

SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ACID* DARI
***CRUDE PALM OIL* (CPO) PADA PROSES**
HIDROLISIS KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



Disusun sebagai Salah Salah Satu Persyaratan untuk
Menyelesaikan Pendidikan Strata (S1) Teknik Kimia Fakultas
Teknik
Universitas Setia Budi Surakarta

Disusun Oleh
Musdhalifah Fitria Djaeni (23170313D)

PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SETIA BUDI
SURAKARTA
2023

LEMBAR PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ACID* DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)
PADA PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Oleh:


MUSDHALIFAH FITRIA DJAENI

23170313D


Telah disetujui oleh Pembimbing

Pada tanggal


Pembimbing I


Dr. Narimo, S.T., MM
NIS.01199510022050

Pembimbing II


Dewi Astuti Herawati, S.T., M.Eng
NIS.01199601032053

Mengetahui,
Ketua Program Studi


Greg. Prima Indra B., S.T., M.Eng
NIS 01201407261183

LEMBAR PENGESAHAN

SKRIPSI

PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ACID* DARI *CRUDE PALM OIL* (CPO)
PADA PROSES HIDROLISIS KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Oleh:

MUSDHALIFAH FITRIA DJAENI

23170313D

Telah Dipertahankan didepan penguji

Pada tanggal

- Penguji 1 : Dr.Narimo, S.T.,MM
Penguji 2 : Dewi Astuti Herawati, S.T.,M.Eng
Penguji 3 : Ir. Sumardiyono, M.T
Penguji 4 : Greg.Prima Indra B.,S.T.,M.Eng



Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik
Universitas Setia Budi

Dr. Drs. Suseno, M.Si
NIS. 01199408011044

Ketua Program Studi
S1 Teknik Kimia

Greg.Prima Indra B.,S.T.,M.Eng
NIS 01201407261183

MOTTO DAN PERSEMBAHAN

MOTTO

“Bermimpilah semaumu dan kejarlah mimpi itu” .

“Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan, maka apabila kamu telah selesai dari suatu urusan kerjakanlah dengan sungguh – sungguh urusan yang lain dan hanya kepada Allah kamu berharap(Q.S Al-Insyirah :6-8)

“Tiada kekuatan dan daya kecuali karena pertolongan Allah Yang Maha Tinggi dan Agung.” (HR Al-Bukhori)

“Ojo rumongsi buso nanging bisoho rumongso”

Keberhasilan adalah sebuah proses. Niatmu adalah awal keberhasilan. Peluh keringatmu adalah penyedapnya. Tetesan air mata adalah pewarnanya. Do’amu dan do’a orang-orang disekitarmu adalah bara api yang mematangkannya. Kegagalan disetiap langkahmu adalah pengwetnya, maka dari itu, bersabarlah! Allah selalu menyertai orang-orang yang penuh kesabaran dalam proses menuju keberhasilan. Sesungguhnya kesabaran akan membuatmu mengerti bagaimana cara mensyukuri arti sebuah keberhasilan.

Kesuksesan bukan bersumber dari siapa orang tuamu, bukan dari mana asalmu, dan juga bukan seberapa kaya orang tamu, tetapi kesuksesan bersumber dari diri kita sendiri.

Dengan harapan dan usaha yang menurut orang lain tidak mungkin tewujud, pasti akan selama anda masih hidup jangan berhenti berharap dan berusaha.

PERSEMBAHAN

♥ Terima kasihku untuk.....

Allah SWT.

*Segala puji syukur kupanjatkan hanya kepada-Mu,
(Atas segala rahmat dan nikmat menjadi hamba-Mu.. semoga
kamu selalu terjaga dalam ridho-Mu.*

Mamak dan Bapak tercinta,...(terima kasih untuk seluruh curahan kasih sayang, dukungan dan kepercayaannya selama ini...untuk perjuangan panjangnya & tanggungjawab yang begitu besar...Kalian segalanya bagiku.... “Dua bijak pahlawan hidupku yang banyak mengajarku arti kehidupan, yang membantuku mewujudkan impian yang tidak pernah lekang oleh waktu, pemotivasi terbaik dalam hidupku, yang selalu menyelipkan namaku dalam setiap do’a dan pengharapan. Bapak dan Ibu tercinta, semoga tetesan butir-butir keringatmu terwujud sebagai keberhasilan dan kebahagiaanku”.....

Pak Narimo dan Bu Dewi terima kasih atas bimbingannya selama ini...baik untuk akademis maupun tugas akhir ini, atas kesediaan waktu untuk selalu mendengarkan keluh kesah kami...

Pak Dion, Pak Indra, Pak Supriyono, Pak Argoto, dan semua Dosen Tekkim USB...(terimakasih atas masukan-masukannya, atas ilmu yang kalian berikan selama kuliah, atas kesediaan waktu untuk selalu mendengarkan keluh kesah kami)

Semua Keluarga dan Saudara-Saudara ku, tanpa kalian aku bukan siapa – siapa. Terima kasih atas doa dan motivasinya

Mas mbakku, Mas Wawan, Mbak Riska, Mas Subhan, Mbak Santi, Mbak Gita, Mas Ulfa, Terima kasih atas doa dan motivasinya dalam perjalanan perkuliahan ini

Ponakanku, Rafael, Athaya, Rama, Ara, Agio, Govind, Nadyra, kamulah senyum dan perjuanganku. Karena kamu aku bisa

tersenyum, bertahan dan berusaha menjadi tante yang terbaik buat mu.

Aditya Nurwidiyanto, terima kasih sudah selalu mendukung dan berproses bersama dalam proses perjalanan ini. Terima kasih atas waktunya sudah selalu menyempatkan maupun doa dan motivasimu sampai bisa selesai skripsi ini.

Untuk Teman seperbimbingan (Putri, Nita, Fira, Avel)(aku tidak mungkin sampai dititik ini tanpa kalian...)

Semua Teman-teman seperjuangan TEKIM USB 2017..(Ayo Semangat tuk cepet lulus....kita pasti bisa teman...)

Buat semua pihak yang telah membantu...terima kasih atas bantuannya...maafkan tidak dapat disebutkan satu per satu....

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik kimia guna memenuhi syarat memperoleh gelar Sarjana pada Universitas Setia Budi Surakarta. Dalam penyusunan Laporan Tugas akhir ini penulis menganbil judul “**Prarancangan Pabrik Fatty Acid Dari Crude Palm Oil (CPO) Pada Proses Hidrolisis Kapasitas 100.000 ton/tahun**” dengan baik .

Penulisan tugas akhir ini tidak akan berhasil dengan baik dan lancar tanpa adanya izin dari Tuhan Yang Maha Esa dan kerjasama dari berbagai pihak, oleh karena itu dengan kerendahan hati penulis mengucapkan terima kasih kepada yang setulus-tulusnya kepada:

1. Dr. Djoni Tarigan, MBA., selaku Rektor Universitas Setia Budi Surakarta.
2. Dr. Drs. Suseno, M.Si selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Setia Budi Surakarta.
3. Gregorius Prima Indra B.,S.T.,M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik kimia, Fakultas Teknik, Universitas Setia Budi Surakarta.
4. Dr.Narimo, S.T.,MM selaku pembimbing I, yang dengan kesabarannya telah memberikan bimbingan kepada penulis hingga terselesainya tugas akhir ini
5. Dewi Astuti Herawati, S.T.,M.Eng selaku pembimbing II, yang telah memberikan bimbingan dan nasehat hingga selesainya tugas akhir ini.
6. Ir. Sumardiyono, M.T selaku dosen pembimbing akademik selama 5 tahun ini yang sudah mempermudah saya dalam perkuliahan ini dan selaku dosen penguji I yang telah meluangkan waktunya untuk menguji tugas akhir ini.
7. Greg.Prima Indra B.,S.T.,M.Eng selaku dosen penguji yang telah meluangkan waktunya untuk menguji hasil laporan tugas akhir ini.
8. Bapak dan Ibu dosen jurusan teknik kimia atas ilmu dan bimbingannya selama kuliah

9. Teman - teman seperjuangan Teknik Kimia 2017
10. Bapak, Mamak, Mbak Riska, Mas Wawan, Mas Subhan, Mbak Santi, Mas Ulfa dan Mb Gita yang selalu memberikan dukungan, doa, dan motivasi
11. Sahabat – sahabatku Fira, Nita, Dana, Putri
12. Teman – temen sedih dan senang Aditya Nurwidiyanto
13. Serta semua yang telah membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam skripsi ini, untuk itu saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat penulis harapkan. Dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Surakarta, 12 Desember 2022

