12	19	5	9	13	17	14
Nama	Oil	Alkohol	Katalis	Water	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>		Methanol			
Laju Alir (Kg/Jam)	900	100	90	100	50	1180	202.9	977.1	387.6	878.6
Temperatur (°c)	25	25	25	30	25	60	82.9	333.7	77.1	70
Tekanan (Kpa)	100	1090	100	100	100	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phospat										
Methyl Oleate	1							0.01	0.01	
Glycerol						0.04		0.04	0.04	0.04
Methanol		1				0.15	0.89			
Phosphoric Acid					1					
Sulfuric Acid										
Water				1					0.08	0.07
Sodium Hydroxide			1			0.15		0.18	0.17	0.1
Fame						0.65	0.11	0.77	0.7	0.79

Stream No	21	23	11	16	32	20	21	22	24	27
Nama					Na3po4	Vent	Fame	Unconv Oil	MeOH Wat	Glycerol
Laju Alir (Kg/Jam)	770.9	83.29	185.5	92.27	5.19	55.27	459.74	61.17	56.6	159
Temperatur (°c)	78.16	70	104	109.04	104	95.11	147	92.22	94.9	181.78
Tekanan (Kpa)	200	200	100	200	200	200	200	200	200	200
Fraksi Masa Komponen										
Trina Phosphat					1		0.02			
Methyl Oleate	0.01									
Glycerol	0.05		0.03	0.34			0.03	0.22		0.23
Methanol						0.82			0.86	
Calcium Oxide										
Calcium Sulfate										
Phosphoric Acid			0.26							0.26
Sulfuric Acid										
Water	0.09		0.23	0.48		0.17	0.03	0.06	0.14	0.03
Sodium Hydroxide		1	0.48	0.1						0.48
Fame	0.85			0.08		0.01	0.94	0.72		

## LAMPIRAN B

### CONTOH PERHITUNGAN

#### B.1 Perhitungan Neraca Keseimbangan Panas

##### B.1.1 Perhitungan Untuk Mengetahui Keseimbangan Panas Berdasarkan Perbedaan Temperatur

**Perhitungan 1 :**

$$Q = F C_{p\text{camp}} (T - T_{\text{ref}})$$

$T_{\text{ref}}$  = Temperatur referensi (10 °C)

$C_{p\text{camp}}$  = kapasitas panas campuran

$T$  = Temperatur masuk/keluar



Stream No.2 :

$$\begin{aligned} Q_{\text{in}} &= F \times C_{p\text{camp}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}}) \\ &= 900 \text{ kg/hr} \times 2,69 \text{ kCal}/(\text{kg}^{\circ}\text{C}) \times (25 - 10) ^{\circ}\text{C} \\ &= 36,315 \times 10^3 \text{ KCal/hr} \end{aligned}$$

Stream No.6 :

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= F \times C_{p\text{camp}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}}) \\ &= 900 \text{ kg/hr} \times 2,69 \text{ kCal}/(\text{kg}^{\circ}\text{C}) \times (60 - 10) ^{\circ}\text{C} \\ &= 121,050 \times 10^3 \text{ kCal/hr} \end{aligned}$$

Maka selisih panas ( $\Delta Q$ ) :

$$\Delta Q = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (121,050 - 36,315) \times 10^3 \text{ KCal}$$

$$= 84,735 \times 10^3 \text{ kCal/hr}$$

Ket : Selisih panas menunjukkan kalor yang dibutuhkan untuk menaikkan temperatur dari 25 – 60°C yang terjadi pada Heat exchanger

**Perhitungan 2 :**



Stream No.7 :

$$Q_{in} = F \times C_{pcamp} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$= 1009 \text{ kg/hr} \times 2,19 \text{ KCal/(kg}^\circ\text{C)} \times (55 - 10)^\circ\text{C}$$

$$= 99,437 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

Stream No.5 :

$$Q_{out} = F \times C_{pcamp} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$= 1009 \text{ kg/hr} \times 2,19 \text{ KCal/(kg}^\circ\text{C)} \times (60 - 10)^\circ\text{C}$$

$$= 110,486 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

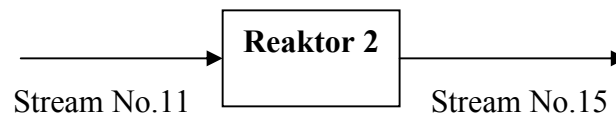
Selisih panas ( $\Delta Q$ ) :

