

**SKRIPSI**

**Pra Rencana Pabrik Asam Lemak Dengan Proses Hidrolisis Trigliserida Kapasitas  
100.000 Ton/Tahun**

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia  
pada  
Universitas Sriwijaya**



**Aditya Pernanda Effendi**

NIM 03031381821001

**M Noor Reyhan Adha**

NIM 03031381821020

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2020**

**SKRIPSI**

**Pra Rencana Pabrik Asam Lemak Dengan Proses Hidrolisis Trigliserida Kapasitas  
100.000 Ton/Tahun**

**Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar  
Sarjana Teknik Kimia  
pada  
Universitas Sriwijaya**



**Aditya Pernanda Effendi**

NIM 03031381821001

**M Noor Reyhan Adha**

NIM 03031381821020

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA  
2020**

# HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK ASAM LEMAK DENGAN PROSES  
HIDROLISIS TRIGLISERIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

## SKRIPSI

Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana

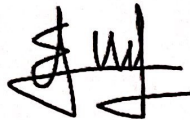
Oleh:

Aditya Pernanda Effendi  
NIM 03031381821001

M Noor Reyhan Adha  
NIM 03031381821020

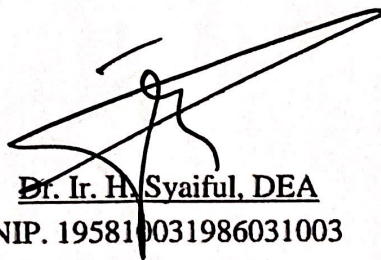
Palembang, November 2020

Pembimbing,



Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D.  
NIP 197505112000122001

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003

## HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

**Aditya Pernanda Effendi** (03031381821001)

**M Noor Reyhan Adha** (03031381821020)

Judul:

**“PRA RENCANA PABRIK ASAM LEMAK DENGAN PROSES  
HIDROLISIS TRIGLISERIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah melakukan perbaikan yang diberikan Dosen Penguji dalam sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Oktober 2020 dihadapan tim penguji.

Tim Penguji,

1. Prof. Tuty Emilia Agustina, S.T. M.T., Ph.D.  
NIP. 197208092000032001
2. Asyeni M. Jannah, S.T, M.Si.  
NIP. 198606292008122002
3. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA.  
NIP. 195805141984031001

Tanda Tangan

(  )  
(  )  
(  )

Mengetahui,  
Dosen Pembimbing Skripsi



Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197505112000122001

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Asam Lemak dengan Proses Hidrolisis Triglicerida Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan **Aditya Pernanda Effendi dan M Noor Reyhan Adha** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Oktober 2020.

Palembang, Oktober 2020

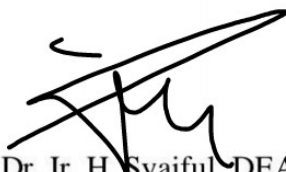
Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Tuty Emilia Agustina, S.T. M.T., Ph.D.  
NIP. 197208092000032001
2. Asyeni M. Jannah, S.T, M.Si.  
NIP. 198606292008122002
3. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA.  
NIP. 195805141984031001



(.....)  
(.....)  
(.....)

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

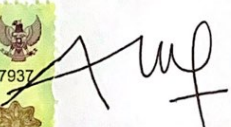
Nama : Aditya Pernanda Effendi  
NIM : 03031381821001  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Asam Lemak Dengan Proses Hidrolisis  
Trigliserida Kapasitas 100.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama M Noor Reyhan Adha didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, November 2020



  
**Aditya Pernanda Effendi**

NIM. 03031381821001



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : M Noor Reyhan Adha  
NIM : 03031381821020  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Asam Lemak Dengan Proses Hidrolisis  
Trigliserida Kapasitas 100.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Aditya Pernanda Effendi** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

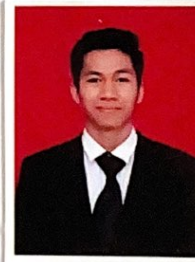
Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, November 2020



**M Noor Reyhan Adha**

NIM. 03031381821020



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Asam Lemak Dengan Proses Hidrolisis Triglicerida Kpasitas 100.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
- 2) Ibu Elda Melwita, ST, MT, Ph.D, selaku dosen pembimbing
- 3) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Seluruh staff administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Oktober 2020

Penulis



## RINGKASAN

### PRA RENCANA PABRIK ASAM LEMAK DENGAN PROSES HIDROLISIS TRIGLISERIDA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Oktober 2020

Aditya Pernanda Effendi dan M Noor Reyhan Adha; Dibimbing oleh Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xviii + 333 halaman, 10 tabel, 5 gambar, 4 lampiran

#### INTISARI

Pra Rencana Pabrik Asam Lemak dengan Proses Hidrolisis Trigliserida Kapasitas 100.000 Ton/Tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2025 di Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 5,8 Ha. Bahan baku dari pembuatan asam lemak ini adalah RBDPO (trigliserida) dan air. Proses pembuatan asam lemak ini mengacu pada US Patent No. 2019/0211282 A1 dengan proses hidrolisis RBDPO (trigliserida) dan air. Produk utama yang dihasilkan adalah asam lemak, serta produk samping yang dihasilkan adalah gliserol. Reaktor yang digunakan pada proses ini adalah reaktor jenis *continuous stirred tank reactor*. Reaktor beroperasi pada temperatur 250°C dan tekanan 50 atm.

Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line* dan *Staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 148 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik tetrasodium pyrophosphate ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* (TCI) : US \$ 66.448675,30
- Total Penjualan : US \$ 99.060.156,98
- *Total Production Cost* (TPC) : US \$ 79.428.337,80
- *Annual Cash Flow* : US \$ 15.337,539,40
- *Pay Out Time* : 4 Tahun
- *Rate Of Return On Investment* (ROR) : 20,68%
- *Break Even Point* (BEP) : 41%
- *Service Life* : 11 Tahun

**Kata Kunci:** Asam Lemak, Hidrolisis, *Continous Stirred Tank Reactor*, Perseroan Terbatas

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PERBAIKAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS</b> .....	v
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>RINGKASAN</b> .....	viii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	ix
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xiv
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xv
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xvi
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xxii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan .....	3
1.3.1. Pembuatan Fatty Acid Dengan Transesterifikasi.....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia .....	3
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK</b> .....	7
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	7
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi.....	7
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	9
2.4. Pemilihan Proses.....	9
2.5. Uraian Proses .....	9
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK</b> .....	12
3.1. Lokasi Pabrik .....	12
3.2. Tata Letak Pabrik .....	16

3.3. Perkiraan Luas Tanah .....	16
---------------------------------	----

**BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS ..... 19**

4.1. Neraca Massa .....	19
4.1.1. Neraca Massa Reaktor (R-01).....	19
4.1.2. Neraca Massa Dekanter (DC – 01).....	20
4.1.3. Neraca Massa Kolom Distilasi-01 (KD – 01) .....	21
4.1.4. Neraca Massa Condensor-01 (CD-01).....	22
4.1.5. Neraca Massa Accumulator-01 (ACC- 01) .....	23
4.1.6. Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01) .....	24
4.1.7. Neraca Massa Kolom Distilasi-02 (KD-02) .....	25
4.1.8. Neraca Massa Condensor-02 (CD-02) .....	26
4.1.9. Neraca Massa Accumulator-02 (ACC- 02) .....	27
4.1.10. Neraca Massa Reboiler (RB-02).....	28
4.2. Neraca Panas .....	29
4.2.1. Neraca Panas Heater-01 (HE-01).....	29
4.2.2. Neraca Panas Heater-02 (HE-02).....	29
4.2.3. Neraca Panas Reaktor (R-01).....	29
4.2.4. Neraca Panas Cooler-01 (C-01).....	30
4.2.5. Neraca Panas Heater-03 (HE-03).....	30
4.2.6. Neraca Panas Heater-04 (HE-04).....	30
4.2.7. Neraca Panas Kolom Distilasi-01 (KD–01).....	30
4.2.8. Neraca Panas Kondensor-01 (CD-01) .....	31
4.2.9. Neraca Panas Chiller-01 (CH-01).....	31
4.2.10. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01) .....	31
4.2.11. Neraca Panas Chiller-02 (CH-02).....	32
4.2.12. Neraca Panas Kolom Distilasi-02 (KD–02).....	32
4.2.13. Neraca Panas Kondensor-02 (CD-02) .....	32
4.2.14. Neraca Panas Chiller-03 (CH-03).....	33

4.2.15. Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02) .....	33
4.2.16. Neraca Panas Chiller-04 (CH-04).....	33
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>34</b>
5.1. Unit Pengadaan Air .....	34
5.1.1. Air Pendingin .....	34
5.1.2. Air Umpan Boiler .....	36
5.1.3. Air Domestik.....	37
5.1.4. Total Kebutuhan Air .....	38
5.2. Unit Pengadaan Steam .....	38
5.2.1. Steam Pemanas .....	38
5.3. Unit Pengadaan Listrik .....	39
5.3.1. Listrik untuk Peralatan.....	39
5.3.2. Listrik untuk Penerangan .....	40
5.3.3. Total Kebutuhan Listrik.....	41
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	41
5.4.1. Bahan bakar Boiler .....	41
5.4.2. Bahan bakar keperluan generator.....	42
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>43</b>
6.1. Accumulator-01 (ACC-01).....	43
6.2. Accumulator-02 (ACC-02) .....	43
6.3. Chiller-01 (CH-01).....	44
6.4. Chiller-02 (CH-02).....	44
6.5. Chiller-03 (CH-03).....	45
6.6. Chiller-04 (CH-04).....	46
6.7. Condensor-01 (CD-01) .....	47
6.8. Condensor-02 (CD-02) .....	48
6.9. Cooler-01 (C-01) .....	49
6.10. Dekanter-01 (DC-01) .....	50
6.11. Heater-01 (HE-01) .....	51

