

# **PRA RENCANA PABRIK**

**BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG  
DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI MENGGUNAKAN  
KATALIS PADAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR FLUIDIZED BED**

## **SKRIPSI**

Disusun Oleh :

**LINDA LUSIANA      07.14.017**



**MILIK  
PERPUSTAKAAN  
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**2012**

5013

IMPLIJA JENKOTOCI PANDIANT KATVAC  
PUNTIJUB JENKOTOCI MANDIPI  
VIBIETA JENKIN KOSKI

RECEIVED  
DEPARTMENT OF  
MILITARY

THOMAS GARDNER 01/11/81  
DEPARTMENT OF

EXHIBIT

REKLOS LTDIDIZED BED  
LEKTIKOSMA VIAL PLATA

KUANTIS BVDVI KUBIETIUS 3E'000 LOM LUNEM  
DEALUM'YBOSER IMPROBESLEBINKYGI KEMOSOMYU  
BIODIASET DYSI BDI KAVNIEGTMS

BYU KEMOVAY BVDNIK

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK**

**BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG  
DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI MENGGUNAKAN  
KATALIS PADAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR FLUIDIZED BED**

**SKRIPSI**

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda  
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

**Disusun Oleh :**


**LINDA LUSIANA 07.14.017**

Malang, 23 Februari 2012

**Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia**



**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



**Ir. Bambang Susila Hadi**  
NIP. Y. 1039000210

LEMBAR PENGESAHAN

PRA RENCANA BAHUK

BIORESEPTOR DARI BILIK BANYAK  
DENGAN PROSES TRANSFER KONTAK MENGGUNAKAN  
KATALIS PADAT KAPASITAS 35000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR FLUIDIZED BED

SKRIPSI

Ditujukan kepada Dewan Penguji  
Sarjana Teknik Kimia (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Dianalisa Oleh :

LENY ARIANA 071401

Malang, 22 Februari 2012

Dosen Pembimbing  
Menyetujui

Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Menyetujui

Dr. Bambang Susila Hadi  
NIP. Y. 103000310

Tri Muli  
NIP. Y. 103000230



**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**


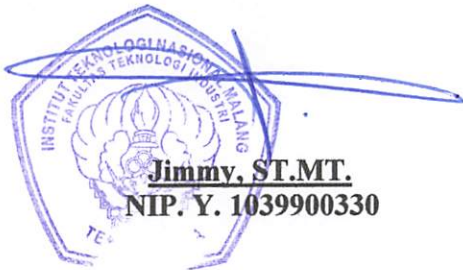
Nama : LINDA LUSIANA  
NIM : 07.14.017  
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA  
JudulSkripsi : **PRARENCANA PABRIK BIODIESEL DARI BIJI  
NYAMPLUNG DENGAN PROSES  
TRANSESTERIFIKASI MENGGUNAKAN KATALIS  
PADAT**

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Senin  
Tanggal : 13Februari 2012  
Nilai : B+

Ketua

Sekretaris



**M. Istnaeny Hudha, ST.MT.**  
**NIP. P. 1030400400**

Anggota Penguji

Penguji Pertama

Penguji Kedua



**Ir. Muyassaroh, MT.**  
**NIP. Y. 1039700306**



**Elvianto Dwi Daryono, ST.MT.**  
**NIP.P.1030000351**

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : LINDA LUSIANA  
 NIM : 0711017  
 Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA  
 Judul Skripsi : PRAKERJAAN PABRIK BIODIESEL DARI BHM  
 NYAMPUNG BEKAWAN PROSES  
 TRANSFERIRASI MENGGUNAKAN KATALIS

PADAT

Dipertahankan dibidang Tim Pengji (jika skripsi selesai pada 2-1) pada :


Hari : Senin

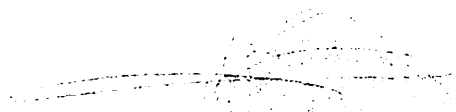
Tanggal : 13 Februari 2012

Nilai : B+

Sekretaris

Ketua


  
M. Laksana, MT  
 NIP. 103060400


  
Lina S.M.T.  
 NIP. 103000330

Anggota Pengji

Pengji Ketua

Pengji Sekretaris

  
Eviandita Dwi Darwanto, ST, MT  
 NIP. 103000331

  
R. Muzassam, MT  
 NIP. 103000308

## **PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI**

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : LINDA LUSIANA  
NIM : 07.14.017  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia/Teknik Kimia S-1  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

### **PRA RENCANA PABRIK**

### **BIODIESEL DARI BIJI NYAMPLUNG DENGAN PROSES TRANSESTERIFIKASI MENGGUNAKAN KATALIS PADAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR FLUIDIZED BED**

Adalah hasil karya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 23 Februari 2012  
Yang membuat pernyataan,

LINDA LUSIANA

## ABSTRAK

Biodiesel merupakan campuran alkil ester asam lemak yang dihasilkan, biasanya dari tanaman. Campuran metil atau etil ester dihasilkan dari reaksi transesterifikasi trigliserida yang melibatkan ester, minyak nabati dan alkohol (biasanya metanol atau etanol) yang menghasilkan gliserol sebagai produk samping.

Pabrik biodiesel ini direncanakan didirikan di Bandung, Jawa Barat dengan kapasitas produksi sebesar 35.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2015. Model operasi yang diterapkan adalah system continue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan TCI = RP.96.595.183.407,80;  $ROI_{AT} = 23,9620\%$ ;  $IRR = 21,19\%$ ; POT = 2,5 tahun; BEP = 46,6356%. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Biodiesel ini layak untuk didirikan.

**Kata kunci : Biodiesel, transesterifikasi**

## **KATA PENGANTAR**

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Tuhan YME atas limpahan Rahmat dan Hidayah-Nya penyusun dapat menyelesaikan Skripsi dan laporan hasil Skripsi ini. Laporan ini disusun untuk memenuhi persyaratan kelulusan Jurusan Teknik Kimia Program Studi S-1 di Institut Teknologi Nasional Malang.

Dengan selesainya laporan ini maka penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT. selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT. selaku Dekan FTI ITN Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Bapak Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Pembimbing Skripsi.
5. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu yang telah membantu terselesaikannya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari sempurna dan terdapat banyak kekurangan, untuk itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat penyempurnaan demi peningkatan ilmu pengetahuan dan teknologi dimasa yang akan datang. Penyusun berharap semoga Skripsi ini dapat member manfaat bagi seluruh mahasiswa Teknik Kimia.

Malang, Februari 2012

Penyusun

## DAFTAR ISI

Lembar Persetujuan.....	i
Berita Acara Ujian Skripsi.....	ii
Pernyataan Keaslian Isi Skripsi .....	iii
Abstraksi.....	iv
Kata Pengantar.....	v
Daftar Isi .....	vi
Daftar Gambar .....	vii
Daftar Tabel.....	viii
Bab I Pendahuluan .....	I-1
Bab II Seleksi Dan Uraian Proses .....	II-1
Bab III Neraca Massa .....	III-1
Bab IV Neraca Panas .....	IV-1
Bab V Spesifikasi Peralatan .....	V-1
Bab VI Perancangan Alat Utama.....	VI-1
Bab VII Instrumentasi dan Keselamatan Kerja .....	VII-1
Bab VIII Utilitas.....	VIII-1
Bab IX Tata Letak Pabrik.....	IX-1
Bab X Organisasi Perusahaan .....	X-1
Bab XI Analisa Ekonomi .....	XI-1
Bab XII Kesimpulan.....	XII-1
Daftar Pustaka	
Appendiks A. Perhitungan Neraca Massa .....	App. A-1
Appendiks B. Perhitungan Neraca Panas .....	App. B-1
Appendiks C. Perhitungan Spesifikasi Peralatan.....	App. C-1
Appendiks D. Perhitungan Utilitas .....	App. D-1
Appendiks E. Perhitungan Analisa Ekonomi .....	App. E-1



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.2. Produsen Biodiesel di Indonesia.....	I-2
Gambar 1.3. Penyebaran nyamplung di Indonesia .....	I-3
Gambar 1.5. Konsumsi dan produksi bahan bakar di Indonesia .....	I-8
Gambar 9.2. Lokasi Pembangunan Pabrik .....	IX-4
Gambar 9.3.1. tata letak prarencana pabrik biodiesel .....	IX-7
Gambar 9.3.2. tata letak peralatan pabrik biodiesel.....	IX-9
Gambar 10.1. Struktur Organisasi.....	X-2

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Komposisi Minyak Nyamplung .....	I-4
Tabel 1.2. Sifat Fisik dan Kimia $\text{CH}_3\text{OH}$ .....	I-4
Tabel 1.3. Sifat Fisik dan Kimia $\text{TiO}$ .....	I-5
Tabel 1.4. Sifat Fisik dan Kimia $\text{H}_2\text{SO}_4$ .....	I-5
Tabel 1.5. Sifat Fisik dan Kimia $\text{H}_3\text{PO}_4$ .....	I-6
Tabel 1.6. Sifat Fisik dan Kimia $\text{Ca}(\text{OH})_2$ .....	I-6
Tabel 1.7. Sifat Fisik dan Kimia Biodiesel.....	I-6
Tabel 1.8. Sifat Fisik dan Kimia Gliserol.....	I-7
Tabel 1.9. Sifat Fisik dan Kimia $\text{CaSO}_4$ .....	I-7
Tabel 1.10. Industri yang memproduksi Biodiesel .....	I-8
Tabel 1.11. Data Perkembangan Solar di Indonesia .....	I-9
Tabel 1.12. Data prosentase kenaikan solar di Indonesia.....	I-10
Tabel 2.1. Pemilihan Proses .....	II-6
Tabel 7.1. Pemasangan alat kontrol .....	VII-2
Tabel 7.2. Alat-alat Perlindungan Keselamatan Kerja.....	VII-5
Tabel 9.1. Perincian luas tanah bangunan .....	XI-5

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

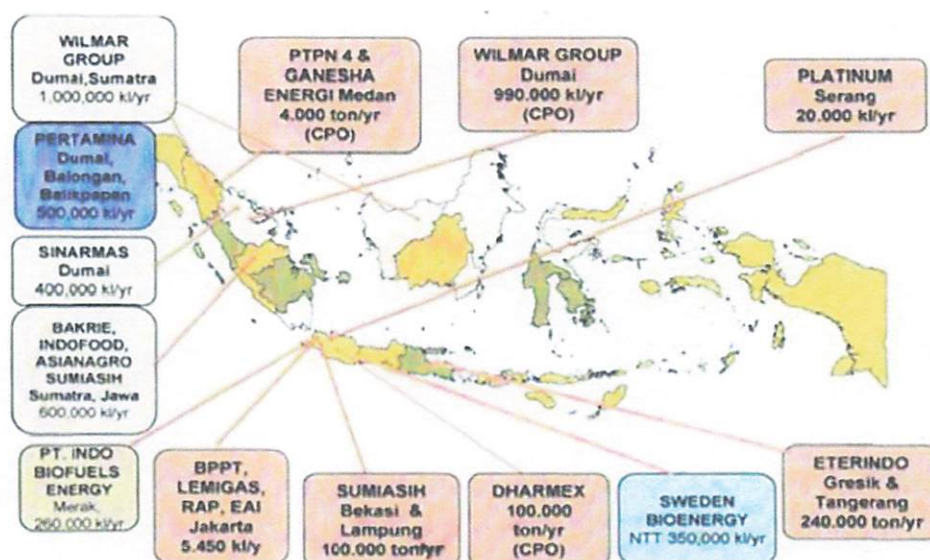
Seiring makin berkurangnya jumlah cadangan minyak bumi dan gas alam di bumi kita ini dan masih sangat tingginya kebutuhan kita akan hal tersebut, maka akhir-akhir ini dikembangkan bakar alternatif. Bahan bakar alternatif tersebut ada beraneka ragam, mulai dari bioetanol yang berasal dari proses fermentasi zat pati, briket hingga bahan bakar alternatif berupa biodiesel.

Biodiesel merupakan campuran alkil ester asam lemak yang dihasilkan, biasanya dari tanaman. Campuran metil atau etil ester dihasilkan dari reaksi transesterifikasi trigliserida yang melibatkan ester, minyak nabati dan alkohol (biasanya metanol atau etanol) yang menghasilkan gliserol sebagai produk samping.<sup>[4]</sup>

Biodiesel yang sering diproduksi saat ini biasanya menggunakan katalis asam yang dihomogenkan untuk mengkatalisis reaksi transesterifikasi tersebut, yang paling sering digunakan adalah asam kuat atau asam p-toluena sulfonat, karena biaya rendah dan jika digunakan untuk FFA esterifikasi dalam minyak nabati. Kelemahan menggunakan katalis homogen adalah daya pencampuran dan menyebabkan permasalahan pemisahan. Oleh karena itu, penggunaan katalis heterogen padat jelas keuntungannya, karena tidak korosi dan mudah untuk memisahkan campuran reaksi, selanjutnya ester tidak perlu dicuci juga.<sup>[5]</sup>

### **1.2. Perkembangan Industri Biodiesel**

Seratus tahun yang lalu, Rudolf diesel mencoba minyak nabati untuk dijadikan bahan bakar untuk mesinnya. Pada tahun 1930 dan 1940 minyak nabati sudah digunakan sebagai bahan bakar, tetapi biasanya digunakan pada saat situasi yang mendesak. Sampai pada akhirnya, karena adanya kenaikan harga minyak bumi, berkurangnya minyak fosil dan akhirnya pemerintah memperbaharui fokus pada minyak nabati dan lemak hewan untuk membuat bahan bakar biodiesel. Dan semakin banyak industri yang mengembangkan bahan bakar biodiesel ini sebagai bahan bakar alternatif sampai saat ini. Industri-industri saat ini yang melakukan produksi biodiesel ditunjukkan dalam gambar:



Gambar 1.2. Produsen Biodiesel di Indonesia

### 1.3. Kegunaan Biodiesel

Fungsi biodiesel adalah sebagai bahan bakar ramah lingkungan karena menghasilkan emisi gas yang jauh lebih baik yang merupakan energi yang dapat diperbaharui karena terbuat dari bahan alam yang dapat diperbaharui pula serta mampu mengeliminasi efek rumah kaca.

### 1.4. Sifat-sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

#### 1.4.1. Bahan baku utama

##### a. Minyak nyamplung

Nyamplung (*Calophyllum Inopyllum*) merupakan tanaman hutan yang mempunyai potensi sebagai bahan baku biodiesel. Minyak nyamplung yang diekstrak dari bijinya merupakan trigliserida yang tersusun dari molekul gliserol dan molekul asam lemak.<sup>[2]</sup>

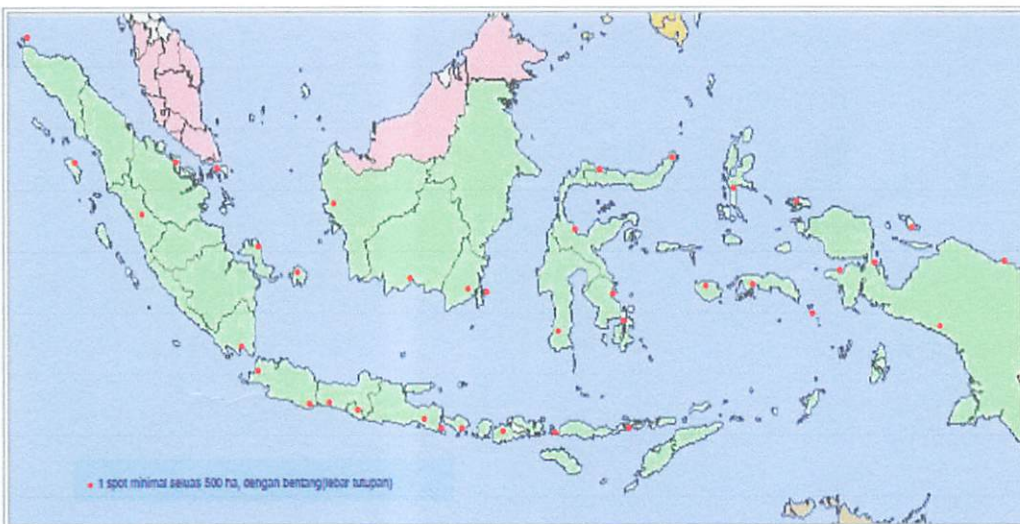
Buah nyamplung berbentuk seperti peluru dengan ujung berbentuk lancip dengan panjang 25-50 mm. Kulit luar buah berwarna hijau selama masih bergantung di pohon dan berubah menjadi kekuningan atau kecoklatan setelah matang. Daging buah tipis dan lambat laun akan menjadi keriput, rapuh dan mengelupas dimana di dalamnya terdapat sebuah inti berwarna kuning terutama jika sudah dijemur (Heyne, 1987). Biji nyamplung berukuran cukup besar dengan ukuran diameter 2-4 cm. Biji nyamplung dapat diperoleh dengan membersihkan kulit dan sabut dari biji nyamplung. Dalam setiap 1 kg terdapat 100-200 biji nyamplung (Friday and Okano, 2006).

### Pola Penyebaran Tanaman Nyamplung di Indonesia

Tanaman nyamplung mempunyai sebaran yang cukup luas di Indonesia, mulai dari Sumatra (Sumatra Barat, Riau, Jambi, Sumatra Selatan, Lampung), Jawa (sepanjang pantai selatan terutama di Kabupaten Cilacap, Purworejo dan Kebumen), Kalimantan (Kalimantan Barat dan Kalimantan Tengah), Sulawesi, Maluku, Nusa Tenggara Timur sampai Papua. Menurut Dephut (2008) hasil penafsiran dari Citra Satelit Landsat7 ETM+tahun 2003 tegakan alami tanaman Nyamplung mencapai luas 480.000 ha (60 % berada dalam kawasan hutan).

Tanaman nyamplung saat ini masih merupakan tanaman alami dan bukan hasil budidaya. Satu-satunya hutan nyamplung yang dikelola dengan profesional ada di Perum Perhutani Unit I KPH Kedua Selatan Jawa Tengah yang luas pertanaman nyamplung mencapai 196 hektar. Pada tahun 2009, luas hutan nyamplung akan ditingkatkan menjadi 600 hektar. Menteri Kehutanan juga menyebutkan akan menanam 3 juta pohon nyamplung di luasan 3000 hektar sepanjang pesisir pantai diantaranya di Banten dan Cilacap.

Tanaman nyamplung tumbuh pada tanah berawa dekat pantai sampai pada tanah kering dan regosol di bukit-bukit dengan ketinggian tempat 100-150 m di atas permukaan laut, topografi datar sampai bergelombang dengan tipe curah hujan A dan B dengan curah hujan 2,959 mm. Jenis tanah Podsolik Merah kuning dengan bahan induk sedimen tersier, asam kresik dan batuan basah (Martawijaya et al. 2005 ; Rostiwati, 2007).



Peta sebaran tegakan nyamplung di Indonesia

**Pola Penyebaran Tanaman Nympling di Indonesia**

Tanaman nympling merupakan sebagian yang cukup luas di Indonesia, mulai dari Sumatra (Sumatra Barat, Riau, Jambi, Sumatera Selatan, Lampung), Jawa (sepanjang pantai selatan terutama di Kabupaten Cilacap, Purworejo dan Kebumaha, Kalimantan (Kalimantan Barat dan Kalimantan Tengah), Sulawesi, Maluku, Nusa Tenggara Timur sampai Papua. Menurut Dephut (2008) hasil penelitian dari Cina Satelit Landsat 7 ETM+ tahun 2003 agakan alami tanaman Nympling mencapai luas 480.000 ha (60 % berada dalam kawasan hutan).

Tanaman nympling saat ini masih merupakan tanaman alami dan bukan hasil budidaya. Saat-saatnya hutan nympling yang dikelola dengan profesional ada di Perum Perhutani Unit 1 KPH Kediri Selatan Jawa Tengah yang luas pertanaman nympling mencapai 190 hektar. Pada tahun 2009, luas hutan nympling akan ditingkatkan menjadi 600 hektar. Menteri Kehutanan juga menyebutkan akan menanam 3 juta pohon nympling di hutan 3000 hektar sepanjang pantai di antaranya di Irian dan Cilacap.

Tanaman nympling tumbuh pada tanah berawa dekat pantai sampai pada tanah kering dan regosol di bukit-bukit dengan ketinggian tempat 100-150 m di atas permukaan laut. Topografi datar sampai bergelombang dengan tipe curah hujan A dan B dengan curah hujan 2.959 mm. Jenis tanah Podsolik Merah Kuning dengan bahan induk sedimen tercier, asam kersik dan batuan basal (Marsawijaya et al. 2005 ; Koswati.

2007).



Menurut Mahfudz, bila tanaman nyamplung umur 3 tahun sudah dapat berbuah dan apabila dalam satu tangkai nyamplung menghasilkan 1 kg buah maka dalam satu pohon yang diasumsikan rata-rata ada 100 tangkai maka satu pohon tanaman nyamplung menghasilkan 100 kg buah nyamplung atau akan menghasilkan 100 ton buah nyamplung pada lahan seluas satu ha dengan jarak tanam 3 m x 3 m. Bila rendemen buah nyamplung untuk biodiesel 2 %, maka 1 ha tanaman nyamplung akan menghasilkan 2200 liter minyak untuk biodiesel yang setara dengan 4400 liter minyak tanah.

Biji nyamplung mempunyai kadar minyak 71,4 % sampai 75 %. Menurut Heyne (1987), inti biji mengandung air 3,3 % dan minyak 71,4 % bila biji segar mengandung 55 % minyak sedangkan biji yang benar-benar kering mengandung 70,5 % minyak.

Komposisi minyak nyamplung:

Komponen	Minyak Nyamplung
Asam miristat	0,09%
Asam palmitat	14,60%
Asam stearate	19,96%
Asam oleat	37,57%
Asam linoleat	26,33%
Asam linolenat	0,27%
As. Arachida	0,94%
Asam erukat	0,72%

b. *Metanol*<sup>[3]</sup>

Rumus molekul methanol  $\text{CH}_3\text{OH}$ . Wujudnya adalah liquid, mudah terbakar, beracun dan digunakan untuk antibeku, pelarut, bahan bakar.

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
- Bentuk : cairan	- Berat molekul : 32,04 g/mol
- Warna : tidak berwarna	- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
- Bentuk : cairan	
- Warna : tidak berwarna	
- Densitas : 0,79 g/cm <sup>3</sup> (pada 20 <sup>0</sup> C)	
- Titik leleh : -98 <sup>0</sup> C	

<ul style="list-style-type: none"> <li>- Titik didih : 64,5<sup>0</sup>C</li> <li>- Viskositas : 0,597 mPa.s (pada 20<sup>0</sup>C)</li> <li>- Titik nyala : 11<sup>0</sup>C</li> <li>- Tekanan uap: 128 hPa (pada 20<sup>0</sup>C)</li> </ul>	
--	--

c. *Katalis TiO<sup>2</sup>*

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bentuk : padatan</li> <li>- Warna : abu-abu</li> <li>- Tanpa Bau</li> <li>- Titik leleh : 795<sup>0</sup>C</li> <li>- Titik didih : 3468<sup>0</sup>C</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- BM : 63,866</li> <li>- Densitas : 6,67 g/cm<sup>3</sup></li> </ul>

#### 1.4.2. Bahan pembantu

a. *Asam Sulfat*

Rumus molekulnya adalah H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat yang memiliki kegunaan dalam reaksi kimia, yaitu pemrosesan bijih mineral, sintesa kimia, pemrosesan air limbah, dan pengkilangan minyak.<sup>[3]</sup>

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bentuk : cairan</li> <li>- Warna : tidak berwarna</li> <li>- Bau : tidak berbau</li> <li>- Densitas : 1,84 g/cm<sup>3</sup> (pada 20<sup>0</sup>C)</li> <li>- Titik leleh : 3<sup>0</sup>C</li> <li>- Titik didih : 335<sup>0</sup>C</li> <li>- Viskositas : 24 mPa.s (pada 20<sup>0</sup>C)</li> <li>- Tekanan uap: 0,0001 hPa (pada 20<sup>0</sup>C)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Berat molekul : 98,08 g/ mol</li> <li>- Kelarutan dalam air: tercampur sempurna</li> <li>- Kelarutan dalam etanol : tercampur sempurna</li> </ul>

*b. Asam Fosfat*

Rumus molekulnya adalah  $H_3PO_4$ . Merupakan mineral asam (inorganik).

Bersifat korosif tetapi tidak beracun. Sering digunakan sebagai reagent kimia.

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
- Bentuk : padat	- Berat molekul : 98,00 g/ mol
- Warna : putih atau tidak berwarna	- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
- Densitas : 1,685 g/ml (cairan)	- pH : 1,5
- Titik leleh : 42,35 <sup>0</sup> C	
- Titik didih : 158 <sup>0</sup> C	
- Viskositas : 140 mPa.s (pada 20 <sup>0</sup> C)	

*c. Kalsium Hidroksida<sup>[10]</sup>*

Rumus molekulnya adalah  $Ca(OH)_2$ . Merupakan mineral basa (inorganik).

Bersifat korosif tetapi tidak beracun. Sering digunakan sebagai reagent kimia.

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
- Bentuk : padat	- Berat molekul : 74,1 g/ mol
- Warna : putih atau tidak berwarna	- Kelarutan dalam air : tercampur sempurna
- Densitas : 2,24 g/cm <sup>3</sup>	
- Titik lebur : 580 <sup>0</sup> C	

### 1.4.3. Produk utama

*a. Biodiesel*

Sifat-sifat Fisik:	Sifat-sifat Kimia:
- Viskositas pada 40 <sup>0</sup> C : 1,9 – 6 mm <sup>2</sup> /s	- Rumus molekul : $CH_3 - OC = OR$
- Sulfur : 0,05% berat	- Air dan sedimen : 0,05% volume
- Abu tersulfatkan : 0,02% berat	
- Titik nyala : 130 <sup>0</sup> C	
- Angka setan : 47	
- Residu karbon : 0,05%	
- Angka asam : 0,8 mg KOH/g	
- Gliserin bebas : 0,02% berat	
- Gliserin total : 0,24% berat	

#### 1.4.4. Produk samping

##### a. Gliserol

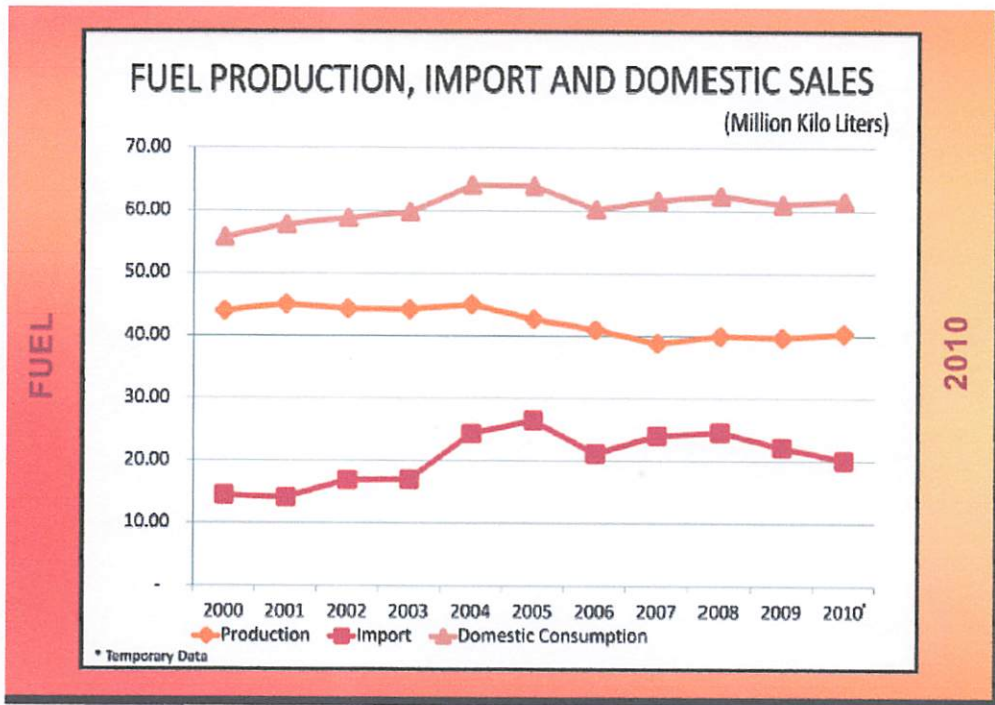
Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bentuk : cairan kental</li> <li>- Densitas : 1,261 g/cm<sup>3</sup></li> <li>- Titik leleh : 18<sup>o</sup>C</li> <li>- Titik didih : 290<sup>o</sup>C</li> <li>- Viskositas : 1,5 Pa.s</li> <li>- Specific gravity : 1,2636</li> <li>- Tekanan uap pada <sup>o</sup>C : 0 kPa</li> <li>- Titik nyala : 193<sup>o</sup>C</li> <li>- Auto ignition : 400<sup>o</sup>C</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Rumus kimia : C<sub>3</sub>H<sub>5</sub>(OH)<sub>3</sub></li> <li>- Berat molekul : 92,09382 g/mol</li> <li>- Kelarutan : larut sempurna dalam air, tidak larut dalam kloroform</li> </ul>

##### b. Kalsium Sulfat<sup>[10]</sup>

Sifat-sifat Fisik	Sifat-sifat Kimia
<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bentuk : serbuk</li> <li>- Warna : putih</li> <li>- Densitas : 2,546 g/cm<sup>3</sup></li> <li>- Titik lebur : 163<sup>o</sup>C</li> <li>- Impuritas : 0-10%</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Rumus kimia : CaSO<sub>4</sub>.1/2H<sub>2</sub>O</li> <li>- Berat molekul : 145,15 g/mol</li> <li>- Kelarutan : 90-100%</li> </ul>

#### 1.5. Perhitungan Kapasitas Pabrik

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan. Berikut ini data kebutuhan dan konsumsi bahan bakar yang dipublikasikan oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Indonesia ditunjukkan pada gambar 1.5.1 :<sup>[6]</sup>



Gambar 1.5.1. Konsumsi dan produksi bahan bakar di Indonesia

Biodiesel merupakan salah satu alternatif bahan bakar yang dapat diproduksi di dalam negeri mengingat berlimpahnya sumber bahan baku di Indonesia. Permintaan biodiesel di pasar Indonesia pada tahun 2010, menurut data yang masuk ke Kementerian Perindustrian Indonesia, mencapai 600 ribu ton, pada tahun 2011 diprediksi meningkat 700 ribu ton. Sekitar 70% permintaan tersebut berasal dari Pertamina, dan sisanya berasal dari pasar luar negeri.