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (110,486 - 99,437) \times 10^3 \text{ KCal}$$

$$= 11,049 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

### Perhitungan 3 :



Stream No.11 :

$$\begin{aligned} Q_{in} &= F \times C_{pcamp} \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 142,5 \text{ kg/hr} \times 0,61 \text{ KCal}/(\text{kg}^{\circ}\text{C}) \times (47-10)^{\circ}\text{C} \\ &= 3,216 \times 10^3 \text{ KCal/hr} \end{aligned}$$

Stream No.15 :

$$\begin{aligned} Q_{out} &= F \times C_{pcamp} \times (T_{in} - T_{ref}) \\ &= 142,5 \text{ kg/hr} \times 0,61 \text{ KCal}/(\text{kg}^{\circ}\text{C}) \times (60-10)^{\circ}\text{C} \\ &= 4,346 \times 10^3 \text{ KCal/hr} \end{aligned}$$

Selisih panas ( $\Delta Q$ ) :

$$\begin{aligned} \Delta Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= (4,346 \times 10^3 - 3,216 \times 10^3) \times 10^3 \text{ KCal} \\ &= 1,13 \times 10^3 \text{ KCal/hr} \end{aligned}$$

### Perhitungan 4 :



Stream No.10 :

$$Q_{in} = F \times C_{pcamp} \times (T_{in} - T_{ref})$$

$$= 869.62 \text{ kg/hr} \times 2,07 \text{ KCal}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \times (50-10)^\circ\text{C}$$

$$= 72,005 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

Stream No.28 :

$$Q_{\text{out}} = F \times C_{\text{pcamp}} \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 869.62 \text{ kg/hr} \times 2,07 \text{ KCal}/(\text{kg}^\circ\text{C}) \times (60-10)^\circ\text{C}$$

$$= 90,006 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

Selisih panas ( $\Delta Q$ ) :

$$\Delta Q = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (90,006 \times 10^3 - 72,005 \times 10^3) \times 10^3 \text{ KCal}$$

$$= 18,001 \times 10^3 \text{ KCal/hr}$$

### B.1.2 Perhitungan Untuk Mengetahui Keseimbangan Panas Berdasarkan Perbedaan Tekanan

#### a. Perhitungan Volume Tiap Alir

No	Senyawa	Densitas (Kg/Dm <sup>3</sup> )
1	Metanol	0.7918
2	Naoh	2.044
3	Triglyceride*	0,8 – 0,9
4	Gliserol	1.261
5	Biodiesel*	0.8 – 0,9

Data Densitas Tiap Senyawa Yang Dipakai

#### b. Contoh Perhitunga Volumr Tiap Alir

aliran dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$V = F/\rho_{\text{camp}}$$

Dimana  $\rho_{\text{camp}}$  dapat dihitung dengan persamaan :

$$\rho_{\text{camp}} = \sum \rho_i \times \%i$$

### Perhitungan 1

Stream 3 dan 4 → komponen (metanol dan NaOH)

$$\begin{aligned}\rho_{\text{camp}} &= \sum \rho_i \times \%i \\ &= (\rho_{\text{metanol}} \times \%_{\text{metanol}}) + (\rho_{\text{NaOH}} \times \%_{\text{NaOH}}) \\ &= (0,79 \text{ (kg/dm}^3) \times 0,9213) + (2,044 \times 0,0769) \\ &= 0,7278 + 0,1571 \\ &= 0,8849 \text{ kg/dm}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V &= F/\rho_{\text{camp}} \\ &= (109 \text{ kg/hr}) / (0,8849 \text{ kg/dm}^3) \\ &= 123,18 \text{ dm}^3/\text{hr}\end{aligned}$$

