SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM STEARAT KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN

Heber Carlos Simaremare

03031181621010

Dwi Setiawan

03031181621112

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS SRIWIJAYA

2021

SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM STEARAT KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperolah gelar

Sarjana Teknik Kimia pada

Universitas Sriwijaya

Heber Carlos Simaremare

03031181621010

Dwi Setiawan

03031181621112

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS SRIWIJAYA

2021

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN
ASAM STEARAT KAPASITAS PRODUKSI
22.000 TON PER TAHUN

SKRIPSI

Duplikasi untuk melengkapi salah satu
syarat memperoleh gelar Sarjana

Oleh:
Heber Carlos Simaremare

NIM 03031181621010

Dwi Setiawan

NIM 03031181621112

Indralaya, 18 Januari 2021

Pembimbing,

Dr. Ir. H. M. Hatta Dahlan, M.Eng.
NIP 195910191987111001

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. Syaiful, DEA

NIP 195810031986031003

Dipindai dengan CamScanner

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat Kapasitas Produksi 22.000 ton per tahun" telah dipertahankan **Heber Carlos Simaremare dan Dwi Setiawan** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 10 Desember 2020.

Palembang, 10 Desember 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T. ( )
   NIP. 195608311984032002

2. Ir. H. Abdullah Saleh, MS
   NIP. 195304261984031001

3. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T. 02.01.21
   NIP. 197503261999032002

4. Novia, ST.MT., Ph.D ( ) 21/12/2020
   NIP. 197311052000032003

5. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T. ( )
   NIP. 1671046701900003

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. Syaiful, DEA
NIP 195810031986031003

Dipindai dengan CamScanner

BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat Kapasitas Produksi 22.000 ton per tahun" oleh Heber Carlos Simaremare dan Dwi Setiawan telah diperbaiki sesuai arahan/tugas perbaikan dari Dosen Penguji dan Pembimbing.

Palembang, 10 Desember 2020

1. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T.
   NIP. 195608311984032002 ( )

2. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T.
   NIP. 197503261999032002 (02.01.21)

3. Novia, ST.MT., Ph.D
   NIP. 197311052000032003 ( ) 21/12/2020

4. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T.
   NIP. 1671046701900003 ( )

Mengetahui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Dr. Ir. H. M. Hatta Dahlan, M.Eng.
NIP 195910191987111001

Dipindai dengan CamScanner

HALAMAN PERNYATAAN
INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	:	Heber Carlos Simaremare
NIM	:	03031181621010
Judul Tugas Akhir	:	Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat Kapasitas Produksi 22.000 Ton Per Tahun
Fakultas/Jurusan	:	Teknik/ Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Dwi Setiawan didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu semua dokumen yang disertakan dalam Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 18 Januari 2021

Heber Carlos Simaremare
NIM. 03031181621010

Dipindai dengan CamScanner

HALAMAN PERNYATAAN
INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	:	Dwi Setiawan
NIM	:	03031181621112
Judul Tugas Akhir	:	Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat Kapasitas Produksi 22.000 Ton Per Tahun
Fakultas/Jurusan	:	Teknik/ Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Heber Carlos Simaremare didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu semua dokumen yang disertakan dalam Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 18 Januari 2021

Dwi Setiawan
NIM. 03031181621112

Dipindai dengan CamScanner

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT. Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat serta hidayah-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Stearat dengan Kapasitas 22.000 Ton per Tahun” ini dapat selesai.

Tugas akhir ini dibuat sebagai syarat akhir mengikuti ujian sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Tugas akhir ini tidak dapat terselesaikan tanpa bantuan, bimbingan, serta dorongan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui laporan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
2. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
3. Dr. Ir. H. M. Hatta Dahlan, M.Eng selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Orang tua dan keluarga tercinta.
5. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
6. Teman-teman Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
7. Persada Family

Akhir kata, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, Januari 2021

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM STEARAT KAPASITAS 22.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Desember 2020.
Heber Carlos Simaremare dan Dwi Setiawan.
Dibimbing oleh Dr. Ir H. M. Hatta Dahlan, M.Eng
Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya.