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman judul	i
LEMBAR PERSETUJUAN	i

LEMBAR PENGESAHAN	ii
MOTTO DAN PERSEMBAHAN	iii
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR GRAFIK	xv
BAB I.....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Kapasitas Rancangan	3
1.2.1 Kebutuhan <i>fatty acid</i> di Indonesia.....	3
1.2.1 Kapasitas Minimal.....	4
1.3 Lokasi.....	6
1.4 Proses Yang Dipilih	11
1.5 Tinjauan Pustaka.....	14
A. Sifat Fisika dan Kimia.....	14
B. Mekanisme Pembentukan <i>Fatty Acid</i>	16
C. Kinetika Reaksi.....	18
D. Tinjauan Termodinamika	26
E. Kondisi operasi	28
BAB II	29
1.1 Spesifikasi Bahan Baku	29
1.1.1 <i>Crude Palm Oil</i> (CPO).....	29
1.1.2 Air / H ₂ O.....	34
1.2 Spesifikasi <i>Fatty Acid</i> & Gliserol	34
1.2.1 <i>Fatty Acid</i>	34
3.1.2 Gliserol	37
BAB III.....	39
1.1 Uraian Proses :	39

1.1.1	Persiapan bahan baku	39
1.1.2	Proses Pembentukan Produk	39
1.1.3	Permurnian produk	40
BAB IV		43
A.	PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	43
B.	PERHITUNGAN NERACA PANAS	46
BAB V		51
1.	Alat Besar	51
a.	Tangki penyimpanan air (TP-01).....	51
b.	Tangki penyimpanan CPO (TP-02)	51
c.	Tangki penyimpanan produk FA 98% (TP-03)	52
d.	Tangki penyimpanan produk Gliserol 18% (TP-04)	52
e.	Reaktor Kolom Fat Splitting (R-01)	53
f.	Decanter (DC-01)	55
2.	Alat Kecil.....	56
a.	Heater (HE-01)	56
b.	Heater (HE-02)	56
c.	Cooler I (HE-04).....	57
d.	Pompa (P-01)	59
e.	Pompa (P-02).....	59
f.	Pompa (P-03).....	60
g.	Pompa (P-04)	60
h.	Pompa (P-05)	61
i.	Pompa (P-06)	61
j.	Pompa (P-07)	62
k.	Pompa (P-08)	62
l.	Pompa (P-09)	63
m.	Pompa (P-10).....	63

n. Pompa (P-11)	64
o. Pompa (P-11)	64
p. Pompa (P-12)	65
q. Expansion Valve (EV-01).....	65
BAB VI	67
1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	67
2. Unit Pembangkit Steam	73
3. Unit Pembangkit Listrik	74
BAB VII	97
1.1 Bentuk Perusahaan.....	97
1.2 Struktur Organisasi	98
1.2.1 Pemegang Saham.....	98
1.2.2 Direktur.....	100
1.2.3 Staf Ahli dan Litbang	100
1.2.4 Kepala Bagian.....	100
1.2.5 Karyawan.....	101
1.3 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	102
1.3.1 Sistem Kepegawaian.....	102
1.3.2 Sistem Gaji	103
1.3.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	106
1.4 Kesejahteraan Karyawan	108
1.5 Manajemen Produksi	110
1.5.1 Perencanaan Produksi.....	110
1.5.2 Pengendalian Proses	111
1.6 Tata Letak (<i>Lay Out</i>) Pabrik	112
1.7 Tata Letak Peralatan	116
BAB VIII	119
A. Penaksiran Harga Peralatan	119

B.	Dasar Perhitungan	122
C.	Perhitungan Biaya.....	122
D.	Analisa Kelayakan	123
E.	Hasil Perhitungan	124
1.	Penentuan Total Capital Investment (TCI)	124
2.	Modal Kerja (Working Capital).....	124
3.	Keuntungan.....	127
4.	Analisa Kelayakan	128
5.	Analisa Kelayakan	128
BAB IX.....		131
KESIMPULAN.....		131
SARAN.....		Error! Bookmark not defined.
DAFTAR PUSTAKA.....		132
LAMPIRAN		

DAFTAR TABEL

Tabel 1 Perkembangan produksi minyak sawit (<i>crude palm oil</i>) di Indonesia tahun 2014-2019	2
Tabel 2. Data Impor <i>Fatty Acid</i> di Indonesia	3
Tabel 3 Daftar kapasitas pabrik <i>fatty acid</i> di Indonesia	4
Tabel 4 Perbandingan berbagai proses hidrolisa minyak konvensional	13
Tabel 5. Komponen penyusun minyak sawit.....	15
Tabel 6 Spesifikasi Sifat Kimia Bahan Baku	16
Tabel 7 Spesifikasi Sifat Kimia Produk	16
Tabel 8 Spesifikasi sifat Fisika produk	16
Tabel 9 Komposisi Asam lemak minyak kelapa sawit.....	36

Tabel 10 Neraca massa di sekitar dekanter	44
Tabel 11 Neraca massa di sekitar kolom splitting (R-01)	44
Tabel 12 Neraca massa total	45
Tabel 13 Neraca panas sekitar tangki H ₂ O	Error! Bookmark not defined.
Tabel 14 Neraca panas disekitar tangki CPO	Error! Bookmark not defined.
Tabel 15 Neraca panas sekitar Heater I	48
Tabel 16 Neraca panas sekitar Heater II	48
Tabel 17 Neraca panas sekitar kolom splitting	48
Tabel 18 Neraca panas sekitar expansion valve I	49
Tabel 19 Neraca panas sekitar expansion valve II	49
Tabel 20 Neraca panas sekitar Cooler I	50
Tabel 21 Neraca panas sekitar Cooler II	50
Tabel 22 Kebutuhan pembangkit steam	72
Tabel 23 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Pabrik	72
Tabel 24 Kebutuhan listrik alat proses	75
Tabel 25 Kebutuhan listrik untuk utilitas	76
Tabel 26 Daftar gaji karyawan	103
Tabel 27 Pembagian shift karyawan	107
Tabel 28 Luas bangunan pabrik	114
Tabel 29 Indeks harga alat pada berbagai tahun	120
Tabel 30 Fixed Capital Investment	124
Tabel 31 <i>Working Capital</i>	124
Tabel 32 <i>Manufacturing Cost</i>	125
Tabel 33 <i>General Expense</i>	127
Tabel 34 Hasil Analisa Ekonomi	131

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1 Peta Lokasi Pabrik Didirikan.....	8
Gambar 2 Diagram Kualitatif.....	41
Gambar 3 Diagram Kuantitatif.....	42
Gambar 4 Stuktur Organisasi	Error! Bookmark not defined.
Gambar 5 Tata letak pabrik	Error! Bookmark not defined.

DAFTAR GRAFIK

Grafik 1 Grafik Hubungan Impor Fatty Acid di Indonesia	4
Grafik 2 Grafik index harga.....	121
Grafik 3 Grafik hubungan kapasitas dan rupiah.....	129

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia adalah salah satu negara kepulauan yang beriklim tropis. Selain itu, Indonesia juga disebut dengan negara agraris dikarenakan Indonesia memiliki tanah yang subur sehingga sebagian besar masyarakat Indonesia bekerja sebagai petani. Tanah Indonesia yang subur juga dikenal sebagai Negara produsen kelapa sawit. Daerah yang menghasilkan kelapa sawit di Indonesia adalah Sumatera, Aceh, Sulawesi bahkan sampai Irian Jaya. Terbukti pada data badan statistik pusat, Indonesia menduduki peringkat pertama sebagai penghasil kelapa sawit terbesar di dunia.

Bagian dari kelapa sawit yang banyak diolah dan memiliki harga jual adalah daging buah. Bagian daging buah menghasilkan kelapa sawit mentah atau yang disebut *Crude Palm Oil* (CPO). Industri membutuhkan CPO sebagai bahan baku adalah industri pangan serta non pangan. Contoh industri pangan yang membutuhkan CPO sebagai adalah margarin, butter, bahan untuk membuat kue dan minyak goreng. Sedangkan untuk industri non pangan, membutuhkan minyak sawit sebagai bahan baku adalah industri farmasi dan industri oleokimia seperti industri cat, sabun dan lain-lain.