### Perhitungan 2

Stream 1 dan 2 → triglyceride

$$\begin{aligned}\rho_{\text{camp}} &= \rho_{\text{triglyceride}} \times \%_{\text{triglyceride}} \\ &= 0,85 \text{ kg/dm}^3 / \times 1 \\ &= 0,85\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}V &= F/\rho_{\text{camp}} \\ &= (900 \text{ kg/hr}) / (0,85 \text{ kg/dm}^3) \\ &= 1058,82 \text{ dm}^3/\text{hr}\end{aligned}$$

### c. Contoh Perhitungan Kesenjangan Panas Berdasarkan Perbedaan Tekanan

#### Perhitungan 1

Stream 3 (add : 1 Pa = 1 N/m<sup>2</sup> ; 1 Nm = 1 J = 0,24 kal)

$$\begin{aligned} E_{in} &= P_{in} V \\ &= 100 \times 10^3 \text{ Pa} \times 123,18 \text{ (dm}^3\text{/hr)} \times 10^{-3} \text{ (m}^3\text{/dm}^3\text{)} \\ &= 100 \text{ (N/m}^2\text{)} \times 123,18 \text{ (m}^3\text{/hr)} \times 0,24 \text{ (cal/Nm)} \\ &= 2,956 \text{ kCal/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E_{out} &= P_{out} V \\ &= 200 \text{ (N/m}^2\text{)} \times 123,18 \text{ (m}^3\text{/hr)} \times 0,24 \text{ (cal/Nm)} \\ &= 5,912 \text{ kCal/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta E &= E_{out} - E_{in} \\ &= 5,912 - 2,956 \text{ kCal/hr} \\ &= 2,956 \text{ kCal/hr} \end{aligned}$$

#### B.2 Perhitungan Sizing Peralatan

##### B.2.1. Perhitungan Ukuran Reaktor Berdasarkan Kapasitas Reaktor

###### a. Reaktor 1 (Peralatan no.8)

$$\begin{aligned} \rho_{camp} &= (\rho_{met} \times \%meta) + (\rho_{ma} \times \%m_{ma}) + (\rho_{NaOH} \times \%NaOH) \\ &= (0,79 \times 9,91\%) + (0,85 \times 89,2\%) + (2,044 \times 0,89\%) \\ &= 0,078 + 0,758 + 0,018 \\ &= 0,854 \text{ kg/dm}^3 \end{aligned}$$

$$F = 1009 \text{ kg/hr}$$

$$\begin{aligned} v &= \text{Flow rate/density} \\ &= 1009 \text{ kg/hr} / 0,854 \text{ (kg/dm}^3\text{)} \\ &= 1181,5 \text{ dm}^3 \end{aligned}$$



$$\tau = 3 \text{ hr}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 1181,5 \text{ dm}^3/\text{hr} \times 3 \text{ hr} \\ &= 3544,5 \text{ L} \end{aligned}$$

Dengan mengasumsikan bahwa rasio diameter terhadap panjang reaktor adalah 1:3 maka :

$$D_{\text{reaktor}} / T_{\text{reaktor}} = 1/3$$

$$T_{\text{reaktor}} = 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^2 \times T_{\text{reaktor}}$$

$$2196 \text{ dm}^3 = \frac{1}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^2 \times 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$= \frac{3}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^3$$

$$D_{\text{reaktor}} = \sqrt[3]{4/3 \times \pi \times 3544,5} \text{ dm}$$

$$= 24,57 \text{ dm}$$

$$\approx 2,5 \text{ m}$$

$$T_{\text{reaktor}} = 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$= 3 \times 2,5 \text{ m}$$

$$= 7,5 \text{ m}$$

#### b. Reaktor 2 (Peralatan no.18)

$$\rho_{\text{camp}} = (\rho_{\text{gli}} \times \%_{\text{gli}}) + (\rho_{\text{H3PO4}} \times \%_{\text{H3PO4}}) + (\rho_{\text{NaOH}} \times \%_{\text{NaOH}}) + (\rho_{\text{fame}} \times \%_{\text{fame}}) + (\rho_{\text{air}} \times \%_{\text{air}})$$