ABSTRAK

Pabrik Asam Stearat direncanakan berlokasi di daerah Tj. Lago, Kab. Banyuasin, Sumatera Selatan. Pabrik ini meliputi area seluas 3,558 Ha dengan kapasitas 22.000 ton per tahun. Proses pembuatan Asam Stearat dilakukan dengan proses *splitting* trigleserida di dalam reaktor *fat splitting* (R-01) pada suhu 240 ^{o}C dan tekanan 44,412 atm. Serta dengan menghidrogenasi *top product* keluaran R-01 pada reaktor (R-02) pada suhu 160°C dan tekanan 10,207 atm dengan reaksi sebagai berikut :

Reaksi Hidrolisis

Trigleserida + H2O → Fatty Acid + Gliserin

Reaksi Hidrogenasi

Asam Oleat + H_2 → Asam Stearat

Asam Linoleat + H_2 → Asam Stearat

Pada R-01, trigleserida di konversi 99% menjadi *fatty acid* dengan produk samping gliserin, lalu reaksi selanjutnya berlangsung di R-02 yang berfungsi mengkonversi *fatty acid* dimana asam oleat dan asam linoleat yang terkandung didalam *fatty acid* dikonversi menjadi asam stearat dengan konversi 100%. Produk yang didapatkan dari R-02 masih belum murni, sehingga dilakukan proses pemisahan dan pemurnian untuk didapatkan asam stearat dengan kemurnian tinggi. Perusahaan berbentuk perseroan terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama. Sistem organisasi perusahaan adalah *line and staff* dengan total karyawan 141 orang. *Total Capital Investment* (TCI) mencapai US$ 80.428.383,1893. *Rate of return on investment* yaitu 44,63 %. *Break Even Point* yaitu 37,93 %. Berdasarkan analisa ketersediaan bahan baku, kebutuhan dan manfaat asam stearat, proses, kebutuhan utilitas, lokasi, susunan organisasi dan ekonomu, maka pabrik asam stearat ini layak didirikan.

Kata Kunci: Asam Stearat, Hidrogenasi, *Fat Splitting*, Trigleserida, Katalis.

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR ..... **i**
RINGKASAN ..... **ii**
DAFTAR ISI ..... **iii**
DAFTAR NOTASI ..... **vii**
BAB I PENDAHULUAN **1**
1.1. Latar Belakang 1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Industri Asam Stearat 2
1.3. Proses Pembuatan 3
1.4. Sifat Fisika 6
BAB II PERENCANAAN PABRIK **9**
2.1. Alasan Pendirian Pabrik 9
2.2. Pemilihan Kapasitas 10
2.3. Pemilihan Bahan Baku 13
2.4. Pemilihan Proses 20
2.5. Uraian Proses Pembuatan 20
BAB III LOKASI PABRIK **26**
3.1. Lokasi Pabrik 26
3.2. Tata Letak Pabrik 34
3.3. Perkiraan Luas Pabrik 35
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS **39**
4.1. Neraca Massa 39
4.2. Neraca Panas 45
BAB V UTILITAS **50**
5.1. Unit Pengadaan Air 50
5.2. Unit Pengadaan Steam 54
5.3. Unit Pengadaaan Listrik 55
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar 57
5.5 Keselamatan dan Kesehatan Kerja 59
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN **62**
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN **96**

7.1. Struktur Organisasi 96
7.2. Manajemen Perusahaan 97
7.3. Kepegawaian 98
7.4. Penentuan Jumlah Pekerja 99
BAB VIII ANALISA EKONOMI 104
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) 104
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal 106
8.3. Total Modal Akhir 108
8.4. Laju Pengembalian Modal 110
8.5. Break Even Point (BEP) atau Titik Impas 111
BAB IX 115
KESIMPULAN 115
DAFTAR PUSTAKA 115
LAMPIRAN I 116
NERACA MASSA 116
LAMPIRAN II 143
PERHITUNGAN NERACA PANAS 143
LAMPIRAN III 182
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT 182
LAMPIRAN IV 338
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI 338
LAMPIRAN V 347
TUGAS KHUSUS 347

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor Asam Stearat di Indonesia 10
Tabel 2.2. Data Ekspor Asam Stearat di Indonesia 11
Tabel 2.3. Data Kebutuhan Konsumsi Asam Stearat di Indonesia 12
Tabel 2.4. Data Produksi Asam Stearat di Indonesia 13
Tabel 2.5. Spesifikasi RBD PO 15
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift. 99
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan. 101
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI 106
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi 114