Produksi minyak sawit selama 2010 – 2019 secara keseluruhan meningkatkan rata-rata 8% per tahun presentase peningkatan tertinggi selama periode tersebut terjadi di tahun 2017 - 2018 yakni meningkat 10% dibanding dengan tahun-tahun yang sebelumnya. Berikut ini perkembangan produksi minyak sawit di Indonesia tahun 2014-2019 dapat dilihat pada tabel 1.

Tabel 1 Perkembangan produksi minyak sawit (*crude palm oil*) di Indonesia tahun 2014-2019

Tahun	Status Pengusaha			Jumlah Produksi Minyak Sawit (CPO)
	Perkebunan Besar Negara	Perkebunan Besar Swasta	Perkebunan Rakyat	
2014	2,229,336	16,843,458	10,205,395	29,278,189
2015	2,346,822	18,195,402	10,527,791	31,070,015
2016	1,887,999	18,024,445	11,575,542	31,487,986
2017	1,861,263	19,887,837	13,191,189	34,940,289
2018	2,147,136	25,439,694	15,296,801	42,883,631
2019	2,134,367	30,060,003	16,223,527	48,417,897

Sumber: Badan Pusat Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2019

Strategi hilirisasi minyak sawit di dalam negeri tidak merubah regim dari melihat keluar (*outward looking*) menjadi melihat ke dalam (*inward looking*). Hilirisasi minyak sawit di dalam negeri yang dimaksud adalah perpaduan strategi promosi ekspor (*export promotion*) dengan substitusi impor (*import substitution*). Intinya adalah dengan hilirisasi domestik dapat mengolah CPO menjadi produk-produk bernilai tambah lebih tinggi baik untuk tujuan ekspor maupun untuk pengganti produk yang di impor selama ini seperti solar, avtur, premium, plastik, pelumas, dan sebagainya. (GAPKI, 2017)

Mendirikan industri oleokimia di Indonesia merupakan peluang besar dikarenakan ketersediaan bahan baku yang melimpah memberikan nilai tambah produksi tinggi yaitu 40% dari bahan bakunya (CPO). Industri oleokimia di Indonesia tumbuh berkembang ditandai oleh penambahan kapasitas baik yang sedang dilaksanakan maupun di rencanakan kedepan. Kebutuhan *fatty acid* tahun 2014-2016 meningkat dengan laju pertumbuhan rata-rata 7% per tahun, 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 (GAPKI, 2017). Impor *fatty acid* yang paling banyak adalah jenis other industrial *monocarboxylic acid* (HS3823199000), yang disusul

kemudian jenis *industrial stearic acid* (HS3823110000) dan *butyric valeric acid* (HS2915600000). Kemudian *other palmatic acid* (HS2915701000), *stearic acid* (HS2915702000) dan *oleic acid* (HS3823120000). (GAPKI, 2017).

1.2 Kapasitas Rancangan

Kapasitas pabrik *fatty acid* ditentukan berdasarkan kebutuhan dalam negeri yang berasal dari negeri lain. Hal ini dapat dilihat dalam tabel dibawah ini:

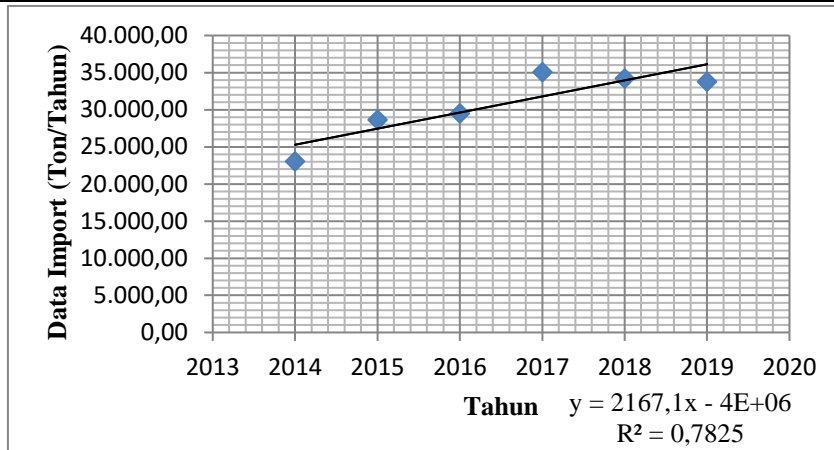
1.2.1 Kebutuhan *fatty acid* di Indonesia

Tabel 2. Data Impor *Fatty Acid* di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2014	23,037.26
2015	28,641.25
2016	29,522.66
2017	35,061.21
2018	34,209.17
2019	33,758.33

Badan Pusat Statistik, 2021

Berdasarkan tabel di atas maka dapat dibuat suatu persamaan linear agar dapat memperkirakan kebutuhan asam lemak di Indonesia pada tahun 2026:



Grafik 1 Grafik Hubungan Impor *Fatty Acid* di Indonesia

Dari hasil regresi linier pada tahun 2014, 2015, 2016, 2017, 2018 dapat diperkirakan kebutuhan *fatty acid* pada tahun 2026 sebagai berikut:

$$y = 2167.1x - 4E+06$$

$$y = 2167.1(2026) - 4E+06$$

$$y = 390.544.6 \text{ ton/tahun atau } 390.500$$

Maka, diambil 60% dan pertimbangan kapasitas pabrik yang ada dari 390.000. Maka, di dapat **100.000 ton/tahun**

1.2.1 Kapasitas Minimal

Kapasitas Pabrik *fatty acid* di Indonesia:

Tabel 3 Daftar kapasitas pabrik *fatty acid* di Indonesia

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)			
			<i>Fatty Acid</i>	<i>Fatty Alcohol</i>	<i>Glycerin</i>	Total
1	PT.Ecogreen Oleochemicals	Batam	226.500	152.000	40.500	419.000
2	PT.Sinar Oleochemical International (Sinar Mas)	Medan	150.000	-	50.000	200.000

3	PT. Flora Sawita Chemindo	Medan	50.100	-	5.000	55.100
4	PT.Salim Ivomas Pratama, Tbk.	Jakarta	44.910	-	-	44.910
5	PT Medan Oleochemical Industry	Medan	18.500	-	-	18.500
Total			490.010	152.000	95.500	737.510

Sumber :Kemenperin, 2014

Indonesia memiliki peluang menjadi hilir minyak kelapa sawit di dunia, dikarenakan bahan baku yang dibutuhkan pada industri oleo kimia tersedia cukup banyak. Selain itu dukungan dari produsen kelapa sawit di Indonesia terbesar di dunia. Menurut sumber Asosiasi Produsen *Oleochemical* Indonesia (APOLIN), 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. Disebabkan adanya pemberlakuan tarif ekspor minyak sawit mentah yang progresif membuat semakin banyak pelaku bisnis yang semula fokus di hulu mengalihkan usahanya menjadi hilir di bisnis oleokimia.

Sebagian besar produk oleokimia Indonesia adalah untuk ekspor yang mencapai 80% dari total produksi. Sebagai gambaran pada tahun 2016, produksi oleokimia di dalam negeri mencapai 2,59 juta ton. Dari jumlah itu, 2,07 juta ton diekspor atau merupakan 80% dari total produksi. Sisanya digunakan untuk kebutuhan di dalam negeri, diantaranya :

1. Industri oleokimia dasar, seperti *fatty acid*, *fatty alcohol*, *fatty amines*, methylester, glycerin.
2. Produk-produk tersebut menjadi bahan baku bagi beberapa industri seperti farmasi, toiletris, dan kosmetik. *Fatty alcohol* sebagian besar digunakan untuk produksi deterjen, pembersih, dan bahan antioksidan. *Glycerin* banyak digunakan antara lain untuk sabun, kosmetik, obat-obatan, alkyd resin dan makanan.

Berdasarkan dari data diatas, dengan meningkatnya kebutuhan *fatty acid* dunia sebagai bahan *intermediate* pada berbagai industri, maka Pra Rancangan Pabrik Pembuatan *Fatty Acid* dari bahan baku CPO di Indonesia layak didirikan dan perlu mendapat dukungan besar dengan pertimbangan :

1. Mengurangi ketergantungan *fatty acid* dari negara lain
2. Meningkatkan pendapatan (devisa) negara di sektor industri serta menghemat impor
3. Meningkatkan nilai jual minyak kelapa sawit
4. Dapat menciptakan tenaga kerja sehingga mengurangi pengangguran,
5. Dapat meningkatkan perekonomian nasional, khususnya taraf kehidupan di Indonesia.
6. Pabrik yang dihasilkan ramah lingkungan, di mana limbah yang dihasilkan relatif sangat kecil dan tidak berbahaya dan diperkirakan tidak mengganggu keselamatan, kesehatan, serta keamanan pekerja ataupun masyarakat di sekitarnya.