6.12. Heater-02 (HE-02) .....	52
6.13. Heater-03 (HE-03) .....	53
6.14. Heater-04 (HE-04) .....	54
6.15. Kolom Destilasi-01 (KD-01) .....	55
6.16. Kolom Destilasi-02 (KD-02) .....	56
6.17. Pompa-01(P-01).....	57
6.18. Pompa-02 (P-02).....	58
6.19. Pompa-03 (P-03).....	59
6.20. Pompa-04 (P-04).....	60
6.21. Pompa-05 (P-05).....	61
6.22. Pompa-06 (P-06).....	62
6.23. Pompa-07 (P-07).....	63
6.24. Pompa-08 (P-08).....	64
6.25. Pompa-09 (P-09).....	65
6.26. Reaktor-01 (R-01).....	66
6.27. Reboiler-01 (RB-01) .....	67
6.28. Reboiler-02 (RB-02) .....	68
6.29. Tangki-01 (T-01) .....	69
6.30. Tangki-02 (T-02) .....	69
6.31. Tangki-03 (T-03) .....	70
6.32. Tangki-04 (T-04) .....	70
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>74</b>
7.1. Struktur Organisasi .....	74
7.2. Manajemen Perusahaan .....	75
7.3. Kepegawaian.....	75
7.3.1. Peraturan Pekerjaan .....	76
7.3.2. Waktu Kerja .....	76
7.3.3. Waktu Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i> .....	76
7.3.4. Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	76
7.4. Penentuan Jumlah Pekerja .....	77



7.4.1. <i>Direct Operating Labor</i> .....	77
7.4.2. <i>Indirect Operating Labor</i> .....	78
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI</b> .....	81
8.1. Profitabilitas (Keuntungan) .....	81
8.1.1. Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> .....	82
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	82
8.2.1. Lama Pengangsuran Pengembalian Modal .....	83
8.2.2. <i>Pay Out Time</i> (POT) .....	84
8.3. Total Modal Akhir .....	84
8.3.1. <i>Net Profit Over Total Life of Project</i> (NPOTLP) .....	84
8.3.2. <i>Total Capital Sink</i> (TCS) .....	85
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	86
8.4.1. <i>Rate of Return on Investment</i> (ROR) .....	86
8.4.2. <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCF-ROR) .....	86
8.5. <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	87
8.5.1. Model Matematis .....	87
8.5.2. Metode Grafis .....	87
<b>BAB IX PENUTUP</b> .....	90
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	91

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Macam-macam Proses Pembuatan <i>Fatty Acid</i> .....	3
Tabel 2.1. Data Ekspor FFA .....	7
Tabel 2.2. Perbandingan Kapasitas Produksi FFA di Pabrik Lain .....	8
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas .....	34
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air .....	38
Tabel 5.3. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 250 °C.....	39
Tabel 5.4. Kebutuhan Listrik Peralatan .....	39
Tabel 7.1. Perincian Jumlah Karyawan .....	78
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal.....	84
Tabel 8.2. Kesimpulan Hasil Analisa Ekonomi .....	88

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Kurva Prediksi Ekspor FFA .....	8
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pendirian Pabrik .....	13
Gambar 3.2. Layout Pabrik Pembuatan Free Fatty Acid .....	17
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan.....	18
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> .....	88

## DAFTAR NOTASI

### 1. TANGKI

C	: Tebal korosi yang diizinkan
D	: Diameter tangki, m
E	: Efisiensi penyambungan, dimensionless
He	: Tinggi head, m
Hs	: Tinggi silinder, m
Ht	: Tinggi total tangki, m
P	: Tekanan Desain, atm
S	: Working stress yang diizinkan, Psia
T	: Temperatur Operasi, K
V <sub>h</sub>	: Volume ellipsoidal head, m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	: Volume silinder, m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	: Volume tangki, m <sup>3</sup>
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 2. REAKTOR

C <sub>Ao</sub>	: konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m <sup>3</sup>
C	: Tebal korosi yang diizinkan, atm
D <sub>K</sub>	: Diameter katalis, cm
F <sub>Ao</sub>	: Laju alir umpan, kmol/jam
H <sub>r</sub>	: Tinggi Reaktor, m
ID	: Inside Diameter, m
k	: Konstanta laju reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
N	: Bilangan Avogadro
OD	: Outside Diameter, m
P	: Tekanan, atm