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Impor Asam Stearat Indonesia 10
Gambar 2.2 Grafik Ekspor Asam Stearat Indonesia..... 11
Gambar 2.3. Grafik Konsumsi Asam Stearat Indonesia 12
Gambar 2.4. Hidrolisis Asam Lemak 21
Gambar 2.5. Mekanisme Reaksi Hidrogenasi 23
Gambar 3.1 Lokasi Pabrik berdasarkan Google Maps 33
Gambar 3.2. Peta Lokasi Pabrik berdasarkan Satelit..... 33
Gambar 3.3. Diagram Alir Pembuatan Asam Stearat..... 36
Gambar 3.4. Tata letak peralatan..... 37
Gambar 3.5. Tata Letak Pabrik..... 38
Gambar 8.1. Break Even Point 112

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

Cc	:	Tebal korosi maksimum, in
Ej	:	Efisiensi pengelasan
ID, OD	:	Diameter dalam, diameter luar, m
L	:	Panjang accumulator, m
P	:	Tekanan desain, psi
S	:	Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	:	Temperatur operasi, ^oC
T	:	Tebal dinding accumulator, cm
V	:	Volume total, m^3
V_S	:	Volume silinder, m^3
P	:	Densitas, kg/m^3

2. CONVEYOR

F	:	Faktor friksi
L	:	Panjang conveyor, m
L_o	:	Bearing licin
S	:	Kecepatan belt, ft/min
T	:	Jumlah material, ton/jam
ΔZ	:	beda tinggi vertikal, ft

3. FILTER

A	:	Area filtrasi, ft^2
C	:	Konsentrasi solid dalam liquid, kg/m^3
V	:	Volume liquid, m^3
ρ_c	:	Densitas campuran, kg/m^3
L	:	Ketebalan cake, m

4. HEAT EXCHANGER

W, w	:	Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T_1, t_1	:	Temperatur masuk shell, tube, ^oC
T_2, t_2	:	Temperatur keluar shell, tube, ^oC
Q	:	Beban panas, Kw
Uo	:	Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2.^oC$
ΔT_{lm}	:	Selisih log mean temperatur, ^oC
A	:	Luas area perpindahan panas, m^2
ID	:	Diameter dalam tube, m
OD	:	Diameter luar tube, m
L	:	Panjang tube, m
p_t	:	Tube pitch, m
Ao	:	Luas satu buah tube, m^2
Nt	:	Jumlah tube, buah
V, v	:	Laju alir volumetrik shell, tube, m^3/jam
ut, Us	:	Kelajuan fluida shell, tube, m/s
Db	:	Diameter bundel, m
Ds	:	Diameter shell, m
N_{RE}	:	Bilangan Reynold
N_{PR}	:	Bilangan Prandtl
N_{NU}	:	Bilangan Nusselt
hi, ho	:	Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2.^oC$
Ib	:	Jarak baffle, m
De	:	Diameter ekivalen, m
Kf	:	Konduktivitas termal, $W/m.^oC$
P	:	Densitas, kg/m^3
M	:	Viskositas, Cp
Cp	:	Panas spesifik, $kJ/kg.^oC$
hid, hod	:	Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2.^oC$
Kw	:	Konduktivitas bahan, $W/m.^oC$
ΔP	:	Pressure drop, psi

5. COMPRESSOR

K	:	Konstanta Kompresi
N	:	Jumlah stage
H	:	Efisiensi compressor
P_{IN}	:	Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	:	Tekanan keluar, bar
T_1	:	Temperatur masuk kompressor, ^oC
T_2	:	Temperatur keluar kompressor, ^oC
P_W	:	Power kompressor, HP
Q	:	Kapasitas kompressor, lb/menit
Rc	:	Rasio kompresi
W	:	Laju alir massa, lb/jam
P	:	Densitas, kg/m^3