1.3 Lokasi

Pemilihan lokasi adalah salah satu hal penting dalam perancangan pabrik yang memproduksi barang dan jasa. Dengan demikian strategi lokasi adalah hal yang tidak dapat diabaikan dalam proses perancangan. Letak lokasi perencanaan pada geografisnya mempengaruhi kelangsungan dan kesuksesan dari suatu industri. Banyak pertimbangan namun terpenting adalah pabrik harus berlokasi dimana biaya produksi yang dikeluarkan minimum dan produk dapat didistribusikan dengan mudah. Faktor lain, seperti area untuk ekspansi dan kondisi keamanan untuk operasi pabrik dapat diterima oleh masyarakat sekitar. Selain itu, juga mempertimbangkan untuk perluasan pabrik kedepannya.

Adapun faktor-faktor pertimbangan dalam memilih lokasi pabrik yaitu (Wijana ,2012):

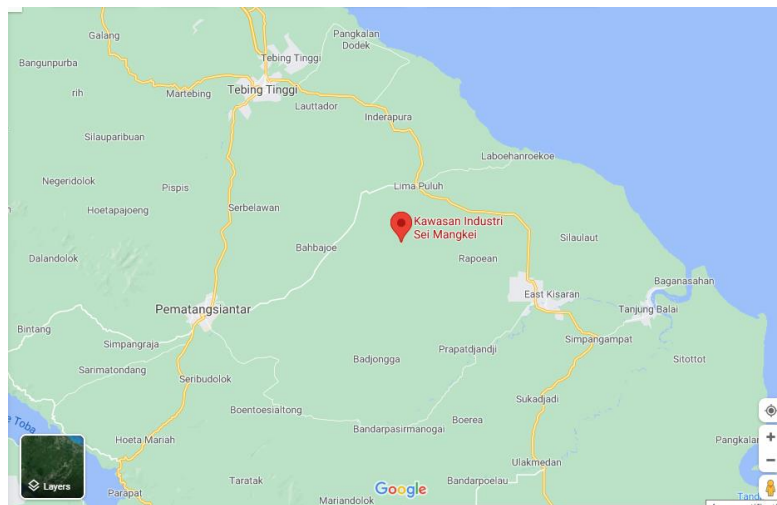
- Lokasi pasar. Lokasi dimana potensi pembeli berada adalah satu faktor yang harus diperhatikan dalam proses penentuan lokasi pabrik, jika lokasi pasar tersebar dalam beberapa

wilayah tertentu maka posisi pabrik yang ideal adalah berada di tengah-tengah (titik berat) dari posisi pasar. Dan jika lokasi pasar terpusat pada wilayah tertentu maka lokasi pabrik dapat didirikan mendekati wilayah tersebut.

- Lokasi sumber bahan baku. Beberapa industri karena sifat dan keadaan dari proses produksinya memaksa untuk menempatkan pabriknya dengan sumber bahan baku, seperti pabrik semen, mengharuskan lokasi pabrik berada di daerah yang memiliki sumber bahan baku semen. Lokasi dekat dengan sumber bahan baku juga menghemat pada penyiapan bahan baku yang di keluarkan pabrik semakin dekat antara letak bahan baku dengan tempat produksi maka akan semakin hemat biaya yang harus dikeluarkan dari pabrik tersebut.
- Transportasi. Tersedianya alat transportasi yang layak akan sangat mempengaruhi proses produksi, jenis fasilitas dan biaya relatif dari masing-masing alat transportasi. Transportasi harus memberikan biaya yang minimal dengan kualitas yang maksimal.
- Sumber energi. Faktor ini sangat vital dalam penentuan lokasi karena keberadaannya mutlak diperlukan. Secara umum sebagian perusahaan membeli energi (listrik) dari pada harus membuat instalasi pembangkit energi.
- Pekerja dan tingkat upah. Pemilihan lokasi akan mempertimbangkan tersedianya tenaga kerja yang cukup yang tidak saja dilihat dari 58 ketersediaan jumlah pekerja akan tetapi juga kemampuan dan keterampilan pekerja dan tentu saja akan mempertimbangkan tingkat upah rata-rata pada lokasi alternatif.
- Sikap masyarakat. Sosial, adat istiadat, tradisi dan tingkat pendidikan rata-rata dari anggota masyarakat sekitar lokasi alternatif menjadi pertimbangan utama dalam menyelesaikan suatu masalah-masalah perburuhan, perselisihan/persengketaan dan masalah hubungan industri dengan masyarakat sekitar.
- Air dan limbah industri. Memilih lokasi dengan suplai air yang cukup sangat penting bagi hampir semua industri. Masalah pengolahan dan pengendalian limbah industri

merupakan hal yang harus dipertimbangkan dalam penentuan dan perencanaan pembangunan industri.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik pembuatan *fatty acid* dari bahan baku *Crude Palm Oil* (CPO) didirikan di kawasan industri Sei Mengkei, Kecamatan Bosar Maligas, Kabupaten Simalungun, Provinsi Sumatera Utara, Medan. Sei Mengkei merupakan kawasan industri berbasis CPO yang sedang berkembang yang memiliki luas lahan mencapai 159.655,87 ha yang terdiri dari tanaman karet seluas 37.788,31 ha, tanaman kelapa sawit seluas 105.026,89 ha dan areal lain-lain seluas 16.840,67 ha, yang didukung oleh 11 Pabrik Kelapa Sawit (PKS) dengan total kapasitas 423,33 ton Tandan Buah Segar (TBS)/jam, 8 unit Pabrik Pengolahan Karet (PPK) dengan kapasitas 142,41 ton karet kering (KK)/hari. Terletak di provinsi yang merupakan salah satu penghasil sawit dan karet terbesar di Indonesia. Memiliki akses yang cepat ke Pelabuhan Kuala 59 Tanjung (kurang lebih sekitar 45 menit dengan jalan darat), serta berjarak 74 km ke Bandara Internasional Kuala Namu dan 143 km ke Pelabuhan Belawan. Memiliki ketersediaan air yang melimpah yang bersumber dari Sungai Bah Bolon. Secara historis, hampir tidak pernah terjadi konflik sosial serta dikenal sebagai daerah yang memiliki tingkat toleransi yang tinggi (PT. Perkebunan Nusantara, 2014)



Gambar 1 Peta Lokasi Pabrik Didirikan

Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi tersebut adalah

1. Bahan baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku, disamping itu juga harus diperhatikan jarak pabrik tersebut dengan daerah pemasarannya sehingga nantinya transportasi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku utama dari pabrik ini direncanakan akan terintegrasi dengan PKS (Pabrik Kelapa Sawit) yang ada di sekitar lokasi pabrik pada Kawasan Industri Sei Mengkei ini. Adapun sumber utama bahan baku ini direncanakan berasal dari PTPN III Sei Mengkei. Produksi minyak dan inti sawit yang dihasilkan perusahaan sudah dikenal di pasar lokal dan internasional dengan pasokan yang tepat waktu kepada pembeli dengan mutu yang dihasilkan *Crude Palm Oil* (CPO), *Palm Kernel Oil* (PKO), *Palm Kernel* (PK) dan *Palm Kernel Meal* (PKM). Dengan kapasitas PTPN III Sei Mangkei tersebut adalah sekitar 75 ton TBS/jam, jumlah CPO tersebut sudah mencukupi kebutuhan kapasitas pabrik yang akan dibangun (PT. Perkebunan Nusantara III, 2014).

2. Transportasi

Lokasi pra rancangan pabrik ini merupakan kawasan perluasan industri daerah Sei Mangkei yang telah memiliki sarana transportasi yang lengkap untuk mengangkut bahan baku dan produk. Transportasi dilakukan melalui jalan darat yang dapat ditempuh oleh kendaraan besar (truk pengangkut) tanpa hambatan, memiliki akses yang cepat ke Pelabuhan Kuala Tanjung (kurang lebih sekitar 45 menit dengan jalan darat), serta berjarak 74 km ke Bandara Internasional Kuala Namu dan 143 km ke Pelabuhan Belawan.