$$= (1,261 \times 3\%) + (1,1 \times 21,4\%) + (2,044 \times 1,6\%) + (0,886 \times 45\%) + (1 \times 29\%)$$

$$= 0,037 + 0,235 + 0,033 + 0,399 + 0,29$$

$$= 0,994 \text{ kg/dm}^3$$

$$F = 233,43 \text{ kg/hr}$$

$$v = \text{Flow rate/density}$$

$$= 233,43 \text{ kg/hr} / 0,994 \text{ (kg/dm}^3)$$

$$= 234,84 \text{ dm}^3$$

$$\tau = 2 \text{ hr}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 234,84 \text{ dm}^3/\text{hr} \times 2 \text{ hr}$$

$$= 469,68 \text{ L}$$

Dengan mengasumsikan bahwa rasio diameter terhadap panjang reaktor adalah 1:3 maka:

$$D_{\text{reaktor}} / T_{\text{reaktor}} = 1/3$$

$$T_{\text{reaktor}} = 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^2 \times T_{\text{reaktor}}$$

$$469,68 \text{ dm}^3 = \frac{1}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^2 \times 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$= \frac{3}{4} \pi D_{\text{reaktor}}^3$$

$$D_{\text{reaktor}} = \sqrt[3]{\frac{4}{3\pi} \times 469,68} \text{ dm}$$

$$= 12,53 \text{ dm}$$

$$= 1,253 \text{ m}$$

$$T_{\text{reaktor}} = 3 \times D_{\text{reaktor}}$$

$$= 3 \times 1,253 \text{ m}$$

$$= 3,759 \text{ m}$$

### B.2.1. Perhitungan Ukuran Destilator Berdasarkan Ukuran Kolom Destilasi

#### A. Kolom Distilasi 1 (Peralatan No.17)

Stream 5

$$\text{Metanol} = 17,9/100 \times 1009 \text{ kg/hr}$$

$$= 180,61 \text{ kg/hr}$$

Stream 8

$$\text{Metanol} = 175,23 \text{ kg/hr}$$

Asumsi :

$$\alpha = 8,5 / 3,4 = 2,5 \quad X_F = 175,23/1009 = 0,174$$

$$d_m = 0,99 (180,61) = 178,8$$

$$d_{mix} = 0,01 (828,39) = 8,28 \quad X_{mix} = 178,8/(178,8 + 8,28) = 0,96$$

$$W_m = 0,01 (180,61) = 1,81 \quad W_{mix} = 0,99 (828,39) = 820,11$$

$$X_B = 1,81/(1,81+820,11) = 2,2 \times 10^{-3}$$

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{X_{mix}}{X_F} - \alpha \frac{1 - X_{mix}}{1 - X_F} \right] = \frac{1}{2,5 - 1} \left[ \frac{0,96}{0,174} - 2,5 \frac{1 - 0,96}{1 - 0,174} \right] = 3,6$$

$$R \approx 1,5 R_m = 1,5 (3,6) \\ = 5,4$$

$$N_m = \{ \ln [X_{mix}/(1 - X_{mix})] [(1 - X_B)/X_B] \} / \ln \alpha \\ = \{ \ln [0,96/(1 - 0,96)] [(1 - 2,2 \times 10^{-3})/2,2 \times 10^{-3}] \} / \ln 2,5 \\ = 9,3/0,91 \\ = 10,22$$

$$NT = 2 N_m \\ = 2 \times 10,22 \\ = 20,44$$

Estimasi  $\mu_F = 0,3$

$$E_o \approx 0,5 / [(0,3\alpha)^{0,25}] \\ = 0,53$$

Oleh karena itu jumlah tray yang dibutuhkan :

$$N = NT / E_o \\ = 20,44 / 0,53 = 38,18 \\ \approx \mathbf{38}$$

Untuk 2ft jarak antar tray dan tambahan 15 ft pada bagian akhir, maka tinggi tower menjadi:

$$\begin{aligned}
 H &= 2(38) + 15 \\
 &= 91 \text{ ft} \\
 &= 91 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\
 &= \mathbf{27,3 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan luas permukaan bagian bawah = 7,5 ft<sup>2</sup>, maka diameter kolom menjadi:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(7,5)}{\pi}} = 2,7 = 3 \text{ ft} \\
 &= 3 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\
 &= \mathbf{0,9 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