Dikarenakan isu-isu mengenai sumber energi terbarukan, maka semakin banyak produsen biodiesel di Indonesia. Industri-industri yang memproduksi biodiesel ditunjukkan pada data dibawah ini:<sup>[7]</sup>

Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Wilmar Group Dumai Sumatra	1.000.000 kL/tahun	888.600
Pertamina Dumai Balongan Balikpapan	500.000 kL/tahun	444.300
Sinar Mas Dumai	400.000 kL/tahun	355.440
Bakrie Indofood Asianagro Sumiasih Sumatra, Jawa	600.000 kL/tahun	533.160

Indo Biofuels Energi, Merak	260.000 kL/tahun	231.036
PTPN 4 dan Ganesha Energi Metan (CPO)	4.000 ton/tahun	4.000
Wilmar Group Dumai (CPO)	990.000 kL/tahun	879.714
Platinum Serang	20.000 kL/tahun	17.772
BPPT Lemigas RAP. EAI Jakarta	5.450 kL/tahun	4.842,87
Sumiasih Bekasi dan Lampung	100.000 ton/tahun	100.000
Dharmex (CPO)	100.000 ton/tahun	100.000
Sweden Bioenergy NTT	350.000 kL/tahun	311.010
Eterindo Gresik dan Tangerang	240.000 ton/tahun	240.000
	<b>Total</b>	<b>3.665.574,87</b>

#### Data Perkembangan Solar di Indonesia

Tahun	Produksi (KL)	Konsumsi (KL)	Import (KL)	Eksport (KL)
2000	44.800.000	56.000.000	15.000.000	0
2001	45.000.000	58.800.000	14.700.000	0
2002	44.800.000	59.500.000	17.800.000	0
2003	44.800.000	60.000.000	17.800.000	0
2004	45.600.000	64.300.000	24.600.000	0
2005	43.000.000	64.000.000	26.300.000	0
2006	41.000.000	60.000.000	22.400.000	0
2007	39.800.000	62.200.000	24.600.000	0
2008	40.000.000	63.300.000	25.000.000	0
2009	40.000.000	62.200.000	22.000.000	0
2010	40.900.000	62.800.000	20.000.000	0



## Data prosentase kenaikan solar di Indonesia

Tahun	Produksi (%)	Konsumsi (%)	Import (%)	Eksport (%)
2000	0	0	0	0
2001	0,446428571	5	-2	0
2002	-0,444444444	1,19047619	21,08843537	0
2003	0	0,840336134	0	0
2004	1,785714286	7,166666667	38,20224719	0
2005	-5,701754386	-0,466562986	6,910569106	0
2006	-4,651162791	-6,25	-14,82889734	0
2007	-2,926829268	3,666666667	9,821428571	0
2008	0,502512563	1,768488746	1,62601626	0
2009	0	-1,737756714	-12	0
2010	2,25	0,964630225	-9,090909091	0
Rata-rata	-0,794503	1,103904	3,611717	0

Dari data diatas kita dapat menghitung kapasitas pabrik biodiesel pada tahun 2015 dengan persamaan:

$$M = M_0 \times (1+i)^n$$

Dimana:

M = jumlah konsumsi tahun 2015

M<sub>0</sub> = jumlah konsumsi tahun 2010

i = prosentase kenaikan

n = banyaknya tahun: 2015-2010

– Dengan kenaikan rata-rata produksi solar sebesar -0,794503% , maka perkiraan konsumsi solar pada tahun 2015 adalah:

$$\begin{aligned}
 M_1 &= M_0 \times (1+i)^n \\
 &= 40.900.000 \times (1- 0,00794503)^5 \\
 &= 39.300.854,57 \text{ KL} \\
 &= 39.300.854.570 \text{ L} \\
 &= 34.303.110.480 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

- Dengan kenaikan rata-rata import solar sebesar 3,611717% , maka perkiraan konsumsi solar pada tahun 2015 adalah:

$$\begin{aligned}
 M_2 &= M_0 \times (1+i)^n \\
 &= 20.000.000 \times (1 + 0,03611717)^5 \\
 &= 23.882.200,99 \text{ KL} \\
 &= 23.882.200.990 \text{ L} \\
 &= 20.845.189.960 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

- Dengan kenaikan rata-rata ekspor solar sebesar 0% , maka perkiraan konsumsi solar pada tahun 2015 adalah:

$$\begin{aligned}
 M_4 &= M_0 \times (1+i)^n \\
 &= 0 \times (1 + 0)^5 \\
 &= 0 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

- Dengan kenaikan rata-rata konsumsi solar sebesar 1,103904% , maka perkiraan konsumsi solar pada tahun 2015 adalah:

$$\begin{aligned}
 M_5 &= M_0 \times (1+i)^n \\
 &= 62.800.000 \times (1 + 0,01103904)^5 \\
 &= 66.343.636,37 \text{ KL} \\
 &= 66.343.636.370 \text{ L} \\
 &= 57.906.961.890 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik Biodiesel pada tahun 2015 dihitung dengan persamaan:

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

Dimana:

- $M_1$  = jumlah produksi Biodiesel (KL)
- $M_2$  = jumlah import Biodiesel (KL)
- $M_3$  = kapasitas pabrik baru Biodiesel (KL)
- $M_4$  = jumlah ekspor Biodiesel (KL)
- $M_5$  = jumlah konsumsi Biodiesel (KL)

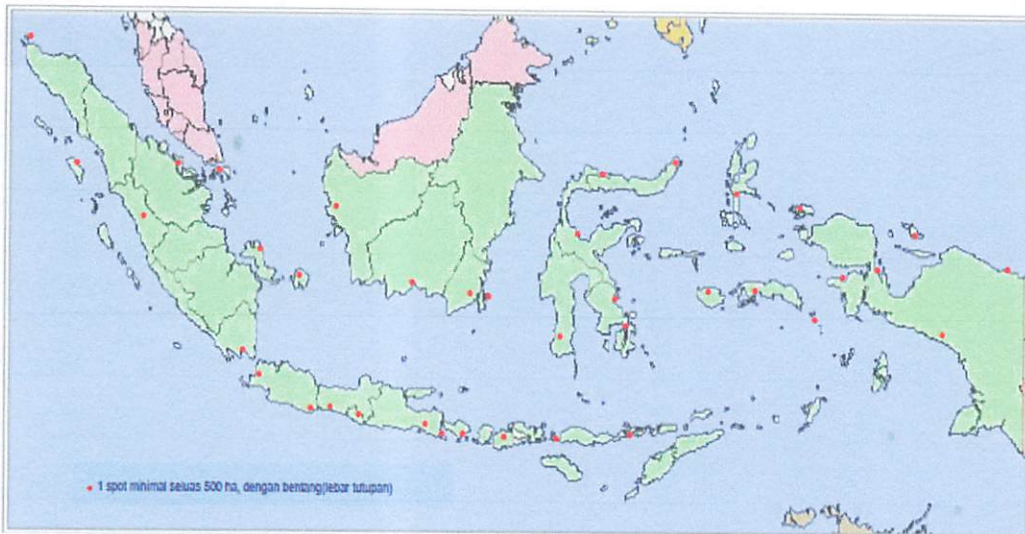
Perhitungan kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2015 adalah:

$$\begin{aligned}
 M_1 + M_2 + M_3 &= M_4 + M_5 \\
 M_3 &= (M_4 + M_5) - (M_1 + M_2) \\
 &= (0 + 66.343.636,37) - (39.300.854,57 + 23.882.200,99) \\
 &= 3.160.580,81 \text{ KL} = 3.160.580.810 \text{ L} = 2.758.661.456 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Total biodiesel} &= 5\% \times \text{kebutuhan solar tahun 2015} \\
 &= 5\% \times 3.160.580,81 \\
 &= 158.029,04 \text{ KL} \\
 &= 158.029.040 \text{ L} \\
 &= 137.933.159,7 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang pabrik baru} &= \text{Konsumsi total} - \text{Kapasitas pabrik} \\
 &= 57.906.961.890 - 3.665.574,87 \\
 &= 57.903.296.320 \text{ ton}
 \end{aligned}$$

Untuk memenuhi kebutuhan biodiesel dan ketersediaan bahan baku (biji nyamplung) maka kapasitas pabrik biodiesel yang akan didirikan pada tahun 2015 adalah 35.000 ton/tahun.



Karena pohon nyamplung banyak di daerah Cilacap, Jawa Tengah khususnya karena bahan baku nyamplung banyak terdapat di daerah tersebut serta Menteri Kehutanan juga sedang membudidayakan nyamplung di daerah ini, maka pabrik biodiesel ini akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah dengan kapasitas 35.000 ton/tahun.

## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

#### 2.1. Seleksi Proses

Proses untuk pembuatan biodiesel ada 3 macam proses yang sering digunakan.<sup>[1]</sup>

##### 2.1.1. Transesterifikasi dengan katalis

Transesterifikasi ini telah dikembangkan dengan menggunakan katalis cair dan katalis padat. Banyak pembuatan biodiesel dengan menggunakan katalis cair, tapi dengan katalis cair akan menimbulkan masalah pada poses pemisahan. Maka dari itu dikembangkan dengan katalis padat untuk menyelesaikan masalah pemisahan ini.

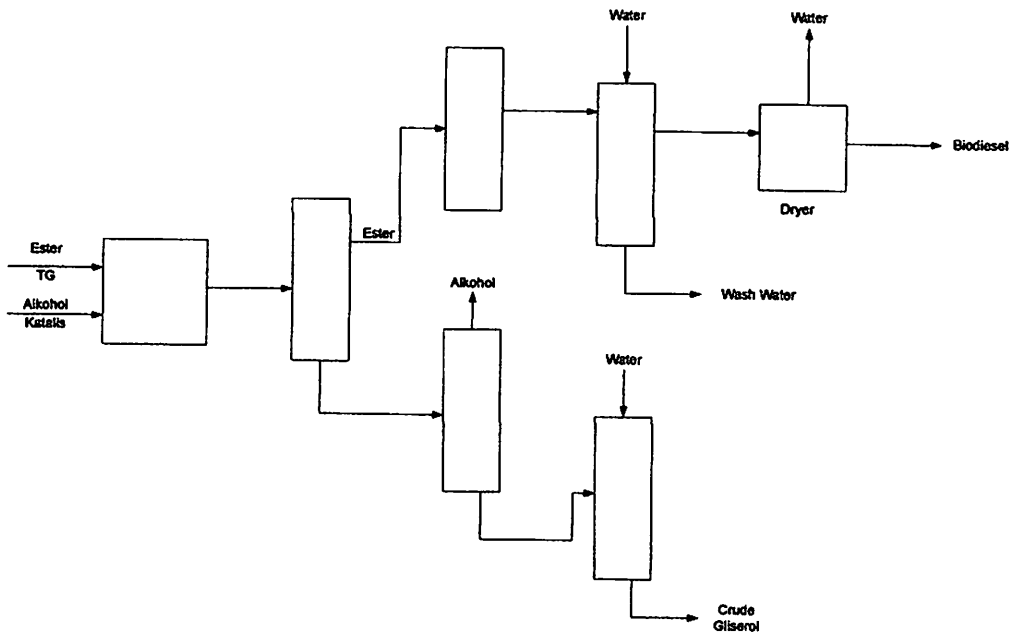
Menurut prosesnya dengan menggunakan katalis, pembuatan biodiesel dibagi menjadi 3 proses, yaitu:

##### 2.1.1.1. Proses Batch

Metode paling sederhana dalam proses alkohol ester dengan menggunakan proses batch dalam reaktor berpengaduk. Perbandingan alkohol terhadap trigliserida adalah 4:1 sampai 20:1, yang sering digunakan rasio 6:1. Reaktor dilengkapi dengan kondensor reflux. Suhu operasi biasanya  $65^{\circ}\text{C}$ , meskipun rentang temperaturnya adalah  $25\text{-}85^{\circ}\text{C}$ . Konversi yang didapatkan 85% - 94%.

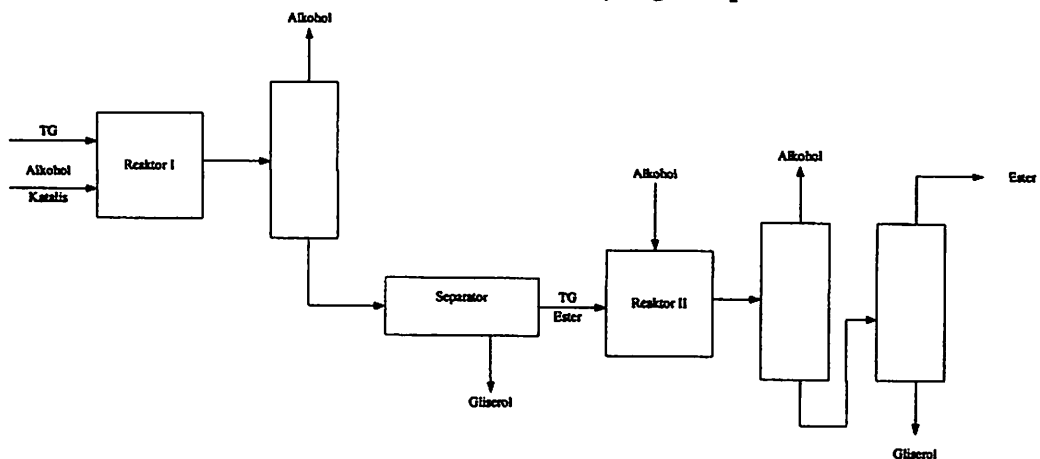
Pada proses batch 1 tahap pertama-tama minyak nyamplung dari mesin press dialirkan dalam reaktor dan ditambahkan katalis dan methanol, dan diaduk. Kemudian campuran reaksi dipisahkan dengan menggunakan centrifuge untuk memisahkan antara metil dan gliserol. Alkohol yang terkandung dalam ester maupun gliserol dipisahkan dengan menggunakan proses evaporasi, ester kemudian dinetralkan dan dicuci dengan air yang sedikit asam untuk memisahkan sisa-sisa methanol dan garam kemudian dikeringkan. Hasil biodiesel kemudian dialirkan ke dalam tangki penyimpanan. Sedangkan aliran gliserol dinetralkan dan dicuci, kemudian gliserol dikirim ke pemurnian gliserol.





### 2.1.1.2. Proses Kontinyu

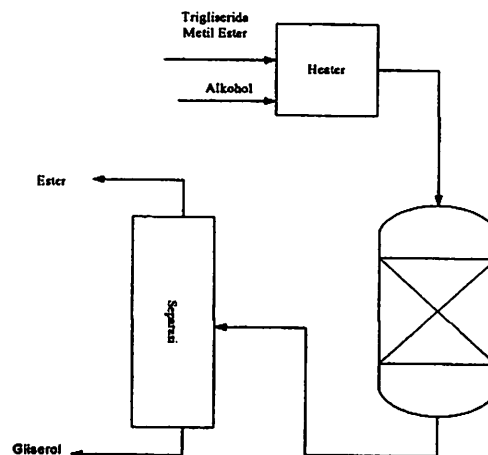
Variasi dari proses batch adalah dengan menggunakan reaktor alir berpengaduk atau CSTRs seri. CSTRs ukurannya bervariasi pada ukuran volumenya agar didapatkan waktu tinggal yang lebih lama di dalam CSTRs I untuk mendapatkan konversi yang lebih besar. Setelah produk awal gliserol terpisah, reaksi dalam CSTRs 2 berlangsung lebih cepat. Elemen yang diperlukan dalam desain dari CSTRs adalah input pengadukan yang cukup untuk menjamin bahwa komposisi yang melewati reaktor selalu dalam keadaan konstan. Sehingga menyebabkan terjadinya peningkatan dispersi dari produk gliserol dalam fase ester. Akibatnya waktu yang dibutuhkan untuk proses separasi menjadi semakin panjang. Untuk mengatasi masalah tersebut, maka reaktor dibuat turbular, atau menggunakan tipe plug secara kontinyu, dengan sedikit pengadukan pada arah aksial. Tipe reaktor ini disebut dengan plug-flow reaktor (PFR), yang dipasang seri dengan reaktor CSTRs berukuran kecil. Konversi yang didapatkan 98%.



### 2.1.1.3. High Free Fatty Acid

Untuk mengatasi kadar asam lemak bebas yang tinggi soda api ditambahkan ke dalam umpan dan menghasilkan sabun yang kemudian dipisahkan dengan menggunakan centrifuge, yang disebut stripping kaustik. Campuran sabun itu dapat di asamkan kembali untuk merekoveri asam lemak dan minyak yang hilang pada tangki reaksi pemisahan. Minyak yang sudah bersih dari asam lemak bebas kemudian dikeringkan dan dikirim ke unit transesterifikasi unit untuk pengolahan yang lebih jauh lagi. Asam lemak bebas yang terpisah dari proses ini lebih baik jangan dibuang, asam lemak bebas tersebut dapat di transformasikan menjadi methyl ester dengan menggunakan proses esterifikasi asam. Free Fatty Acid seharusnya 1-2%, dapat menggunakan metode ini bila FFA nya 5-30%.

Variasi dari sistem katalis basa untuk mengatasi FFA yang terlalu tinggi, dengan katalis padat adalah dengan menggunakan reaktor fluidis bed atau dengan reaktor fixed bed. Konversi yang didapatkan 99%.



### 2.1.2. Transesterifikasi dengan non katalis

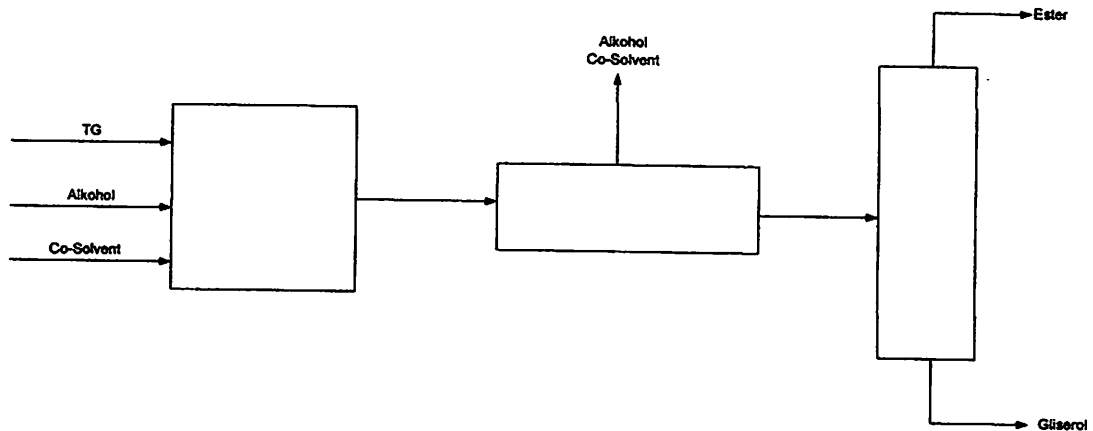
Waktu reaksinya lambat dan membutuhkan pelarut, atau dengan menggunakan suhu dan tekanan yang tinggi untuk mengatasinya. Ada 2 sistem proses dalam pembuatan biodiesel non katalis ini, yaitu:

#### 2.1.2.1. Non- Catalyzed System- Biox Process

Pada proses biox pelarut digunakan untuk mengatasi waktu reaksi yang lambat yang disebabkan karena kelarutan yang sangat rendah dari alkohol di dalam fase TG. Proses ini menggunakan pelarut, tetrahydrofuran, untuk melarutkan methanol. Sebagai hasilnya reaksi berjalan dengan cepat, dengan rentang waktu 5 sampai 10 menit, dan

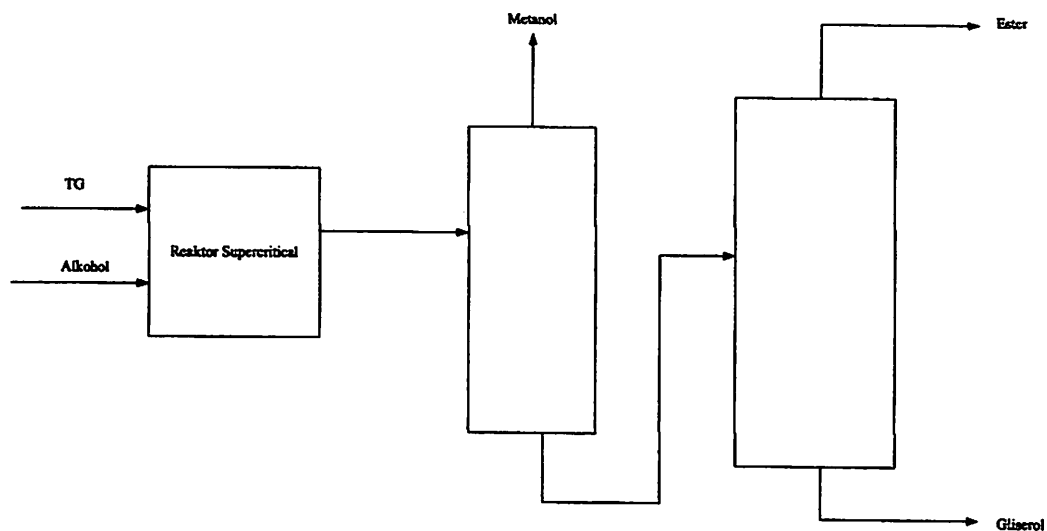


tidak adanya sisa dari katalis di dalam ester atau fase gliserol. Konversi yang didapatkan 99,7%.



#### 2.1.2.2. Non- Catalyzed System – Supercritical Process

Proses non katalitik ini menggunakan ratio alkohol berbanding dengan minyak yang sangat tinggi, yaitu 42:1. Di bawah kondisi superkritikal, yaitu antara suhu  $350^{\circ}\text{C}$  sampai dengan  $400^{\circ}\text{C}$ , dengan tekanan 80 atm, atau 1200 psi, reaksi akan berjalan secara lengkap hanya dalam waktu 4 menit. Tetapi modal dan ongkos produksi yang diperlukan menjadi sangat mahal, dan konsumsi energinya menjadi semakin tinggi. Konversi yang didapatkan 99,7%.

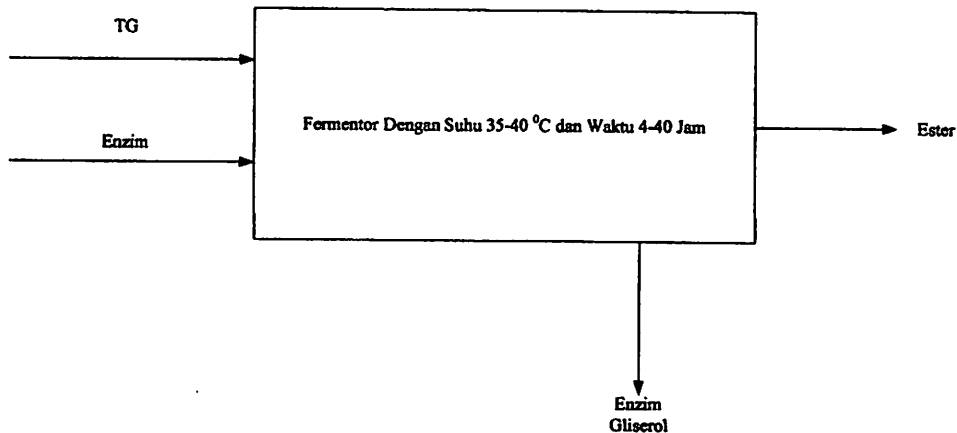


### 2.1.3. Transesterifikasi dengan enzim

Penggunaan enzim menjadikan proses industri yang ramah lingkungan. Bahkan beberapa produk industri yang diproses dengan bantuan reaksi enzim ditengarai bermanfaat bagi kesehatan. Enzim merupakan biokatalis, itu senyawa yang diproduksi oleh organisme.

Enzim lipase yang digunakan untuk memproduksi asam lemak bebas, gliserol, berbagai ester, sebagian trigliserida, dan lemak yang dimodifikasi atau diesterifikasi dari substrat yang murah, seperti minyak kelapa sawit.<sup>[8]</sup>

Proses transesterifikasi dengan menggunakan enzim lipase. Proses transesterifikasi ini berjalan lambat pada suhu 35-45<sup>0</sup>C dengan waktu 4 sampai 40 jam. Hasil dari transesterifikasi ini sering tidak memenuhi standart sehingga tidak dapat digunakan dalam skala industri.<sup>[1]</sup>



## 2.2. Pemilihan Proses

2.2.1 Berdasarkan uraian proses diatas maka dapat dilakukan seleksi proses meliputi:

No.	Parameter	Jenis Proses					
		Transesterifikasi dengan Katalis			Transesterifikasi non Katalis		Transesterifikasi dengan Enzim
		Proses Batch	Proses Kontinyu	High Free Fatty Acid System	Biox Process	Supercritical Process	
1.	<b>Aspek Teknis</b> - Bahan baku - Alkohol : Minyak - Tekanan Reaksi - Suhu reaksi - Waktu reaksi - Katalis - Bahan pembantu - Konversi - Produk samping	Minyak Nyamplung Metanol 4:1 sampai 20:1 1 Atm 65°C 20 menit – 1 jam NaOH/KOH - 85 – 94% Gliserol	Minyak Nyamplung Metanol 4:1 sampai 20:1 ≤ 30 Atm 80 - 180°C ≤ 3 menit NaOH/KOH - 98% Gliserol	Minyak Nyamplung Metanol 20:1 sampai 40:1 1 Atm 150-260°C 5-20 menit Katalis padat berbasis basa - 99% Gliserol	Minyak Nyamplung Metanol - - 30°C 5 – 10 menit - Tetrahydrofuran MTBE 99,7% Gliserol	Minyak Nyamplung Metanol 42:1 80 Atm 350 - 400°C 4 menit - 99,7% Gliserol	Minyak Nyamplung Metanol - 1 Atm 35 - 45°C 4 – 40 menit - Enzim Gliserol

2.	<b>Aspek Ekonomi</b>						
	- Biaya Operasi	Relatif murah	Relatif murah	Relatif terjangkau	Relatif mahal	Relatif mahal	Relatif mahal
	- Biaya Investasi	Relatif murah	Relatif murah	Relatif terjangkau	Relatif mahal	Relatif mahal	Relatif mahal
	- Biaya katalis	Murah, tapi sekali pakai	Murah, tapi sekali pakai	Agak mahal, tapi dapat diregenerasi	-	-	-
	- Biaya bahan pembantu	-	-	-	Relatif mahal	-	Relatif mahal

### 2.2.2. Pemilihan rancangan proses

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan, diperlukan pemilihan proses yang ada, khususnya yang terbaik. Pemilihan proses tersebut dapat dilakukan dengan cara membandingkan proses tersebut.

Hasil pemilihan rancangan proses segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan. Maka pada proses produksi Biodiesel dipilih proses transesterifikasi dengan katalis menggunakan high free fatty acid system dengan reaktor fluidis bed dengan alasan sebagai berikut:

1. Katalis yang digunakan berupa katalis padat berbasis basa
2. Katalis tersebut dapat diaktivasi kembali dan digunakan lagi untuk produksi biodiesel.
3. Waktu operasi juga singkat.
4. Tekanan juga rendah.
5. Mengurangi proses yang ada pada proses produksi biodiesel yang lain (misalnya pencucian dan pengeringan).
6. Konversi tinggi.

### 2.3. Uraian Proses

Dalam produksi biodiesel, perlu dilakukan beberapa tahapan proses, antara lain:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap perlakuan awal
3. Tahap reaksi
4. Tahap pemisahan dan pemurnian
5. Tahap penanganan produk

#### 2.3.1. Tahap persiapan bahan baku

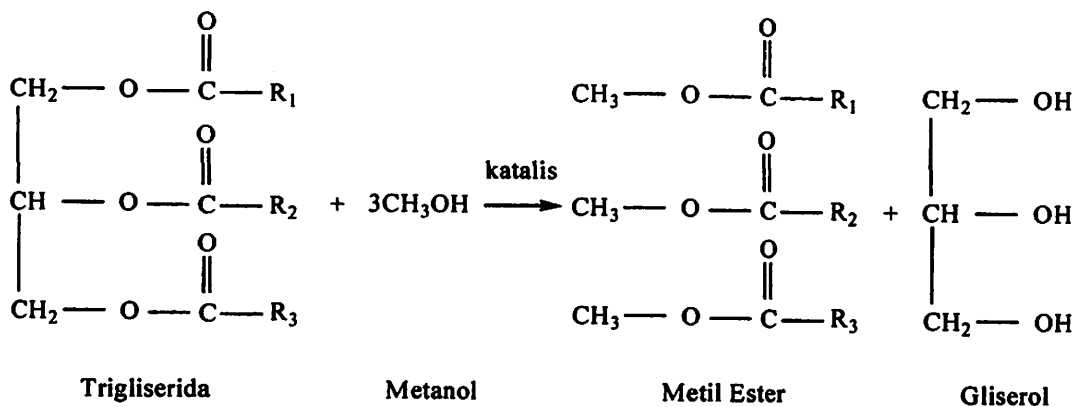
Biji nyamplung dari storage nyamplung (F-111) dimasukkan dalam screw press (J-112B) dengan bantuan conveyor (J-112A), minyak yang dihasilkan dari screw press (J-112B) kemudian dialirkan ke heater I (E-115A) sampai suhu 60<sup>0</sup>C, kemudian di degumming pada tangki degumming (M-117) dan ditambahkan asam fosfat, kemudian dipisahkan dengan centrifuge I (H-118).

### 2.3.2. Tahap perlakuan awal

Minyak yang sudah di degumming kemudian diturunkan kadar FFA pada reaktor esterifikasi I (R-110) dan ditambahkan metanol dan asam sulfat (campuran asam sulfat dan metanol dipanaskan terlebih dahulu sampai  $60^{\circ}\text{C}$  pada heater II (E-115B)). Sebelum dipisahkan di flash separator I (H-123), minyak dipanaskan dalam heater III hingga  $80^{\circ}\text{C}$  (E-122A) dan metanol akan menguap serta ditampung di storage metanol recycle (F-129C) dan liquid dimasukkan dalam dekanter I (H-124) untuk memisahkan asam sulfat, air dan minyak. Kemudian minyak didinginkan dalam cooler I (E-124B), dimasukkan dalam reaktor esterifikasi II (R-120), dan kemudian dipisahkan lagi metanolnya dengan flash separator II (H-133) dengan pemanasan terlebih dahulu di heater V (E-132A), dan pemisahan asam sulfat, air dan minyak dengan menggunakan dekanter II (H-134) selanjutnya minyak dipanaskan dengan heater VI (E-132C) hingga  $260^{\circ}\text{C}$

### 2.3.3. Tahap reaksi

Minyak dari heater VI (E-122B) masuk reaktor transesterifikasi (R-130). Dimana pada reaktor model fluidis bed sudah ada katalis padatnya. Direaksikan selama 60 menit. Reaksi yang terjadi yaitu:



### 2.3.4. Tahap pemisahan dan pemurnian

Produk yang keluar dari reaktor transesterifikasi (R-130), dialirkan dalam cooler II (E-142) sampai suhu  $80^{\circ}\text{C}$ , kemudian dimasukkan dalam flash separator III (H-140) untuk memisahkan metanol. Kemudian dipanaskan sampai  $100^{\circ}\text{C}$  di heater VIII (E-152) dan masuk ke flash separator IV (H-150) dipisahkan airnya

### **2.3.5. Tahap penanganan produk**

Produk utama Biodiesel yang keluar dari flash separator IV (H-150) ditampung dalam storage biodiesel (F-156). Sedangkan produk samping, yaitu gliserol dari Dekanter III (H-134) dan IV (H-157) ditampung dalam storage gliserol (F-154), sedangkan produk samping dari tangki penetralan (R-125) yaitu  $\text{CaSO}_4$  ditampung pada storage  $\text{CaSO}_4$  (F-128). Produk biodiesel dan gliserol, dan  $\text{CaSO}_4$  siap dipasarkan. Sedangkan ampasnya dapat dijual ke produksi briket. Gum sebagai hasil samping degummingnya dijual ke pabrik pakan ternak digunakan sebagai lecitin.





### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 35.000 ton/ jam

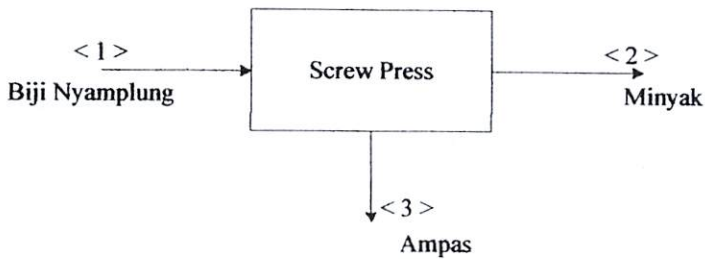
$$= 4.419,19167 \text{ kg/ jam}$$

Waktu operasi = 330 hari/ tahun ; 24 jam/ hari

Kandungan minyak dalam biji nyamplung = 40%

Basis = 11.489,89834 kg/ jam

#### 1. Screw Press (J-112B)



Aliran <1> Biji nyamplung

Kandungan minyak mentah dalam biji = 48%

- Minyak mentah = berat biji nyamplung x 48 %  

$$= 11.489,8989834 \times 48\%$$

$$= 5.515,15120 \text{ kg/ jam}$$
- Ampas = 11.489,8989834 x 52%  

$$= 5.974,7474714 \text{ kg/ jam}$$

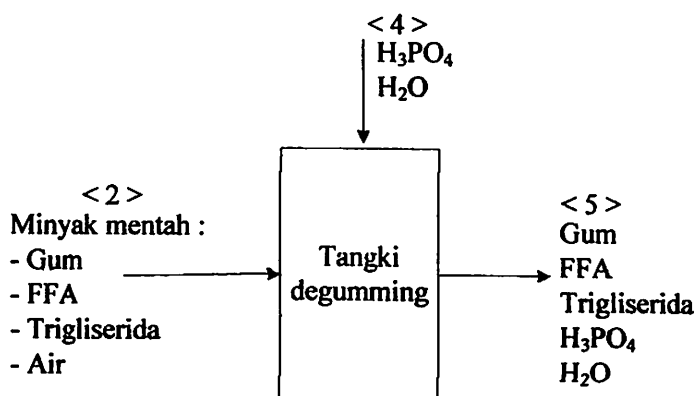


#### Neraca massa total di screw press (J-112B)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <1> Biji Nyamplung		Aliran <2> dari screw press	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
FFA	1.628,62415	Gum	70,77777
Trigliserida	3.787,80584	FFA	1.357,18679
Gum	84,93333	Trigliserida	3.156,50488
Air	13,78788	Air	11,48989
Ampas	5.974,74714	Jumlah	4.595,95934

		Aliran <3> ke waste	
		Komponen	Berat (kg/ jam)
		Ampas	5.974,74714
		FFA	271,43736
		Trigliserida	631,30097
		Gum	14,15555
		Air	2,29798
		Jumlah	6.893,93900
<b>Total</b>	<b>11.489,89834</b>	<b>Total</b>	<b>11.489,89834</b>

## 2. Tangki Degumming (M-117)

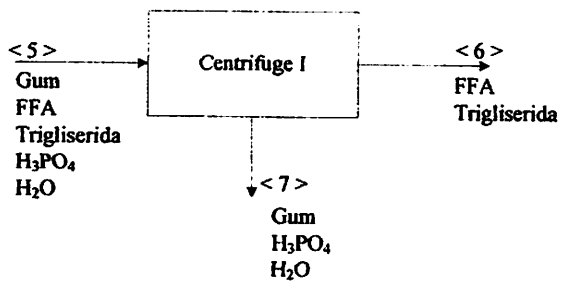


### Neraca massa total di tangki degumming (M-117)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <2> dari screw press		Aliran <5> ke centrifuge I	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Gum	70,77777	Gum	70,77777
FFA	1.357,18679	FFA	1.357,18679
Air	11,489898	Trigliserida	4,59596
Trigliserida	3.156,50488	$H_3PO_4$	4,59596
Jumlah	4.595,95934	Air	12,30095
<b>Aliran &lt;4&gt; Larutan <math>H_3PO_4</math></b>			
Komponen	Berat (kg/ jam)		
$H_3PO_4$	4,59596		

H <sub>2</sub> O	0,81105		
Jumlah	5,40701		
<b>Total</b>	<b>4.601,36635</b>	<b>Total</b>	<b>4.601,36635</b>

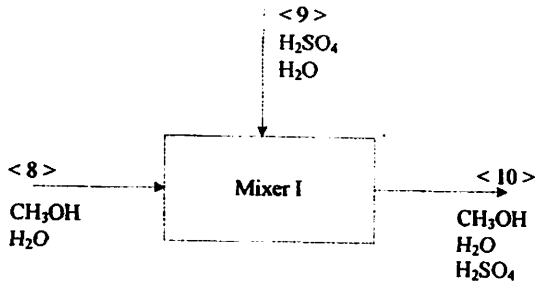
**3. Centrifuge I (H-118)**



**Neraca massa total di centrifuge I (H-118)**

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran <5> dari tangki degumming		Aliran <6> ke reaktor esterifikasi I	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Triglisericida	3.156,50488	Triglisericida	3.156,50488
FFA	1.357,18679	FFA	1.357,18679
Gum	70,77777	Jumlah	4.513,69167
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	4,59596	Aliran <7> ke waste	
H <sub>2</sub> O	12,30095	Komponen	Berat (kg/ jam)
		Gum	70,77777
		H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	4,59596
		H <sub>2</sub> O	12,30095
		Jumlah	87,67468
<b>Total</b>	<b>4.601,36635</b>	<b>Total</b>	<b>4.601,36635</b>

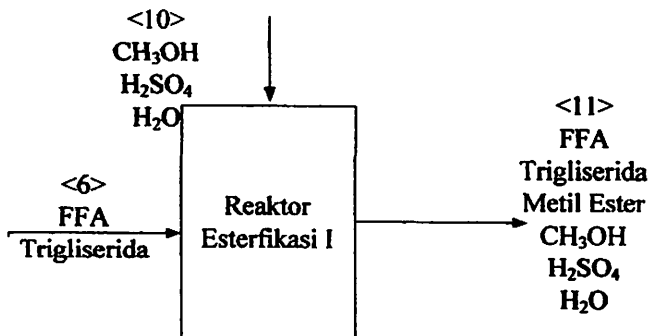
4. Mixer I (M-119)



Neraca massa total di mixer I (M-119)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <8> Larutan methanol		Aliran <10> ke reaktor esterifikasi	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
CH <sub>3</sub> OH	3.053,67028	CH <sub>3</sub> OH	3.053,67028
H <sub>2</sub> O	30,84515	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934
Jumlah	3.084,51543	H <sub>2</sub> O	32,23003
Aliran <9> Larutan asam sulfat			
Komponen	Berat (kg/ jam)		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934		
H <sub>2</sub> O	1,38488		
Jumlah	69,24422		
<b>Total</b>	<b>3.153,75965</b>	<b>Total</b>	<b>3.153,75965</b>

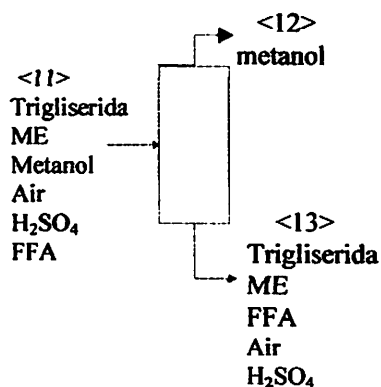
5. Reaktor Esterifikasi I (R-110)



### Neraca massa total di Reaktor Esterifikasi I (R-110)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <6> dari centrifuge I		Aliran <11> ke flas separator I	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	3.156,50488
FFA	1.357,18679	FFA	271,43854
Jumlah	4.513,69167	Metil Ester	1.140,31974
Aliran <10> dari mixer I		CH <sub>3</sub> OH	2.928,93587
Komponen	Berat (kg/ jam)	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934
CH <sub>3</sub> OH	3.053,67028	H <sub>2</sub> O	102,39295
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934		
H <sub>2</sub> O	32,23003		
Jumlah	3.153,75965		
<b>Total</b>	<b>7.667,45132</b>	<b>Total</b>	<b>7.667,45132</b>

### 6. Flash Separator I (H-123)

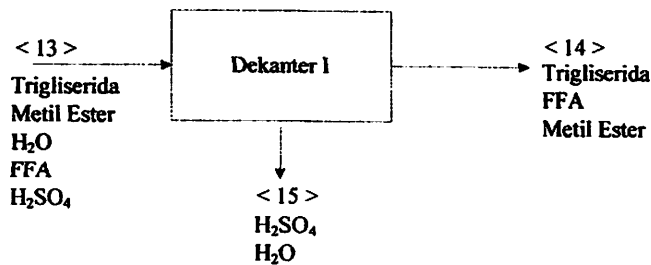


### Neraca massa total di Flash Separator I (H-123)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <11> dari reaktor Esterifikasi I		Aliran <12> ke tangki penampung Metanol	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	CH <sub>3</sub> OH	2.928,93587
Metil Ester	1.140,31974	Jumlah	2.928,93587
CH <sub>3</sub> OH	2.928,93587		
			Aliran <13> ke dekanter I

H <sub>2</sub> O	102,39295	Komponen	Berat (kg/ jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934	Trigliserida	3.156,50488
FFA	271,43854	FFA	271,43854
		Metil Ester	1.140,31974
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934
		H <sub>2</sub> O	102,39295
		Jumlah	4.738,51545
<b>Total</b>	<b>7.667,45132</b>	<b>Total</b>	<b>7.667,45132</b>

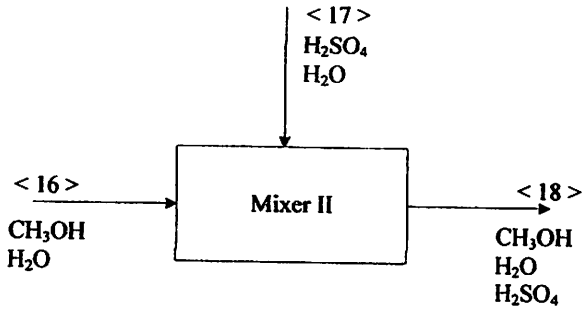
7. Dekanter I (H-124)



Neraca massa total di dekanter I (H-124)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <13> dari flash separator I		Aliran <14> ke reaktor esterifikasi II	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	3.156,50488
Metil Ester	1.140,31974	FFA	271,43854
H <sub>2</sub> O	102,39295	Metil Ester	1.140,31974
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934	Jumlah	4.568,26316
FFA	271,43854	Aliran <15> ke tangki penetralan	
		Komponen	Berat (kg/ jam)
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934
		H <sub>2</sub> O	102,39295
		Jumlah	170,25229
<b>Total</b>	<b>4.738,51545</b>	<b>Total</b>	<b>4.738,51545</b>

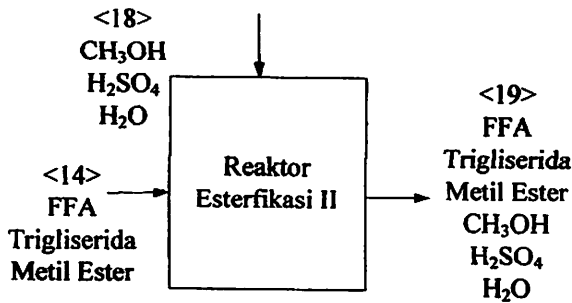
8. Mixer II (M-126)



Neraca massa total di mixer II (M-126)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <16> Larutan metanol		Aliran <18> ke reaktor esterifikasi II	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
CH <sub>3</sub> OH	610,73672	CH <sub>3</sub> OH	610,73672
H <sub>2</sub> O	6,16906	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193
Jumlah	616,90578	H <sub>2</sub> O	6,44604
Aliran <17> Larutan asam sulfat			
Komponen	Berat (kg/ jam)		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193		
H <sub>2</sub> O	0,27698		
Jumlah	13,84891		
<b>Total</b>	<b>630,75469</b>	<b>Total</b>	<b>630,75469</b>

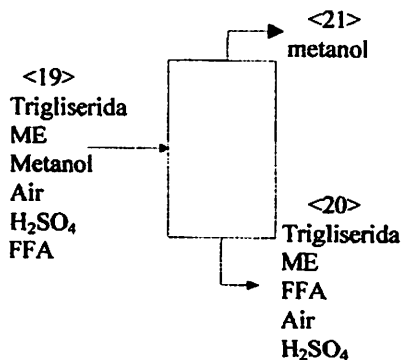
9. Reaktor Esterifikasi II (R-120)



**Neraca massa total di Reaktor Esterifikasi II (R-120)**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <14> dari dekanter I		Aliran <19> ke flash separator II	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	3.156,50488
Metil ester	1.140,31974	FFA	53,43091
FFA	271,43854	Metil Ester	1.368,38427
Jumlah	4.568,26316	CH <sub>3</sub> OH	585,78985
Aliran <18> dari mixer II		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193
Komponen	Berat (kg/ jam)	H <sub>2</sub> O	20,47866
CH <sub>3</sub> OH	610,73672		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193		
H <sub>2</sub> O	6,44604		
Jumlah	630,75469		
<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>	<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>

**10. Flash Separator II (H-133)**



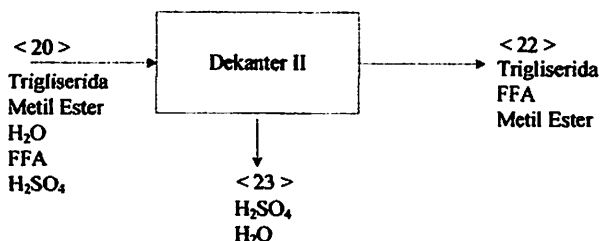
**Neraca massa total di Flash Separator II (H-133)**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <19> dari reaktor Esterifikasi II		Aliran <21> ke tangki penampung Metanol	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	CH <sub>3</sub> OH	585,78985
Metil Ester	1.368,38427	Jumlah	585,78985



CH <sub>3</sub> OH	585,78985	Aliran <20> ke dekanter II	
H <sub>2</sub> O	20,47866	Komponen	Berat (kg/ jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193	Trigliserida	3.156,50488
FFA	53,43091	FFA	53,43091
		Metil Ester	1.368,38427
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193
		H <sub>2</sub> O	20,47866
		Jumlah	4.613,21899
<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>	<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>

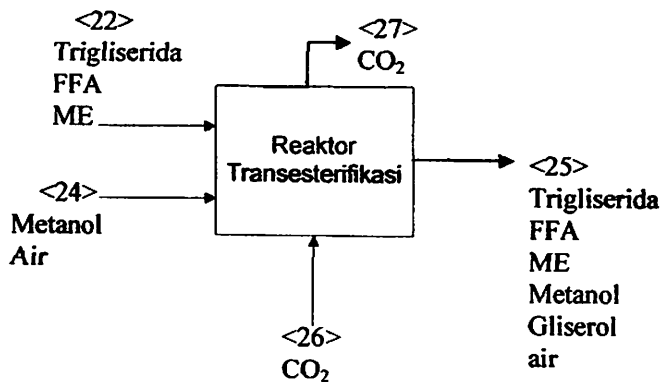
### 11. Dekanter II (H-134)



### Neraca massa total di dekanter II (H-134)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <20> dari reaktor esterifikasi II		Aliran <22> ke tangki transesterifikasi	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	3.156,50488
Metil Ester	1.368,38427	FFA	53,43091
H <sub>2</sub> O	20,47866	Metil Ester	1.368,38427
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193	Jumlah	4.579,17741
FFA	54,28826	Aliran <23> ke tangki penetralan	
		H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193
		H <sub>2</sub> O	20,47866
		Jumlah	34,05059
<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>	<b>Total</b>	<b>5.199,01785</b>

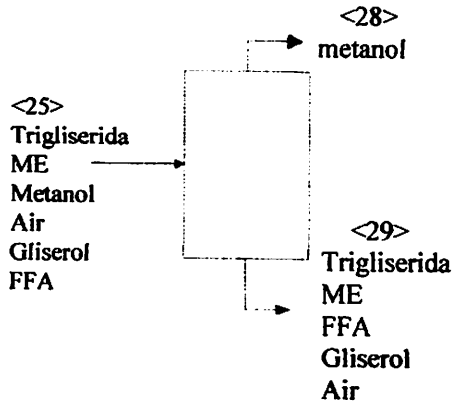
**12. Reaktor Transesterifikasi (R-130)**



**Neraca massa total di Reaktor Transesterifikasi (R-130)**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <22> dari dekanter II		Aliran <25> ke flash separator III	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	94,69304
FFA	54,28826	FFA	53,43091
Metil Ester	1.368,38427	Metil Ester	4.357,61408
Jumlah	4.579,17741	CH <sub>3</sub> OH	4.288,29216
Aliran <24> dari tangki metanol		Gliserol	322,43148
Komponen	Berat (kg/ jam)	H <sub>2</sub> O	46,71457
CH <sub>3</sub> OH	4.624,74240	Aliran <26> ke tangki penampung CO <sub>2</sub>	
H <sub>2</sub> O	46,71457	Komponen	Berat (kg/ jam)
Jumlah	4.671,45697	CO <sub>2</sub>	0
Aliran <27> ke reaktor transesterifikasi		Jumlah	0
Komponen	Berat (kg/ jam)		
CO <sub>2</sub>	0		
Jumlah	0		
<b>Total</b>	<b>9.250,63438</b>	<b>Total</b>	<b>9.250,63438</b>

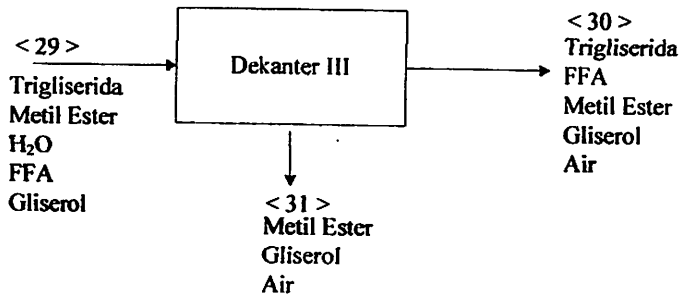
13. Flash Separator III (H-140)



Neraca massa total di Flash Separator III (H-140)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <25> dari reaktor transesterifikasi		Aliran <28> ke tangki penampung Metanol	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Triglicerida	94,69304	CH <sub>3</sub> OH	4.288,29216
FFA	53,43091	Jumlah	4.288,29216
Metil Ester	4.357,61408	Aliran <29> ke dekanter III	
CH <sub>3</sub> OH	4.288,29216	Komponen	Berat (kg/ jam)
Gliserol	322,43148	Triglicerida	94,69304
H <sub>2</sub> O	46,71457	FFA	53,43091
		Metil Ester	4.357,61408
		Gliserol	13,57193
		H <sub>2</sub> O	322,43148
		Jumlah	4962,34222
<b>Total</b>	<b>9.250,63438</b>	<b>Total</b>	<b>9.250,63438</b>

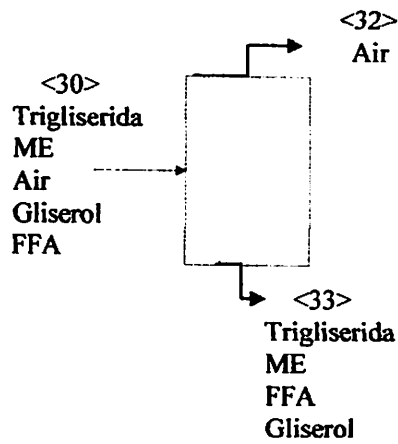
**14. Dekanter III (H-151)**



**Neraca massa total di dekanter III (H-151)**

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <29> dari flash separator III		Aliran <30> ke flash separator IV	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Triglicerida	94,69304	Metil ester	4.314,03794
Metil ester	4.444,21487	Triglicerida	94,69304
FFA	54,28826	FFA	53,43091
H <sub>2</sub> O	46,71457	Gliserol	7,41592
Gliserol	322,43148	Air	1,40144
		<b>Jumlah</b>	<b>4.557,57138</b>
		<b>Aliran &lt;31&gt; ke tangki gliserol</b>	
		<b>Komponen</b>	<b>Berat (kg/ jam)</b>
		Metil ester	44,44215
		Gliserol	315,01556
		Air	45,31313
		<b>Jumlah</b>	<b>404,77084</b>
<b>Total</b>	<b>4962,34222</b>	<b>Total</b>	<b>4962,34222</b>

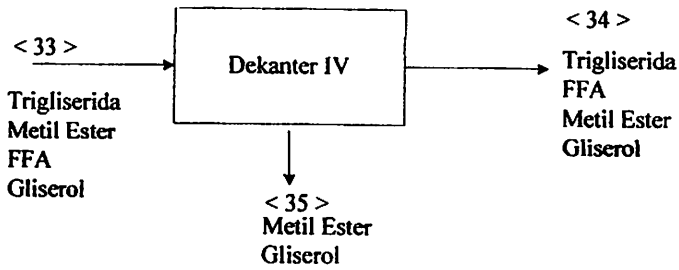
**15. Flash Separator IV (H-150)**



**Neraca massa total di Flash Separator IV (H-150)**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <30> dari reaktor transesterifikasi		Aliran <32> ke waste	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Metil ester	4.314,03794	Air	1,40144
Triglicerida	94,69304	Jumlah	1,40144
FFA	53,43091	Aliran <33> ke dekanter IV	
Gliserol	7,41592	Komponen	Berat (kg/ jam)
Air	1,40144	Metil ester	4.314,03794
		FFA	53,43091
		Triglicerida	94,69304
		Gliserol	7,41592
		Jumlah	4.556,16994
<b>Total</b>	<b>4.557,57138</b>	<b>Total</b>	<b>4.557,57138</b>

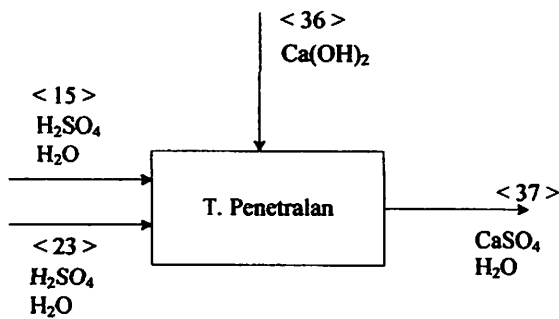
**16. Dekanter IV (H-157)**



**Neraca massa total di dekanter IV (H-157)**

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <33> dari dekanter III		Aliran <34> ke tangki biodiesel	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
Trigliserida	94,69304	Metil ester	4.270,89756
Metil ester	4.314,03794	Trigliserida	94,69304
FFA	53,43091	FFA	53,43091
Gliserol	7,41592	Gliserol	0,17057
		Jumlah	4.505,78421
		Aliran <35> ke tangki penampung gliserol	
		Komponen	Berat (kg/ jam)
		Metil ester	43,14038
		Gliserol	7,24535
		Jumlah	50,38573
<b>Total</b>	<b>4.556,16994</b>	<b>Total</b>	<b>4.556,16994</b>

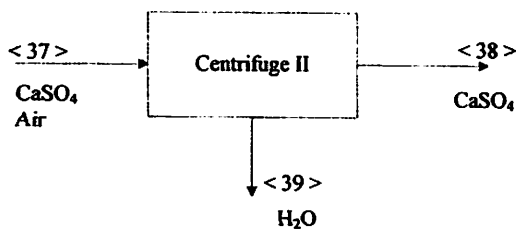
**17. Tangki penetralan (R-127)**



**Neraca massa total tangki penetralan (R-127)**

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <15> dari dekanter I		Aliran <37> ke centrifuge II	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	67,85934	CaSO <sub>4</sub>	113,00648
H <sub>2</sub> O	102,39295	Air	152,78509
Jumlah	170,25229		
Aliran <23> dari dekanter II			
Komponen	Berat (kg/ jam)		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,57193		
H <sub>2</sub> O	20,47866		
Jumlah	34,05059		
Aliran <36> Ca(OH) <sub>2</sub>			
Komponen	Berat (kg/ jam)		
Ca(OH) <sub>2</sub>	61,48895		
Jumlah	61,48895		
<b>Total</b>	<b>265,79157</b>	<b>Total</b>	<b>265,79157</b>

**18. Centrifuge II (H-128)**



**Neraca massa total di centrifuge II (H-128)**

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <37> dari tangki penetralan		Aliran <38> ke storage CaSO <sub>4</sub>	
Komponen	Berat (kg/ jam)	Komponen	Berat (kg/ jam)
CaSO <sub>4</sub>	113,00648	CaSO <sub>4</sub>	113,00648

Air	152,78509	Jumlah	113,00648
		Aliran <39> ke waste	
		Air	152,78509
		Jumlah	152,78509
Total	265,79157	Total	265,79157



## BAB IV

### NERACA PANAS

Pabrik ini didirikan dengan kapasitas = 35.000 ton/ tahun.

Basis perhitungan :

Waktu operasi = 330 hari/ tahun.

Kapasitas produksi = 35.000 ton/ tahun

$$= 35.000 \text{ ton/ tahun} / 330 \text{ hari/ tahun}$$

$$= 106,06061 \text{ ton/ hari} \times 1.000 \text{ kg/ ton}$$

$$= 106.060,61 \text{ kg/ hari} = 4.419,19208 \text{ kg/ jam}$$

Kandungan minyak dalam biji nyamplung = 48% (kami mengambil 48% yaitu rata-rata dari kandungan minyak dalam biji nyamplung yang ada di literatur antara 40% - 70%).

(Dahlan, 2006)

Komposisi minyak nyamplung:

- 1,54% Gum
- 29,53% FFA
- 68,68% Trigliserida
- 0,25% Air

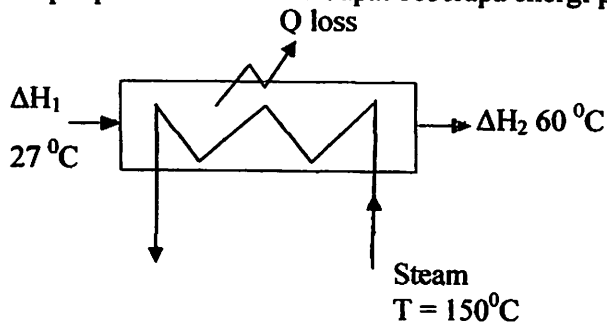
Basis biji nyamplung yang diproses tiap hari = 11.489,89834 kg/ jam

Basis perhitungan 1 jam operasi.

#### 1. Heater I (E-115A)

Fungsinya: untuk menyesuaikan suhu bahan yang masuk ke tangki degumming.

Terdapat pada aliran  $\langle \rangle$  terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Persamaan Neraca Panas :

Panas Masuk = Panas Keluar

$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

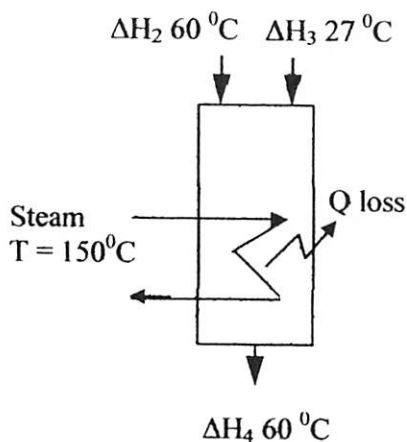
Dimana :  $\Delta H_1$  = Kandungan panas bahan masuk dari screw press

$\Delta H_2$  = Kandungan panas bahan keluar heater I

**Neraca panas total di Heater I (E-115A)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_1$		$\Delta H_2$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	56,62222	Gum	990,88878
FFA	1.357,18679	FFA	23.750,76883
Trigliserida	3.156,50488	Trigliserida	55.238,83540
Air	22,97978	Air	402,14615
Jumlah	4.593,29367	Jumlah	80.382,63916
Q <sub>steam</sub>		Q <sub>loss</sub>	
Q <sub>steam</sub>	75.858,24490	Q <sub>loss</sub>	68,89941
Jumlah	75.858,24490	Jumlah	68,89941
<b>Total</b>	<b>80.451,53857</b>	<b>Total</b>	<b>80.451,53857</b>

## 2. Tangki Degumming (M-117)



Tangki degumming digunakan untuk mengikat getah dalam minyak dengan asam fosfat

Persamaan Neraca Panas :

$$\Delta H_2 + \Delta H_3 + Q \text{ steam} = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_2$  = kandungan panas bahan masuk dari Heater I

$\Delta H_3$  = kandungan panas larutan  $H_3PO_4$

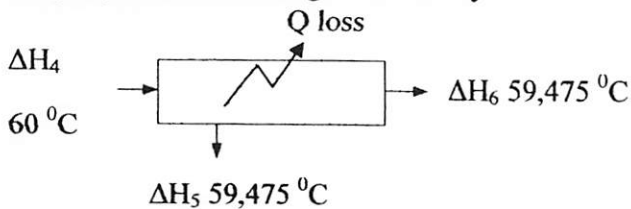
$\Delta H_4$  = kandungan panas ke Centrifuge I

**Neraca panas total tangki degumming (M-117)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_2$		$\Delta H_4$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	990,88878	Gum	990,88878
FFA	23.750,76883	FFA	23.750,76883
Trigliserida	55.238,83540	Trigliserida	55.238,83540
Air	402,14615	Air	430,53325
Jumlah	80.382,63916	$H_3PO_4$	64,34334
$\Delta H_3$		Jumlah	80.475,36970
$H_3PO_4$	3,67677	Qloss	
Air	1,62210	Qloss	1.205,73959
	5,29887	Jumlah	1.205,73959
Qsteam			
Qsteam	1.293,17126		
Jumlah	1.293,17126		
<b>Total</b>	<b>81.681,10929</b>	<b>Total</b>	<b>81.681,10929</b>

### 3. Centrifuge I (H-118)

Fungsinya: memisahkan gum dari minyak



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_4 = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q \text{ loss}$$

Dimana :

$\Delta H_4$  = kandungan panas bahan masuk dari tangki degumming

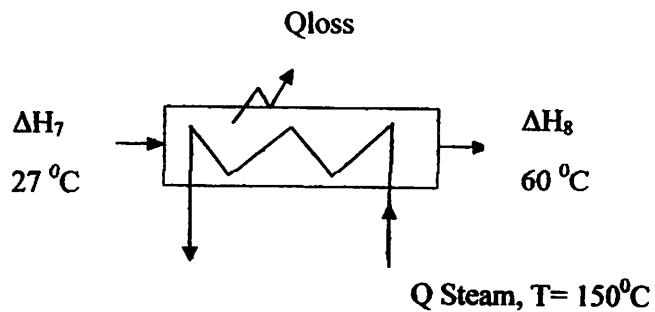
$\Delta H_5$  = kandungan panas ke waste

$\Delta H_6$  = kandungan panas ke heater II

**Neraca panas total di Centrifuge I (H-118)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_4$		$\Delta H_5$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Gum	990,88878	Gum	976,02545
FFA	23.750,76883	Air	424,07525
Trigliserida	55.238,83540	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	63,37829
Air	430,53325	Jumlah	1.463,47899
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	64,34334	$\Delta H_6$	
		FFA	23.394,50729
		Trigliserida	54.410,25287
		Jumlah	77.804,76016
<b>Total</b>	<b>80.475,36970</b>	<b>Total</b>	<b>80.475,36970</b>

#### 4. Heater II (E-115B)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_7 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_8 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

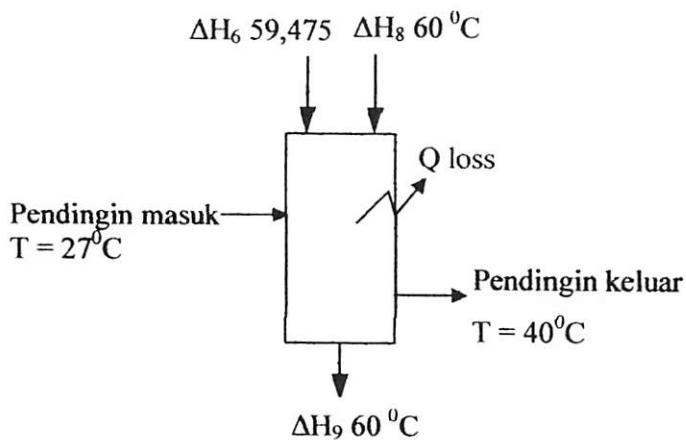
$\Delta H_7$  = kandungan panas bahan masuk heater II

$\Delta H_8$  = kandungan panas bahan keluar heater II

**Neraca panas total di Heater II (E-115B)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_7$		$\Delta H_8$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metanol	5.679,82672	Metanol	99.396,96761
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	89,57433	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.567,55075
Air	64,46006	Air	1.128,05105
Jumlah	5.833,86111	Jumlah	102.092,56940
Q steam		Qloss	
Qsteam	96.346,21621	Qloss	87,50792
Jumlah	96.346,21621	Jumlah	87,50792
<b>Total</b>		<b>Total</b>	<b>102.180,07730</b>

### 5. Reaktor Esterifikasi I (R-110)



Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_6 + \Delta H_8 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_9 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_6$  = kandungan panas dari centrifuge I