3. Pemasaran produk

Kebutuhan akan *fatty acid* menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun berdasarkan data statistik *ekspor* dan *impor*. Demikian halnya dengan produksi CPO di dalam negeri yang telah banyak dihasilkan oleh beberapa Pabrik Kelapa Sawit (PKS) di Indonesia. Dengan demikian, diharapkan pembangunan pra rancangan pabrik ini dapat memenuhi kebutuhan *fatty acid* dunia

dan domestik. Daerah tujuan ekspor yaitu kawasan Asia Pasifik dengan rata-rata pertumbuhan kebutuhan *fatty acid* sebesar 5,9% dan wilayah Amerika dan Uni Eropa permintaan dengan masing-masing negara sebesar 0,9% dan 1,1%. Hal tersebut dikutip dari (PT. Perkebunan Nusantara III, 2014).

4. Kebutuhan air Air yang dibutuhkan dalam proses dapat diperoleh dari air bersih PDAM daerah aliran Sungai Bah Bolon yang akan dibutuhkan untuk kebutuhan proses, sarana utilitas dan kebutuhan domestik.
5. Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya diperoleh dari PT Pertamina setempat. Selain itu, kebutuhan tenaga listrik juga dapat diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara 62 (PLN) atau pembangkit listrik yang dibangun khusus untuk keperluan sendiri.
6. Tenaga kerja
Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah setempat ataupun di sekitar ibu kota Medan. Untuk tenaga kerja berpendidikan SMA, SMK atau sederajat dapat diperoleh dari pemukiman penduduk yang ada di sekitar lokasi pabrik, sedangkan tenaga kerja berpendidikan D-3 dan S- 1 dapat direkrut dari berbagai Universitas atau Institusi yang ada di daerah Sumatera Utara atau luar daerah.
7. Biaya tanah pabrik
Biaya tanah untuk mendirikan pabrik ini di Kawasan Industri Sei Mangkei masih terjangkau, dimana harga per meter persegiannya sekitar Rp.1.000.000,-. Selain itu, kawasan ini merupakan kawasan industri yang masih banyak lahan luas untuk pengembangan pabrik (www.industri.kontan.co.id dan www.rumah.com).
8. Kemungkinan perluasan dan ekspansi
Ekspansi pabrik dimungkinkan karena peningkatan kebutuhan akan *fatty acid* serta tanah sekitar memang dikhususkan untuk daerah pembangunan industri serta tidak mengganggu pemukiman warga sekitar.

1.4 Proses Yang Dipilih

Proses pembuatan *fatty acid* dan gliserol dapat dilakukan dari proses-proses berikut:

a. Proses *Twitchell*

Proses *Twitchell* ini merupakan proses yang paling tua. Dimana proses ini menggunakan reagen *Twitchell* dan asam sulfat sebagai katalis. Reagen tersebut merupakan campuran sulfonat oleat atau asam lemak lain dan naftalen. Proses ini menggunakan tangki tahan asam dimana air yang digunakan kira-kira setengah dari lemak, asam sulfat 1-2%, dan reagen *Twitchell* 0,7501 25% yang dididihkan pada tekanan atmosfer selama 36 sampai 48 jam, menggunakan steam terbuka. Proses ini biasanya diulangi dua sampai empat kali. Pada tahap terakhir, air ditambahkan dan campuran dididihkan untuk mencuci asam yang tersisa. Pada cara ini dapat diperoleh konversi sebesar 85-98%. Proses ini jarang digunakan karena waktu yang digunakan cukup lama, konsumsi steam yang tinggi, serta perusakan terhadap warna asam lemak cukup besar.

b. Proses *batch autoclave*

Proses ini merupakan metode komersial tertua yang digunakan untuk memisahkan asam lemak tanpa merusak warna. Proses ini lebih cepat dibandingkan dengan proses *Twitchell*, waktu yang dibutuhkan sekitar 6- 10 jam. Proses ini menggunakan katalis, biasanya zink, magnesium, atau 19 kalsium oksida. Biasanya digunakan katalis zink karna paling aktif dan digunakan sekitar 2-4%. *Autoclave* berbentuk silinder panjang, diameter dalamnya 1220-1829 mm dan tingginya 6-12 m, terbuat dari logam tahan korosi dan bersekat (*stainless-steel*). Dalam proses ini, *autoklaf* diisi dengan minyak, air yang ditambahkan sekitar setengah dari minyak, serta katalis. Steam dialirkan terus menerus guna untuk menghilangkan udara terlarut, kemudian *autoklaf* ditutup. Kondisi operasi pada suhu 240-250°C dan tekanan tinggi 28-30 atm dan diinjeksikan secara terus menerus melalui bagian bawah. Konversi yang dihasilkan setelah 1-3

jam adalah 95-98%. Lalu ditransfer menuju tangki pengendapan dimana terbentuk dua lapisan yaitu lapisan atas asam lemak dan bagian bawah *sweet water* (30-60% berat asam lemak). Lapisan asam lemak yang terpisah, ditambahkan dengan asam untuk memisahkan sabun yang terbentuk, dan terakhir dicuci untuk menghilangkan asam mineral yang terikut.

c. Proses *Continous Counter Current*

Proses ini berlawanan arah, menggunakan tekanan yang tinggi, dan merupakan proses hidrolisis yang sangat efisien. Suhu dan tekanan yang tinggi digunakan untuk waktu yang singkat. Aliran minyak dan air yang berlawanan arah menghasilkan derajat *splitting* yang tinggi tanpa menggunakan katalis. Bagaimanapun, katalis mungkin digunakan juga. Menara *splitting* merupakan jantung proses tersebut. Biasanya menara yang digunakan dengan diameter dalam 508-1220 mm dan tingginya 18-25 m serta terbuat dari bahan yang tahan korosi (*stainless-steel*) seperti baja 316 atau 20 logam inonel dengan tekanan operasinya 45-50 atm. Suhu yang tinggi sekitar 252°C menjamin fase air terlarut pada minyak. Prosesnya adalah fase lemak dan minyak diumpankan melalui bawah lalu akan menuju atas, sedangkan air diumpankan melalui bagian atas lalu menuju bawah, sehingga akan berkontak langsung antara kedua fase tersebut dan terbentuk asam lemak. Konversi dapat mencapai 99%. Proses ini dengan tekanan tinggi lebih efisien dibandingkan dengan proses lain, karena waktu reaksinya hanya 1-2 jam, perubahan warna asam lemak yang sedikit.

Perbandingan dari ketiga proses tersebut dapat dilihat pada tabel 4. Dari tabel terlihat bahwa ketiga proses mempunyai kelebihan dan kekurangan masing-masing, tetapi akan dipilih proses ke-3 yaitu *Continous Counter Current*. Hal ini pertimbangan jika menggunakan proses *Twitchell* waktu reaksi sangat lama sekali yaitu 12-48 jam dan konversi yang didapat lebih rendah dibanding menggunakan proses *Autoclave*, selain itu katalis yang dipakai sukar untuk perolehannya dan penanganannya.

Jika digunakan proses *fat splitting* dengan *autoclave* biaya awal cukup tinggi, waktu reaksi agak lama daripada proses *twchell* konsumsi energi cukup besar dan hasil dari hidrolisa masih rendah dibandingkan menggunakan proses *continous counter current*.