### B. Kolom Distilasi 2 (Peralatan No.12)

Stream 18

$$\begin{aligned}
 \text{Biodiesel} &= 90,91/100 \times 837,94 \text{ kg/hr} \\
 &= 761,77 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

Stream 21

$$\text{Biodiesel} = 723,04 \text{ kg/hr}$$

Asumsi :

$$\alpha = 3 \quad XF = 761,77/837,94 = 0,909$$

$$dm = 0,99(761,77) = 754,15$$

$$\begin{aligned}
 dmix &= 0,01(76,17) = 0,76 \quad X_{mix} = 754,15/(754,15+0,76) \\
 &= 0,99
 \end{aligned}$$

$$Wm = 0,01(761,77) = 7,6 \quad W_{mix} = 0,99(76,17) = 75,4$$

$$XB = 7,6/(7,6+75,4) = 0,092$$

$$Rm = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{X_{mix}}{X_F} - \alpha \frac{1 - X_{mix}}{1 - X_F} \right] = \frac{1}{3 - 1} \left[ \frac{0,99}{0,909} - 3 \frac{1 - 0,99}{1 - 0,909} \right] = \frac{1}{2} (1,04 - 0,54)$$

$$= 0,38$$

$$R \approx 1,5 R_m = 1,5 (0,38) \\ = 0,57$$

$$N_m = \{ \ln [X_{mix} / (1 - X_{mix})] [(1 - X_B) / X_B] \} / \ln \alpha \\ = \{ \ln [0,99 / (1 - 0,99)] [(1 - 0,092) / 0,092] \} / \ln 3 \\ = 6,89 / 1,09 \\ = 6,32$$

$$NT = 2 N_m \\ = 2 \times 6,32 \\ = 12,64$$

$$\text{Estimasi } \mu F = 0,3$$

$$E_o \approx 0,5 / [(0,3\alpha)^{0,25}] \\ = 0,51$$

Oleh karena itu jumlah tray yang dibutuhkan :

$$N = NT / E_o \\ = 12,64 / 0,51 = 24,80 \\ \approx \mathbf{25}$$

Untuk 2ft jarak antar tray dan tambahan 15 ft pada bagian akhir, maka tinggi tower menjadi:

$$H = 2 (25) + 15 \\ = 75 \text{ ft} \\ = 75 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\ = \mathbf{22,5 \text{ m}}$$

Diasumsikan luas permukaan bagian bawah = 7,5 ft<sup>2</sup>, maka diameter kolom menjadi:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(7,5)}{\pi}} = 2,7 = 3 \text{ ft} \\
 &= 3 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\
 &= \mathbf{0,9 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

### C. Kolom Distilasi 3 (Peralatan No.5)

Stream 16

$$\begin{aligned}
 \text{glycerol} &= 34/100 \times 92,27 \text{ kg/hr} \\
 &= 31,37 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

Stream 27

$$\text{glycerol} = 31,25 \text{ kg/hr}$$

Asumsi :

$$\alpha = 3 \quad XF = 31,37 / 92,27 = 0,34$$

$$dm = 0,99 (31,37) = 31,06$$

$$dm_{mix} = 0,01 (92,27) = 0,92 \quad X_{mix} = 31,06 / (31,06 + 0,92) = 0,97$$

$$Wm = 0,01 (31,37) = 0,31 \quad W_{mix} = 0,99 (92,27) = 91,35$$

$$XB = 0,31 / (0,31 + 91,35) = 3,4 \times 10^{-3}$$

$$Rm = \frac{1}{\alpha - 1} \left[ \frac{X_{mix}}{X_F} - \alpha \frac{1 - X_{mix}}{1 - X_F} \right] = \frac{1}{3 - 1} \left[ \frac{0,97}{0,34} - 3 \frac{1 - 0,97}{1 - 0,34} \right] = 1,4$$