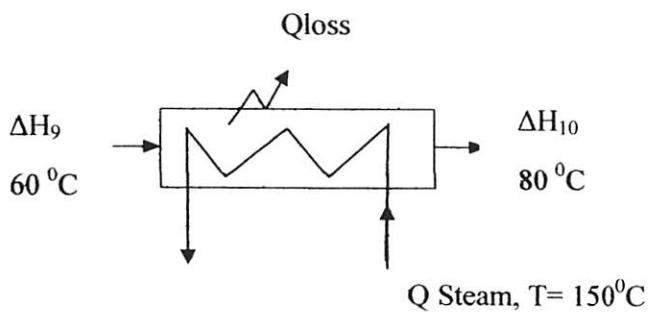
$\Delta H_8$  = kandungan panas bahan heater II

$\Delta H_9$  = kandungan panas bahan ke flash separator I

**Neraca panas total di Reaktor Esterifikasi I (R-110)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_6$		$\Delta H_9$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
FFA	23.394,50729	Trigliserida	55.238,83540
Trigliserida	54.410,25287	FFA	4.750,17445
Jumlah	77.804,76016	Metil Ester	19.955,59545
$\Delta H_8$		CH <sub>3</sub> OH	89889,04
Metanol	99.396,96761	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.567,55075
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.567,55075	H <sub>2</sub> O	3.583,75325
Air	1.128,05105	Jumlah	122.213,31680
Jumlah	102.092,56940	Qloss	
Qpendingin	-334.888,455	Qloss	1.167,07140
$\Delta HR$	326.280,4968	Jumlah	1.167,07140
<b>Total</b>	<b>17.289,3714</b>	<b>Total</b>	<b>17.289,3714</b>

**6. Heater III (E-122A)**



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_9 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{10} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

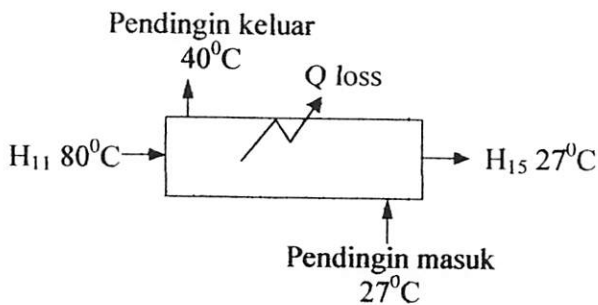
$\Delta H_9$  = kandungan panas bahan dari reaktor esterifikasi I

$\Delta H_{10}$  = kandungan panas bahan ke flash separator I

**Neraca panas total di Heater III (E-122A)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_9$		$\Delta H_{10}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	55.238,83540	Trigliserida	86.803,88420
FFA	4.750,17445	FFA	7.464,55985
Metil Ester	19.955,59545	Metil Ester	31.358,79285
CH <sub>3</sub> OH	37.117,40754	CH <sub>3</sub> OH	149.815,06980
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.567,55075	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2.463,29404
H <sub>2</sub> O	3.583,75325	H <sub>2</sub> O	5.631,61225
Jumlah	122.213,31680	Jumlah	283.537,21290
Qsteam		Qloss	
Qsteam	163.157,09590	Qloss	1.833,19975
Jumlah	163.157,09590	Jumlah	1.833,19975
<b>Total</b>	<b>285.370,41270</b>	<b>Total</b>	<b>285.370,41270</b>

**7. Kondensor I (E-125A)**



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{11} + Q_{pendingin} = \Delta H_{15} + Q_{loss}$$

Dimana :

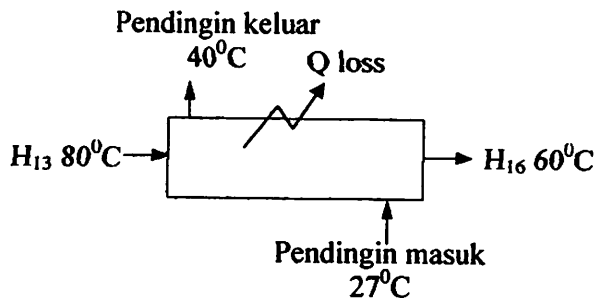
$\Delta H_{11}$  = kandungan panas bahan dari flash separator I

$\Delta H_{15}$  = kandungan panas bahan ke storage metanol recycle

**Neraca panas total di Kondensor I (E-125A)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{11}$		$\Delta H_{15}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH <sub>3</sub> OH	149.815,06980	CH <sub>3</sub> OH	5.447,82072
Jumlah	149.815,06980	Jumlah	5.447,82072
Q pendingin		Qloss	
Q pendingin	-142.120,023	Qloss	2.247,22605
Jumlah	-142.120,023	Jumlah	2.247,22605
<b>Total</b>	<b>7.695,04677</b>	<b>Total</b>	<b>7.695,04677</b>

### 8. Cooling water I (E-125B)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{13} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{16} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{13}$  = kandungan panas bahan masuk cooling water I

$\Delta H_{16}$  = kandungan panas bahan keluar cooling water I

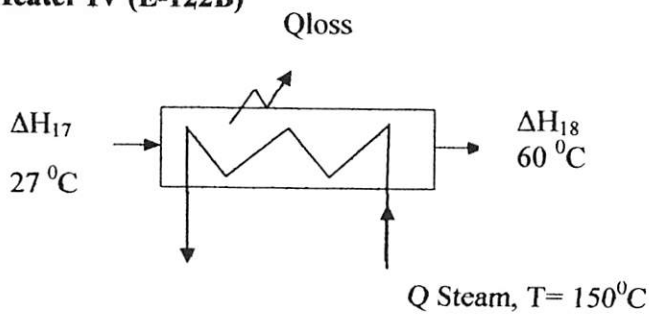
**Neraca panas total di Cooling Water I (E-125B)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{13}$		$\Delta H_{16}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	86.803,88420	Trigliserida	55.238,83540



FFA	7.464,55985	FFA	4.750,17445
Metil Ester	31.358,79285	Metil Ester	19.955,59545
Jumlah	125.627,23690	Jumlah	79.944,60530
Q pendingin		Qloss	
Q pendingin	43.798,22305	Qloss	1.884,40855
Jumlah	43.798,22305	Jumlah	1.884,40855
<b>Total</b>	<b>81.829,01385</b>	<b>Total</b>	<b>81.829,01385</b>

**9. Heater IV (E-122B)**



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{17} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{18} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{17}$  = kandungan panas bahan masuk heater IV

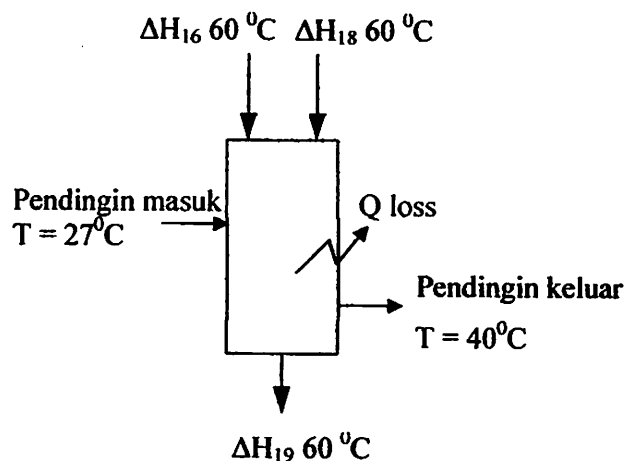
$\Delta H_{18}$  = kandungan panas bahan keluar heater IV

**Neraca panas total di Heater IV (E-122B)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{17}$		$\Delta H_{18}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metanol	1135,970299	Metanol	18743,50994
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17,9149476	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	295,5966354
Air	12,89208	Air	212,71932
Jumlah	1166,777327	Jumlah	19251,82589
Q steam		Qloss	
Qsteam	18102,55022	Qloss	17,50165991

Jumlah	18102,55022	Jumlah	17,50165991
Total	19269,32755	Total	19269,32755

### 10. Reaktor Esterifikasi II (R-120)



$$\Delta H_{16} + \Delta H_{18} + Q_{steam} = \Delta H_{19} + Q_{loss}$$

Dimana :

$\Delta H_{16}$  = kandungan panas dari cooling water I

$\Delta H_{18}$  = kandungan panas bahan heater IV

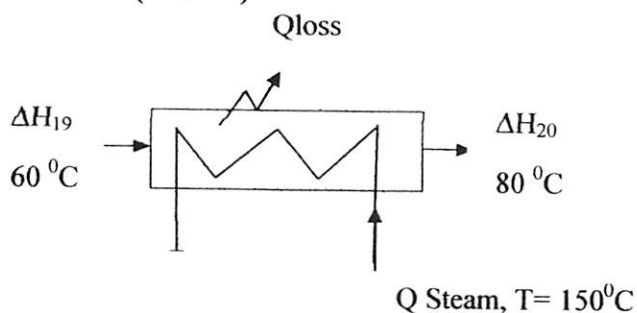
$\Delta H_{19}$  = kandungan panas bahan ke heater V

#### Neraca panas total di Reaktor Esterifikasi II (R-120)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{16}$		$\Delta H_{19}$	
Komponen	55.238,83540	Komponen	Energi (kkal)
FFA	4.750,17445	Trigliserida	55.238,83540
Trigliserida	19.955,59545	FFA	935,04093
Jumlah	79.944,60530	Metil Ester	23.946,72473
$\Delta H_{18}$		CH <sub>3</sub> OH	89889,04
Metanol	19.879,48024	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	313,51158
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	313,51158	H <sub>2</sub> O	716,75310
Air	225,61140	Jumlah	100.218,32540
Jumlah	20.418,60322	Q <sub>loss</sub>	
Q <sub>pendingin</sub>	-64202,59373	Q <sub>loss</sub>	1.199,16908

$\Delta H_R$	65.256,87969	Jumlah	1117,138688
<b>Total</b>	<b>101417,4945</b>	<b>Total</b>	<b>101417,4945</b>

### 11. Heater V (E-132A)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{19} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{20} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

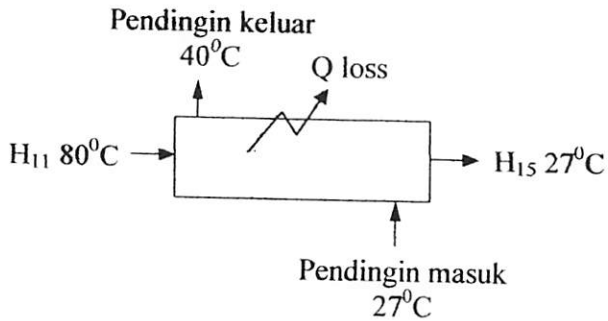
$\Delta H_{19}$  = kandungan panas bahan dari reaktor esterfikasi II

$\Delta H_{20}$  = kandungan panas bahan ke flash separator II

#### Neraca panas total di Heater V (E-132A)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{19}$		$\Delta H_{20}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	55.238,83540	Trigliserida	86.803,88420
FFA	935,04093	FFA	1.469,35003
Metil Ester	23.946,72473	Metil Ester	37.630,56743
CH <sub>3</sub> OH	19.067,45962	CH <sub>3</sub> OH	29.963,15083
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	313,51158	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	492,66106
H <sub>2</sub> O	716,75310	H <sub>2</sub> O	1.126,32630
Jumlah	100.218,32540	Jumlah	157.485,9398
Qsteam		Qloss	
Q steam	58.770,88928	Qloss	1.503,27488
Jumlah	58.770,88928	Jumlah	1.503,27488
<b>Total</b>	<b>158.989,21470</b>	<b>Total</b>	<b>158.989,21470</b>

### 12. Kondensor II (E-135)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{21} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

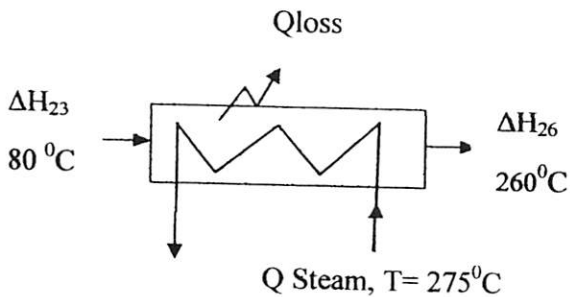
$\Delta H_{21}$  = kandungan panas bahan dari flash separator II

$\Delta H_{25}$  = kandungan panas bahan ke storage metanol recycle

#### Neraca panas total di Kondensor II ( E-135)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{21}$		$\Delta H_{25}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH <sub>3</sub> OH	29.963,15083	CH <sub>3</sub> OH	1.089,56912
Jumlah	29.963,15083	Jumlah	1.089,56912
Q pendingin		Qloss	
Q pendingin	-28.424,13445	Qloss	449,44726
Jumlah	-28.424,13445	Jumlah	449,44726
<b>Total</b>	<b>1.539,01638</b>	<b>Total</b>	<b>1.539,01638</b>

### 13. Heater VI (E-132B)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{23} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{26} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

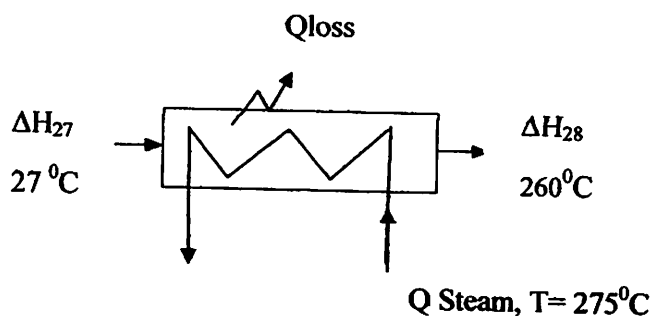
$\Delta H_{23}$  = kandungan panas bahan masuk heater VI

$\Delta H_{26}$  = kandungan panas bahan keluar heater VI

**Neraca panas total di Heater VI (E-132B)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{23}$		$\Delta H_{26}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	86.803,88420	Trigliserida	370.889,32340
FFA	1.469,35003	FFA	6.278,13193
Metil Ester	37.630,56743	Metil Ester	160.785,15170
Jumlah	125.903,80170	Jumlah	537.952,60710
Q steam		Qloss	
Qsteam	413.937,36240	Qloss	1.888,55703
Jumlah	413.937,36240	Jumlah	1.888,55703
<b>Total</b>	<b>539.841,16410</b>	<b>Total</b>	<b>539.841,16410</b>

#### 14. Heater VII (E-132C)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{27} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{28} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

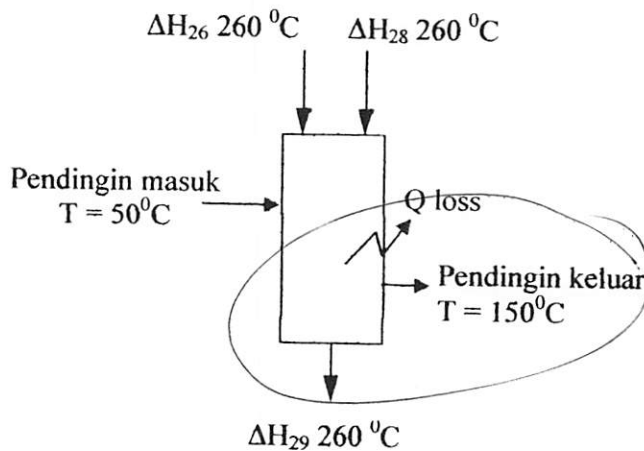
$\Delta H_{27}$  = kandungan panas bahan masuk heater VII

$\Delta H_{28}$  = kandungan panas bahan keluar heater VII

**Neraca panas total di Heater VII (E-132C)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{27}$		$\Delta H_{28}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metanol	8.602,02086	Metanol	1.010.737,452
Air	93,42914	Air	10.977,92395
Jumlah	8.695,45000	Jumlah	1.021.715,37600
Q steam		Qloss	
Qsteam	1.013.150,35800	Qloss	130,43175
Jumlah	1.013.150,35800	Jumlah	130,43175
<b>Total</b>	<b>1.021.845,80800</b>	<b>Total</b>	<b>1.021.845,80800</b>

### 15. Reaktor transesterifikasi (R-130)



Fungsinya untuk mereaksikan trigliserida menjadi metil ester dengan metanol.

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{26} + \Delta H_{28} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{29} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{26}$  = kandungan panas bahan dari heater VI

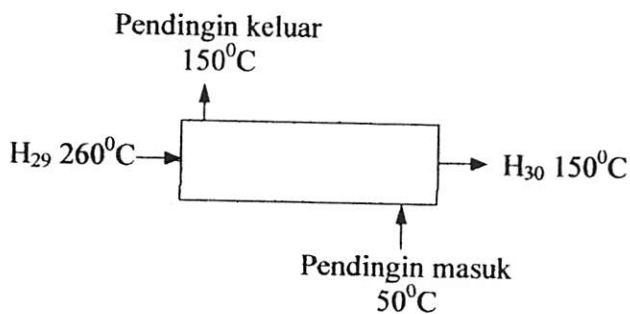
$\Delta H_{28}$  = kandungan panas bahan dari heater VII

$\Delta H_{29}$  = kandungan panas bahan ke flash separator III

### Neraca panas total di Reaktor Transesterifikasi (R-130)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{26}$		$\Delta H_{29}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	370.889,32340	Trigliserida	11.126,43220
FFA	6.278,13193	FFA	6.278,13193
Metil Ester	160.785,15170	Metil Ester	512.019,65440
Jumlah	537.952,60710	CH <sub>3</sub> OH	937.206,2516
$\Delta H_{28}$		Gliserol	35983,35317
Metanol	1.010.737,452	H <sub>2</sub> O	10.977,92395
Air	10.977,92395	Jumlah	1.524.586,66100
Jumlah	1.021.715,37600	Qloss	
Q pendingin		Qloss	8.069,28911
Q pendingin	-393.603,11090	Jumlah	8.069,28911
$\Delta HR$	-366.591,07780		
<b>Total</b>	<b>1.532.655,95000</b>	<b>Total</b>	<b>1.532.655,95000</b>

### 16. Cooling Water II (E-142)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$\Delta H_{29} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{30} + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

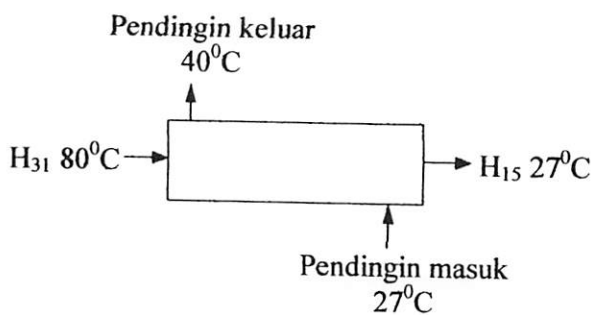
$\Delta H_{29}$  = kandungan panas bahan dari reaktor transesterifikasi

$\Delta H_{30}$  = kandungan panas bahan ke flash separator III

**Neraca panas total di Cooling Water II (E-142)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{29}$		$\Delta H_{30}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Trigliserida	11.126,43220	Trigliserida	2.604,05860
FFA	6.278,13193	FFA	1.469,35000
Metil Ester	512.019,65440	Metil Ester	119.834,38720
CH <sub>3</sub> OH	937.206,2516	CH <sub>3</sub> OH	219.346,14400
Gliserol	46.978,26664	Gliserol	10.994,91347
H <sub>2</sub> O	10.977,92395	H <sub>2</sub> O	2.569,30135
Jumlah	1.524.586,66100	Jumlah	356.818,15460
Q <sub>steam</sub>		Q <sub>loss</sub>	
Q pendingin	-1.144.899,70600	Q <sub>loss</sub>	22.868,79992
Jumlah	-1.144.899,70600	Jumlah	22.868,79992
<b>Total</b>	<b>379.686,95450</b>	<b>Total</b>	<b>379.686,95450</b>

### 17. Kondensator III (E-143)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{31} + Q \text{ pendingin} = \Delta H_{35} + Q_{\text{loss}}$$



Dimana :

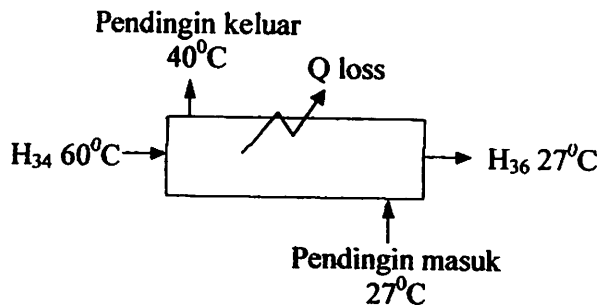
$\Delta H_{31}$  = kandungan panas bahan dari flash separator III

$\Delta H_{35}$  = kandungan panas bahan ke storage metanol recycle

### Neraca panas total di Kondensor III (E-143)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{31}$		$\Delta H_{35}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
CH <sub>3</sub> OH	219.346,14400	CH <sub>3</sub> OH	7.976,22342
Jumlah	219.346,14400	Jumlah	7.976,22342
Q pendingin		Qloss	
Q pendingin	-208.079,72840	Qloss	3.290,19216
Jumlah	-208.079,72840	Jumlah	3.290,19216
<b>Total</b>	<b>11.266.41553</b>	<b>Total</b>	<b>11.266.41553</b>

### 18. Cooling Water III (E-153A)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{34} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{36} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

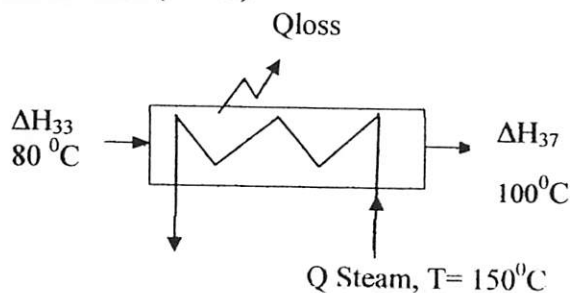
$\Delta H_{34}$  = kandungan panas bahan dari flash flash separator III

$\Delta H_{36}$  = kandungan panas bahan ke tangki penampung gliserol

### Neraca panas total di Cooling Water III (E-153A)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{34}$		$\Delta H_{36}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metil Ester	1.222,15913	Metil Ester	111,105375
Gliserol	10.742,03060	Gliserol	976,54824
H <sub>2</sub> O	2.492,22215	H <sub>2</sub> O	226,56565
Jumlah	14.456,41188	Jumlah	1.314,21927
Q <sub>steam</sub>		Q <sub>loss</sub>	
Q pendingin	-12.925,34644	Q <sub>loss</sub>	216,84618
Jumlah	-12.925,34644	Jumlah	216,84618
<b>Total</b>	<b>1.531,06544</b>	<b>Total</b>	<b>1.531,06544</b>

### 19. Heater VIII (E-155)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{33} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{37} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{33}$  = kandungan panas bahan dari flash separator III

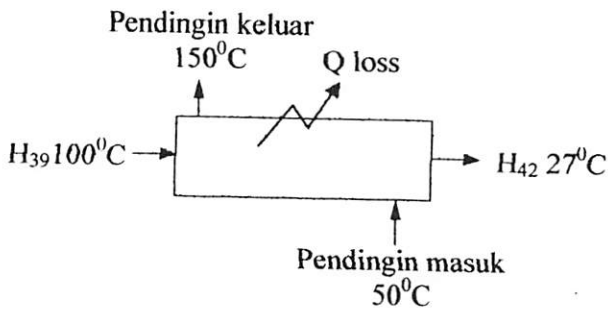
$\Delta H_{37}$  = kandungan panas bahan ke flash separator IV

### Neraca panas total di Heater VIII (E-155)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{33}$		$\Delta H_{37}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metil ester	118.636,0434	Metil ester	161.776,42280
Trigliserida	2.604,0586	Trigliserida	3.550,98900

FFA	1.469,35002	FFA	2.003,65913
Gliserol	252,88297	Gliserol	344,84028
Air	77,0792	Air	105,10800
Jumlah	123.039,41420	Jumlah	167.781,01920
Qsteam		Qloss	
Qsteam	46.587,19621	Qloss	1.845,59121
Jumlah	46.587,19621	Jumlah	1.845,59121
<b>Total</b>	<b>169.626,61040</b>	<b>Total</b>	<b>169.626,61040</b>

## 20. Cooling Water IV (E-153D)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{40} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{42} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{40}$  = kandungan panas bahan dari flash separator IV

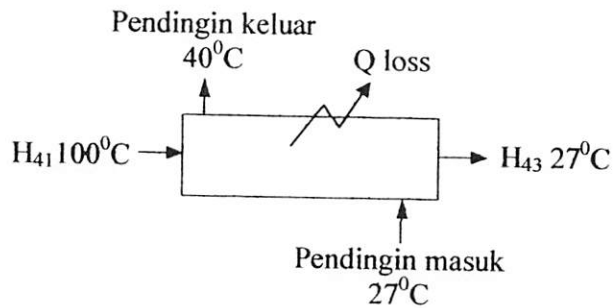
$\Delta H_{42}$  = kandungan panas bahan ke tangki penampung biodiesel

### Neraca panas total di Cooling Water IV (E-153D)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{40}$		$\Delta H_{42}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metil ester	161.776,42280	Metil ester	4.270,89756
Trigliserida	3.550,98900	Trigliserida	94,69304
FFA	2.003,65913	FFA	53,43091
Gliserol	344,84028	Gliserol	0,21151
Jumlah	167.781,01920	Jumlah	4.419,23302

Qsteam		Qloss	
Q pendingin	-160.845,07090	Qloss	2.516,71529
Jumlah	-160.845,07090	Jumlah	2.516,71529
<b>Total</b>	<b>6.935,94831</b>	<b>Total</b>	<b>6.935,94831</b>

### 21. Cooling Water V (E-153C)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{41} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{43} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

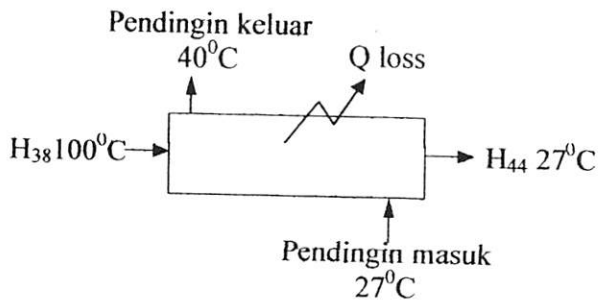
$\Delta H_{41}$  = kandungan panas bahan dari flash separator IV

$\Delta H_{43}$  = kandungan panas bahan ke tangki penampung gliserol

**Neraca panas total di Cooling Water V (E-153C)**

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{41}$		$\Delta H_{43}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Metil Ester	1.617,76425	Metil Ester	107,85095
Gliserol	336,90878	Gliserol	22,46059
<b>Jumlah</b>	<b>1.954,67303</b>	<b>Jumlah</b>	<b>130,31154</b>
Qsteam		Qloss	
Q pendingin	-1.795,0414	Qloss	29,32009
<b>Jumlah</b>	<b>-1.795,0414</b>	<b>Jumlah</b>	<b>29,32009</b>
<b>Total</b>	<b>159,63163</b>	<b>Total</b>	<b>159,63163</b>

## 22. Kondensor IV (E-153B)



Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_{38} + Q \text{ pendingin} = \Delta H_{44} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{38}$  = kandungan panas bahan dari flash separator IV

$\Delta H_{44}$  = kandungan panas bahan ke storage metanol recycle

### Neraca panas total di Kondensor IV (E-153B)

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
$\Delta H_{38}$		$\Delta H_{44}$	
Komponen	Energi (kkal)	Komponen	Energi (kkal)
Air	105,10800	Air	2,80288
Jumlah	105,10800	Jumlah	2,80288
Q pendingin		Qloss	
Q pendingin	-100,72850	Qloss	1,57662
Jumlah	-100,72850	Jumlah	1,57662
<b>Total</b>	<b>4,37950</b>	<b>Total</b>	<b>4,37950</b>

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **1. Storage Nyamplung (F-111)**

Fungsi	: Menyimpan Biji nyamplung sebagai bahan baku selama 7 hari.
Tipe	: Gudang
Bahan Konstruksi	: Beton bertulang
Volume (VG)	: 2331,2837 m <sup>3</sup>
Ukuran	: Panjang = 8 m
	Lebar = 4 m
	Tinggi = 3 m

#### **2. Conveyor (J-112A)**

Fungsi	: Mengangkut biji nyamplung dari storage penyimpanan ke screw press
Tipe	: ThroughedBelt on 20oIdles
Kapasitas	: 32 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 15,2 m
Kecepatan <i>belt</i>	: 1,09513 m/menit
Daya motor	: 0,5 hp
Lebar	: 0,35 m
Luas Area	: 0,11 ft <sup>2</sup>

#### **3. Screw Press (J-112B)**

Fungsi	: Mengambil kandungan minyak mentah dari dalam biji nyamplung.
Tipe	: <i>Twin Screw Extruder</i>
Kecepatan putar	: 500 r/menit
Kapasitas maksimum	: 180,000 kg/jam
Waktu tinggal	: 2 menit
Ukuran penghancur	: 15-300 mm
Daya penggerak	: 50 hp

#### 4. Tangki Ampas (F-113A)

Fungsi	: menyimpan sementara ampas sebagai bahan hasil proses Pengepresan.
Tipe	: tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart</i>  <i>dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan Sudut pusat puncak $120^{\circ}$ .
Bahan kontruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe pengelasan	: <i>double welding butt joint</i>
Volume tangki ( $V_t$ )	: 856.531.806,5104 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_t$ )	: 12,9953 m
Diameter luar ( $D_o$ )	: 13,0048 m
Tebal silinder ( $t_s$ )	: 0,0048 m
Tinggi silinder ( $L_s$ )	: 1292,8529 m
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	: 0,0125 m
Tinggi tutup atas ( $h_a$ )	: 2,1962 m
Teabal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	: 0,0048 m
Tinggi tutup bawah ( $h_b$ )	: 3,7513 m
Diameter pipa ( $d_i$ )	: 7731,3160 m
Jumlah	: 1 buah

#### 5. Pump I (L-114A)

Fungsi	: Mengalirkan minyak mentah dari screw press menuju tangki degumming.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3.500 rpm
Efisiensi	: 0,39
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pipa	: 0,01282 m = 0,013 m
Diameter luar pipa	: 0,01413 m = 0,014 m
Kapasitas pompa	: 0,0019 gpm = 0,002 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 6. Tangki Asam Fosfat (F-116A)

Fungsi : menyimpan sementara asam fosfat sebagai bahan pembantu proses degumming.

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart*

*dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan Sudut pusat puncak  $120^{\circ}$ .

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe pengelasan : *double welding butt joint*

Volume tangki (Vt) :  $0,6718 \text{ m}^3$

Diameter tangki (Dt) :  $0,8033 \text{ m}$

Diameter luar (Do) :  $0,8128 \text{ m}$

Tebal silinder (ts) :  $0,0048 \text{ m}$

Tinggi silinder (Ls) :  $1,1623 \text{ m}$

Tebal tutup atas (tha) :  $0,0023 \text{ m}$

Tinggi tutup atas (ha) :  $0,1358 \text{ m}$

Teabal tutup bawah (thb) :  $0,0048 \text{ m}$

Tinggi tutup bawah (hb) :  $0,2319 \text{ m}$

Diameter pipa (di) :  $0,0002 \text{ m}$

Jumlah : 1 buah

#### 7. Pump II (L-114B)

Fungsi : Mengalirkan metanol dari *storage* menuju

Mixer

1, Mixer II dan reaktor transesterifikasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran :  $3.500 \text{ rpm}$

Efisiensi :  $0,39$

Daya pompa :  $0,5 \text{ hp}$

Diameter dalam pipa :  $0,0409 \text{ m} = 0,04 \text{ m}$



Diameter luar pipa	: 0,0483 m = 0,05 m
Kapasitas pompa	: 0,0019 gpm = 0,002 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

### 8. Heat Exchanger I (E-115A)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk ketangki degumming.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.595,9593 kg/jam

Rate steam : 141,1000 kg/jam

Bagian shell

Diameter dalam : 13 ¼ in = 0,3366 m

Jarak antara baffle : 12 4/5 in = 0,3251 m

Bagian tube

Jumlah tube : 106 buah

Diameter luar : ¾ in = 0,0191 m

Diameter dalam : 0,4820 in = 0,0122 m

Diameter ekivalen : 0,73 in = 0,0185 m

Panjang : 16 ft = 4,8769 m

Jumlah : 1 buah

### 9. Tangki Degumming (M-117)

Fungsi : mengikat getah dari minyak mentah dengan bahan pembantu asam phospat.