$Q_f$	: Volumetric Flowrate Umpan
$Re$	: Bilangan Reynold
$S$	: Working Stress yang diizinkan, atm
$T$	: Temperatur. °C
$t$	: Tebal dinding vessel
$V_t$	: Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$X$	: Konversi
$\rho$	: Densitas
$\sigma$	: Diameter Partikel, cm

### 3. COOLER, HEAT EXCHANGER, HEATER, PARTIAL CONDENSOR & REBOILER

$A$	: Area perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
$C$	: Clearance antar tube, in
$D$	: Diameter dalam tube, in
$D_e$	: Diameter ekivalen, in
$f$	: Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
$G_s$	: Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$G_t$	: Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$g$	: Percepatan gravitasi
$h$	: Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$h_i, h_{io}$	: Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
$jH$	: Faktor perpindahan panas
$k$	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$L$	: Panjang tube, pipa, ft
LMTD	: Logarithmic Mean Temperature Difference, °F
$N_t$	: Jumlah tube
$P_T$	: Tube pitch, in
$\Delta P_r$	: Return drop sheel, Psi
$\Delta P_s$	: Penurunan tekanan pada shell, Psi
$\Delta P_t$	: Penurunan tekanan tube, Psi
ID	: Inside Diameter, ft



OD	: Outside Diameter, ft
$\Delta P_T$	: Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	: Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
$R_d$	: Dirt factor, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$R_e$	: Bilangan Reynold, dimensionless
s	: Specific gravity
$T_1, T_2$	: Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
$t_1, t_2$	: Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
$T_c$	: Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	: Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$U_c, U_d$	: Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$W_1$	: Laju alir massa fluida panas, lb/jam
$W_2$	: Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
$\mu$	: Viscositas, cp

#### 4. POMPA

A	: Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	: Brake Horse Power, HP
$D_i \text{ opt}$	: Diameter optimum pipa, in
E	: Equivalent roughness
f	: Faktor friksi
FK	: Faktor keamanan
$g_c$	: Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
Gpm	: Gallon per menit
$H_f \text{ suc}$	: Total friksi pada suction, ft
$H_f \text{ dis}$	: Total friksi pada discharge, ft
$H_{fs}$	: Skin friction loss
$H_{fsuc}$	: Total suction friction loss
$H_{fc}$	: Sudden Contraction Friction Loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
$H_{fe}$	: Sudden expansion friction loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
ID	: Inside diameter pipa, in

$K_C, K_S$  : Contraction, expansion loss contraction, ft  
 $L$  : Panjang pipa, ft  
 $L_e$  : Panjang ekuivalen pipa, ft  
 $NPSH$  : Net positive suction head (ft)  
 $N_{Re}$  : Reynold number, dimension less  
 $P_{Vp}$  : Tekanan uap, Psi  
 $Q_f$  : Laju alir volumeterik  
 $V_f$  : Kapasitas pompa, lb/jam  
 $V$  : Kecepatan alir  
 $\Delta P$  : Beda tekanan, Psi

## 5. KOLOM DESTILASI

$P$  : Tekanan, atm  
 $T$  : Temperatur, °C  
 $\alpha$  : Relatif volatilitas  
 $N_m$  : Stage minimum  
 $L/D$  : Refluks  
 $N$  : Stage/tray  
 $m$  : *Rectifying section*  
 $p$  : *Stripping section*  
 $F_{LV}$  : *Liquid-vapor flow factor*  
 $U_f$  : Kecepatan *flooding*, m/s  
 $U_v$  : *Volumetric flowrate*, m<sup>3</sup>/s  
 $A_n$  : *Net area*, m<sup>2</sup>  
 $A_c$  : *Cross section/luas area kolom*, m<sup>2</sup>  
 $D_c$  : Diameter kolom, m  
 $A_d$  : *Downcomer area*, m<sup>2</sup>  
 $A_a$  : *Active area*, m<sup>2</sup>

$l_w$	: Weir length, m
$A_h$	: Hole area, $m^2$
$h_w$	: Weir height, mm
$d_h$	: Hole diameter, mm
$L_m$	: Liquid rate, kg/det
$h_{ow}$	: Weir liquid crest, mm Liquid
$U_h$	: Minimum design vapor velocity, m/s
$C_o$	: Orifice coefficient
$h_d$	: Dry plate drop, mm Liquid
$h_r$	: Residual Head, mm Liquid
$h_t$	: Total pressure drop, mm Liquid
$h_{ap}$	: Downcomer pressure loss, mm
$A_{ap}$	: Area under apron, $m^2$
$H_{dc}$	: Head loss in the downcomer, mm
$h_b$	: Backup di Downcomer, m
$t_r$	: Check resident time, s
$\theta$	: Sudut subintended antara pinggir plate dengan unperforated strip
$L_m$	: Mean length, unperforated edge strips, m
$A_{up}$	: Area of unperforated edge strip, $m^2$
$L_{cz}$	: Mean length of calming zone, m
$A_{cz}$	: Area of calming zone, $m^2$
$A_p$	: Total area perforated, $A_p$
$A_{oh}$	: Area untuk 1 hole, $m^2$
$t$	: Tebal dinding, cm