$$R \approx 1,5 Rm = 1,5 (1,4)$$

$$= 2,1$$

$$Nm = \{ \ln [X_{mix} / (1 - X_{mix})] [(1 - XB) / XB] \} / \ln \alpha$$

$$= \{ \ln [0,97 / (1 - 0,97)] [(1 - 3,4 \times 10^{-3}) / 3,4 \times 10^{-3}] \} / \ln 3$$

$$= 9,2 / 1,1$$

$$= 8,34$$

$$\begin{aligned}
 NT &= 2 \text{ Nm} \\
 &= 2 \times 8,34 \\
 &= 16,68
 \end{aligned}$$

Estimasi  $\mu F = 0,3$

$$\begin{aligned}
 E_o &\approx 0,5 / [(0,3\alpha)^{0,25}] \\
 &= 0,53
 \end{aligned}$$

Oleh karena itu jumlah tray yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 N &= NT / E_o \\
 &= 16,68 / 0,53 = 31,47 \\
 &\approx \mathbf{31}
 \end{aligned}$$

Untuk 2ft jarak antar tray dan tambahan 15 ft pada bagian akhir, maka tinggi tower menjadi:

$$\begin{aligned}
 H &= 2 (31) + 15 \\
 &= 77 \text{ ft} \\
 &= 77 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\
 &= \mathbf{23,1 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan luas permukaan bagian bawah =  $7,5 \text{ ft}^2$ , maka diameter kolom menjadi:

$$\begin{aligned}
 D &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(7,5)}{\pi}} = 2,7 = 3 \text{ ft} \\
 &= 3 \text{ ft} \times 0,3 \text{ m/ft} \\
 &= \mathbf{0,9}
 \end{aligned}$$

### B.2.3 Perhitungan Ukuran Pompa

#### a. pompa (Peralatan no.1)

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir} &= 900 \text{ kg/h} \\
 &= 1.800 \text{ lb/hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{camp}} &= 0,85 \text{ kg/L} \\ &= 0,85 \text{ kg/dm}^3 \times 2 \text{ lb/kg} \times (1/0,32^3) \text{ dm}^3/\text{ft}^3 \\ &= 51,87 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju volume} &= 1.800 \text{ lb/hr} / 51,87 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 34,7 \text{ ft}^3/\text{hr} / 3600 \text{ hr/sec} \\ &= 0,00964 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ &= 0,07 \text{ gal/sec} \\ &= 0,07 \text{ gal/sec} \times 60 \text{ sec/menit} \\ &= 4,2 \text{ gal/menit}\end{aligned}$$

Menurut sumber Mc Cabe, diasumsikan ukuran pipa 3 inchi

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} \quad \text{OD} = 3,5 \text{ in} \quad a = 2,228 \text{ in}^2 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}V &= 0,00964 / (2,228 / 144) \\ &= 0,623 \text{ ft/sec}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Nre} &= (51,87 \times 3,068/12) \times 6,9 \times 3600 / 6,78 \times 2,42 \\ &= 20076\end{aligned}$$

Dari sumber Mc Cabe, dipilih pipa dengan  $k = 0,00015$

$$k/d = 5 \times 10^{-5}$$

$$f = 0,006$$

Menurut sumber lain yaitu Furst hal 718 menggunakan :

4 buah elbow  $90^\circ$   $Le = 120 \text{ ft}$

1 buah globe valve  $Le = 340 \text{ ft}$

1 buah gate valve  $Le = 13 \text{ ft}$

1 buah entrance  $Le = 1$

1 buah exit  $Le = 0,6$



$$\begin{aligned} \square \square Le &= (120 + 340 + 13) \times (3,068/12) \\ &= 120 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diasumsikan; L lurus = 19 ft

Dari persamaan 5.7 McCabe :

$$\begin{aligned} hf &= [(4fxLt/D) + kex + ken] \times [(v^2/2 \times gc)] \\ &= 10,97 \end{aligned}$$