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart*

*dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan Sudut pusat puncak 120°.

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Tipe pengelasan : *double welding butt joint*  
*Backing up strip*

Volume tangki (Vt) : 0,5822 m<sup>3</sup>

Diameter tangki (Dt)	: 0,7578 m
Diameter luar (Do)	: 0,6729 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 8,3127 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0019 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 0,1358 m
Teabal tutup bawah (thb)	: 0,0352 m
Tinggi tutup bawah (hb)	: 0,2319 m
Tinggi tangki	: 8,6803 m
Jumlah	: 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter	: 0,3213 m
Lebar	: 0,0643 m
Panjang	: 0,0803 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki	: 0,2677 m
Lebar baffle	: 0,0669 m
Jenis pengaduk	: Flat six blade turbin with disk and 4 baffle
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Daya pengaduk	: 21,5 hp
Jumlah koil lilitan	: 1 buah
Panjang koil lilitan	: 0,16703 m

**10. Centrifuge I (H-118)**

Fungsi : memisahkan campuran minyak dan gum dari tangki degumming dimana larutan minyak mengandung trigliserida

dan FFA

Tipe : *cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 0,5 hp

Jumlah : 1 buah

**11. Tangki Gum (F-113B)**

Fungsi	: menyimpan sementara gum sebagai bahan hasil proses degumming.
Tipe	: tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart</i>  <i>dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan Sudut pusat puncak $120^{\circ}$ .
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Volume tangki (Vt)	: 20,3213 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (Dt)	: 2,5813 m
Diameter luar (Do)	: 2,5908 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 3,7149 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0037 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 0,4362 m
Teabal tutup bawah (thb)	: 0,0048 m
Tinggi tutup bawah (hb)	: 0,7451 m
Diameter pipa (di)	: 0,0016 m
Jumlah	: 1 buah

**12. Pump 3 (L-114 C)**

Fungsi	: Mengalirkan trigliserida dan FFA dari centrifuge  I menuju reaktor esterifikasi I.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3.500 rpm
Efisiensi	: 0,39
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pipa	: 0,0399 m = 0,04 m
Diameter luar pipa	: 0,0481 m = 0,05 m
Kapasitas pompa	: 0,0019 gpm = 0,002 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>

Jumlah : 1 buah

### 13. Tangki Metanol (F-116C)

Fungsi: Menyimpan Metanol sebagai bahan baku dalam proses Esterifikasi I dan II, Transesterifikasi.

Tipe : *Dome roof* ( tangki vertikal, tutup atas *standard dished* ).

Bahan Konstruksi: *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Volume tangki ( $V_T$ ) :  $1.986,80654 \text{ m}^3 : 2 = 993,40327 \text{ m}^3 = 993,4 \text{ m}^3$

Diameter tangki ( $D_i$ ) :  $10,62867 : 2 = 5,31434 \text{ m} = 5,31 \text{ m}$

Tinggi tangki ( $H$ ) :  $28,36791 \text{ m} : 2 = 14,18395 = 14,2 \text{ m}$

Diameter Luar ( $D_o$ ) :  $10,64772 \text{ m} : 2 = 5,32386 \text{ m} = 5,32 \text{ m}$

Tebal Silinder ( $t_s$ ) :  $0,00953 \text{ m} : 2 = 0,00477 = 0,005 \text{ m}$

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) :  $15,94300 \text{ m} : 2 = 7,97150 = 8 \text{ m}$

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) :  $0,01588 \text{ m} : 2 = 0,00794 \text{ m} = 0,008 \text{ m}$

Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ ) :  $12,42491 \text{ m} : 2 = 6,21246 \text{ m} = 6,2 \text{ m}$

Jumlah : 2 buah

### 14. Pump IV (L-114D)

Fungsi : Mengalirkan metanol dari *storage* menuju Mixer 1, Mixer II dan reaktor transesterifikasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 2,0 hp

Diameter dalam pipa :  $0,00546 \text{ m} = 0,05 \text{ m}$

Diameter luar pipa :  $0,01029 \text{ m} = 0,1 \text{ m}$

Kapasitas pompa :  $2,86645 \text{ gpm} = 3 \text{ gpm}$

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

### 15. Tangki asam sulfat (F-116B)

Fungsi: Menyimpan  $H_2SO_4$  sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses Esterifikasi I dan II.

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertical dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak  $120^\circ$ .

Bahan Konstruksi: *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*.

Volume tangki ( $V_T$ ) :  $9,62811m^3 = 9,6 m$

Diameter tangki ( $D_i$ ) :  $1,97803 m = 1,97 m$

Tinggi tangki (H) :  $3,63633 m = 3,6 m$

Diameter Luar ( $D_o$ ) :  $1,98120 m = 1,98 m$

Tebal Silinder ( $t_s$ ) :  $0,00159 m = 0,002 m$

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) :  $2,73105 m = 2,7 m$

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) :  $0,00232 m = 0,002 m$

Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ ) :  $0,33429 m = 0,3 m$

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) :  $0,00318 m = 0,003 m$

Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ ) :  $0,57010 m = 0,6 m$

Diameter pipa ( $d_1$ ) :  $0,00260 m = 0,003 m$

Jumlah : 1 buah

### 16. Pump V (L-114E)

Fungsi : Mengalirkan  $H_2SO_4$  dari *storage* menuju Mixer 1, Mixer II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa :  $0,01387 m = 0,01 m$

Diameter luar pipa :  $0,02134 m = 0,02 m$

Kapasitas pompa :  $0,46260 gpm = 0,5 gpm$

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah



**17. Mixer I (M-119)**

Fungsi : mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi I

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak  $120^{\circ}$

Bahan konstruksi: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316.

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) =  $1,09135 \text{ m}^3 = 1,1 \text{ m}^3$

Diameter Tangki ( $D_i$ ) =  $1,01283 \text{ m} = 1,012 \text{ m}$

Diameter Luar ( $D_o$ ) =  $1,01600 \text{ m} = 1,016 \text{ m}$

Tebal Silinder ( $t_s$ ) =  $0,02824 \text{ m} = 0,03 \text{ m}$

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) =  $1,14854 \text{ m} = 1,1 \text{ m}$

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) =  $0,00193 \text{ m} = 0,002 \text{ m}$

Tinggi tutup atas ( $t_{ha}$ ) =  $0,17117 \text{ m} = 0,2 \text{ m}$

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) =  $0,00159 \text{ m} = 0,002 \text{ m}$

Tinggi tutup bawah ( $h_b$ ) =  $0,29237 \text{ m} = 0,3 \text{ m}$

Diameter pipa ( $d_1$ ) =  $0,00916 \text{ m} = 0,01 \text{ m}$

Jumlah = 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter ( $D_a$ ) =  $0,40513 \text{ m} = 0,4 \text{ m}$

Lebar ( $W$ ) =  $0,08103 \text{ m} = 0,08 \text{ m}$

Panjang ( $L$ ) =  $0,10128 \text{ m} = 0,1 \text{ m}$

Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( $C$ ) =  $0,33758 \text{ m} = 0,3 \text{ m}$

Lebar baffle ( $J$ ) =  $0,08440 \text{ m} = 0,08 \text{ m}$

Jenis Pengaduk = *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

Jumlah Pengaduk = 1 buah

Daya Pengaduk = 2 hp

**18. Heater Exchanger II (E-115B)**

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk reaktor esterifikasi I.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas	: 3.153,7597 kg/jam
Rate steam	: 190,7593 kg/jam
Bagian shell	
Diameter dalam	: 13 ¼ in = 0,3366 m
Jarak antara baffle	: 12 4/5 in = 0,3251 m
Bagian tube	
Jumlah tube	: 106 buah
Diameter luar	: ¾ in = 0,0191 m
Diameter dalam	: 0,4820 in = 0,0122 m
Diameter ekivalen	: 0,73 in = 0,0185 m
Panjang	: 16 ft = 4,8769 m
Jumlah	: 1 buah

#### 19. Reaktor Esterifikasi I (R-110)

Fungsi : mengurangi FFA dalam minyak serta membentuk metil ester.

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan konstruksi: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316.

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) = 2,23864 m<sup>3</sup> = 2,2 m<sup>3</sup>

Diameter Tangki ( $D_i$ ) = 1,18725 m = 1,187 m

Diameter Luar ( $D_o$ ) = 1,19041 m = 1,19 m

Tebal Silinder ( $t_s$ ) = 0,00159 m = 0,002 m

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) = 1,68034 m = 1,7 m

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) = 0,00221 m = 0,002 m

Tinggi tutup atas ( $h_a$ ) = 0,20551 m = 0,2 m

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) = 0,00159 m = 0,002 m

Tinggi tutup bawah ( $h_b$ ) = 0,35103 m = 0,35 m

Diameter pipa ( $d_1$ ) = 0,00796 m = 0,008 m

Jumlah = 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter ( $D_a$ ) = 0,48642 m = 0,5 m

Lebar ( $W$ ) = 0,09728 m = 0,1 m

Panjang (L) = 0,12160 m = 0,12 m

Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) = 0,40531 m

Lebar baffle (J) = 0,10134 m = 0,1 m

Jenis Pengaduk = *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

Jumlah Pengaduk = 1 buah

Daya Pengaduk = 1 hp

Jumlah lilitan coil = 2 buah

Panjang lilitan coil = 1,5 m

## 20. Pump VI (L-121A)

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metal ester, methanol, asam sulfat, dan air ke dekanter I

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,05900 m = 0,06 m

Diameter luar pipa : 0,07303 m = 0,07 m

Kapasitas pompa : 7,55228 gpm = 7,5 m

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

## 21. Heater Exchanger III (E-122A)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk dekanter I.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 7.667,4513 kg/jam

Rate steam : 323,0406 kg/jam

Bagian shell

Diameter dalam : 13 ¼ in = 0,3366 m

Jarak antara baffle : 12 4/5 in = 0,3251 m

Bagian tube

Jumlah tube : 106 buah



Diameter luar	: ¾ in	= 0,0191 m
Diameter dalam	: 0,4820 in	= 0,0122 m
Diameter ekuivalen	: 0,73 in	= 0,0185 m
Panjang	: 16 ft	= 4,8769 m
Jumlah	: 1 buah	

## 22. Flash Separator I (H-123)

Fungsi	: memisahkan campuran minyak dan metanol dari tangki esterifikasi dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA.
Tipe	: <i>cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Diameter gasket	: 30 in
Kecepatan putar	: 1200 rpm
Daya motor	: 4 hp
Jumlah	: 1 buah

## 23. Dekanter I (H-124)

Fungsi	: memisahkan campuran minyak dan asam sulfat, air dari tangki esterifikasi dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA.
Tipe	: <i>cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Diameter gasket	: 30 in
Kecepatan putar	: 1200 rpm
Daya motor	: 4 hp
Jumlah	: 1 buah

## 24. Kondensor I (E-125A)

Fungsi	: mengkondensasi metanol recycle dari dekanter.
Tipe	: double pipe heat exchanger 4 x 3" IPS SCH 40
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Kapasitas	: 2.928,9359 kg/jam
Rate air	: 10.932,3095kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 3,5 in = 0,0889 m
Diameter dalam pipa	: 3,068 in = 0,0779 m

Panjang : 12 ft = 3,6576 m  
 Jumlah : 1 buah

### 25. Pump VII (L-121 B)

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metil ester dari flash dekater I menuju reaktor esterifikasi II.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,0409 m = 0,04 m

Diameter luar pipa : 0,0483 m = 0,05 m

Kapasitas pompa : 0,0019 gpm = 0,002 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

### 26. Cooler I (E-125 B)

Fungsi : untuk mendinginkan trigliserida, FFA dan metil ester.

Type : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4568,26316 Kg/ jam

Rate air : 3.369,09408 Kg/ jam

Jumlah hairpin = 3

Diameter luar pipa = 3,5 in = 0,0889 m = 0,09 m

Diameter dalam pipa = 3,068 in = 0,07793 m = 0,08 m

Panjang = 0,6 ft = 0,18288

Jumlah = 1 buah

### 27. Mixer II (M-126)

Fungsi : mencampurkan asam sulfat dan metanol sebagai bahan pembantu (katalis) dalam proses esterifikasi II

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan konstruksi: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316.

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) =  $0,21827 \text{ m}^3 = 0,2 \text{ m}^3$

Diameter Tangki ( $D_i$ ) =  $1,01283 \text{ m} = 1,012 \text{ m}$

Diameter Luar ( $D_o$ ) =  $1,01600 \text{ m} = 1,016 \text{ m}$

Tebal Silinder ( $t_s$ ) =  $0,00159 \text{ m} = 0,002 \text{ m}$

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) =  $0,06432 \text{ m} = 0,06 \text{ m}$

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) =  $0,06432 \text{ m} = 0,06 \text{ m}$

Tinggi tutup atas ( $t_{ha}$ ) =  $0,00179 \text{ m} = 0,002 \text{ m}$

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) =  $0,00159 \text{ m} = 0,002 \text{ m}$

Tinggi tutup bawah ( $t_{hb}$ ) =  $0,29237 \text{ m} = 0,3 \text{ m}$

Diameter pipa ( $d_1$ ) =  $0,00454 \text{ m} = 0,005 \text{ m}$

Jumlah = 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter ( $D_a$ ) =  $0,40513 \text{ m} = 0,4 \text{ m}$

Lebar ( $W$ ) =  $0,08103 \text{ m} = 0,08 \text{ m}$

Panjang ( $L$ ) =  $0,10128 \text{ m} = 0,1 \text{ m}$

Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( $C$ ) =  $0,33758 \text{ m} = 0,3 \text{ m}$

Lebar baffle ( $J$ ) =  $0,08440 \text{ m} = 0,08 \text{ m}$

Jenis Pengaduk = *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

Jumlah Pengaduk = 1 buah

Daya Pengaduk = 2 hp

## 28. Heater Exchanger IV (E-122B)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk reaktor esterfikasi

II.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas :  $630,7547 \text{ kg/jam}$

Rate steam :  $38,1571 \text{ kg/jam}$

Bagian shell

Diameter dalam :  $13 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,3366 \text{ m}$

Jarak antara baffle :  $12 \frac{4}{5} \text{ in} = 0,3251 \text{ m}$

**Bagian tube**

Jumlah tube	: 106 buah	
Diameter luar	: $\frac{3}{4}$ in	= 0,0191 m
Diameter dalam	: 0,4820 in	= 0,0122 m
Diameter ekivalen	: 0,73 in	= 0,0185 m
Panjang	: 16 ft	= 4,8769 m
Jumlah	: 1 buah	

**29. Reaktor Esterifikasi II (R-120)**

Fungsi : mengurangi FFA dalam minyak serta membentuk metil ester.

Tipe : tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak  $120^{\circ}$

Bahan konstruksi: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316.

Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without backing up strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) = 2,23864 m<sup>3</sup> = 2,2 m

Diameter Tangki ( $D_i$ ) = 1,06363 m = 1,06 m

Diameter Luar ( $D_o$ ) = 1,05134 m = 0,05 m

Tebal Silinder ( $t_s$ ) = 0,00159 m = 0,002 m

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) = 1,49216 m = 1,5 m

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) = 0,00206 m = 0,002 m

Tinggi tutup atas ( $h_a$ ) = 0,17975 m = 0,18 m

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) = 0,00159 m = 0,002 m

Tinggi tutup bawah ( $h_b$ ) = 0,30704 m = 0,3 m

Diameter pipa ( $d_1$ ) = 0,00796 = 0,008 m

Jumlah = 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter ( $D_a$ ) = 1,39583 = 1,4 m

Lebar ( $W$ ) = 0,08509 m = 0,09 m

Panjang ( $L$ ) = 0,10636 m = 0,1 m

Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( $C$ ) = 0,35451 m = 0,4 m

Lebar baffle ( $J$ ) = 0,08864 m = 0,09 m

Jenis Pengaduk = *Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle*

Jumlah Pengaduk = 1 buah

Daya Pengaduk = 2 hp  
 Jumlah lilitan coil = 2 buah  
 Panjang lilitan coil = 1,5 m

### 30. Pump VIII (L-131A)

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metil ester, metanol, asam sulfat, dan air ke dekanter II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,04925 m = 0,05 m

Diameter luar pipa : 0,06033 m = 0,06 m

Kapasitas pompa : 5,12093 gpm = 5 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

### 31. Heater Exchanger V (E-132A)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk dekanter II.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 5,199,0179 kg/jam

Rate steam : 116,3626 kg/jam

Bagian shell

Diameter dalam : 13 ¼ in = 0,3366 m

Jarak antara baffle : 12 4/5 in = 0,3251 m

Bagian tube

Jumlah tube : 106 buah

Diameter luar : ¾ in = 0,0191 m

Diameter dalam : 0,4820 in = 0,0122 m

Diameter ekivalen : 0,73 in = 0,0185 m

Panjang : 16 ft = 4,8769 m

Jumlah : 1 buah

**32. Flash Separator II (H-133)**

Fungsi	: memisahkan campuran minyak dan metanol dari tangki esterifikasi dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA.
Tipe	: <i>cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Diameter gasket	: 30 in
Kecepatan putar	: 1200 rpm
Daya motor	: 3 hp
Jumlah	: 1 buah

**33. Dekanter II (H-134)**

Fungsi	: memisahkan campuran minyak dan asam sulfat, air dari flash separator dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA.
Tipe	: <i>cylindrical-conical solid-bowl centrifuge</i>
Diameter gasket	: 30 in
Kecepatan putar	: 1200 rpm
Daya motor	: 3 hp
Jumlah	: 1 buah

**34. Kondensor II (E-135)**

Fungsi	: mengkondensasi metanol recycle dari dekanter.
Tipe	: double pipe heat exchanger 4 x 3" IPS SCH 40
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Kapasitas	: 585,7899 kg/jam
Rate air	: 369.513,7479 kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 3,5 in = 0,0889 m
Diameter dalam pipa	: 3,068 in = 0,0779 m
Panjang	: 12 ft = 3,6576 m
Jumlah	: 1 buah

**35. Pump IX (L-131B)**

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metil ester menuju reaktor transesterifikasi.

Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Jumlah stage : *Single stage*  
 Kecepatan putaran : 3.500 rpm  
 Efisiensi : 0,39  
 Daya pompa : 0,5 hp  
 Diameter dalam pipa : 0,0409 m = 0,04 m  
 Diameter luar pipa : 0,0483 m = 0,05 m  
 Kapasitas pompa : 8,56 gpm = 8 gpm  
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*  
 Jumlah : 1 buah

### 36. Heater Exchanger VI (E-132B)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi.

Tipe : Shell and Tube 1-2  
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B  
 Kapasitas : 4.578,3201 kg/jam  
 Rate steam : 582,0627 kg/jam

#### Bagian shell

Diameter dalam : 13 ¼ in = 0,3366 m  
 Jarak antara baffle : 12 4/5 in = 0,3251 m

#### Bagian tube

Jumlah tube : 106 buah  
 Diameter luar : ¾ in = 0,0191 m  
 Diameter dalam : 0,4820 in = 0,0122 m  
 Diameter ekivalen : 0,73 in = 0,0185 m  
 Panjang : 16 ft = 4,8769 m  
 Jumlah : 1 buah

### 37. Heater Exchanger VII (E-132C)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor transesterifikasi.

Tipe : Shell and Tube 1-2  
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas	: 4.671,4570 kg/jam
Rate steam	: 1.424,6528 kg/jam
Bagian shell	
Diameter dalam	: 13 ¼ in = 0,3366 m
Jarak antara baffle	: 12 4/5 in = 0,3251 m
Bagian tube	
Jumlah tube	: 106 buah
Diameter luar	: ¾ in = 0,0191 m
Diameter dalam	: 0,4820 in = 0,0122 m
Diameter ekivalen	: 0,73 in = 0,0185 m
Panjang	: 16 ft = 4,8769 m
Jumlah	: 1 buah

**38. Reaktor Transesterifikasi (R-130) (Alat Utama Linda Lusiana)**

**39. Pump X (L-141)**

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metil ester, metanol, asam sulfat, dan air ke dekanter II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,03810 m = 0,04 m

Diameter luar pipa : 0,04830 m = 0,05 m

Kapasitas pompa : 180,06471 gpm = 180 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

**40. Cooler II (E-142)**

Fungsi : untuk mendinginkan trigliserida, FFA dan metil ester.

Type : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 9.250,63438 Kg/ jam

Rate pendingin : 3,548.47621 Kg/ jam



Jumlah hairpin = 3

Diameter luar pipa = 3,5 in = 0,0889 m = 0,09 m

Diameter dalam pipa = 3,068 in = 0,07793 m = 0,08 m

Panjang pipa = 0,001 ft = 0,0003 m

Jumlah = 1 buah

#### 41. Flash Separator III (H-140)

Fungsi : memisahkan campuran minyak dan metanol dari reaktor transesterifikasi dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA serta gliserol.

Tipe : *cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 5 hp

Jumlah : 1 buah

#### 42. Dekanter III (H-134)

Fungsi : memisahkan campuran minyak dan gliserol dari flash separator dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA serta gliserol.

Tipe : *cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 5 hp

Jumlah : 1 buah

#### 43. Kondensor III (E-143)

Fungsi : mengkondensasi metanol recycle dari dekanter.

Tipe : double pipe heat exchanger 4 x 3" IPS SCH 40

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.288,2922 kg/jam

Rate air : 16.006,1330 kg/jam

Jumlah hair pin : 1 buah

Diameter luar pipa : 3,5 in = 0,0889 m

Diameter dalam pipa : 3,068 in = 0,0779 m

Panjang : 12 ft = 3,6576 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 44. Pump XI (L-131B)

Fungsi : Mengalirkan metil ester, gliserol ke tangki gliserol

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,05900 m = 0,06 m

Diameter luar pipa : 0,07303 m = 0,07 m

Kapasitas pompa : 7,55228 gpm = 7,5 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 45. Cooler III (E-153A)

Fungsi : untuk mendinginkan tigliserida, FFA dan metil ester.

Type : Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 404,77084 Kg/ jam

Rate air : 1.054,91369 Kg/ jam

Jumlah hairpin = 1

Diameter luar pipa = 3,5 in = 0,0889 m = 0,09 m

Diameter dalam pipa = 3,068 in = 0,07793 m = 0,08 m

Panjang = 1,3 ft = 0,39624 m = 0,4 m

Jumlah = 1 buah

#### 46. Storage gliserol (F-154)

Fungsi : menyimpan sementara gliserol sebagai bahan hasil proses transesterifikasi.

Tipe : Dome roof ( tangki berbentuk vertikal dengan tutupatas standart dished)

Bahan kontruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Volume tangki (Vt) : 1.973,904 m<sup>3</sup>

Diameter tangki (Dt)	: 5,80365 m
Tinggi tangki	: 15,5028 m
Diameter luar (Do)	: 5,8085 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 8,7127 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0159 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 6,7901 m
Jumlah	: 2 buah

#### 47. Pump XII (L141)

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metal ester, methanol, gliserol, dan air ke dekanter II

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1 hp

Diameter dalam pipa : 0,00546 m = 0,05 m

Diameter luar pipa : 0,01029 m = 0,01 m

Kapasitas pompa : 0,193 gpm = 0,2 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

#### 48. Heater Exchanger VIII (E-155)

Fungsi : memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor Dekanter IV.

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.470,9793 kg/jam

Rate steam : 1.424,6528 kg/jam

Bagian shell

Diameter dalam : 13 ¼ in = 0,3366 m

Jarak antara baffle : 12 4/5 in = 0,3251 m

**Bagian tube**

Jumlah tube	: 106 buah	
Diameter luar	: $\frac{3}{4}$ in	= 0,0191 m
Diameter dalam	: 0,4820 in	= 0,0122 m
Diameter ekivalen	: 0,73 in	= 0,0185 m
Panjang	: 16 ft	= 4,8769 m
Jumlah	: 1 buah	

**49. Flash Separator IV (H-150) (Alat Utama Julis Dewi Prasetyaningrum)****50. Dekanter IV (H-157)**

Fungsi : memisahkan campuran minyak dan gliserol dari flash separator dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA serta gliserol.

Tipe : *cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 4 hp

Jumlah : 1 buah

**51. Pump XIII (L-152C)**

Fungsi : Mengalirkan trigliserida, FFA, metil ester, gliserol ke tangki biodiesel.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3.500 rpm

Efisiensi : 0,39

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,05900 m = 0,06 m

Diameter luar pipa : 0,07303 m = 0,07 m

Kapasitas pompa : 7,55228 gpm = 7,5 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

**52. Kondensor IV (E-153B)**

Fungsi : mengkondensasi metanol recycle dari dekanter.

Tipe	: double pipe heat exchanger 4 x 3" IPS SCH 40	
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B	
Kapasitas	: 1,4014 kg/jam	
Rate air	: 7,7484 kg/jam	
Jumlah hair pin	: 1 buah	
Diameter luar pipa	: 3,5 in	= 0,0889 m
Diameter dalam pipa	: 3,068 in	= 0,0779 m
Panjang	: 12 ft	= 3,6576 m
Jumlah	: 1 buah	

### 53. Pump XIV (L-151D)

Fungsi	: Mengalirkan metil ester, gliserol ke tangki gliserol.	
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>	
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>	
Kecepatan putaran	: 3.500 rpm	
Efisiensi	: 0,39	
Daya pompa	: 1,5 hp	
Diameter dalam pipa	: 0,05900 m = 0,06 m	
Diameter luar pipa	: 0,07303 m = 0,07 m	
Kapasitas pompa	: 2,25228 gpm = 2 gpm	
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>	
Jumlah	: 1 buah	

### 54. Cooler IV (E-153D)

Fungsi	: untuk mendinginkan tigliserida, FFA dan metil ester.	
Type	: Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40	
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B	
Kapasitas	: 4.419,19208 Kg/ jam	
Rate pendingin	: 1.503,22496 Kg/ jam	
Jumlah hairpin	= 2	
Diameter luar pipa	= 3,5 in = 0,0889 m = 0,09 m	
Diameter dalam pipa	= 3,068 in = 0,07793 m = 0,08 m	
Panjang pipa	= 0,001 ft = 0,0003 m	
Jumlah	= 1 buah	

**55. Storage biodiesel (F-156)**

Fungsi	: menyimpan sementara biodiesel sebagai bahan hasil proses transesterifikasi.
Tipe	: Dome roof ( tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas standart dished)
Bahan kontruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Volume tangki (Vt)	: 1.973,904 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (Dt)	: 11,6073 m
Tinggi tangki	: 31,0055 m
Diameter luar (Do)	: 11,6169 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 17,4254 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0159 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 13,5802 m
Jumlah	: 1 buah

**56. Pump XV (L-121)**

Fungsi	: Mengalirkan Ca(OH) <sub>2</sub> ke tangki penetralan
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3.500 rpm
Efisiensi	: 0,39
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pipa	: 0,00546 m = 0,05 m
Diameter luar pipa	: 0,01029 m = 0,01 m
Kapasitas pompa	: 2,03 gpm = 2 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

**57. Cooler V (E-153C)**

Fungsi	: untuk mendinginkan tigliserida, FFA dan metil ester.
Type	: Double Pipe Heat Exchanger 4 x 3 " IPS SCH 40
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Kapasitas	: 50,38573 Kg/ jam

Rate air : 138,08011 Kg/ jam

Jumlah hairpin = 3

Diameter luar pipa = 3,5 in = 0,0889 m = 0,09 m

Diameter dalam pipa = 3,068 in = 0,07793 m = 0,08 m

Panjang = 0,1 ft = 0.03048 m = 0,03 m

Jumlah = 1 buah

#### 58. Storage Ca(OH)<sub>2</sub> (F-129A)

Fungsi	: menyimpan sementara Ca(OH) <sub>2</sub> sebagai bahan hasil proses penetralan.
Tipe	: Dome roof ( tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas standart dished)
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Volume tangki (Vt)	: 1.973,904 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (Dt)	: 11,6073 m
Tinggi tangki	: 31,0055 m
Diameter luar (Do)	: 11,6169 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 17,4254 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0159 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 13,5802 m
Jumlah	: 1 buah

#### 59. Tangki Penetralan (R-127)

Fungsi	: menetralkan produk samping dari proses esterifikasi Dengan bahan pembantu Ca(OH) <sub>2</sub> .
Tipe	: tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan Sudut pusat puncak 120 <sup>0</sup> .
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe pengelasan	: <i>double welding butt joint</i> <i>Backing up strip</i>
Volume tangki (Vt)	: 0,0323 m <sup>3</sup>

Diameter tangki (Dt)	: 0,2953 m
Diameter luar (Do)	: 0,3048 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0048 m
Tinggi silinder (Ls)	: 0,4110 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,0017 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 0,0499 m
Tebal tutup bawah (thb)	: 0,0048 m
Tinggi tutup bawah (hb)	: 0,0852 m
Tinggi tangki	: 0,5462 m
Jumlah	: 1 buah

Dimensi pengaduk :

Diameter	: 0,1181 m
Lebar	: 0,0236 m
Panjang	: 0,0295 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki	: 0,0984 m
Lebar baffle	: 0,0246 m
Jenis pengaduk	: Flat six blade turbin with disk and 4 baffle
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Daya pengaduk	: 22 hp
Jumlah koil lilitan	: 1 buah
Panjang koil lilitan	: 0,16703 m

**60. Centrifuge II (H-128)**

Fungsi : memisahkan campuran minyak dan gum dari tangki degumming dimana larutan minyak mengandung trigliserida dan FFA

Tipe : *cylindrical-conical solid-bowl centrifuge*

Diameter gasket : 30 in

Kecepatan putar : 1200 rpm

Daya motor : 0,5 hp

Jumlah : 1 buah

**61. Storage CaSO<sub>4</sub> (F-129B)**

Fungsi : menyimpan sementara CaSO<sub>4</sub> sebagai bahan hasil



- proses penetralan.
- Tipe : Dome roof ( tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas standart dished)
- Bahan kontruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Volume tangki (Vt) : 1.973,904 m<sup>3</sup>
- Diameter tangki (Dt) : 11,6073 m
- Tinggi tangki : 31,0055 m
- Diameter luar (Do) : 11,6169 m
- Tebal silinder (ts) : 0,0048 m
- Tinggi silinder (Ls) : 17,4254 m
- Tebal tutup atas (tha) : 0,0159 m
- Tinggi tutup atas (ha) : 13,5802 m
- Jumlah : 1 buah
- 62. Storage CO<sub>2</sub> (F-136)**
- Fungsi : Menyimpan carbon dioksida sebagai gas pembantu pada proses transesterifikasi berlangsung.
- Nama alat : Storage Carbon Dioksida
- Type : Spherical tank
- Bahan konstruksi : SA - 202 Grade A
- Ukuran
- Di : 85,63703 ft
- Ts : 0,0625 in
- P : 1 atm
- Jumlah : 1 buah
- 63. Blower (L-137)**
- Fungsi : mengangkut CO<sub>2</sub> menuju reaktor transesterifikasi
- Type : Centrifugal blower
- Bahan kontruksi : Carbon Steel
- Kapasitas : 25.331,08 lb/jam
- Power motor : 14,19722 HP
- Jumlah : 1 buah

**64. Storage Metanol Recycle (F-129C)**

Fungsi	: menyimpan sementara metanol sebagai bahan hasil Dari flash separator 1,2 dan 3.
Tipe	: Dome roof ( tangki berbentuk vertikal dengan tutup atas standart dished)
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Volume tangki (Vt)	: 925,95815 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (Dt)	: 5,19125 m
Tinggi tangki	: 13,8554 m
Diameter luar (Do)	: 5,20075 m
Tebal silinder (ts)	: 0,0045 m
Tinggi silinder (Ls)	: 7,78685 m
Tebal tutup atas (tha)	: 0,00795 m
Tinggi tutup atas (ha)	: 6,06855 m
Jumlah	: 2 buah

**65. Ejector (G-138)**

Nama alat	: jet ejector
Fungsi	: untuk memvacumkan tangki transesterifikasi
Type	: single stage jet ejector
Bahan	: carbon steel dengan laminasi
W/Wa	: 1,54062
Steam yang dibutuhkan	: 0,64682 lb/ jam
Jumlah	: 1 buah

**66. Barometrik (G-139)**

Nama alat	: barometric kondensor
Fungsi	: untuk menguapkan uap dari
Type	: wet parallel current condenser
Bahan konstruksi	: carbon steel
Rate penguapan	: 11.490 kg/ jam
Diameter kondensor	: 14,9297 in
Jumlah	: 1 buah

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

**Reaktor Transesterifikasi (Linda Lusiana                    07.14.017)**

Nama alat        : Reaktor Fluidized Bed

Kode Alat        : R-130

Fungsi            : Untuk mereaksikan trigliserida dengan metanol untuk menjadi metil ester dan gliserol.