D	: Diameter tanki, m
r	: Jari-jari tanki, m
S	: Tekanan kerja yang diizinkan, atm
C <sub>c</sub>	: Korosi yang diizinkan, m
E <sub>j</sub>	: Efisiensi pengelasan
OD	: Diameter luar, m
ID	: Diameter dalam, m
E <sub>mV</sub>	: Efisiensi tray, %
ρ	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
μ	: Viskositas, N.s/m <sup>2</sup>
FA	: Fractional Area
He	: Tinggi tutup elipsoidal, m
Ht	: Tinggi <i>vessel</i> , m

## 6. ACCUMULATOR

D	: Diameter
L, L <sub>T</sub>	: Panjang Ellipsoidal, total
t <sub>h</sub> , t <sub>s</sub>	: Ketebalan Dinding Bagian <i>Head</i> , silinder, m
V <sub>e</sub> , V <sub>s</sub>	: Volume elipsoidal, silinder

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA.....</b>	<b>93</b>
<b>LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS.....</b>	<b>131</b>
<b>LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>210</b>
<b>LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI.....</b>	<b>323</b>



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Setelah Indonesia berhasil menjadi produsen CPO terbesar dunia pada tahun 2006, tantangannya berikut adalah merubah Indonesia dari ‘raja’ CPO dunia menjadi ‘raja’ produk hilir minyak sawit dunia seperti produk oleofood, produk oleokimia dan biofuel. Mempertahankan apalagi terlena sebagai ‘raja’ CPO dunia sangat merugikan Indonesia khususnya dalam jangka panjang. Ketergantungan Indonesia pada pasar CPO dunia akan membuat industri minyak sawit Indonesia mudah dipertandingkan oleh pasar CPO dunia, karena industri hilir minyak sawit berada dan dikuasai oleh negara-negara lain. Selain itu, nilai tambah industri hilir juga tidak dinikmati oleh Indonesia. Dalam hal ini, kebijakan percepatan hilirisasi minyak sawit di dalam negeri yang dilakukan pemerintah sejak tahun 2011 merupakan kebijakan yang tepat (Redinal, 2018).

Di bandingkan dengan komoditi lainnya pada sub-sektor perkebunan, kelapa sawit merupakan salah satu komoditas yang pertumbuhannya paling pesat pada dua dekade terakhir. Pada era tahun 1980-an sampai dengan pertengahan tahun 1990-an, industri kelapa sawit berkembang sangat pesat. Pada periode tersebut, areal meningkat dengan laju sekitar 11% per tahun. Sejalan dengan perluasan areal, produksi juga meningkat dengan laju 9,4% per tahun. Konsumsi *domestic* dan ekspor juga meningkat pesat dengan laju masing-masing 10% dan 13% per tahun (Direktorat Jenderal Bina Produksi Perkebunan 2004). Laju yang demikian pesat menandai era di mana kelapa sawit merupakan salah primodona pada sub-sektor perkebunan.

Pasar minyak nabati di pasar internasional merupakan salah satu pasar yang kompetitif, melibatkan lebih dari sembilan jenis minyak serta hampir diproduksi dan dikonsumsi di semua negara, baik negara maju maupun negara yang sedang berkembang. Minyak nabati yang banyak diperdagangkan di pasar internasional antara lain minyak kedele, minyak sawit, *rapseed oil*, *sunflower oil*, minyak kelapa, minyak jagung, dan minyak kacang tanah.

Dengan kinerja dan daya saing yang cukup baik, prospek CPO di pasar internasional, baik dilihat dari sisi peluang peningkatan konsumsi maupun ekspor diperkirakan masih cukup baik. Hasil analisis yang dilakukan FAO (2001), Mielke (2001) dan Susila (2002) menunjukkan peluang peningkatan konsumsi CPO masih terbuka. Dari studi tersebut, peluang peningkatan konsumsi CPO untuk jangka Panjang sampai dengan 2005 diperkirakan akan mengalami 3 fase pertumbuhan. Pada fase pertumbuhan pertama atau fase pertumbuhan cepat (2005-2010), konsumsi CPO diperkirakan masih cukup tinggi, walaupun lebih rendah dari pertumbuhan pada *decade* terakhir. Fase kedua (2010-2017) dikenal sebagai fase pertumbuhan yang lambat, namun masih lebih tinggi dari pertumbuhan produk kompetitornya yaitu pertumbuhan konsumsi minyak kedele. Fase ketiga (2017-2025) dikenal sebagai pertumbuhan yang alami (narural) yaitu pada saat pasar mulai jenuh dan pertumbuhan konsumsi hanya sekitar 1,5% per tahun. (Susila, 2005).