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$Z_1 = 0$$

$$V_1 = 0$$

$$Z_2 = 10 \text{ ft}$$

$$\frac{P_1}{\rho} + Z_1 \frac{g}{g} + \frac{V_1^2}{2gc} + \eta W_p = \frac{P_2}{\rho} + Z_2 \frac{g}{g} + \frac{V_2^2}{2gc} + hf$$

$$\begin{aligned} \eta W_p &= 10 + [ 6,947^2 / (2 \times 32,2) ] + 10,97 \\ &= 21,72 \end{aligned}$$

Diasumsikan efisiensi pompa = 50%

$$W_p = 21,72/0,5$$

$$= 43,44$$

Laju alir massa = 5 lb/sec

$$\text{BHP} = 5 \times 43,44 / 550$$

$$= 0,394 \text{ Horse Power}$$

Diasumsikan efisiensi motor = 80% maka,

$$\text{Power motor} = 0,394 / 0,8$$

$$= 0,492 \text{ HP}$$

Kesimpulan spesifikasi pompa :

- kapasitas = 2,4 gal/menit
- ukuran pipa = 3 inchi
- head pompa = 21,72
- efisiensi motor = 80%
- power motor = 0,492 HP

### B.3 Perhitungan Harga Peralatan

#### B.3.1 Perhitungan Harga Reaktor

##### 1. Reaktor 1 (peralatan no.8)

Spesifikasi reaktor:

- Reaktor berpengaduk
- Material carbon steel
- Tekanan = atmosferic
- Vreaktor = 3544,5 L  
= 936,35 galon

Harga = U\$. 55.600  
= Rp. 616.600.000,-

##### b. Reaktor 2 (peralatan no.18)

spesifikasi reaktor:

- Reaktor berpengaduk
- Material carbon steel
- Tekanan = atmosferic
- Vreaktor = 469,68 L  
= 123,86 galon

Harga = U\$.20.100  
= Rp.221.100.000,-

Total biaya reaktor = Rp. 616.600.000,- + Rp. 221.100.000,-

= Rp. 832.700.000,-

### B.3.2 Kolom distilasi cost

a. Kolom distilasi 1 (peralatan no.9)

spesifikasi :

- Jumlah tray = 38
- Tinggi = 27,3 m  
= 89,56 ft
- Diameter = 0,9 m  
= 2,95 ft = 35,4 inchi
- Harga = US\$ 12.700  
= Rp.139.700.000,-

b. Kolom distilasi 2 (peralatan no.15)

spesifikasi :

- Jumlah tray = 33
- Tinggi = 24,3 m  
= 79,72 ft
- Diameter = 0,9 m  
= 2,95 ft = 35,4 inchi
- Harga = US\$ 10.100  
= Rp. 111.100.000,-

Total biaya kolom distilasi = Rp. 139.700.000,- + Rp. 111.100.000,-  
= **Rp.250.800.000,-**

### B.3.3 Extraktor

- Jumlah tray = 10
- Tinggi = 9,8 m
- Diameter = 0.8

- Harga = US\$8.500  
= Rp.93.500.000,-

### B.3.4 Pompa Cost

Spesifikasi pompa :

- Kapasitas = 2,4 gal/menit
- Ukuran pipa = 3 inchi
- Head pompa = 21,72
- Efisiensi motor = 80%
- Power motor = 0,492 HP
- Seal type = Packing
- Pum type = Horizontal, ANSI
- Material = stainless steel
- Harga = US\$.6500  
= Rp.71.500.000,-

Asumsi keempat pompa mempunyai spesifikasi yang mirip dan dengan type material yang sama oleh karena itu total biaya pompa menjadi :

Total biaya pompa = 4 x Rp. 71.500.000,-  
= **Rp.286.000.000,-**

Jumlah total peralatan yang dibutuhkan

### B.3.5 Heat Exchanger Cost

Heat exchanger

Spesifikasi Heat exchanger :

- Type shell n tube fixed U
- Size = medium
- Material = carbon steel
- Atmospheric pressure

- Area = 0,48 m<sup>2</sup>  
= 5,16 ft<sup>2</sup>
- Harga = U\$600  
= Rp.5.400.000

Total biaya heat exchanger 2 x Rp.5.400.000 = Rp.10.800.000,-