Type              : Bagian badan berbentuk silinder, tutup atas berbentuk standard dished, tutup bawah berbentuk conical  $\alpha = 120^\circ$  yang dilengkapi dengan coil pendingin.

Bahan konstruksi : Carbon Steels SA 299 Grade C

Kondisi operasi :

- Suhu            =  $260^\circ\text{C}$
- Tekanan       = 1 atm = 14,6959 psia
- Fase            = liquid
- Waktu operasi = 1 jam
- Kapasitas     = 9.250,63438 kg/ jam = 20.394,13357 lb/ jam
- Densitas       = 2,71877 g/cm<sup>3</sup> = 169,73312 lb/ft<sup>3</sup>
- Viskositas    = 482,64059 cp = 0,32432 lb/ft.s

Dasar perancangan :

- Tipe pengelasan = Double welded butt joint
- Faktor pengelasan (E) = 0,8
- Allowable stress (f) = 18.750
- Faktor korosi (C) = 1/16

#### A. Menentukan Rate Bahan ( $V_L$ )

$$\begin{aligned}\text{Rate volume} &= \text{kapasitas} : \text{densitas} \\ &= 20.394,13357 \text{ lb/ jam} : 169,73312 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Volume selama 1 jam

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= 120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

**B. Menentukan Volume Tangki ( $V_T$ )**

Pada tangki terisi 80%, maka ruang kosongnya adalah 20%.

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% \times V_T + 120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$80\% \times V_T = 120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$V_T = 150,19265 \text{ ft}^3$$

**C. Menentukan Diameter Tangki ( $D_i$ )**

$$V_{\text{dished}} = \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_i^3)$$

$$V_{\text{silinder}} = (0,25 \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot L_s)$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}}$$

$$L_s/D_i = 2,0$$

$$V_T = (0,25 \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_i^3)$$

$$150,19265 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_i^2 \cdot 2D_i) + (0,0847 \cdot D_i^3)$$

$$150,19265 \text{ ft}^3 = 1,5700 D_i^3 + 0,0847 D_i^3$$

$$D_i^3 = 112,274 \text{ m}^3$$

$$D_i = 3,21614 \text{ ft} = 38,59360 \text{ in}$$

**D. Menentukan Tinggi Liquida ( $L_{ls}$ )**

$$V_{\text{Liquid}} = V_{\text{tutup bawah}}$$

$$V_L = 0,25 \times \pi \times D_i^2 \times L_{ls}$$

$$120,15412 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,25 \times 3,14 \times (3,21614)^2 \times L_{ls}$$

$$L_{ls} = 13,86950 \text{ ft} = 166,43406 \text{ in}$$

**E. Menentukan Tebal Silinder ( $t_s$ )**

Tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_{ls}}{144 \times 32,174}$$

$$= \frac{169,73312 \times 32,174 \times 13,86950}{144 \times 32,174}$$

$$= 43,3117 \text{ psig}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 43,3117 - 14,696$$

$$= 28,6157 \text{ psig}$$

Untuk faktor keamanan, maka P design ditambah 5%

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (100\% + 5\%) \times (P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}) \\ &= 105\% \times (28,6157 + 43,3117) \\ &= 75,524 \text{ psig} \end{aligned}$$

#### F. Menentukan Tebal Silinder (ts)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \\ &= \frac{75,524 \times 38,5936}{2((18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 75,524))} + \frac{1}{16} \\ &= 0,2641 \text{ in} = 4,2259/16 \text{ in} = 4/16 = \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + (2 \times t_s) \\ &= 38,59360 + (2 \times \frac{1}{4}) \\ &= 39,0936 \text{ in} = 40 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_i \text{ baru} &= D_o - 2t_s \\ &= 40 - (2 \times \frac{1}{4}) \\ &= 39,50 \text{ in} = 3,292 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### G. Menentukan Tinggi Silinder (H)

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times D_i \\ &= 0,169 \times 39,50 = 6,6755 \text{ in} = 0,55629 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \times D_i \\ &= 2,0 \times 39,50 = 59,250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{1}{2} d_i : \text{tg } \frac{1}{2} \alpha \\ &= 11,4030 \text{ in} = 0,95025 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= h_a + h_b + L_s \\ &= 6,6755 + 11,4030 + 59,250 \\ &= 77,329 \text{ in} = 6,4440 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### H. Menentukan Tebal Tutup Atas (t<sub>ha</sub>)

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,855 \times P_i \times D_T}{((f \times E) - (0,1 \times P_i))} + C \\ t_{ha} &= \frac{0,855 \times 75,52378 \times 39,5}{(18.750 \times 0,8) - (0,1 \times 75,5238)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,2386 \times 16/16 = 3,81755/16 = 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

**I. Menentukan tebal tutup bawah (thb)**

$$t_{hb} = \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$d_e = D_i = 39,5 \text{ in}$$

$$t_{hb} = 0,26198 \times 16/16 = 4,19171/16 = 4/16 \text{ in}$$

**6.2. Perhitungan Sparger**

Dasar perancangan :

Asumsi : susunan lubang spray berbentuk segitiga

Superficial velocity gas : 0,2 ft/ det

Rate gas : 11.490 kg/jam = 25331,08 lb/ jam

Densitas Gas :  $0,4676 \text{ g/cm}^3 = 29,19133 \text{ lb/ft}^3$

Rate volumetrik gas =  $25331,08 \text{ lb/ jam} : 29,19133 \text{ lb/ft}^3$   
 $= 867,76044 \text{ ft}^3/ \text{jam} = 0,24104 \text{ ft}^3/ \text{s}$

Luas sparger =  $0,24104 \text{ ft}^3/ \text{s} : 0,2 \text{ ft/ det}$   
 $= 1,20522 \text{ ft}^2 = 173,55 \text{ in}^2$

Trial ukuran pipa

Trial emenuhi jika D sparger < D pipa

Trial ukuran pipa = 1 in sch 40

Do = 1,32 in

Di = 1,049 in

Luas satu sparger =  $(\pi : 4) \times D^2$   
 $= 0,8638 \text{ in}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$

Jumlah lubang = luas lubang : luas satu sparger = 200,91 buah = 201 buah

Luas triangular pitch

Pt = 1,35 x di = 1,41615 in = 0,1180 ft

C' = Pt - do = 0,0962

Luas segitiga =  $\frac{1}{2}$  alas x tinggi =  $(1/2 \text{ Pt}) \times (\frac{1}{2} \text{ Pt} \sin 60) = 0,00302 \text{ ft}$

Menentukan D sparger

Luas sparger = Nt x Luas segitiga = 0,00302

Luas sparger =  $(\pi : 4) \times D^2$

$D^2 = 0,00384$

$D = 0,06198 \text{ ft} = 0,74371 \text{ in}$

$D_{\text{sparger}} < D_{\text{pipa}}$

$0,74371 < 1,049$  (memenuhi)

### 6.3. Perancangan coil pendingin

Dasar Perancangan:

- Digunakan coil pemanas beebentuk spiral
- Digunakan konstruksi coil pemanas Carbon Steels SA 240.

$Q_{\text{pendingin}} = 393.603,11090 \text{ kkal/jam} = 1.561.943,0970 \text{ btu/ jam}$

Laju alir pendingin =  $3.936,03111 \text{ kg/ jam} = 8677,45291 \text{ lb/ jam}$

$\rho_{\text{pendingin}} = 931,3 \text{ kg/m}^3 = 58,13920 \text{ lb/ft}^3$

$\mu = 5,5 \text{ cp}$

Heat capacity =  $0,385 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{F}$

Asumsi:

- Faktor kekotoran ( $R_d$ ) =  $0,001 \text{ Jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU}$
- Kecepatan putaran pengaduk =  $100 \text{ rpm}$

Perhitungan:

#### 1. Menentukan $\Delta T_{\text{LMTD}}$

Suhu masuk feed ( $t_1$ ) =  $260^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F}$

Suhu keluar feed ( $t_2$ ) =  $260^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F}$

Suhu masuk pendingin ( $T_1$ ) =  $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Suhu keluar pendingin ( $T_2$ ) =  $150^\circ\text{C} = 302^\circ\text{F}$

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 378^\circ\text{F}$

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 198^\circ\text{F}$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)}$$

$$= 278,368^\circ\text{F}$$

#### 2. Menentukan suhu caloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = 212^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 500^\circ\text{F}$$

#### 3. Menetapkan diameter pipa

Diameter =  $2 \text{ in IPS Sch 40}$

(Kern, tabel 11 hal 844)

$$D_o = 2,38 \text{ in}$$

$$D_i = 2,067 \text{ in}$$

$$a' = 3,35 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

### Evaluasi Perpindahan Panas

Bejana (liquid)	Tube (pendingin)
<p>1. Menghitung <math>N_{Re}</math></p> $N_{Re} = \frac{dp^2 NP}{\mu \times 2,42} = 955,07$ <p>2. Mencari faktor panas JH Dari Kern fig 28 hal 838 didapat <math>JH = 16</math> <math>C_p = 0,55 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{F}</math></p> <p>3. Mencari harga koefisien film</p> $h_o = J \left( \frac{k}{de} \right) \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 3.506,7$	<p>1. Menghitung <math>N_{Re}</math></p> $G_t = \frac{m}{a_t}$ $= 3.730,00961 \text{ lb.ft}^2/\text{jam}$ $N_{Ret} = \frac{d_i \times G_p}{\mu \times 2,42}$ $= 2.548,737143$ <p>2. Menghitung harga koefisien perpindahan panas <math>h_{i_o}</math> <math>h_{i_o}</math> untuk steam = 1500 BTU</p>

#### 4. Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_o \times h_{i_o}}{h_o + h_{i_o}}$$

$$= 1.051 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

#### 5. Mencari tahanan panas pipa terpakai ( $U_D$ )

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$U_D = 512 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

#### 6. Menentukan Luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 22,49263 \text{ ft}^2$$

#### 7. Menentukan panjang lilitan coil



$$L = \frac{A}{a''}$$

$$= 36,16178 \text{ ft}$$

8. Menentukan jumlah lilitan coil

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

asumsi  $d_c = 6 \text{ ft}$

$$n_c = 1,91942 = 2 \text{ buah}$$

9. Menentukan tinggi lilitan coil

Asumsi: jarak antara 2 lilitan coil = 2 in

$$h_c = 6,76 \text{ in}$$

$h_c < L_s$  (memadai)

#### 6.4. Perhitungan Nozzle

Perencanaan :

Nozzle pada tutup atas standard dished

- Nozzle untuk pemasukan minyak (A)
- Nozzle untuk pengeluaran gas CO<sub>2</sub> (B)

Nozzle pada bagian silinder reaktor

- Nozzle untuk pemasukan sparger (C)
- Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin (D)
- Nozzle untuk pemasukan metanol (E)

Nozzle pada tutup bawah standard dishead.

- Nozzle untuk pengeluaran produk (F)

Dasar perhitungan:

A. Nozzle pada tutup atas

- Nozzle pemasukan minyak

$$\text{Rate bahan masuk} = 9.250,634 \text{ kg/ jam} = 20.394 \text{ lb/ jam}$$

$$P \text{ bahan masuk} = 2,71878 \text{ gr / cm}^3 = 169,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ bahan masuk} = 482,6406 \text{ cp} = 0,32 \text{ lb/ft.s}$$

Perhitungan :

1. Menentukan rate volumetric (Q)

$$\begin{aligned} Q &= \text{rate bahan masuk} : \rho \text{ bahan masuk} \\ &= 20.394 : 169,2383 \\ &= 120,505 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0335 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Menentukan diameter pipa berdasarkan jenis aliran:

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} &= 0,363 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 0,27462 \text{ ft} \\ &= 3,29546 \text{ in} = 3 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi Di berdasarkan APP A-5 Geankoplis hal 892 untuk nominal size 3 in sch 40:

$$D_i = 2,71,8 \text{ in}$$

$$D_o = 3 \text{ in}$$

$$A = 2,228 \text{ in} = 0,18567 \text{ ft}$$

Dari Brownell & Young figure 12-2 hal 221 didapatkan:

NPS	: 3 in
A	: 7 ½ in
T	: 1 5/16 in
R	: 5 in
E	: 4 ¼ in
K	: 3,5 in
L	: 2 ¾ in
B	: 3,07 in
D baut	: 5/8 in
D lubang baut	: ¾ in
Jumlah lubang baut	: 4 buah

3. Menentukan dimensi pipa

$$\text{Luas penampang pipa (A)} = 2,228 \text{ in} = 0,18567 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan liquid (V)} = Q : A = 0,18029 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter pipa (D)} = (A : \pi \times 0,25)^{0,25} = 0,48633 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = (D.V.\rho) : \mu = 0,46$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama dengan nozzle pemasukan minyak diatas, maka dapat didapatkan tabel berikut :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07
B	6	11	1	8 1/2	7 9/16	6,63	3 1/2	6,07
C	6	11	1	8 1/2	7 9/16	6,63	3 1/2	6,07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4,50	3	4,03
F	3	7 1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07

### 6.5. Sambungan Tutup dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

#### 1.Flange

Dari Brownell & Young App. D-4 hal 342 didapatkan:

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 240 Grade M type 316

Tensile : 75.000 psia

Allowable stress : 18.750 psia

Type flange : Ring flange

#### 2.Bolting

Dari Brownell & Young App. D-4 hal 344 didapatkan:

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 193 Grade B & t type 321

Tensile : 75.000 psia

Allowable stress : 15.000 psia

#### 3.Gasket

Dari Brownell & Young App. D-4 hal 342 didapatkan:

Bahan konstruksi : Asbestos

Gasket faktor (m) : 2

Minimum dengan stress : 1.600 psia

Perhitungan lebar gasket

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y - P.m}{y - P(m + 1)}}$$

Dimana:

do: diameter luar gasket (in)

di: diameter dalam gasket (in)

y : yield stress (psia)

P : internal pressure (psia)

m : gasket faktor

Sehingga:

$$do/di = \sqrt{\frac{1600 - (14,696.2)}{1600 - 14,696(2 + 1)}} = 1,0047$$

$$do = di \times 1,0047$$

$$= 40 \times 1,0047$$

$$= 40,187 \text{ in} = 3,3489 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar gasket minimum (n)} = (do - di) / 2 = 0,0936 \text{ in}$$

$$\text{Diameter gasket (G)} = 40 + 0,0936$$

$$= 40,0936 \text{ in}$$

Perhitungan jumlah dan ukuran baut

- Beban gasket ( $Wm_2$ )

$$Wm_2 = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

Dimana :

y : yield stress

G : diameter rata-rata gasket

b : lebar efektif gasket

$$bo = n / 2$$

$$= 0,0936 / 2 = 0,0468$$

Karena  $bo \leq 0,25$ , maka  $b = bo = 0,0468$

$$Wm_2 = 9.430,58$$

Beban agar baut tidak bocor ( $Hp$ )

$$Hp = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot P$$

$$= 346,48 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi / 4 \cdot G^2 \cdot P$$

$$= 18.544,6947 \text{ lb}$$

Beban total kondisi operasi ( $W_{m1}$ )

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 18.544,6947 + 346,48 \\ &= 18.891,17 \text{ lb} \end{aligned}$$

$W_{m1} > W_{m2}$ , maka yang digunakan untuk mengontrol adalah  $W_{m1}$

Perhitungan luas minimum bolting area

$$\begin{aligned} A_{m1} &= W_{m1} / f_b \\ &= 18.891,17 / 16.250 \\ &= 1,1625 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan bolting optimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut  $1 \frac{1}{2}$  in, maka diperoleh:

Ukuran baut :  $1 \frac{1}{2}$

Root area : 1,294

R : 2

E :  $1 \frac{1}{2}$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= A_{m1} / \text{Root area} \\ &= 1,1625 / 1,294 \\ &= 0,8984 = 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bolting circle diameter (C)} &= D_i \text{ shell} + 2(1,415 q_0 + R) \\ &= 42,708 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar flange} &= C + 2 E \\ &= 42,708 + 2.1 \frac{1}{2} \\ &= 45,708 \text{ in} \end{aligned}$$

Cek lebar gasket

$$\begin{aligned} A_b \text{ actual} &= \text{Jumlah bolt} \times \text{bolt area} \\ &= 1 \times 1,294 \\ &= 1,294 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{A_b \text{ actual} \cdot f}{2 \cdot \Pi \cdot y \cdot G} \\ &= 0,0522 \end{aligned}$$

$L < A$ , maka lebar gasket memenuhi.

Perhitungan moment

Keadaan bolting up/tanpa tekanan

$$W = \frac{A_m + A_{b_{\text{actual}}}}{2} \times f$$

$$= 19.959,337 \text{ lb}$$

Corresponding lever arm

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G)$$

$$= 1,3069 \text{ in}$$

Moment flange

$$M_a = W \cdot h_G$$

$$= 26.085,4955 \text{ lb/in}$$

Dalam kondisi operasi

$$W = W_{m1} = 18.891,17 \text{ lb}$$

Gaya hidrostatik pada daerah dalam flange

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot P$$

$$= 18463,2 \text{ lb}$$

Radial bolt circle

$$h_D = (C - B) / 2 = 1,354 \text{ in}$$

Momen komponen

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 18.463,2 \times 1,354$$

$$= 18461.846 \text{ lb.in}$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik

$$H_G = W - H$$

$$= 18.891,17 - 18.544,6947$$

$$= 346,68 \text{ lb.in}$$

$$M_G = H_G \cdot h_G$$

$$= 346,68 \times 1,3069$$

$$= 345,17 \text{ lb.in}$$

Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam acara flange

$$H_T = H - H_D$$

$$= 18.544,6947 - 18.463,2$$

$$= 81,495 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{1}{2} (h_D + H_G)$$

$$= 0,0234 \text{ in}$$

Momen komponen

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 81,495 \times 0,0234$$

$$= 81,471$$

Momen total pada keadaan operasi

$$M_O = M_D + M_G + M_T$$

$$= 18.888,490 \text{ lb.in}$$

$$M_{\text{Max}} = 18.888,490 \text{ lb.in}$$

Perhitungan tebal flange

$$t = \sqrt{\frac{y \times M_{\text{max}}}{f \times B}}$$

k = diameter luar flange : diameter dalam tangki

$$= 1,14269$$

Dengan harga k = 1,14269, maka dari Brownell & Young, figure 12.22 hal 238 diperoleh harga y = 14

$$t = 0,5934 \text{ in}$$

$$= 0,6 \text{ in}$$

## 6.6. Rancangan Penyangga

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk menyangga beban reactor dan pelengkapanya.

Dasar perhitungan:

Densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

Berat silinder reaktor (Ws)

$$W_s = \frac{\Pi}{4} (D_o^2 - D_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

Do : diameter luar silinder reaktor

Di : diameter dalam reaktor

H : tinggi silinder

$$W_s = 682,83269 \text{ lb} = 309,72745 \text{ kg}$$

Berat tutup atas ( $W_{da}$ )

$$W_{da} = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

Dimana:

A : luas tutup atas

t : tebal tutup atas

L : Crown radius

h : tinggi tutup atas

$$A = 6.036,78816 \text{ in}^2 = 41,92214 \text{ ft}^2$$

$$W_{da} = 427,08180 \text{ lb} = 193,72089 \text{ kg}$$

Berat tutup bawah ( $W_{db}$ )

$$W_d = A \times t \times \rho$$

$$A_{tb} = 0,785 (d_i + m) \sqrt{4h^2 + (d_i - m)^2} + 0,785 \times d_i^2$$

(Hesse, pers 4-16 hal 92)

Dimana:

$W_{db}$  = berat tutup bawah reaktor (lb)

$A_{tb}$  = luas tutup bawah conical (ft<sup>2</sup>)

t = tebal tutup bawah (thb) = ¼ in = 0,021 ft

$\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

(Perry's 7<sup>th</sup> table 2-119)

$d_i$  = diameter dalam silinder = 39,5 in = 3,2917 ft

h = tinggi tutup bawah reaktor = 11,403 in = 0,950 ft

m = flat spot diameter

$$m = \frac{1}{2} \times d_i = 19,75 \text{ in} = 1,6458 \text{ ft}$$

$$A_{tb} = 17,393 \text{ ft}^2 = 2.504,6 \text{ in}^2$$

Berat tutup bawah:

$$W_{db} = 177,19 \text{ lb} = 80,372 \text{ kg}$$



Berat liquid dalam silinder ( $W_1$ )

$$W_1 = m.t$$

Dimana :

$m$  : berat larutan dalam reaktor

$t$  : waktu tinggi liquid dalam reaktor

$$W_1 : 9.250,634 \text{ kg/ jam} = 20.394 \text{ lb/ jam}$$

Berat coil pendingin ( $W_c$ )

$$W_c = \frac{\pi}{4}(D_o^2 - D_i^2)H.\rho$$

Dimana:

$D_o$  : diameter luar coil

$D_i$  : diameter dalam coil

$H$  : tinggi coil pendingin

$$W_c = 134,17676 \text{ lb} = 60,862 \text{ kg}$$

Berat attachment ( $W_a$ )

Merupakan berat seluruh perlengkapan seperti nozzle dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

$$= 18 \% \times 682,83269$$

$$= 122,90988 \text{ lb}$$

Berat total ( $W_t$ )

$$W_t = W_s + W_{da} + W_{db} + W_a + W_1 + W_c$$

$$= 682,83269 + 427,08180 + 177,19 + 122,90988 + 20,394 + 134,17676$$

$$= 21.938,325 \text{ lb} = 9.951,04892 \text{ kg}$$

Faktor keamanan dibuat 10 % dari berat total :

$$W_t = 10\% \times 21.938,325 \text{ lb} = 2.193,83254 \text{ lb} = 995,104892 \text{ kg}$$

## 6.7. Rancangan Kolom Penyangga

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga
- Jenis kolom penyangga yang digunakan I beam
- Pemasangan dengan beban eksentrik
- Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young per. 10.76 hal 197 :

$$P = \frac{4P_w(H-L)}{n.d_{bc}} + \frac{\sum W}{n}$$

Dimana :

P: beban tiap kolom

$P_w$ : total beban permukaan karena angin

H: tinggi vessel dari pondasi

L: jarak dari base plate ke dasar kolom (5 ft = 60 in)

$d_{bc}$ : diameter bolt circle

$\sum W$  : berat total

N : jumlah penyangga

Karena reaktor diletakkan didalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin, maka  $P_w = 0$

$$P = \frac{\sum W}{n}$$

$$= 21.938,325 : 4 = 5.484,58 \text{ lb}$$

Direncanakan :

Jarak kolom penyangga dengan tanah (L) = 5 ft

Tinggi silinder (H) = 77,329 in = 6,4440 ft

Panjang penyangga (l) =  $\frac{1}{2}(H + L)$

$$= 5,722 \text{ ft}$$

$$= 68,655 \text{ in}$$

Trial ukuran I beam

Trial ukuran I beam 5 in ukuran 5 x 3 dengan pemasangan beban eksentrik.

Dari Brownell & Young App G-2 hal 355:

Nominal size : 5 in

Berat: 10 lb

$A_y$ : 2,87 in<sup>2</sup>

h: 5 in

b: 3 in

I: 12,1 in

r: 2,05



$$\frac{l}{r} = 33,495 \text{ in}$$

$$F_{\text{eksentrik}} = \frac{18.000}{1 + \left( \frac{(l/r)^2}{18.000} \right)} = 2.039,72 \text{ psi}$$

$$A = P : (f_c - f_e) \\ = 0,42 \text{ in}^2$$

$A < A$  tabel (trial I beam sudah memenuhi)

### 6.8. Rancangan Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20%.  
(Hesse, hal 163)
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi base plate.

Perhitungan :

Luas base plate ( $A_{bp}$ )

$$A_{bp} = P : f_{bp} \quad \text{(Hesse, hal 163)}$$

Dimana :

$P$  : beban dari tiap-tiap base plate = 5.484,58 lb

$f_{bp}$  : bearing capacity (250 lb/ in<sup>2</sup>)

$A_{bp}$  = luas area base plate

$$A_{bp} = 9,141 \text{ in}^2$$

Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana:

$p$ : panjang base plate (in)

$$= 2m + 0,95 h$$

$l$ : lebar base plate

$$= 2n + 0,8 b$$

Diasumsikan  $m = n$

$$b = 2,33 \text{ in}$$

$$h = 3 \text{ in}$$

maka:

$$A_{bp} = (2m + 0,95 h) \times (2n + 0,8 b)$$

$$9,14 = [(2m + 0,95 \times 3)] \times [(2n + (0,8 \times 2,33))]$$

$$= (2m + 2,85) \times (2m + 1,864)$$

$$9,14 = 4 m^2 + 4,194 m + 5,3124$$

$$0 = 4 m^2 + 4,194 m - 3,83$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$M_{1,2} = \frac{-4,194 \pm \sqrt{4,194^2 - (4 \times 4)(-3,83)}}{2 \times 4}$$

$$= 0,5857$$

Sehingga:

$$\text{Panjang base plate (p)} = 4,0214 \text{ in} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Lebar base plate (l)} = 3,0354 = 3 \text{ in}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 4 in dan lebar base plate 3 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah dengan luas 12 in<sup>2</sup>

Peninjauan terhadap bearing capacity

$$f = P : A$$

$$= 5.484,58136 : 380$$

$$= 14,433 \text{ lb/ in}^2$$

Karena  $f < f_{bp}$ , maka dimensi base plate sudah memenuhi

Peninjauan terhadap harga m dan n

Panjang base plate (p)

$$p = 2m + 0,95 h$$

$$m = 17,15 \text{ in}$$

Lebar base plate (l)

$$l = 2n + 0,8 b$$

$$n = 1,14$$

Karena harga  $m > n$ , maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m

Tebal base plate

Dari Hesse pers 7-11 hal 163:

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot P \cdot m^2}$$

$$= 0,798 \text{ in} = 1 \text{ in}$$

Ukuran baut

Beban tiap baut:

$$\begin{aligned} P \text{ baut} &= P : n \text{ baut} \\ &= 5.484,58136 : 4 \\ &= 1.371,145 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ baut} &= P \text{ baut} : f \text{ baut} \\ &= 1.371,145 : 12.000 \\ &= 0,1143 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A \text{ baut} = \pi/4 \cdot d_b^2$$

$$d_b = 0,3815 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young tabel 10-4 hal 188 diperoleh ukuran baut 1/2 in dengan dimensi baut sebagai berikut:

Ukuran baut : 1/2 in

Root area : 0,126 in

Bolt spacing min : 1 1/4 in

Min. radial distance : 1 3/16 in

Edge distance : 5/8 in

Nut dimension: 7/8 in

Max filled radius : 1/4 in

### 6.9. Rancangan Lug dan Gasset

- Digunakan 2 buah plate horizontal (untuk lug) dan 2 buah plate vertical(untuk gusset)

Dasar perhitungan

Lebar lug

$$\begin{aligned} A = \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &= 0,5 + 9 = 9,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B = \text{jarak antara gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ &= 0,5 \text{ in} + 8 \text{ in} = 8,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar Gusset

$$\begin{aligned} L = \text{lebar gusset} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\ &= 2(4 - 0,5 \times 2) = 6 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar lug atas =  $a = 0,5 (L + \text{ukuran baut})$

$$= 0,5 (6 + 0,5) = 3,3 \text{ in}$$

Perbandingan tebal base plate =  $B : L = 8,5 : 6 = 1,417 = 1,4$

Dari Brownell & Young, tabel 10.6 hal 192 didapatkan nilai  $\gamma_1 = 0,211$

$e = 0,5 \times \text{nut dimension}$

$$= 0,5 \times 7/8$$

$$= 0,438 \text{ in}$$

Tebal plate horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[ (1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana:

$P$  = beban tiap baut

$\mu$  = poisson's ratio

$L$  = panjang horizontal plate bawah

$e$  = nut dimension

$$\gamma_1 = 0,211$$

$$M_y = 393,721 \text{ lb}$$

$M_y$  disubstitusikan ke persamaan 10.41 hal 193 Brownell diperoleh:

$$t_{hp} = \left( \frac{6 \times M_y}{f \text{ allowable}} \right)^{0,5} = 0,4437 \text{ in}$$

maka digunakan plate dengan tebal = 0,5 in

Tebal plate vertical (Gusset)

Dari figure 10.6 hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

Gusset minimal ( $t_g$ ) =  $3/8 \times t_{hp} = 3/8 \times 0,5 = 0,1875$

Tinggi Gusset

Tinggi gusset =  $hg = A + \text{ukuran baut}$

$$= 9,5 + 0,5 = 10$$

Tinggi Lug

Tinggi Lug =  $hg + 2 \times t_{hp}$

$$= 10 + (2 \times 0,5) = 11$$

### 6.10. Rancangan pondasi

Perencanaan:

Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat total reaktor
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan:

- Masing-masing penyangga diberi pondasi
- Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan:

$$W = 2.193,833 \text{ lb}$$

Beban base plate ( $W_{bp}$ )

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

p: panjang base plate = 4 in = 0,333 ft

l: lebar base plate = 3 in = 0,25 ft

t: tebal base plate = 1 in = 0,0833

$\rho$ : densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

$$W_{bp} = 3,3945 \text{ lb}$$

Beban kolom penyangga ( $W_p$ )

$$W_p = L.A.F. \rho$$

Dimana:

L: tinggi kolom = 5,72204 ft

A: luas kolom I beam = 2,87 in<sup>2</sup> = 0,0199 ft<sup>2</sup>

f: faktor koreksi = 3,4

$\rho$ : densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

$$W_p = 189,60867 \text{ lb}$$

Beban total ( $W_T$ )

$$W_T = W + W_{bp} + W_p$$

$$= 2.193,833 + 3,3945 + 189,60867$$

$$= 2.386,836 \text{ lb}$$

Dianggap hanya ada gaya dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka ditetapkan:

Luas atas : 20 x 20 in

Luas bawah : 40 x 40 in

Tinggi : 25 in

Luas permukaan tanah rata-rata (A)

$$A = \frac{20 \times 40}{2} + \frac{20 \times 40}{2} = 800 \text{ in}^2$$

Volume pondasi = A x t

$$= 800 \times 25$$

$$= 20.000 \text{ in}^3 = 11,5741 \text{ ft}^3$$

Berat pondasi = V x  $\rho$

Densitas semen 144 lb/ft<sup>3</sup>

Berat pondasi = 11,5741 x 144

$$= 1.666,668 \text{ lb} = 755,987 \text{ kg}$$

Tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas semen sand & gravel dengan:

- Save bearing minimum = 5 ton/ft<sup>2</sup>
- Save bearing maksimum = 10 ton/ft<sup>2</sup>

(Hesse, table 12.2 hal 327)

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 10 \times \frac{2240}{1} \times \frac{1}{144}$$

$$= 155,56 \text{ lb/ in}^2$$

Tekanan pada tanah :

$$P = W : A$$

Dimana:

W = berat beban total + berat pondasi

A = luas bawah pondasi

$$= 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$$

Sehingga:

$$P = (2.386,386 + 1.666,668) : 1600$$

$$= 2,5334 \text{ lb / in}^2 < 155,556 \text{ lb/in}^2$$



Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil dari pada kemampuan tanah dalam menahan tekanan, maka pondasi dengan ukuran 20 x 20 in untuk luas atas, dan 40 x 40 in untuk luas bawah dan tinggi pondasi 25 in dapat digunakan.