6. DISTILLATION COLUMN

A_a	:	Active area, m^2
A_d	:	Downcomer area, m^2
A_{da}	:	Luas aerasi, m^2
A_h	:	Hole area, m^2
A_n	:	Net area, m^2
A_t	:	Tower area, m^2
Cc	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter kolom, m
d_h	:	Diameter hole, mm
E	:	Total entrainment, kg/s
Ej	:	Efisiensi pengelasan
F_{iv}	:	Parameter aliran
H	:	Tinggi kolom, m
h_a	:	Aerated liquid drop, m
h_f	:	Froth height. M
h_q	:	Weep point, cm

h_w	:	Weir height, m
L_w	:	Weir height, m
N_m	:	Jumlah tray minimum, stage
Q_p	:	Faktor aerasi
R	:	Rasio refluks
Rm	:	Rasio refluks minimum
U_f	:	Kecepatan massa aerasi, m/s
Vd	:	Kelajuan downcomer
ΔP	:	Pressure drop, psi
Ψ	:	Fractional entrainment

7. PUMP

A	:	Area alir pipa, in^2
BHP	:	Brake Horse Power, HP
D_{opt}	:	Diameter optimum pipa, in
F	:	Faktor friksi
G	:	Percepatan gravitasi ft/s^2
Gc	:	Konstanta percepatan gravitas, ft/s^2
H_d, H_s	:	Head discharge, suction, ft
H_f	:	Total friksi, ft
H_{fc}	:	Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
H_{fe}	:	Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
H_{ff}	:	Friksi karena fitting dan valve, ft
H_{fs}	:	Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	:	Diameter dalam, in
K_C, K_E	:	Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	:	Panjang pipa, m
Le	:	Panjang ekivalen pipa, m
MHP	:	Motor Horse Power, HP
NPSH	:	Net positive suction head, ft.lbf/lb
N_{RE}	:	Bilangan Reynold

OD	:	Diameter luar, in
P_{uap}	:	Tekanan uap, psi
Q_f	:	Laju alir volumetrik, ft^3/s
V_d	:	Discharge velocity, ft/s
V_s	:	Suction velocity, ft/s
E	:	Equivalent roughness, ft
H	:	Efisiensi pompa
M	:	Viskositas, kg/ms
P	:	Densitas, kg/m^3

8. REACTOR

Cc	:	Tebal korosi maksimum, in
C_{AO}	:	Konsentrasi awal umpan, $kmol/m^3$
D_p	:	Diameter katalis, m
D_S	:	Diameter shell, m
D_T	:	Diameter tube, in
F_{AO}	:	Laju alir umpan, kmol/jam
H_R	:	Tinggi shell reaktor, m
H_T	:	Tinggi tube, m
K	:	Konstanta kecepatan reaksi, m^3/kmol.s
N_t	:	Jumlah tube, buah
P	:	Tekanan operasi, bar
τ	:	Waktu tinggal, jam
p_t	:	Tube pitch, in
S	:	Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	:	Tebal dinding reaktor, cm
V_k	:	Volume katalis, m^3
V_T	:	Volume reaktor, m^3
ρ, ρ_k	:	Densitas fluida, katalis, kg/m^3
R	:	Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
σ_A	:	Diameter molekul, cm

M	:	Berat molekul, kg/kmol
E_A	:	Energi aktivasi, kJ/kmol
V_E	:	Volume ellipsoidal, m^3
H_S	:	Tinggi silinder, m
H	:	Tinggi tutup
H_T	:	Tinggi total tanki, m

9. TANKI

Cc	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter tangki, m
Ej	:	Efisiensi pengelasan
P	:	Tekanan desain, psi
S	:	Tegangan kerja diizinkan, psi
T	:	Tebal dinding tangki, cm
V	:	Volume tangki, m^3
W	:	Laju alir massa, kg/jam
P	:	Densitas

BAB I
PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri kimia di Indonesia khususnya di bidang agro industri mengalami peningkatan. Hal ini disebabkan karena kebutuhan yang meningkat dan ketersedian bahan baku yang cukup banyak di hasilkan di alam Indonesia. Industri kimia memiliki peranan penting dalam kehidupan masyarakat, karena industri kimia banyak memproduksi barang mentah maupun barang jadi untuk mencukupi kebutuhan manusia. Perkembangan teknologi di era globalisasi sekarang ini selaras dengan perkembangan industri kimia khusunya di bidang agro insustri. Hal ini mengakibatkan meningkatnya kebutuhan bahan kimia sebagai bahan baku pada berbagai proses di industri kimia baik dari segi unit persiapan, unit proses maupun unit purifikasi.