Tabel 4 Perbandingan berbagai proses hidrolisa minyak konvensional

Karakteristik	<i>Twichell</i>	<i>Autoclave</i>	<i>Continous Counter Current</i>
Suhu °C	100-105	240-250	250-260
Tekanan (atm)	Atmosferik	28-30	45-50
Katalis	Asam alkilaryl sulfonat atau asam sikloalifatic sulfonat (0,75-1,25%)	-	-
Waktu (jam)	12-48	1-3	1-2
Mode operasi	<i>Batch</i>	<i>Continous</i>	<i>Continous</i>
Peralatan	Logam monel, copper, tangki kayu	<i>Auto-clave</i> stainless-steel	Stainles-steel
Hidrolisa	85-98% terhidrolisa, 5-15% larutan gliserol, tergantung jenis lemak	95-98% terhidrolisa, 10-15% larutan gliserol, tergantung jenis lemak	97-99% terhidrolisa, 10-25% larutan gliserol, tergantung jenis lemak
Keunggulan	Suhu dan tekanan rendah, suseuai untuk skala yang kecil, biaya awal kecil	Waktu reaksi lebih ceoat dari proses <i>Twichell</i> , hasil jernih, konversi	Konversi tinggi, biaya tenaga kerja rendah, hasil jernih

	karena alat sederhana dan tidak mahal	tinggi, biaya tahunan rendah	
Kelemahan	Penanganan katalis, waktu reaksi sangat lama, persediaan lemak yang berkualitas rendah harus direfining dengan asam untuk mencegah peracunan katalis, cenderung membentuk asam berwarna gelap, membutuhkan lebih dari 1 stafe untuk yield yang baik dan konsentrasi gliserin tinggi, tidak dapat dikontrol secara otomatis, biaya buruh tinggi	Biaya awal cukup tinggi, waktu reaksi agak lama daripada proses <i>coltage-emer</i> , konsumsi energi cukup besar	Biaya awal tinggi, biaya tahunan tinggi, suhu dan tekanan tinggi sehingga perlu skill dan pengalaman tinggi, investasi alat dan konsumsi energi besar

Sumber : Handayani Dwi, 2008

1.5 Tinjauan Pustaka

A. Sifat Fisika dan Kimia

Menurut Sujadi dkk, (2016) komposisi kimia minyak sawit mentah (*Crude Palm Oil, CPO*) yang dihasilkan dari bagian *mesokarp* dan minyak inti kelapa sawit:

Tabel 5. Komponen penyusun minyak sawit

Komponen	Komposisi (%)
Trigliserida	95,6
Asam lemak bebas	4,00
Air	0,20
Phosphatida	0,07
Karoten	0,03
Aldehid	0,07

Lemak merupakan golongan besar senyawa yang tidak larut dalam air yang terdapat di alam yang merupakan ester dari asam lemak berantai panjang (C_{12} sampai C_{24}) dan gliserol yang dinamakan trigliserida. Trigliserida dapat berwujud padat maupun cair, hal ini tergantung dari komposisi asam lemak yang menyusunnya. Dalam pemakaian secara umum, trigliserida yang berbentuk padat atau semipadat pada suhu ruangan disebut dengan “lemak” sedangkan yang berbentuk cair pada kondisi yang sama dikenal dengan “minyak”. Minyak merupakan trigliserida yang kaya akan asam lemak tidak jenuh, seperti asam oleat dan linoleat. Sedangkan lemak merupakan trigliserida yang kaya akan asam lemak jenuh, seperti asam stearat dan palmitat. (Handayani, 2008)

Sifat kimia dari minyak sawit/CPO adalah (Ketaren, 1996):

1. Pada reaksi hidrolisis, minyak akan diubah menjadi asam lemak dan gliserol. Dengan memerlukan tekanan dan suhu tinggi agar proses terjadi cepat dan tanpa katalisator. Hal ini sebabkan kelarutan air dalam minyak makin meningkat pada suhu tinggi sehingga mampu memecah trigliserida dalam minyak.
2. Penambahan sejumlah basa akan terjadi reaksi penyabunan (saponifikasi). Jumlah asam lemak bebas dalam minyak tidak diinginkan karena akan mempengaruhi kualitas minyak.
3. Bila terjadi kontak dengan sejumlah oksigen, akan terjadi reaksi oksidasi yang akan menyebabkan minyak berbau tengik (Yoeswono, 2008)
4. Tidak larut dalam air, sangat mudah larut dalam pelarut organik dan eter

Tabel 6 Spesifikasi Sifat Kimia Bahan Baku

Kandungan	Fase	Rumus molekul	Berat molekul	Spesific gravity	Titik didih (°C)	Titik leleh (°C)
Minyak sawit/CPO	Cair	C_3H_5COOR	847,28 gr/mol	0,9	298	21-24
Air	Cair	H_2O	18 g/mol	1	100	-

(Perry, Green, and Maloney, 1997)

Tabel 7 Spesifikasi Sifat Kimia Produk

Kandungan	Fase	Rumus molekul	Berat molekul (gr/mol)	Spesific gravity	Titik didih (°C)	Titik leleh (°C)
<i>Fatty Acid</i>	Cair	$RCOOH$	270	0,853	215	63
Gliserol	Cair	$C_3H_5(OH)_3$	92,095	1,262	290	18

(Perry, Green, and Maloney, 1997)

Tabel 8 Spesifikasi sifat Fisika produk

Kandungan	Kelarutan dalam air	Kelarutan dalam pelarut organik dan eter
<i>Fatty Acid</i>	Tidak larut	Sangat mudah larut
Gliserol	Sangat mudah larut	Sangat mudah larut

(Perry, Green, and Maloney, 1997)

B. Mekanisme Pembentukan *Fatty Acid*

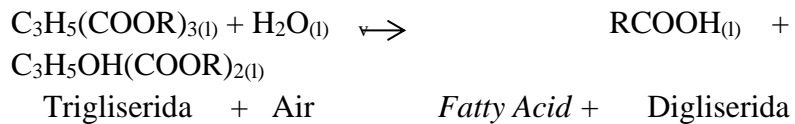
Minyak terdiri dari trigliserida dari *fatty acid* dengan beda panjang rantai karbonnya. Reaksi hidrolisis adalah reaksi minyak dengan air. *Splitting* minyak dengan air merupakan reaksi homogen dimana kelarutan air dalam minyak lebih tinggi daripada kelarutan minyak dalam air. Jadi, hidrolisis efektif dibawah kondisi optimum homogen. Reaksi hidrolisis merupakan reaksi *reversible* dimana mono dan digliserida terbentuk sebagai *intermediate* dengan melalui 3 tahapan reaksi, (Mu'azu dkk., 2005) diantaranya :

- a. Pembentukan trigliserida

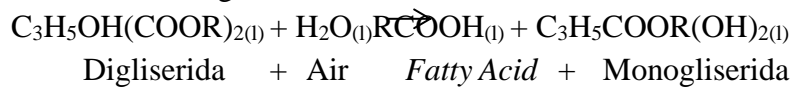
- b. Pembentukan digliserida
- c. Pembentukan monogliserida

Reaksi *reversible* berarti bahwa reaksi transesterifikasi akan mencapai kondisi kesetimbangan. Mula-mula trigliserida bereaksi dengan metanol membentuk digliserida yang mana kemudian akan bereaksi lagi dengan metanol membentuk monogliserida dan akhirnya monogliserida bereaksi dengan metanol membentuk metil ester dan gliserol, sebagaimana mekanisme reaksi:

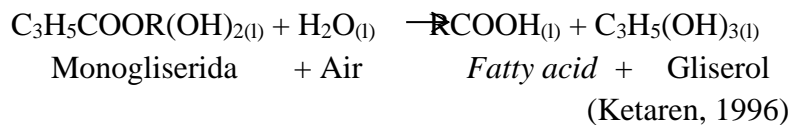
- a. Pembentukan trigliserida



- b. Pembentukan digliserida



- c. Pembentukan monogliserida membentuk gliserol



Pada proses pembuatan *fatty acid* terjadinya reaksi kimia pada kolom *splitting* yang tergantung pada sifat fisik dan kimia minyak dan *fatty acid*. Reaksi yang terjadi adalah reaksi hidrolisis atau *splitting* minyak. Fungsi dari *splitting* reaktor untuk mengubah lemak trigliserida menjadi *fatty acid* dan mencuci gliserin dengan air selama proses reaksi berlangsung dan meninggalkan reaktor menjadi *sweet water*.

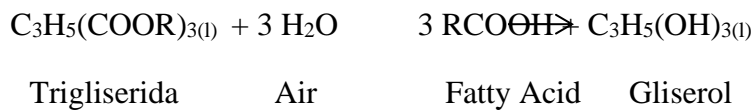
Menurut US Patent US 2006.0167291A1, proses reaksi hidrolisis berjalan kontinu, *counter current*, bertekanan tinggi, dan temperatur tinggi, dan diinginkan konversi 98,% dan *sweet water* mengandung 14 % gliserin. Air proses masuk dari atas reaktor dengan rasio 60-80% wt dari minyak. Minyak bergerak ke atas sebagai fase kontinu dan butiran-butiran air turun secara kontinu.