Industri oleokimia merupakan industri yang strategis karena selain keunggulan komparatif yaitu ketersediaan bahan baku yang melimpah juga memberikan nilai tambah produksi yang cukup tinggi diatas 40 persen dari nilai bahan bakunya yakni CPO dan PKO. Industri oleokimia Indonesia tumbuh dalam beberapa tahun terakhir dengan penambahan kapasitas baik yang sedang dilaksanakan maupun yang direncanakan. Konsumsi *fatty acid* selama periode 2010-2016 meningkat dengan laju pertumbuhan rata-rata sebesar 7,0% pertahun, dari 137,7 ribu ton pada tahun 2010 menjadi 205,5 ribu ton pada tahun 2016. Konsumsi *fatty acid* terus meningkat seiring dengan meningkatnya produksi, ekspor dan impor *fatty acid* di pasar (Redinal, 2018).

Kedepannya, Indonesia berpeluang menjadi basis industri hilir minyak sawit terbesar dunia, terutama oleokimia mengingat predikatnya sebagai produsen minyak sawit mentah terbesar di dunia. Menurut sumber Asosiasi Produsen Oleochemical Indonesia (APOLIN), menuturkan investor utama di hulu minyak sawit semakin tertarik untuk berinvestasi di hilir. Perlakuan bea keluar yang progresif terhadap ekspor minyak sawit merupakan salah satu faktor pendorong dan menguntungkan dalam pengembangan industri oleokimia di dalam negeri. Karena, semenjak adanya perlakuan tarif ekspor minyak sawit mentah yang progresif membuat semakin banyak pelaku bisnis yang semula fokus di hulu mengalihkan usahanya menjadi hilir dibisnis oleokimia.

Industri Oleokimia Dasar dan Kemurgi merupakan salah satu industri hulu prioritas yang akan dikembangkan. Dalam RIPIN 2015-2035, industri hulu argo yang akan dikembangkan antara lain adalah industri oleofood, oleokimia dan kemurgi. Industri oleokimia yang difokuskan untuk dikembangkan atau dibangun hingga tahun 2035 meliputi *fatty acid*, *fatty alcohols*, *fatty amine* (asam lemak nabati), *methyl estersulfonat* (*biosurfactant*), *biolubricant* (*rolling oils*), *glycerine based chemical*, *Isopropyl Palmitate (IPP)*, *Isopropyl Myristate (IPM)*, Asam Stearat (*Stearic acid*), *Methyl esters*, *Bioplastic* berbasis limbah industri sawit.

Kebutuhan FFA (*Free Fatty Acid*) untuk dalam maupun luar negeri dinilai cukup tinggi dan produksi untuk di luar negeri belum mampu memenuhi kebutuhan tersebut. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, maka gagasan tentang perlu didirikannya pabrik asam lemak di dalam negeri dapat menjadi sebuah solusi untuk memenuhi kebutuhan asam lemak di Indonesia dan pasar Internasional.

## 1.2 Sejarah dan Perkembangan

Sejarah penelitian tentang asam lemak telah dimulai sejak abad 19 tepatnya pada tahun 1820. Asam lemak yang pertama kali ditemukan pada tahun tersebut di antaranya adalah asam butirat, asam kapronik (asam palmitat) dan asam kaprik (asam stearate). Kemudian ditemukan pula asam laurat dari laurel (*Lauris nobilis*) oleh Marsson (1842), asam kaprilat oleh Lerch dan Fehling pada tahun 1844-1845, asam behenate oleh Voelcker pada tahun 1848 dari minyak behenate serat asam arakhidonat oleh Gosmann pada tahun 1854 dari minyak kacang. Ada lebih dari 1000 asam lemak yang ditemukan dan diketahui, namun hanya sekitar 20 atau bahkan kurang yang terkandung secara signifikan didalam minyak dan lemak yang telah

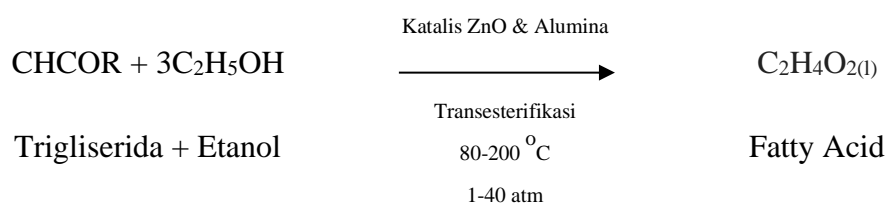
dikomersialkan. Asam lemak yang banyak terdapat didalam minyak biasanya adalah C-16 hingga C-22 (Maulana, 2013).