## 6.11. Spesifikasi Reaktor

### 1. Tangki

- Bahan konstruksi : Carbon Steels SA-299 Grade C
- Diameter luar (do) : 40 in = 1,01574 m = 1,01 m
- Diameter dalam (di) : 39,50 in = 1,00304 m = 1 m
- Tinggi silinder (Ls) : 59,250 in = 1,50457 m = 1,5 m
- Tinggi tutup atas (ha) : 6.6755 in = 0,16951 m = 0,17 m
- Tinggi tutup bawah (hb) : 11,4030 in = 0,28956 m = 0,3 m
- Tebal tutup atas (tha) : 4/16 in = 0,00634 m = 0,006 m
- Tebal tutup bawah (thb) : 4/8 in = 0,01269 m = 0,01 m
- Tinggi reaktor (H) : 77,329 in = 1,96366 m = 2 m

### 2. Sparger

- Luas lubang 1 sparger ( A ) :  $0,8638 \text{ in}^2 = 0,02193 \text{ m}^2 = 0,02 \text{ m}^2$
- Diameter sparger : 0,74371 in = 0,01888 m = 0,2 m
- Diameter dalam pipa (di) : 1,049 in = 0,02664 m = 0,03 m
- Diameter luar pipa (do) : 1,32 in = 0,03352 m = 0,03 m
- Jumlah lubang : 201 buah

### 3. Coil Pendingin

- Panjang coil : 36,16178 ft = 11,02224 m = 11 m
- Tinggi lilitan coil : 2 in = 0,0508 m = 0,05 m
- Jumlah coil : 2 buah

### 4. Nozzle

#### Nozzle pemasukan minyak

- NPS : 3 in = 0,0762 m = 0,07 m
- A : 7 ½ in = 0,1905 m = 0,2 m
- T : 1 5/16 in = 0,033 m = 0,03 m
- R : 5 in = 0,127 m = 0,1 m
- E : 4 ¼ in = 0,1080 m = 0,1 m
- K : 3,5 in = 0,0889 m = 0,9 m

- L : 2 ¼ in = 0,0699 m = 0,07 m

- B : 3,07 in = 0,078 m = 0,08 m

#### Nozzle pengeluaran gas CO<sub>2</sub>

- NPS : 6 in = 0,1524 m = 0,2 m

- A : 11 in = 0,2794 m = 0,3 m

- T : 1 in = 0,0254 m = 0,03 m

- R : 8 ½ in = 0,2159 m = 0,2 m

- E : 7 9/16 in = 0,1921 m = 0,2 m

- K : 6,63 in = 0,1684 m = 0,2 m

- L : 3 ½ in = 0,0889 m = 0,09 m

- B : 6,07 in = 0,1542 m = 0,15 m

#### Nozzle pengeluaran produk

- NPS : 6 in = 0,1524 m = 0,2 m

- A : 11 in = 0,2794 m = 0,3 m

- T : 1 in = 0,0254 m = 0,03 m

- R : 8 ½ in = 0,2159 m = 0,2 m

- E : 7 9/16 in = 0,1921 m = 0,2 m

- K : 6,63 in = 0,1684 m = 0,2 m

- L : 3 ½ in = 0,0889 m = 0,09 m

- B : 6,07 in = 0,1542 m = 0,15 m

#### Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin

- NPS : 2 in = 0,0508 m = 0,05 m

- A : 6 in = 0,1524 m = 0,2 m

- T : ¾ in = 0,0191 m = 0,02 m

- R : 3 5/8 in = 0,0921 m = 0,09 m

- E : 3 1/16 in = 0,0778 m = 0,08 m

- K : 2,38 in = 0,0605 m = 0,06 m

- L : 2 ½ in = 0,0635 m = 0,06 m

- B : 2,07 in = 0,0526 m = 0,05 m

#### Nozzle pemasukan metanol

- NPS : 4 in = 0,1016 m = 0,1 m

- A : 9 ½ in = 0,2413 m = 0,2 m

- T	: 1 5/16 in = 0.033 m = 0,03 m
- R	: 6 3/16 in = 0,1572 m = 0,2 m
- E	: 5 5/16 in = 0,1349 m = 0,1 m
- K	: 4,5 in = 0,1143 m = 0,1 m
- L	: 3 in = 0,0762 m = 0,08 m
- B	: 4,03 in = 0,1024 m = 0,1 m

#### Nozzle pemasukan sparger

- NPS	: 3 in	= 0,0762 m = 0,08 m
- A	: 7 ½ in	= 0,1905 m = 0,2 m
- T	: 1 5/16 in	= 0,0333 m = 0,03 m
- R	: 5 in	= 0,1270 m = 0,1 m
- E	: 4 ¼ in	= 0,1080 m = 0,1 m
- K	: 3,5 in	= 0,0889 m = 0,09 m
- L	: 2 ¾ in	= 0,0699 m = 0,07 m
- B	: 3,07 in	= 0,0780 m = 0,08 m

#### 5. Flange

- Bahan konstruksi	: Stainless steels SA-240 grade M type 316
- Tensile	: 75.000 psia
- Allowable stress	: 18.750 psia
- Type flange	: Ring flange
- Tebal flange	: 0,6 in = 0,0152 m = 0,02 m

#### 6. Bolting

- Bahan konstruksi	: Stainless steels SA-193 grade B & t type 321
- Tensile	: 75.000 psia
- Allowable stress	: 15.000 psia
- Ukuran baut	: 1 ½ in = 0,0381 m = 0,04 m
- Root area	: 1,294 in = 0,0329 m = 0,03 m
- R	: 2 in = 0,0508 m = 0,05 m
- E	: 1 ½ in = 0,0381 m = 0,04 m
- Jumlah bolting	: 1 buah

## 7. Gasket

- Bahan konstruksi : Asbestos
- Gasket factor (m) : 2
- Diameter luar gasket : 40,187 in = 1,0208 m = 1 m
- Diameter dalam gasket : 40 in = 1,0160 m = 1 m
- Lebar gasket : 0,0522 in = 0,0013 m = 0,001 m

## 8. Penyangga

- Jenis : I beam
- Nominal size : 5 in = 0,1270 m = 0,1 m
- Berat : 995,10489 kg
- Ay : 2,87 in = 0,0729 m = 0,07 m
- h : 5 in = 0,127 m = 0,1 m
- b : 3 in = 0,0762 m = 0,08 m
- I : 12,1 in = 0,3073 m = 0,3 m
- r : 2,05 in = 0,0521 m = 0,05 m

## 9. Base Plate

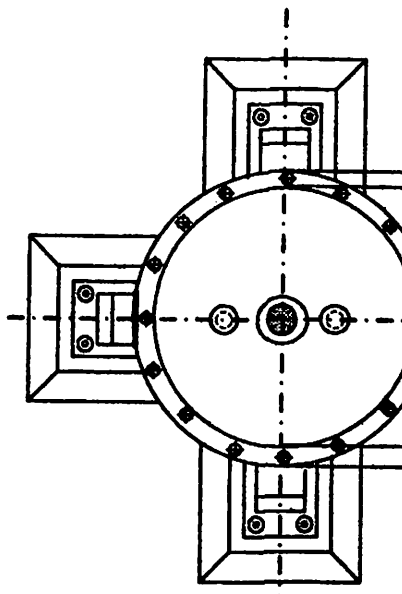
- Panjang base plate : 4 in = 0,1016 m = 0,1 m
- Lebar base plate : 3 in = 0,0762 m = 0,08 m

## 10. Lug dan Gusset

- Lebar lug : 9,5 in = 0,2413 m = 0,2 m
- Lebar gusset : 6 in = 0,1524 m = 0,15 m
- Tebal lug : 0,4437 in = 0,0113 m = 0,01 m
- Tebal gusset : 0,1875 in = 0,0048 m = 0,005 m
- Tinggi gusset : 10 in = 0,2540 m = 0,3 m
- Tinggi lug : 11 in = 0,2794 m = 0,3 m

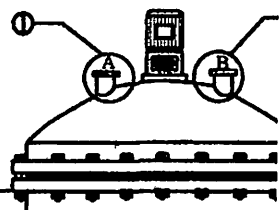
## 11. Pondasi

- Ukuran atas : 20 x 20 in = 0,5 x 0,5 m
- Ukuran bawah : 40 x 40 in = 1 x 1 m
- Tinggi pondasi : 25 in = 0,6350 m = 0,6 m

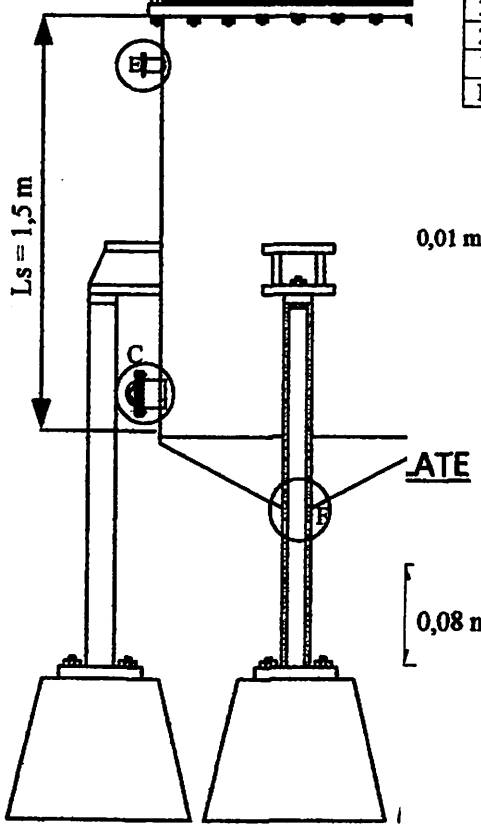


TAMPAK ATAS

A	T	R	E	K	L	B
1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07
11	1	8 1/2	7 9/16	6,63	3 1/2	6,07
11	1	8 1/2	7 9/16	6,63	3 1/2	6,07
6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4,50	3	4,03
1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07



17.	Pondasi	Cement, Sand and Gravel
16.	Base Plate	Carbon Steels SA-249 Grade C
15.	Nozzle Pengeluaran Produk	Carbon Steels SA-249 Grade C
14.	Nozzle Pemasukan gas CO2	Carbon Steels SA-249 Grade C
13.	Leg	Carbon Steels SA-249 Grade C
12.	Lug dan gusset	Carbon Steels SA-249 Grade C
11.	Nozzle Pengeluaran Coil	Carbon Steels SA-249 Grade C
10.	Coil Pendingin	Carbon Steels SA-249 Grade C
9.	Badan Silinder	Carbon Steels SA-249 Grade C
8.	Nozzle Pemasukan Metanol	Carbon Steels SA-249 Grade C
7.	Nozzle Pemasukan Coil	Carbon Steels SA-249 Grade C
6.	Flange	Carbon Steels SA-249 Grade C
5.	Gasket	Asbestos
4.	Baut	Carbon Steels SA-261 Grade BO
3.	Tutup atas	Carbon Steels SA-249 Grade C
2.	Nozzle Pengeluaran gas CO2	Carbon Steels SA-249 Grade C
1.	Nozzle Pemasukan Minyak	Carbon Steels SA-249 Grade C
No.	Nama Bagian	Bahan Konstruksi



TAMPAK SAMPING

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL  
PERANCANGAN ALAT UTAMA  
PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL**

<b>DIRANCANG OLEH:</b>	<b>DOSEN PEMBIMBING:</b>
Linda Lusiana	Ir. Bambang Susila Hadi

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi untuk mendapatkan kualitas serta kuantitas produk yang diharapkan. Instrumentasi ini dapat berupa suatu petunjuk atau indikator dan juga suatu pengontrol. Selain itu juga diperlukan peran Sumber Daya Manusia yang juga menentukan dalam suatu produksi, oleh karena itu diperlukan bagian yang diperuntukan mengendalikan dan mengontrol serta menjaga keselamatan kerja.

#### **7.1. Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses dalam suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, semi otomatis maupun secara otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan adalah tekanan, temperatur, laju alir dan tinggi permukaan cairan.

Adapun tujuan dari pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

- a. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses, dengan jalan :
  - menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman
  - mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis
- b. Untuk mendapatkan laju alir liquida dan laju reaksi yang diinginkan
- c. Untuk menjaga kualitas produksi
- d. Untuk mempermudah pengoperasian alat
- e. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel dari biji nyamplung ini, instrument yang digunakan adalah:

a. Untuk mengatur suhu

- TC (Temperatur Control)

Fungsi : mengendalikan suhu liquida dalam aliran proses agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan

b. Untuk mengatur tekanan

- PC (Pressure Control)

Fungsi : mengatur tekanan di dalam suatu proses agar tetap konstan.

c. Untuk mengatur tinggi permukaan liquida

- LI (Level Indicator)

Fungsi : mengetahui secara langsung ketinggian fluida dalam suatu peralatan agar tidak melebihi batas yang ditentukan.

d. Untuk mengatur aliran

- FRc (Flow Ratio Controller)

Fungsi : untuk mengatur laju aliran berdasarkan ratio pada perpipaian

(Coulson and Richardson's. 1994)

Pemasangan alat control pada masing-masing peralatan proses terlihat pada tabel 7.1.

Tabel 7.1. Pemasangan alat control pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrument
1.	HE I	E-115A	TC
2.	Tangki Asam Fosfat	F-116A	LI
3.	Tangki Metanol	F-116C	LI
4.	Tangki Asam Sulfat	F-116B	LI
5.	Tangki Degumming	M-117	TC
6.	HE II	E-115B	TC
7.	Reaktor Esterifikasi I	R-110	TC
8.	HE III	E-122A	TC
9.	Kondensor I	E-125A	TC
10.	Cooler I	E-125B	TC
11.	HE IV	E-122B	TC
12.	Reaktor Esterifikasi II	R-120	TC
13.	HE V	E-132A	TC
14.	Kondensor II	E-135	TC

15.	HE VI	E-132B	TC
16.	HE VII	E-132C	TC
17.	Reaktor Transesterifikasi	R-130	TC, PC
18.	Cooler II	E-142	TC
19.	Cooler III	E-153A	TC
20.	Kondensor III	E-143	TC
21.	HE VIII	E-155	TC
22.	Kondensor IV	E-153B	TC
23.	Cooler IV	E-153D	TC
24.	Cooler V	E-153C	TC
25.	Tangki Penetralan	R-127	LI

## 7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologis akan membuat para karyawan merasa aman dan dapat berkonsentrasi pada pekerjaannya, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik, maka peralatan tersebut dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Usaha-usaha untuk mencegah atau mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang muncul di pabrik diantaranya:

### 1. Bangunan pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan, hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Konstruksi bangunan pabrik mendapat perhatian yang cukup tinggi
- Peralatan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya yang alamiah seperti angin, petir, dan sebagainya perlu diperhatikan kelengkapannya.



## 2. Peralatan Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi standard aturan. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

1. pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya
2. pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman
3. sistem penerangan yang baik.

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

### a. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor-faktor korosi dan lain-lain
- penempatan boiler pada tempat yang jauh dari kerumunan pekerja
- pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai.

### b. Reaktor

Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi, sistem pengelasan, dan lain-lain
- perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis
- pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai.

### c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain adalah karena kebocoran zat-zat yang berbahaya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- pemasangan pipa hendaknya pada tempat yang tinggi atau di tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak di dalam tanah karena sulit perbaikannya kalau terjadi kebocoran

- sebelum dipakai, hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap perubahan suhu, terutama pada daerah sambungan
- pemasangan valve yang mudah terjangkau
- pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

### 3. Terhadap Kesehatan Karyawan

Bahaya yang terjadi umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk yang beracun, sehingga pekerja yang menangani hal ini perlu menggunakan sarung tangan dan masker pelindung.

Tabel 7.2. Alat-alat Pelindung Keselamatan Kerja Pada Pabrik Polystyrene (EPS)

No.	Alat Pelindung	Lokasi Penggunaan
1.	Masker	Semua unit
2.	Topi	Semua unit
3.	Helm	Gudang, proses, storage
4.	Sarung tangan	Semua unit
5.	Sepatu karet	Semua unit
6.	Isolasi panas	Heater, perpipaan
7.	Pemadam kebakaran	Semua unit

#### Pencegahan dan penanggulangan bahaya kebakaran

Apabila terjadi kebakaran, api harus dilokalisir dan diusahakan dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasinya dan dengan segera menghubungi unit pemadam kebakaran setempat

Penyebab kebakaran dapat berupa:

1. Kemungkinan terjadinya kebakaran biasanya dari utilitas, workshop, laboratorium, unit proses dan lain-lain.
2. Terjadinya loncatan bunga api listrik pada saklar dan stop kontak serta instrumentasi yang lain.

Cara penanggulangan kebakaran:

1. Menempatkan alat – alat utilitas yang cukup jauh dari power plant, tetapi praktis dari unit operasi.
2. Bangunan seperti workshop, laboratorium, kantor sebaiknya diletakkan berdekatan dengan unit operasi.

3. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lain dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindarkan dari pengaruh kebakaran dari satu unit ke unit lainnya.
4. Dinding beton sebaiknya dibuat disekitar semua storage tank yang berisi bahan-bahan yang mudah terbakar.
5. Pemasangan isolasi pada seluruh kabel-kabel transmisi yang ada.
6. Penyediaan alat pemadam kebakaran disetiap bagian pabrik untuk mencegah sementara merembetnya kebakaran menjalar ke bagian yang lain.
7. Meneyediakan unit operasi pemadam kebakaran yang dilengkapi dengan alat-alat penanggulangan kebakaran yang lengkap.

## **BAB VIII**

### **UTILITAS PABRIK**

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel ini, yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi, sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi.

##### **8.1.1. Air umpan boiler**

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada pabrik sebesar 2.899,41668 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi dan faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 3.153,70043 kg/jam

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid)	=	3500 ppm
- Alkanitas	=	700 ppm
- Padatan terlarut	=	300 ppm
- Silika	=	60 – 100 ppm
- Besi	=	0,1 ppm
- Tembaga	=	0,5 ppm
- Oksigen	=	0,007 ppm
- Kesadahan	=	0
- Kekerusuhan	=	175 ppm
- Minyak	=	7 ppm
- Residu fosfat	=	140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>.
- Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat terlarut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion – ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas gas terlarut.

### 8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

#### a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekerusuhan kurang dari 1 ppm SiO<sub>2</sub>
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air

(Salvato Jr, Hal 34)

### 8.1.3. Air pendingin

Berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Menggunakan air sebagai media pendingin ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung :

- besi penyebab korosi
- silika penyebab kerak
- hardness yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

(Jenny Ernawati, Ir Hal 69)

Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik ini sebesar 431.721,33799 kg/jam, display 20% berlebih sehingga kebutuhan air pendingin adalah 518.065,60559 kg/ jam.

### 8.2. Unit Penyediaan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan = 700 kPa
- Temperatur = 275 °C

Zat-zat yang terkandung dalam umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organik matter)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi.

Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid – solid yang menempel sehingga mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan yang lebih lanjut. Untuk mengatasi hal tersebut maka perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, keraj dan alkalinitas air umpan boiler.

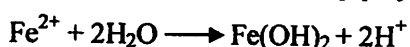
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler dapat menyebabkan :

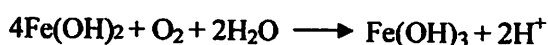
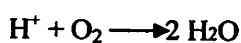
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat sewaktu – waktu pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh meyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas – gas  $H_2S$ ,  $SO_2$ ,  $NH_3$ ,  $CO_2$ ,  $O_2$  yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan pipa yaitu :

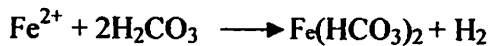


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan membentuk  $CO_2$ , karena pemanasan dan adanya tekanan,  $CO_2$  yang terjadi akan bereaksi dengan air membentuk asam karbonat. Asam karbonat tersebut akan bereaksi dengan garam bikarbonat.

Dengan adanya pemanasan, garam bikarbonat ini akan membentuk  $\text{CO}_2$  lagi.



### 8.3. Unit Pengolahan Air pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

Air dari sungai dipompa dengan pompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk menghilangkan lumpur-lumpur yang terikut. Kemudian dipompa (L-214) menuju bak skimmer (F-215) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran-kotoran yang terapung dalam air sungai. Dari bak skimmer (F-215) air dipompa (L-216) menuju tangki *clarifier* (H-210), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang cepat dan lambat agar alum dan air dapat tercampur secara homogen.

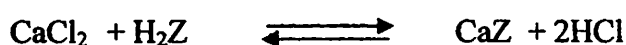
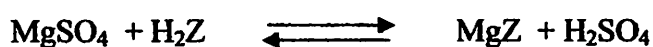
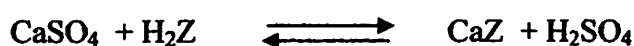
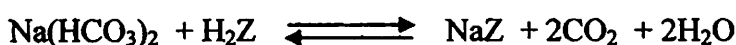
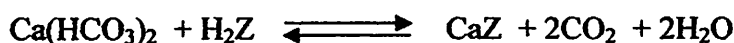
Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bak clarifier (H-210), kemudian air dialirkan ke sand filter (H-217) untuk menyaring kotoran-kotoran yang masih tersisa.

Dari sand filter (H-217) air masuk ke bak air bersih (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

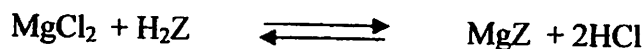
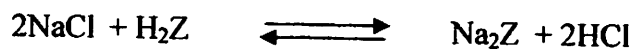
#### a. Pelunakan air umpan boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger dan anion exchanger. Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit ( $\text{H}_2\text{Z}$ ) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220A) Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :

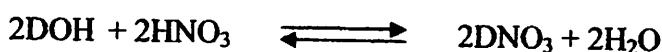
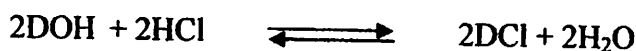
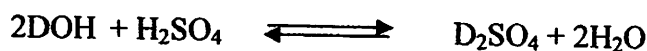




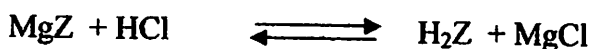
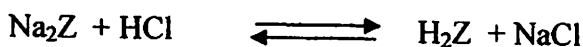
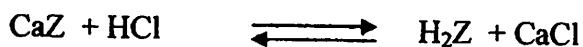
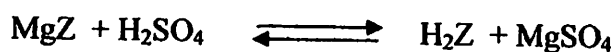
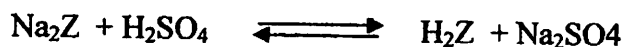
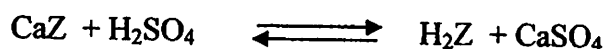


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk  $\text{CO}_2$  dan air,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan  $\text{HCl}$ . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

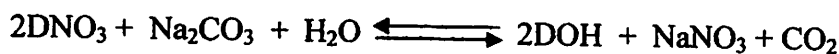
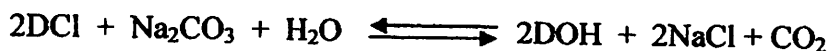
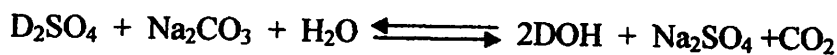


Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-231) ke deaerator (D-232) untuk menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan.

Dari deaerator air siap diumpankan ke boiler (Q-230). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

**b. Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor ( $Cl_2$ ) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan sebagai air sanitasi dengan menggunakan pompa (L-242) dan siap untuk digunakan sebagai air sanitasi.

**c. Pengolahan air pendingin**

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih (F-218), air dipompa (L-221) ke bak air pendingin (F-223) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-224). Setelah digunakan, air direcycle ke cooling tower (P-225) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin (F-223) kembali.

**8.4. Unit Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik disuplai dari PLN dan sebagai cadangan digunakan generator. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik Biodiesel digunakan untuk :

- o Keperluan proses
- o Keperluan utilitas
- o Keperluan penerangan seluruh area pabrik

Dari Appendik D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah sebesar 2.247 KWH yang meliputi :

- Proses : 2.132,3 kWH

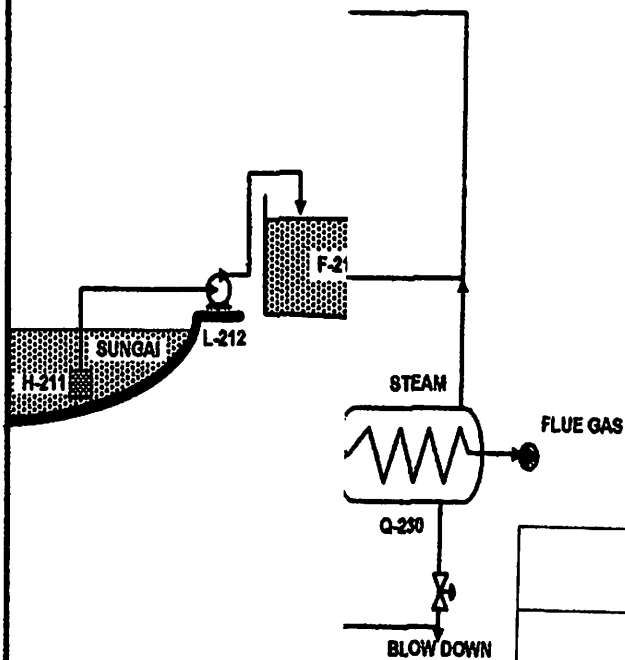
- Penerangan : 115,19 kWH

Kebutuhan listrik tersebut dipenuhi oleh PLN 60% = 1.483,02KW dan pabrik ini memiliki satu buah generator set 40% = 988,680 KVA untuk memenuhi keadan listrik tertentu.

**8.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik Biodiesel adalah solar = 174,4 L/jam.

27	E-154	COOLER DOWTHERM J
28	L-243	POMPA DOWTHERM J
25	F-241	STORAGE DOWTHERM J
24	L-242	POMPA AIR SANITASI
23	L-241	POMPA KE BAK KLOMINASI
22	F-240	BAK KLOMINASI
21	L-234	POMPA KE BOILER
20	F-233	BAK BOILER FEED WATER
19	D-232	DEAERATOR
18	L-231	POMPA KE DEAERATOR
17	Q-230	BOILER
16	P-225	COOLING TOWER
15	L-224	POMPA AIR PENDINGIN KE PERALATAN
14	F-223	BAK AIR PENDINGIN
13	F-222	BAK AIR LUNAK
12	L-221	POMPA AIR BERSIH
11	D-220B	ANION EXCHANGER
10	D-220A	KATION EXCHANGER
9	F-218	BAK AIR BERSIH
8	H-217	SAND FILTER
7	L-216	POMPA SKIMMER
6	F-215	BAK SKIMMER
5	L-214	POMPA BAK BEDIMENTASI
4	F-213	BAK SEDIMENTASI
3	L-212	POMPA AIR SUNGAI
2	H-211	FILTER
1	H-210	TANGKI CLARIFIER
NO	KODE	NAMA ALAT



<b>JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSITITUT TEKNOLOGI NASIONAL</b>	
<b>UNIT PENGOLAHAN AIR PRA RENCANA PABRIK BIODIESEL</b>	
<b>DI RANCANG OLEH :</b>	<b>DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING</b>
JULIS DEWI P.      07.14.008 LINDA LUSIANA      07.14017	IR. BAMBANG SUSILA HADI

## **BAB IX**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PERUSAHAAN**

#### **9.1. Lokasi Pabrik**

Dasar pemilihan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi sehingga lokasi yang akan dipilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat dibagi menjadi 2 golongan, yaitu :

- faktor utama
- faktor khusus

##### **9.1.1. Faktor utama**

###### **a. Bahan baku**

Tersedianya bahan baku merupakan penentu pemilihan lokasi suatu pabrik.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik
- Kualitas bahan baku yang ada apakah sesuai dengan syarat kualitas yang diinginkan

###### **b. Pemasaran**

Pemasaran merupakan salah satu syarat penting dalam suatu pabrik atau industri kimia karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri atau pabrik tersebut.

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

- Daerah dimana produk akan dipasarkan
- Daya serap pasar dan prospek yang akan datang

- Pengaruh saingan yang ada
  - Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut
- c. Tenaga listrik dan bahan bakar
- Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai tenaga listrik dan bahan bakar adalah :
- Adanya tenaga listrik dan bahan bakar
  - Kapasitas persediaan pada saat sekarang dan yang akan datang
  - Harga listrik dan bahan bakar
- d. Sumber air
- Pemilihan lokasi didasarkan pada pertimbangan mengenai :
- Kualitas air yang ada
  - Persediaan air setiap saat
  - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
  - Kapasitas air
  - Ongkos (harga air dan biaya pengolahan air)
- e. Iklim dan alam sekitar
- Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksi bangunan
  - Kelembaban dan temperatur udara
  - Sering tidaknya terjadi bencana alam.

### 9.1.2. Faktor Khusus

#### a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran perbekalan (suply) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan besar
- Sungai yang dapat dilayari kapal atau perahu
- Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai

#### b. Tenaga kerja

Dalam menentukan lokasi pabrik harus memperhatikan mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja buruh dan tenaga kerja ahli di sekitar lokasi pabrik. Tempat tinggal tenaga kerja serta kondisi sosial lingkungannya.

c. Undang-undang dan peraturan

Undang-undang dan peraturan yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ketentuan tentang daerah industri
- Ketentuan tentang penggunaan jalan umum yang ada
- Ketentuan umum lain bagi industri di daerah lokasi pabrik.

d. Karakteristik dan lokasi

Dalam memilih lokasi pabrik, maka harus memperhatikan karakteristik sebagai berikut :

- Struktur tanah, daya dukung pondasi bangunan pabrik dan pengaruh air
- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit dan sebagainya
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unit baru.

e. Lingkungan sekitar pabrik

Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Adat istiadat atau kebudayaan daerah lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah
- Fasilitas kesehatan dan rekreasi

f. Limbah

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai limbah antara lain :

- Jenis buangan yang dapat berupa padatan, cairan, slurry maupun gas
- Ada tidaknya tempat pembuangan
- Pengolahan pembuangan

## 9.2. Pemilihan Lokasi

Berdasarkan faktor – faktor diatas, maka pabrik biodiesel dari biji nyamplung ini direncanakan didirikan di kota cilacap propinsi jawa tengah.

Pemilihan lokasi ini didasari oleh beberapa faktor yaitu :

- Tempatnya dekat dengan bahan baku biji nyamplung karena terdapat perkebunan biji nyamplung, sehingga akan menghemat biaya transportasi dan modal yang diinvestasikan untuk tempat penyimpanan bahan baku.
- Pemasaran hasil produksi karena dekat dengan PT Pertamina selaku konsumen terbesar biodiesel.
- Tenaga kerja yang banyak tersedia didaerah lokasi pabrik dengan kemampuan yang diperlukan.



Peta Lokasi Indonesia



Peta Lokasi Jawa Tengah



Lokasi Pembangunan Pra Rencana Pabrik Biodiesel

### 9.3. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu penempatan bangunan dan peralatan dalam pabrik yang meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material handling yang dibuat sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien.

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

#### 9.3.1. Tata Letak Bangunan Pabrik

Pengaturan tata letak ruang daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik, dapat dilaksanakan dengan sedemikian rupa sehingga :

- a) Pemakaian areal tanah sekecil mungkin
- b) Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c) Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang akan timbul
- d) Bahan baku maupun produk dapat diangkut dengan mudah
- e) Tersedianya areal tanah untuk jalan maupun perluasan pabrik
- f) Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik.