C. Kinetika Reaksi

Konstanta kecepatan reaksi pada kondisi tertentu yang terdapat pada Fig.274 Esnesto Bernandini "Raw Material and Extraction Tecnique".1993. Vol.3.Publishing House, B.E.Oil.Rome :

T,C	Waktu, menit	Konversi	Waku, menit	Konversi
238	120	0.93	~	0.94
257	100	0.97	~	0.98

Persamaan reaksi :



Persamaan kecepatan reaksi:

Pada keadaan setimbang, dimana reaksi dari kiri ke kanan sama, maka
 $(-r_m) = 0$

$$(-r_m) = k_o \left(\text{cair.ctg} - \text{Cair.Ctg} - \frac{\text{Cgly.Cfa}}{K} \right)$$

Dimana :

$(-r_m)$ = kecepatan reaksi minyak (kmol/jam.m³)

K_o = konstanta kecepatan reaksi overall (m³/jam.km)

K = konstanta kesetimbangan

C = konsentrasi (kmol/m³)

Kecepatan laju volumetrik umpan masuk, kg/jam:

$$F_v = \frac{m}{p}$$

Dimana:

m = kecepatan umpan masuk, kg/jam

p = densitas komponen, kg/ltr

Bahan	Massa (kg/jam)	BM (kg/mol)	Mol (kmol/jam)	Pl (kg/ltr)	Fv (m ³ /jam)
Trigliserid	12247.5	847.28	14.45505	0.719	17.0293
a				2	
H ₂ O + Steam	378.788	18	21.04377	0.776	0.4481
Total	12626.3	865.25	35.49882	1.495	17.4774
				2	

Menentukan densitas untuk fase cair :

$$P_L = A \cdot B \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dimana : ρ_{TG} = densitas TG, g/ml

ρ_{H_2O} = densitas H₂O, g/ml

T = Temperatur operasi (523.15 K)

T_c = Temperatur kritis

Komponen	A	B	N	T _c (K)	T (K)	$\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$	Pl (gr/ml)	Pl (kg/l)
TG	0.2797	0.2681	0.2947	776	524.6670	0.7173	0.7192	0.7192
H ₂ O + Steam	0.3471	0.2740	0.2857	647.13	524.6670	0.6215	0.7760	0.7760
Steam	0.3471	0.2740	0.2857	647.13	524.6670	0.6215	0.7760	0.7760

(Carl L. Yaws |Tabel 8.1 dan 8.2 P.189-208)

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi minyak awal (CTGO)} &= \frac{\text{kmol TG}}{\text{Vol.Overall}} \\ &= \frac{12,9492}{15,4386} = 0,8388 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi air awal (CAirO)} &= \frac{\text{kmol Air}}{\text{Vol.Overall}} \\ &= \frac{38,8500}{15,4386} = 2,5164 \end{aligned}$$

$$M = \frac{C_{AirO}}{CTGO} = \frac{38,8500}{15,4386} = 3,0002$$

Persamaan Stoikiometri:

Komponen	Simbol	Persamaan
C ₃ H ₅ (COOR) ₃	TG	C _{TG} = C _{TGO} (1 - X _a)
H ₂ O	Air	C _{Air} = C _{AirO} - 3 C _{TGO} .X _a
RCOOH	<i>Fatty Acid</i>	C _{FA} = 3C _{TGO} .X _a
C ₃ H ₅ (OH) ₃	Gliserol	C _{Gly} = C _{TGO} .X _a

Persamaan perancangan untuk reaktor kontinu :

$$N_{tgo} \frac{dx}{dt} = -r M.V$$

$$t = N_{tgo} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(-rM).V}$$

$$t = C_{tgo} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(-rM)}$$

jadi,

$$C_{TG} = C_{TGO} \times (1 - X_a)$$

$$C_{Air} = C_{AirO} - 3 (C_{TGO} \times X_a)$$

$$C_{Air} = C_{TGO} \times (M - 3 X_a)$$

$$C_{Air} = C_{TGO} \times (3,6533 - 3 X_a)$$

$$C_{Gly} = C_{TGO} \times X_a$$

$$C_{FA} = 3 \times C_{TGO} \times X_a$$

$$k_0 = \frac{1}{C_{tgo}(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M - 3X_a)(1 - X_a) - \frac{3X_a^2}{K}}$$

$$k_0 = \frac{1}{C_{tgo}(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M - 3X_a^2 - M - X_a) - \frac{3X_a^2}{K}}$$

Pada keadaan setimbang dimana kecepatan reaksi dari kiri ke kanansama, maka $(-rM) = 0$

$$(-r_m) = k_o(\text{Cair.Ctg} - \frac{C_{gly.Cfa}}{K})$$

$$\text{Ctg.Cair} = \frac{C_{gly.Cfa}}{K}$$

$$K = \frac{C_{gly.Cfa}}{\text{Ctg.Cair}} \cdot k_o$$

a) Pada suhu $238^\circ\text{C} = 511\text{ K}$

Pada kesetimbangan $t \sim$ konversi = 0,94

$$K = \frac{(C_{tgo.Xa})(3.C_{tgo.Xa})}{C_{tgo}(1-Xa).C_{tgo}(M-3Xa)}$$

$$K = \frac{(C_{tgo.Xa})(3.C_{tgo.Xa})}{C_{tgo}(1-Xa)(C_{tgo}(M-3Xa))}$$

$$K = \frac{3x(0,94)^2}{C_{tgo}(1-Xa)(C_{tgo}(M-3Xa))}$$

$$K = 245,1914$$

Waktu tinggal (t) = 120 menit, konversi = 0,93

Mode Simpson's Rule :

$$\int_0^{0,93} y dy = \frac{\Delta x}{3} [(y_0 + y_n) + (4 \cdot Y_{\text{genap}}) + (2 \cdot Y_{\text{ganjil}})]$$

$$y = \left[\frac{dx}{(C_{ao} - 3Xa)(1-x) - \frac{3x^2}{K}} \right]$$

$$y = \left[\frac{1}{(3x^2 - 18,2216x + 15,2216) - \frac{3x^2}{K}} \right]$$

$$\Delta x = 0,93 : 3 = 0,1860$$

	X	Y
0	0	0.0657
1	0.1860	0.0838
2	0.3720	0.1129
3	0.5580	0.1671
4	0.7440	0.3013
5	0.9300	1.1633

$$y = \frac{\Delta x}{3} [(y_0 + y_n) + (4 \cdot Y_{\text{genap}}) + (2 \cdot Y_{\text{ganjil}})]$$

$$y = 0,2100$$

$$k_o = \frac{1}{Ctgo(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M-3xa)(1-xa) - \frac{3xa^2}{K}}$$

$$k_o = \frac{1}{Ctgo(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M-3xa^2-M-xa) - \frac{3xa^2}{K}}$$

$$k_o = 0,1252$$

b) Untuk suhu $257^\circ\text{C} = 530\text{ K}$

Pada kesetimbangan $t = \approx$, konversi = 0,98

$$K = \frac{(Ctgo.Xa)(3.Ctgo.Xa)}{Ctgo(1-Xa).Ctgo(M-3Xa)}$$

$$K = \frac{3xa^2}{(1-Xa)(M-3Xa)}$$

$$K = \frac{3x(0,98)^2}{(1-0,98)(3,0002-3x0,98)}$$

$$K = 5,8292$$

$$\Delta x = 0,98 : 5 = 0,1960$$

	X	Y
0	0	0.0657
1	0.1940	0.0849
2	0.3880	0.1173
3	0.5820	0.1832
4	0.7760	0.3879
5	0.9700	8.7046

$$y = \frac{\Delta x}{3} [(y_o + y_n) + (4.Y_{\text{genap}}) + (2.Y_{\text{ganjil}})]$$

$$y = 0,2100$$

$$k_o = \frac{1}{Ctgo(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M-3xa)(1-xa) - \frac{3xa^2}{K}}$$

$$k_o = \frac{1}{Ctgo(t)} \int_0^{x(t)} \frac{dx}{(M-3xa^2-M-xa) - \frac{3xa^2}{K}}$$

$$k_o = 0,5240$$

konstanta kecepatan reaksi menurut Arrhenius :

$$k_0 = A e^{-E/RT}$$

Dengan :

k_0 = konstanta kecepatan reaksi overall ($m^3/joule.kmol$)

A = faktor tumbukan ($m^3/joule.kmol$)

E = energi aktivasi (kkal/kmol)

R = tetapan gas (1,987 kkal/kmol.K)

T = Suhu (K)

$$\ln k_0 = \ln A - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} \right)$$

1. Untuk T = 511 K

$$\ln k_0 = \ln A - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} \right)$$

$$\ln k_0 = \ln A - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{511} \right)$$

$$\ln A = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{511} \right) - 1,3871 \dots\dots\dots (1)$$