### 1.3 Macam-macam Proses Pembuatan Free Fatty Acid

**Tabel 1.1** Macam-macam Proses Pembuatan Fatty Acid

Patent	US 3.018.224	US 8.288.548 B2
Bahan Baku	- Trigliserida - Etanol	- Crude Palm Oil - Etanol
Reaksi	Transesterifikasi	Transesterifikasi
Kondisi Operasi Reaktor	T = 80-200°C P = 1-40 atm	T = 50-70°C P = 1-30 atm
Katalis	ZnO dan Alumina	CH <sub>3</sub> NaO
Produk	Fatty Acid Trigliserida	Fatty Acid Methyl Ester

#### 1.3.1 Pembuatan Fatty Acid Dengan Transesterifikasi



Pada proses ini mula-mula memisahkan etanol dari campurannya dengan cara penguapan etanol berdasarkan titik didihnya. Kemudian campuran *Fatty Acid Ethly Ester* dari gliserol kemudian dipisahkan dengan menggunakan Decanter yang akan memisahkan kedua campuran berdasarkan massa jenis dari kedua campuran tersebut.

#### 1.4 Sifat Fisika dan Kimia

##### a) Tri Oleat

- Rumus Molekul : C<sub>57</sub>H<sub>104</sub>O<sub>6</sub>
- Berat Molekul : 885,45 kg/kmol
- Titik Lebur : -4 °C
- Titik Didih : 554,2 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 5071 kg/m<sup>3</sup>
- ΔH<sub>f(298)</sub> : 15965892,8 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna
- Sifat Kelarutan : Tidak larut didalam air tapi larut didalam karbon tetraklorida

## b) Tri Palmitat

- Rumus Molekul :  $C_{51}H_{98}O_6$
- Berat Molekul : 807,34 kg/kmol
- Titik Lebur : 65,1 °C
- Titik Didih : 315 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 2645,81 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 14685,44 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna
- Sifat Kelarutan : Tidak larut didalam air tapi larut didalam ether dan klorofom

## c) Tri Stearat

- Rumus Molekul :  $C_{57}H_{110}O_6$
- Berat Molekul : 891,48 kg/kmol
- Titik Lebur : 70,8 °C
- Titik Didih : 813 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 7891,25 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 16370736,6 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna
- Sifat Kelarutan : Tidak larut didalam air tapi larut didalam klorofom dan disulfida

## d) Tri Linoleat

- Rumus Molekul :  $C_{57}H_{98}O_6$
- Berat Molekul : 879,39 kg/kmol
- Titik Lebur : 47,2°C
- Titik Didih : 816,5 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 5299,36 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 15561,049 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna
- Sifat Kelarutan : Tidak larut didalam air

## e) Tri Miristat

- Rumus Molekul :  $C_{45}H_{186}O_6$
- Berat Molekul : 723,16 kg/kmol
- Titik Lebur : 56,5 °C
- Titik Didih : 311 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 1963,99 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 13000143,3 kkal/kmol

- Warna : *Leaflets*
- Sifat Kelarutan : Tidak larut didalam air tapi larut didalam benzene

(*sumber : Perry, 1997*)

f) Air

- Rumus Molekul :  $H_2O$
- Berat molekul : 18 kg/kmol
- Titik lebur : 273,15 K
- Titik didih : 373,15 K
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 995,23 kg/m<sup>3</sup>
- $P_{kritis}$  : 218,3074 atm
- $T_{kritis}$  : 647,3 K

(*sumber : Physical And Chemical Data, Perry's 7<sup>th</sup> edition, hal 2-27*)

g) Asam Oleat

- Rumus Molekul :  $C_{17}H_{33}COOH$
- Berat molekul : 282,7 kg/kmol
- Titik lebur : 14 °C
- Titik didih : 360 °C
- Wujud : Cair pada suhu kamar
- Densitas : 1074,22 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 51265883,33 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna

h) Asam Palmitat

- Rumus Molekul :  $C_{15}H_{31}COOH$
- Berat Molekul : 256,43 kg/kmol
- Titik lebur : 63 °C
- Titik didih : 351 °C
- Wujud : Padat pada suhu kamar
- Densitas : 1050,97 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 4699770,71 kkal/kmol
- Warna : Tanpa Warna

i) Asam Stearat

- Rumus Molekul :  $C_{17}H_{35}COOH$
- Berat Molekul : 284,48 kg/kmol
- Titik Lebur : 70 °C
- Titik Didih : 361 °C
- Wujud : Padat pada suhu kamar
- Densitas : 1076,75 kg/m<sup>3</sup>
- $\Delta H_{f(298)}$  : 5261536,26 kkal/kmol