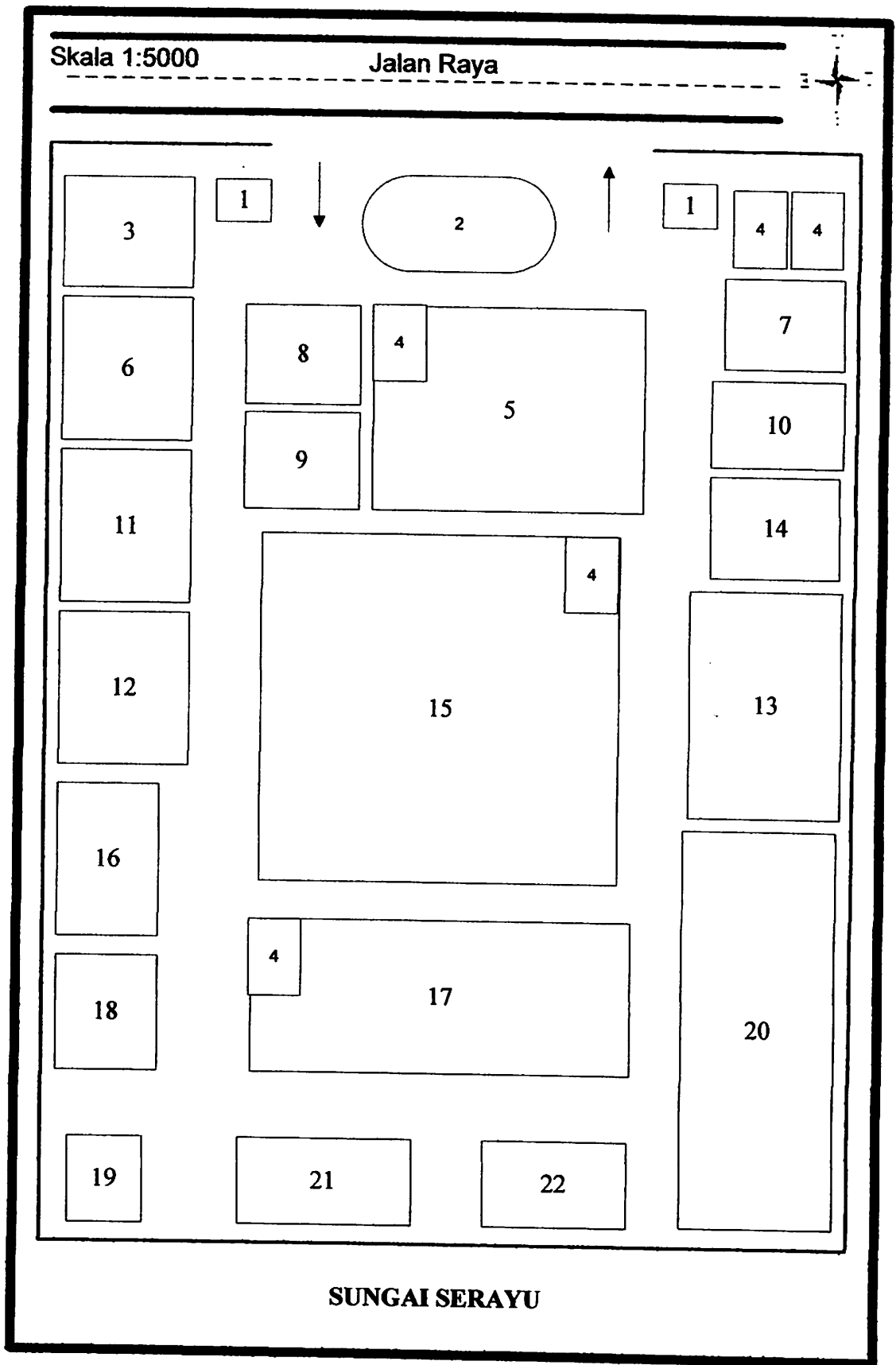
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan adalah sebagai berikut :

Tabel 9.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik Biodiesel

No.	Keterangan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos keamanan	2 x (3 x 4)	24
2.	Taman	5 x 10	50
3.	Tempat parkir	10 x 10	100
4.	Toilet	2 x (3 x 5)	30
5.	Kantor umum	20 x 15	300
6.	Transport	15 x 10	150
7.	Sarana olahraga	15 x 10	150
8.	Musholla	10 x 5	50
9.	Kantin	8 x 8	64
10.	Poliklinik	8 x 5	40
11.	Bengkel	15 x 10	150
12.	Gudang	15 x 10	150



13.	Area penyimpanan bahan baku	22 x 16	352
14.	Laboratorium	15 x 8	120
15.	Daerah utilitas	50 x 90	4.510
16.	Ruang kontrol	15 x 8	120
17.	Daerah proses	150 x 90	13.500
18.	Unit pengolahan air dan kolam	10 x 8	80
19.	Penampungan air	5 x 6	30
20.	Daerah perluasan Area	50 x 90	450
21.	Area penyimpanan produk	12 x 6	72
22.	Unit pengolahan limbah	6 x 10	60
Jumlah			20.552



Gambar 9.3.1. Tata Letak Prarencana Pabrik Biodiesel

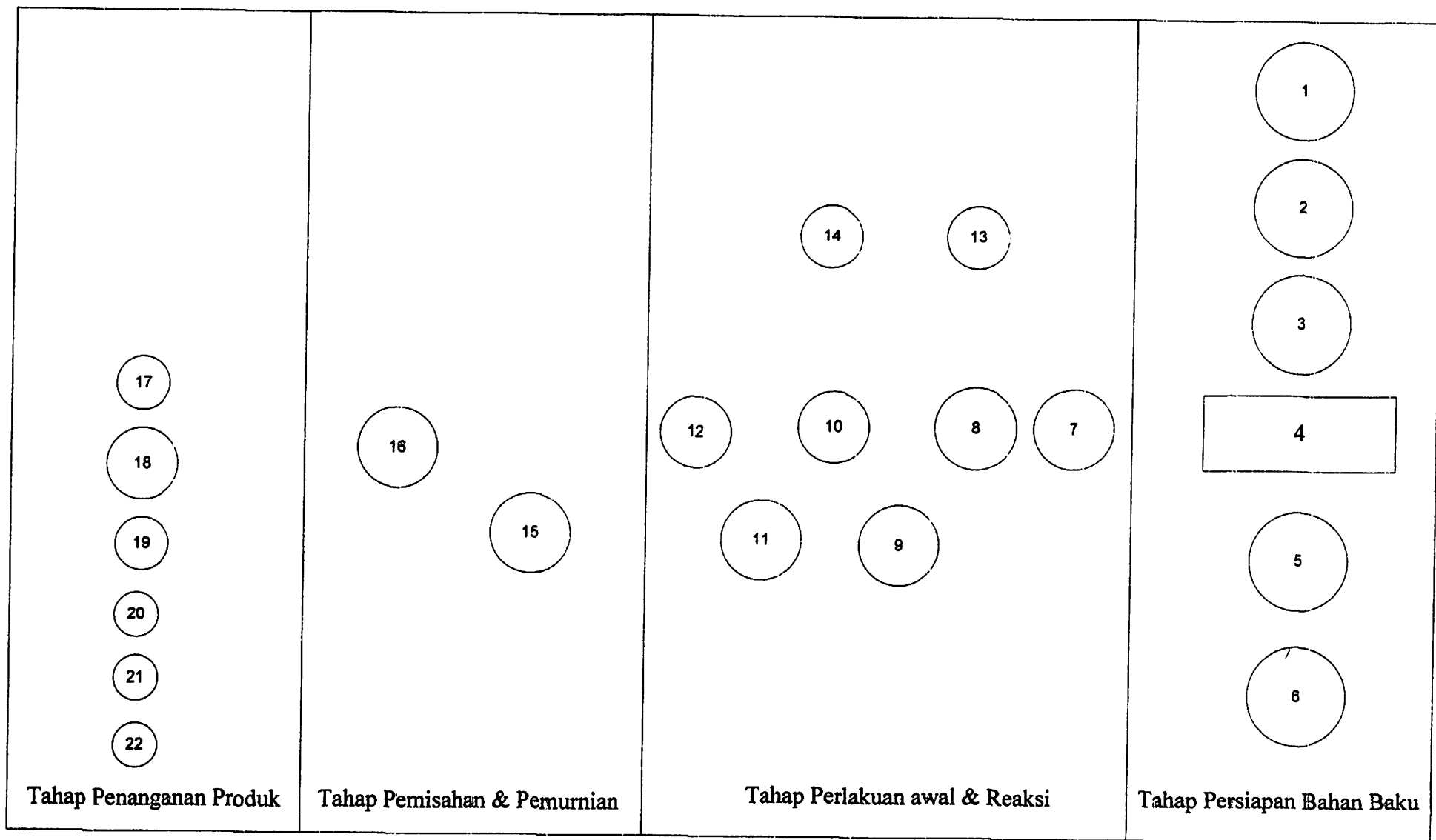
Keterangan gambar :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Tempat parkir
4. Toilet
5. Kantor
6. Transport
7. Sarana olahraga
8. Musholla
9. Kantin
10. Poliklinik
11. Bengkel
12. Gudang
13. Area penyimpanan bahan baku
14. Laboratorium
15. Daerah proses
16. Ruang kontrol
17. Daerah utilitas
18. Unit pengolahan air dan kolam penampungan air
19. Daerah perluasan Area
20. Area penyimpanan produk
21. Unit pengolahan limbah

### **9.3.2. Tata Letak Peralatan**

Dalam pengaturan tata letak pabrik dan tata letak peralatan ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain :

- a) Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lain untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja
- b) Diusahakan setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian
- c) Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- d) Peletakan peralatan harus memperhatikan keselamatan operatornya



Gambar 9.3.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

- e) Tata letak peralatan proses didasarkan pada areal bahan baku, reaksi, pemisahan, pengeringan serta penanganan produk.

Keterangan gambar :

- 1 : Storage Metanol
- 2 : Storage  $H_2SO_4$
- 3 : Storage  $H_3PO_4$
- 4 : Storage Biji Nyamplung
- 5 : Storage  $Ca(OH)_2$
- 6 : Storage  $CO_2$
- 7 : Tangki Degumming
- 8 : Reaktor Esterifikasi I
- 9 : Flash & Dekanter I
- 10 : Reaktor Esterifikasi II
- 11 : Flash & Dekanter II
- 12 : Reaktor Transesterifikasi
- 13 : Mixer I
- 14 : Mixer II
- 15 : Flash & Dekanter III
- 16 : Flash & Dekanter IV
- 17 : Storage Metanol Recycle
- 18 : Storage Biodiesel
- 19 : Storage Gliserol
- 20 : Storage Ampas
- 21 : Storage  $CaSO_4$
- 22 : Storage Gum

## **BAB X**

### **STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN**

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

#### **10.1. Dasar Perusahaan**

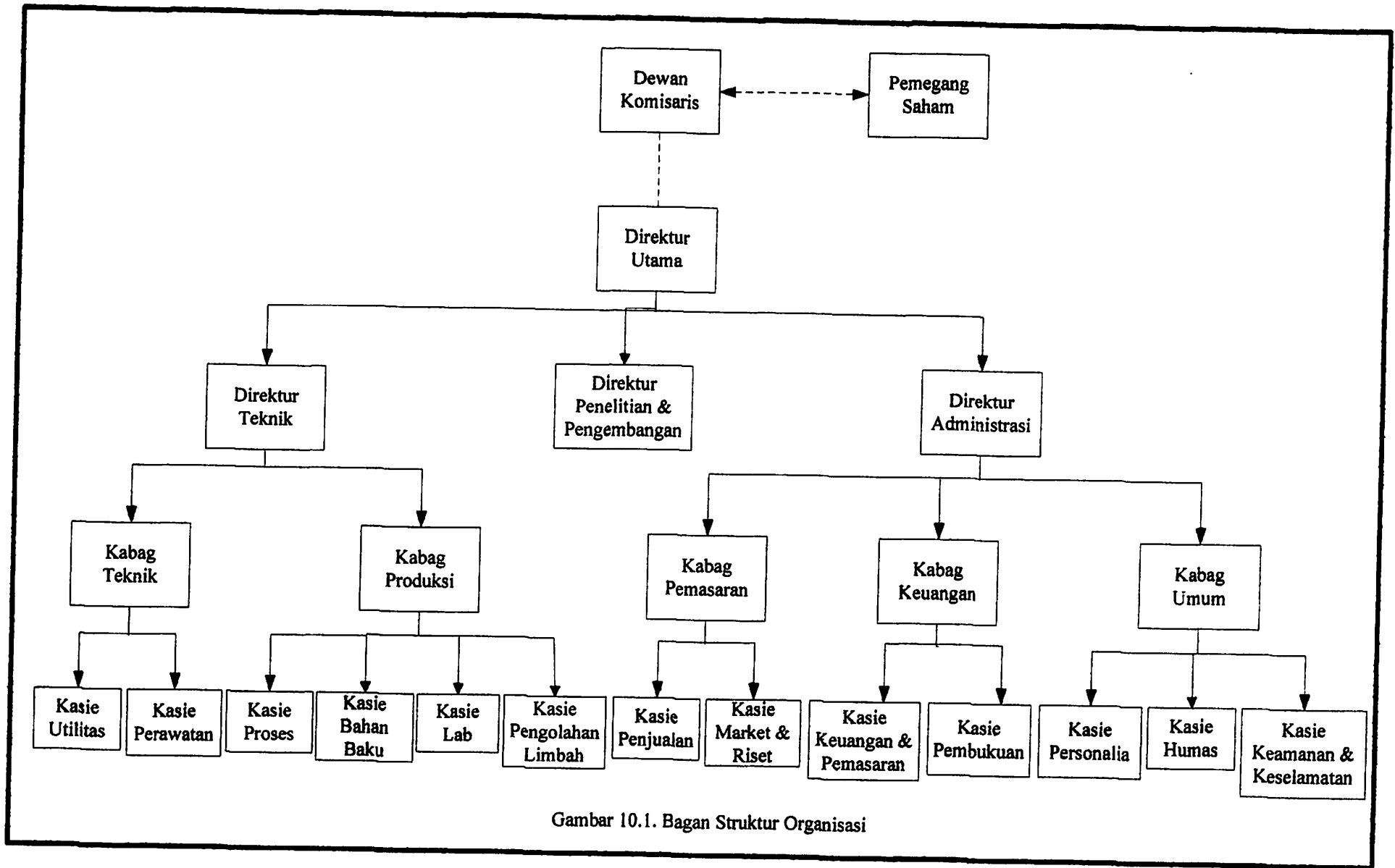
Direncanakan bentuk perusahaan pabrik Biodiesel dari Biji nyamplung adalah Perseroan Terbatas (PT) Terbuka. Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
- Mudah mendapatkan modal dari penjualan saham selain dari pinjaman bank.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu menyangkut perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan telah terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya seseorang pemegang saham.

#### **10.2. Struktur Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan berkembang sesuai dengan kemampuan perusahaan digunakan sistem organisasi garis dan staf. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus-menerus dan berproduksi secara massal.
- Pengambilan keputusan yang lebih sehat dan mudah dapat diambil karena adanya staf ahli
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Anggota dewan komisaris merupakan wakil pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.



Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi

### **10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab**

#### **10.3.1. Pemegang saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT)

Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Di mana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan

#### **10.3.2. Dewan komisaris**

Dalam menjalankan tugas harian, para pemilik saham diwakili oleh Dewan komisaris yang diangkat melalui rapat anggota. Biasanya sebagai ketua dewan komisaris adalah salah seorang pemegang saham. Masa kerja dewan komisaris adalah dua tahun atau ditentukan sesuai dengan perjanjian.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris

- a. Mengawasi kerja dewan direksi
- b. Memberhentikan sementara dewan direksi bila teguran dewan komisaris diabaikan serta dapat merugikan perusahaan.
- c. Menilai program dan rencana kerja yang diajukan dewan direksi.
- d. Meminta pertanggung jawaban dewan direksi

Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

#### **10.3.3. Direktur utama.**

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.



Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi
- Direktur Penelitian dan Pengembangan

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengangkat dan memberhentikan karyawan perusahaan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan luar negeri
4. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing
5. Mempertanggung jawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
6. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang brehubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

#### **10.3.4. Direktur teknik**

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab keada direktur utama dalam hal:

- a. Kelancaran produksi serta peralatan
- b. Mutu dan jumlah produksi
- c. Perbaikan dan pemeliharaan alat-alat produksi
- d. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **10.3.5. Direktur administrasi**

Direktur Administrasi dan keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

- a. Perencanaan dan penyusunan neraca keuangan
- b. Kelancaran administrasi perusahaan
- c. Biaya dan sumber dana perusahaan

Direktur pembelian dan pemasaran bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal menjaga kelancaran pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang masing-masing.

#### **10.3.6. Direktur penelitian dan pengembangan**

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama.
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses sehingga dapat memajukan perusahaan.

#### **10.3.7. Kepala bagian**

Tugas dan wewenang kepala bagian :

- Membantu direktur teknik dan produksi atau direktur keuangan dan administrasi dalam melaksanakan aktivitas pada bagian masing-masing
- Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya
- Menyusun laporan dan hasil oleh bagian masing-masing
- Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.

Kepala bagian terdiri dari ;

##### **a. Kepala bagian produksi**

Bertanggung jawab kepada direktur Teknik dan Direktur Produksi mutu dan kelancaran produksi dan membawahi ;

Seksi proses :

- Mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana.
- Bertanggung jawab atas jalanya masing-masing proses
- Mengatur jadwal pembelian bahan baku, pengiriman serta tanggung jawab atas penyediaan bahan baku dan bahan pembantu dalam pabrik.

Seksi laboratorium ;

- Bertanggung jawab atas analisa awal dan akhir.
- Bertanggung jawab atas standart mutu

Seksi penyediaan bahan baku

Bertanggung jawab atas tersedianya bahan baku yang cukup untuk proses

**Seksi pengolahan limbah**

- bertanggung jawab atas pengolahan ampas dari hasil proses.
- Bertanggung jawab atas limbah yang akan dibuang

**b. Kepala bagian teknik**

- Mengatur dan mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan teknis, proses dan utilitas.
- Bertanggung jawab kepada *Direktur teknik dan Produksi*

Kepala bagian ini membawahi :

**Seksi Utilitas**

- Bertugas mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steam, bahan bakar dan listrik.
- Bertanggung jawab atas peralatan misalnya boiler.

**Seksi Perawatan**

- Melaksanakan pemeliharaan gedung
- Mengadakan perbaikan terhadap peralatan-peralatan yang mengalami kerusakan.

**c. Kepala bagian umum**

Bertanggung jawab kepada direktur teknik, produksi, keuangan dan administrasi dalam bidang personalia, Humas, keamanan, dan keselamatan perusahaan.

Kepala bagian ini membawahi :

**Seksi Personalia**

- Bertugas untuk penerimaan dan pemberhentian karyawan
- Mengadakan pendidikan dan pelatihan kerja bagi karyawan
- Penempatan karyawan
- Kesejahteraan karyawan

**Seksi Keamanan dan Keselamatan :**

- Menjaga dan memelihara keamanan daerah sekitar pabrik
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan di lingkungan pabrik terutama yang bukan karyawan

**Seksi Humas**

- Bertugas mengadakan komunikasi dengan pabrik lain dalam kelangsungan perusahaan
- Mengatasi persoalan yang ada di luar area perusahaan
- Mengadakan kerja sama dengan pihak lain

**d. Kepala bagian keuangan**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Administrasi dalam bidang keuangan, serta membawahi :

Seksi Pembukuan :

Bertugas membukukan segala transaksi keuangan, yang terjadi di Perusahaan.

Seksi Keuangan :

- Mengadakan perhitungan uang perusahaan
- Mengamankan keuangan perusahaan
- Merencanakan keuangan dimasa yang akan datang
- Membayar gaji karyawan

**e. Kepala bagian pemasaran**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan Dan Administrasi dalam bidang pemasaran dan membawahi

Seksi Penjualan :

Bertanggung jawab mengenai masalah-masalah yang berguna untuk mencari pemasaran yang seluas-luasnya dengan memperoleh keuntungan yang sebesar-besarnya.

Seksi Market dan Riset :

Bertugas mengatur keluar masuknya produksi dan gudang dan mengenalkan produk dan mencari pelanggan baru untuk memperluas pemasaran.

**10.4. Jam Kerja**

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di kantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

**a. Untuk pegawai non shift**

Senin – Kamis : 08.00-16.00 ( istirahat 12.00-13.00)

Jum'at : 08.00-16.00 ( istirahat 11.00-13.00)

Sabtu : 08.00-12.00

Minggu : Libur, begitu juga dengan hari libur yang telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai hari libur

b. Untuk pegawai shift

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Untuk kegiatan produksi ini diperlukan 4 regu karyawan dimana jam kerja setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat ditabelkan sebagai berikut :

Regu	Hari										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
I	P	P	P	S	S	S	M	M	M	L	L
II	S	S	S	M	M	M	L	L	P	P	P
III	M	M	M	L	L	P	P	P	S	S	S
IV	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M

Keterangan :

L : Libur

S : Siang

P : Pagi

M : Malam

### 10.5. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kaca mata pelindung, masker dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma – cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

### 10.6. Status Karyawan dan Status Upah

Pada pabrik ini, sistem upah berbeda – beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan serta besar kecilnya kedudukan tanggung jawab dan keahliannya. Menurut statusnya karyawan pabrik dapat dibagi menjadi golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan membagi gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

## 2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepada yang membawahinya dan menerima upa harian yang dibayar tiap akhir pekan.

## 3. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik apabila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan suatu pekerjaan.

### 10.7. Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

- Golongan A dengan gaji perbulan Rp. 15.000.000,-  
Meliputi : Direktur Utama
- Golongan B dengan gaji perbulan Rp. 10.000.000,-  
Meliputi : Direktur Teknik dan produksi, keuangan dan administrasi, Litbang
- Golongan C dengan gaji perbulan Rp. 7.500.000,-  
Meliputi : Kepala Bagian
- Golongan D dengan gaji perbulan Rp. 5.000.000,-  
Meliputi : Kepala seksi
- Golongan E dengan gaji perbulan Rp. 3.000.000,-  
Meliputi : Karyawan, sekretaris, dan dokter
- Golongan F dengan gaji perbulan Rp. 1.500.000,-  
Meliputi : Sopir dan kebersihan

### 10.8. Perhitungan Jumlah Karyawan

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 35.000 \text{ ton/tahun} : 330 \text{ hari} \\ &= 106,06060 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Dilihat pada vibrant, fig 6-35 hal 235, maka jumlah karyawan diperoleh 48 orang.

## **BAB XI**

### **ANALISA EKONOMI**

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Biodiesel ini adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)
- Laju Pengembalian Modal (*Return of Investment*) (pengaruh bunga bank)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

#### **11.1. Faktor-faktor Penentu**

##### **11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)**

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*
  - a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :
    - Pembelian alat
    - Instrumentasi dan alat kontrol
    - Perpipaan terpasang
    - Listrik terpasang
    - Tanah dan bangunan



- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)
  - Teknik dan supervisi
  - Konstruksi
  - Kontraktor
  - Biaya tak terduga

## 2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

### 11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu.

Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :
  - Biaya produksi langsung
  - Biaya produksi tetap
  - Biaya *overhead* pabrik
- b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :
  - Biaya administrasi
  - Biaya distribusi dan pemasaran
  - Litbang
  - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung.

Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

## 11.2. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan untuk mengetahui pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Pabrik Biodiesel didirikan dengan kapasitas 35.000 ton/tahun.

Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi adalah sebagai berikut :

**Penentuan Total Capital Investment (TCI)**

- a. Biaya langsung (DC) = Rp. 68.883.516.143,03
  - b. Biaya tak langsung (IC) = Rp. 14.030.804.378,68
  - c. Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 91.205.752.573,9
  - d. Modal kerja (WC) = Rp. 13.680.862.886,08
- maka TCI = 96.595.183.407,80

**Penentuan Total Production Cost (TPC)**

- a. Biaya produksi langsung (DPC) = Rp. 1.852.246.760.654,96
- b. Biaya tetap (fixed cost/FC) = Rp. 18.232.859.082,7246
- c. Biaya overhead = Rp. 1.317.000.000.00
- d. Biaya umum (general expenses) = Maka TPC = Rp. 1.878.824.865.379,42

**Laba Perusahaan**

- Total penjualan = Rp.1911938124883
- Pajak penghasilan = Rp. 11.258.508.231
- Laba kotor = Rp. 33.113.259.503,8232
- Laba bersih = Rp. 21.854.751.272,52
- Cash Flow (CA) = Rp. 30.146.183.325

**Analisa Probabilitas**

**A. POT (Pay Out Time)**

- POT = 3,0254 tahun

**B. ROI (Rate On Investment)**

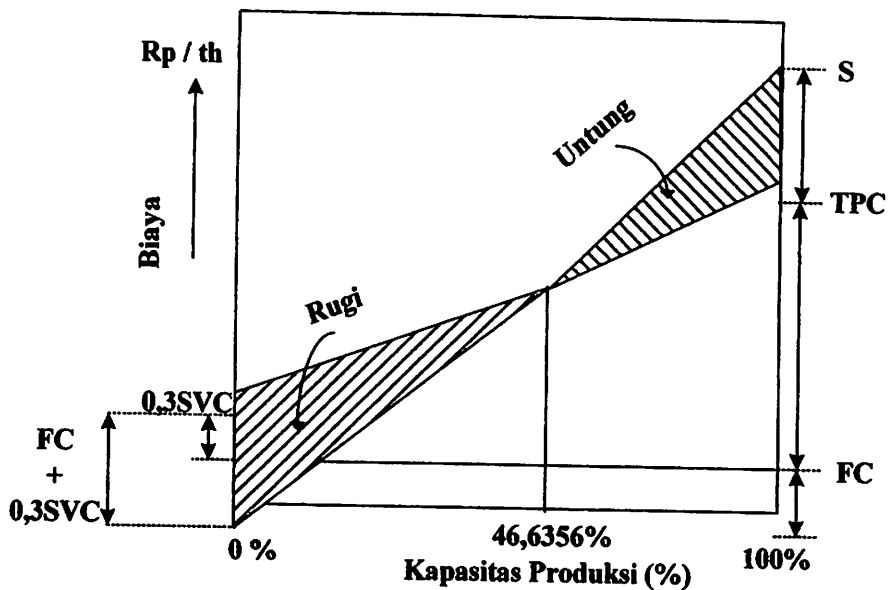
ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

- ROI setelah pajak = 23,9620%
- ROI sebelum pajak = 36,3061%

**C. BEP (Break Event Point)**

- BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka
- pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.
- Maka nilai BEP = 46,6356%

- Kurva BEP



D. SDP (Shut Down Point)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$SDP = 0,0500\%$$

E. NPV (Net Present Value)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang

$$NPV = \text{Rp. } 60.292.366.649,39$$

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Biodiesel layak untuk didirikan.

F. IRR (Internal Rate Of Return)

$$IRR = 21,19\%$$

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Pra rencana pabrik Biodiesel dari Nyamplung ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan. Dari hasil produksi tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri yang pemakaiannya dari tahun ke tahun terus meningkat. Di samping itu diharapkan produksi Biodiesel ini dapat menembus pasaran dunia sehingga akan menambah devisa negara dari nilai ekspor.

Bila ditinjau dari segi bahan baku, proses, peralatan proses, penggunaan, lokasi pabrik, organisasi perusahaan dan analisa ekonomi, perencanaan pabrik Biodiesel ini layak untuk direalisasikan dengan rincian pertimbangan sebagai berikut :

#### **A. Tinjauan dari segi teknis**

Bila ditinjau dari segi teknis, proses pembuatan Biodiesel ini adalah baik, disamping proses yang tidak rumit juga mempunyai kemurnian tinggi.

Pemilihan lokasi pabrik berdasarkan pada :

- ◆ Bahan baku mudah di dapat
- ◆ Persediaan air yang memadai
- ◆ Tenaga kerja yang cukup tersedia
- ◆ Tersedia sarana transportasi yang memadai

#### **B. Tinjauan dari segi ekonomi**

Suatu analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan baik dalam rencana jangka pendek maupun jangka panjang.

Hasil analisa ekonomi yang didapatkan adalah :

- ◆ POT : 3,0254 tahun
- ◆ ROI : 23,9620 %
- ◆ BEP : 46,6356 %
- ◆ IRR : 21,19 %

## DAFTAR PUSTAKA

1. Brownell, L.e and Young E.h. 1959. "Process Equipment Design", John Willey and son Inc, New York.
2. Coulson and Richardson, 1994. "Chemical Engineering", 6<sup>th</sup> ed, Pergamon Press, Oxford.
3. Geankoplis, Christie J, 1997. "Transport Process and Unit Operations", edisi 3 Prentice Hall of India, New Delhi.
4. Gerpen, J.V. et al. 2004. "Biodiesel Production Technology". Colorado US. National Renewable Energy Laboratory.
5. Hesse,H.C, J. Henry R, 1945. " Process Equipment Design", D.Van Nostrand Company, Inc. New Jersey.
6. Heryati, Yetty, 2007. " Nyamplung (Litsea cubeba L. Persoon)", Kampus Balitbang Kehutanan, Bogor.
7. *Indonesia Energy Statistic*. 2010. Ministry of Energy and Mineral Resources.
8. J.M Smith and Van Ness, 1956. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4<sup>th</sup> Book company, Singapore.
9. Kern, Donald, Q, 1965. " Process Heat Transfer", International Student Edition, Mc Graw Hill Books Company, Inc, Aucland.
10. Kirk Othmer, 1981 " Encyclopedia of Chemical Technology", Vol 18, 3<sup>rd</sup> edition, John Willey and Sons, Inc, Canada.
11. Matson et al. 2009. "Green Biodiesel". State College, PA.Dheeban Chakravarthi Kannan, State Collage,PA.
12. Panca, Adha Wardhanu, 2011. "Bioenergi Sebagai Sumber Energi Alternatif Masa Depan". [http://www. Bioenergi Sebagai Sumber Energi Alternatif Masa Depan.com.](http://www.BioenergiSebagaiSumberEnergiAlternatifMasaDepan.com), diakses pada tanggal 2 April 2011.
13. Perry's, 1984."Chemical Engineer's Handbook", 6<sup>th</sup> edition, Mc Graw Hill Books Company, Inc, New York.
14. Peter, M.S, Timmerhaus, K.D, 1991 " Plant Design and Economic for Chemical Engineers", 4<sup>th</sup> edition, Mc Graw Hill, Inc, New York.

15. Pravitasari, Anita, 2009. "Potensi Pengembangan Biodiesel Indonesia".  
<http://www.potensi.pengembangan.biodiesel.com>., diakses pada tanggal 8 Juni 2011.
16. Simone C.M dos Reis. 2005. "Transesterification of Brazilian Vegetable Oils with Methanol over Ion-Exchange Resins.
17. *Titanium (II) Oxide*, 2011. American Elements.
18. Anonymous, 2008. "Pusat Penelitian dan Pengembangan Hasil Hutan (P3HH) telah melaksanakan penelitian Pembuatan Biodiesel dari Biji Nyamplung (*Calophyllum inophyllum L.*)".
19. Surya, Wisnu Adi, Muhammad S.S. 2011. " Pengaruh Jumlah Tray dan Perbandingan Solven pada Ekstraksi Minyak Nyamplung". Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Diponegoro, Semarang.
20. *Budidaya dan Potensi Pengembangan Tanaman Nyamplung*, 2011. Dinas Kehutanan,  
Jawa Tengah,
21. Ulrich, G.D, 1984. " A Guide to Chemical Engineering Process design and Economics", John Wiley and Sons, Inc, New York.