2. Untuk T = 530 K

$$\ln k_0 = \ln A - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T} \right)$$

$$\ln k_0 = \ln A - \frac{E}{R} \left(\frac{1}{530} \right)$$

$$\ln A = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{530} \right) - 0,2251 \dots\dots\dots (2)$$

Persamaan 1 dan 2 disubstitusikan

$$\ln A = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{511} \right) - 1,3871 = \ln A = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{530} \right) - 0,2251$$

$$0,00196 \left(\frac{E}{R} \right) - 1,3871 = 0,00189 \left(\frac{E}{R} \right) - 0,2251$$

$$7 \times 10^{(-5)} \left(\frac{E}{R} \right) = 1,1620$$

$$\left(\frac{E}{R}\right) = 16600$$

Substitusi ke persamaan 1

$$\ln A = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{511}\right) - 1,3871$$

$$\ln A = 16600 \left(\frac{1}{511}\right) - 1,3871$$

$$\ln A = 31,0982$$

$$A = 3,2 \times 10^{13}$$

$$K_o = A e^{-E/RT}$$

$$\text{Maka : } k_o = 3,2 \times 10^{13} e^{-(16600)/524,670}$$

$$K_o = 0,5822$$

Konstanta Kesetimbangan Reaksi :

$$\ln K = \frac{a}{T} + b \dots\dots\dots \text{Arhenius}$$

Dimana :

K = konstanta kesetimbangan

$$a = E/R$$

$$b = \ln A$$

T = suhu (K)

Pada T = 511 K

$$\ln K = \frac{a}{511} + b$$

$$b = 0,576 - \frac{a}{511} \dots\dots (3)$$

pada T = 530 K

$$\ln K = \frac{a}{511} + b$$

$$b = 1.7628 - \frac{a}{511} \dots\dots (4)$$

Substitusikan persamaan 3 dan 4

$$0,576 - \frac{a}{511} = 1,7628 - \frac{a}{511}$$

$$0,576 - 0,00196 a = 1,7628 - 0,00189 a$$

$$7 \times 10^{-5} a = 1,1868$$

$$a = 16954,2857$$

$$b = 0,576 - \frac{-10857,1429}{511}$$

$$b = 33,7546$$

$$\ln K = 33,7546 - \frac{16954,2857}{T}$$

$$K = \exp \left(33,7546 - \frac{16954,2857}{T} \right) \dots\dots\dots(5)$$

Mencari harga konversi (x=k) pada suhu 251°C = 523 K

$$K = \frac{Cg \cdot CFA}{Cm \cdot Ca}$$

$$K = \frac{3x^2}{(1-Xa)(M-3Xa)}$$

$$K = \frac{3x^2}{(1-0,98)(27,6533-3x)}$$

$$3.8086 = \frac{3xa^2}{(1-Xa)(M-3Xa)}$$

$$K = \frac{3x(0,98)^2}{(1-0,98)(3,0002-3x0,98)}$$

$$3.8086 = \frac{3x^2}{3x^2 - 18.2216x + 15.2216}$$

$$11.4258x^2 - 116.7470x + 105.3211 = 3x^2$$

$$8.4258x^2 - 116.7470x + 105.3211 = 0$$

Nilai x dicari menggunakan rumus a,b,c:

$$X_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

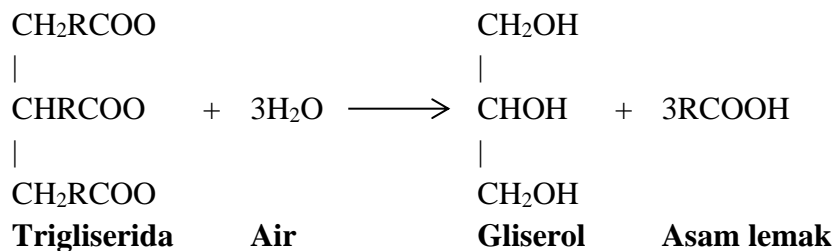
Sehingga konversi didapat sebesar:

X ₁	12.8859
X ₂	0.9700

Konversi sebesar 97%

D. Tinjauan Termodinamika

Reaksi hidrolisis CPO merupakan reaksi endotermis. Konsep tinjauan termodinamika dari reaksi pembuatan asam lemak dan gliserol ditinjau dari reaksi utamanya, yaitu:



Untuk mengetahui reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis, dapat dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H_r^\circ = H^\circ f_{(p)} - H^\circ f_{(r)}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 &= -382,456 \text{ kal/gmol} \\
 \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O} &= -68,317 \text{ kal/gmol} \\
 \Delta H_f^\circ \text{ RCOOH} &= -138,642 \text{ kal/gmol} \\
 \Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_5\text{OH} &= -159,10 \text{ kal/gmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r^\circ &= [3(\Delta H_f^\circ \text{ RCOOH}) + 1(\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3)] - \\
 &\quad [1(\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3) + 3(\Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O})] \\
 \Delta H_r^\circ &= [3(-138,642) + 1(-159,10)] - [1(382,456) + 3(- \\
 \Delta H_r^\circ &= 68,317)]
 \end{aligned}$$

12,321 kal/gmol

Harga ΔH yang positif menunjukkan bahwa reaksi yang terjadi merupakan reaksi endoterm yaitu reaksi yang menyerap panas atau membutuhkan panas, sehingga untuk menjaga agar reaksi tetap berlangsung pada kondisi proses perlu ditambahkan panas.

Untuk mengetahui apakah reaksi *irreversibel* atau *reversibel* (harga K) dapat dihitung dengan persamaan konstanta kesetimbangan berikut:

$$\Delta G_r^0 = -RT \ln K$$

$$\ln K = \frac{-(\Delta G_r^0)}{R} \times \left[\left(\frac{1}{T_1} \right) - \left(\frac{1}{T_2} \right) \right]$$

Keterangan :

- ΔG_r = Energi Gibbs (kal/mol)
- K_0 = Konstanta kesetimbangan pada suhu referensi
- K_1 = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi
- T_1 = Temperature operasi
- T_2 = Temperature referensi
- R = Tetapan gas (1,987 kal/mol.K)

$$\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3 = -84,842 \text{ kal/gmol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ H}_2\text{O} = -59,690 \text{ kal/gmol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ RCOOH} = -90,098 \text{ kal/gmol}$$

$$\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_5\text{OH} = -113,650 \text{ kal/gmol}$$

$$\Delta G_r^0 = [3(\Delta G_f^0 \text{ RCOOH}) + 1(\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3)] - [1(\Delta G_f^0 \text{ C}_3\text{H}_5(\text{COOR})_3) + 3(\Delta G_f^0 \text{ H}_2\text{O})]$$

$$\Delta G_r^0 = [3(-90,098) + 1(-113,650)] - [1(-84,842) + 3(-$$

$$\Delta G_r^0 = 59,690]$$

$$-120,032 \text{ kal/gmol}$$

$$\Delta G_r^0 = -RT \cdot \ln K$$

$$-120,032 \text{ kal/gmol} = -1987 \text{ kal/gmol.K} \cdot (298\text{K}) \ln K$$

$$\ln K = -0,2027$$

$$K = 1,2247$$

Pada $T = T$ operasi

$$\ln \frac{K_{operasi}}{K_{298}} = \frac{\Delta G}{R} \times \frac{T - T_{ref}}{T \times T_{ref}}$$

$$\ln \frac{K_{operasi}}{1,2247} = \frac{-120,032}{1,987} \times \frac{563,15 - 298,15}{63,15 \times 298,15}$$

$$K_{operasi} = 1,03199$$

Dari persamaan reaksi hidrolisis minyak diatas, terlihat bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi yang *reversible*. Sehingga agar reaksi tetap berjalan ke kanan dapat dilakukan dengan menggunakan kemurnian reaktan yang tinggi atau memperbesar reaktan yang bereaksi dalam hal ini air dibuat berlebihan (*excess*) sehingga kesetimbangan akan bergeser ke kanan.

E. Kondisi operasi

Kondisi operasi pada reaktor *fat splitting* prarancangan pabrik *fatty acid* ini berdasarkan Irma dan Masita (2017), adalah sebagai berikut:

Temperature	=	180 °C
Tekanan	=	54 bar atau 53,2939 atm
Waktu reaksi	=	2-3 jam
Perbandingan berat jenis minyak sawit	=	3 : 1
Fase reaksi	=	Cair-cair
Katalis	=	-
Konversi	=	konversi yang diinginkan 98 %