- Warna : *Monoclinic*
- j) Asam Linoleat
- Rumus Molekul :  $C_{17}H_{31}COOH$
  - Berat Molekul : 280,45 kg/kmol
  - Titik Lebur :  $-9,5\text{ }^{\circ}C$
  - Titik Didih :  $230\text{ }^{\circ}C$
  - Wujud : Padat pada suhu kamar
  - Densitas :  $830,13\text{ kg/m}^3$
  - $\Delta H_{f(298)}$  : 4991640,39 kkal/kmol
  - Warna : *Yellow Oil*
- k) Asam Miristat
- Rumus Molekul :  $C_{13}H_{27}COOH$
  - Berat Molekul : 228,37 kg/kmol
  - Titik Lebur :  $57\text{ }^{\circ}C$
  - Titik Didih :  $250\text{ }^{\circ}C$
  - Densitas :  $865,06\text{ kg/m}^3$
  - $\Delta H_{f(298)}$  : 4138005,16 kkal/kmol
  - Warna : Tidak berwarna, *Leaflets*
- l) Gliserol
- Rumus Molekul :  $C_3H_8O_3$
  - Berat molekul : 92,08 kg/kmol
  - Titik lebur :  $18\text{ }^{\circ}C$
  - Titik didih :  $290\text{ }^{\circ}C$
  - Wujud : Padat dalam suhu kamar
  - Density :  $1,261\text{ g/cm}^3$
  - Viskositas : 1,5 Pa s
  - Kapasitas Panas : 254,40 kJ/kmol
  - $\Delta H_{f(298)}$  : 665,9 kJ/kmol
  - SPGR :  $1,260^{(50/4C)}$
  - Temperatur Kritik :  $451\text{ }^{\circ}C$
  - Tekanan Kritik : 49,5 atm
  - Volume Kritik :  $0,264\text{ m}^3/\text{kmol}$
  - CP Cair : 2,412 kJ/kgK
  - Sifat kelarutan : Larut dalam air
- (*sumber : Perry, 1997* )

## DAFTAR PUSTAKA

- \_\_\_\_\_. 2019. *Data Ekspor dan Impor Free Fatty Acid*. (Online). [www.data.un.org](http://www.data.un.org). (Diakses pada 22 September 2019).
- \_\_\_\_\_. 2020. *Rencana Tata Ruang Wilayah Kabupaten Batang*. (Online). <https://www.gresikkab.go.id/>. (Diakses pada 28 Agustus 2020).
- Maulana, I. T. (2013). Pemisahan Asam Elaidat (Trans-9-Octadecenoat Acid) dan Asam Lemak Jenuh Serat Peningkatan Kandungan EPA dan DHA dari Minyak Limbah Perusahaan Pengolahan Ikan. 1-94.
- Redinal, M. Y. (2018, Oktober 23). Retrieved from <https://dspace.uui.ac.id/handle/123456789/12060>
- Susila, W. R. (2005). Peluang pengembangan kelapa sawit di Indonesia: Perspektif jangka panjang 2025. *Jurnal Sosial Ekonomi Pertanian*, 1-19.
- Coulson, J.M. 1983. "Chemical Engineering", Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore
- Felder, R. M. dan Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations 3<sup>rd</sup> Edition*. United States of America: Prentice-Hall International.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill: New York.
- Kirk, R.E, and Othmer, D.F., and John Wiley.1998. *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3<sup>rd</sup> ed. New York
- Ludwig, E.E. 1982. "Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plant" 2<sup>nd</sup> Edition, Volume 1: Gulf Publishing Co: Texas.
- Peters, M. S., dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill: New York.
- McCabe, W. L. 1995. *Unit Operation of Chemical Engineering*. McGraw-Hill: New York.
- Perry, R.H., and Green, D.W. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 8<sup>th</sup> ed. New York: McGraw-Hill
- Perry, R.H., and Green, D.W. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup> ed. New York: McGraw-Hill
- Perry, R.H., and Green, D.W. 1934. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 1<sup>th</sup> ed. New York: McGraw-Hill
- Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Edition*. United States of America: The McGraw Hill Companies.
- Smith, J.M., dan Van Ness, H.C. 1975. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 3<sup>rd</sup> Ed*. New York: McGraw-Hill Education
- The Engineering Toolbox. 2020. *Engineering ToolBox*. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com/>. (Diakses pada 1 September 2020).

- Treyball, R. E. 1987. *Mass Transfer Operation, Reissue Edition*. McGraw-Hill Book: New York.
- Ulrich, G. G. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Willey and Sons : New York
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth Heinemann: New York.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Book: New York.
- Van Winkle, Matthew. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill Book Company