Salah satu bahan kimia yang banyak dijadikan sebagai bahan baku pada proses industri kimia adalah asam stearat. Asam stearat adalah salah satu golongan dari asam lemak yang diperoleh dari proses hidrolisis minyak nabati maupun hewani. Asam stearat memiliki rumus kimia $C_{18}H_3O_2$ dengan nama dagang asam oktadekanoat. Senyawa ini berbentuk padatan kristal putih, memiliki bau khas, sedikit larut dalam air, memiliki titik lebur dan titik didih tinggi. Asam stearat memiliki banyak sekali kegunaan, diantaranya digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan deterjen, sabun, kemasan makanan, kosmetik, shampo, pembuatan lilin, suplemen makan dan pelumas. Banyaknya kegunaan dari asam stearat sebagai bahan baku mengakibatkan permintaan pasar terhadap kebutuhan asam stearat meningkat.

Bahan baku pembuatan asam stearat adalah Crude Palm Oil (CPO). Indonesia adalah penghasil CPO kedua terbesar di dunia. Perkembangan produksi CPO meningkat dari tahun ke tahun. Pada tahun 2009 tercatat produksi CPO Indonesia sebesar 19,3 juta ton, dan meningkat pesat pada tahun 2013 menjadi 27,75 juta ton atau naik sebesar 43,6 persen, dengan rata-rata kenaikan 9,52 persen per tahun, serta pertumbuhan tahun 2013 terhadap 2012 adalah sebesar 6,65 persen.

Produksi minimum asam stearat adalah 20.000 ton dan maksimal 450.000 ton. Berdasarkan data BPS, Proyeksi impor asam stearat pada tahun 2025 ialah ± 15.000 ton dan proyeksi ekspor pada tahun 2025 ialah ± 22.000 ton , proyeksi konsumsi asam stearat di Indonesia pada 2025 ialah 88.500 ton. Oleh karena itu dapat ditentukan bahwa kapasitas perancangan pabrik Asam Stearat sebesar 22.000 ton/tahun, sehingga di harapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Industri Asam Stearat

Secara historis, asam stearat telah dibuat dengan proses yang dikenal sebagai hidrolisis, yang melibatkan pemanasan lemak dalam larutan alkali. Proses ini juga dikenal sebagai saponifikasi. Alkali yang secara tradisional digunakan adalah natrium hidroksida, juga dikenal sebagai soda api. Metode lain yang digunakan untuk menghasilkan asam lemak termasuk kristalisasi pelarut, hidrogenasi, dan distilasi. Ketika asam lemak dinetralkan dengan alkali, garam yang dihasilkan dikenal sebagai sabun. Tidak ada yang tahu pasti kapan sabun pertama kali ditemukan, tetapi sudah dikenal luas di dunia kuno. Teknik pembuatan sabun sudah umum di dunia lama dan orang Arab, Turki, dan Celt semua dianggap sebagai pembuat sabun utama. Namun, baru pada awal abad ke-19, kimia sabun dipahami.

Sementara sabun dapat dibuat menggunakan berbagai asam lemak, asam stearat adalah salah satu yang paling populer. Garam asam stearat dibuat dengan natrium, kalium, kalsium, strontium, barium, dan magnesium digunakan dalam berbagai aplikasi. Sodium stearate adalah jenis sabun yang paling umum dan telah digunakan secara luas dalam pembersihan untuk perawatan pribadi dalam sabun batangan. Kalium stearat lebih lunak dan lebih larut dalam air dan telah digunakan dalam larutan air untuk pembersihan permukaan yang keras.

Selain pembuatan sabun, asam stearat digunakan untuk membentuk krim, lotion dan salep yang stabil. Ini digunakan dalam produk-produk seperti deodoran dan antiperspiran, krim foundation, lotion tangan, pelurus rambut, dan krim cukur. Ini juga digunakan sebagai pelembut dalam mengunyah dasar permen karet dan untuk supositoria selanjutnya direaksikan membentuk alcohol stearil sehingga dapat digunakan dalam berbagai produk industri dan kosmetik.

1.3. Proses Pembuatan

Proses pembuatan asam stearat menggunakan bahan baku minyak kelapa sawit atau CPO terdiri dari 3 tahap utama, yaitu tahap hidrolisis minyak kelapa sawit dengan bantuan air, kemudian dilanjutkan dengan proses hidrogenasi asam lemak tak jenuh menjadi asam stearat dengan bantuan hidrogen, tahap terakhir yaitu pemisahan produk asam stearat dari produk samping dengan destilasi.

1. Hidrolisis (Fat Splitting)

Fat Splitting atau hidrolisis minyak merupakan proses pemisahan asam lemak dari trigliserida dengan menggunakan air pada suhu tinggi dan tekanan tinggi atau dengan reaksi katalitik dimana air berada dalam keadaan suhu yang relatif rendah. Reaktan dalam hidrolisis minyak atau lemak terdiri dari dua fase cair. Menurut George, T. Austin pada bukunya yang berjudul "Shreve's Chemical Process Industries " tahun 1984, ada 3 proses yang dapat digunakan dalam proses *fat splitting* diantaranya adalah sebagai berikut :

a. Twitchell Splitting

Pada proses ini minyak akan dihidrolisa dengan menggunakan proses *batch* pada suhu 100-105 C, pada tekanan vakum, konversi yang diperoleh 85-98% dan waktu tinggal 12-48 jam. *Twitchell splitting* menggunakan katalis berupa asam sulfat dengan *surface-active* agennya seperti petroleum sulfonat atau *sulfonatedoleic* dan *naphthenic acid* (*twitchell reagent*). Proses splitting ini berlangsung di *vessel* yang tahan asam dengan komposisi 60% lemak atau minyak, 40 % air, 0,5% asam sulfat dan 1 % petroleum sulfonat. Adapun kelebihan proses ini antara lain karena prosesnya yang sederhana, temperatur dan tekanan rendah serta biaya awal rendah, karena alat yang dibutuhkan mudah dan murah. Sedangkan kelemahannya adalah produk berwarna gelap dan biasanya mengandung material sulfur, panas yang tidak efisien, waktu reaksi lama dan perlu pengendalian katalis.

b. Batch Autoclave

Proses ini dilakukan dengan melakukan hidrolisis asam lemak dengan air pada fase cair secara batch dengan menggunakan katalis Nikel atau tanpa katalis. Kondisi operasi pada proses ini adalah suhu 450 °F dan tekanan 425-450 psig dengan waktu tinggal selama 5-10 jam. Konversi yang dapat dicapai 85-95% dan konsentrasi hasil gliserin 5-15% hampir sama dengan hasil dari proses twitchell.

Proses ini lebih lambat daripada proses kontinyu tetapi lebih cepat daripada proses twitchell. Kelebihan proses ini adalah waktu tinggal lebih sedikit dibanding dengan proses Twitchell, adanya pengendalian katalis, biaya awal lebih murah jika dibandingkan dengan proses kontinyu. Sedangkan kelemahan proses ini adalah reaksi lebih lama jika dibandingkan dengan proses kontinyu, biaya karyawan tinggi dan waktu siklus lama sehingga tidak efisien jika digunakan untuk kapasitas besar.

c. Continuous High Pressure Splitting

Pada proses ini, minyak dihidrolisis pada suhu 250 oC dan tekanan 41-48 atm. Proses ini memberikan konversi 97-99% dengan waktu tinggal 2-3 jam. Proses ini bisa melakukan 97-99% *split* tanpa dibantu dengan katalis dan konsentrasi gliserin 10-25%. Reaksi hidrolisis dapat berlangsung dengan atau tanpa katalis. Proses ini dikembangkan oleh Colgate-Emery dan Procter & Gamble, dimana minyak dan air dikontakkan secara *counter-current* pada suhu dan tekanan yang tinggi dalam kolom stainless steel tanpa menggunakan katalis. Minyak dimasukkan dari bagian bawah kolom secara kontinyu. Air dimasukkan dari atas, karena lebih berat dari minyak, maka secara gradual akan jatuh ke bagian bawah kolom. Saat minyak bergerak naik, berlangsunglah proses hidrolisis dan gliserol pindah ke fase air. Asam lemak keluar dari bagian atas kolom, dan *sweet water* (air yang mengandung gliserol) keluar dari bagian bawah menara. Panas disuplai lagi di bagian menara bisa dengan menggunakan *internal steam coil*.

Adapun kelebihan dari proses ini adalah proses tidak membutuhkan ruangan yang besar, kualitas produk beragam, asam lemak yang dihasilkan mempunyai konsentrasi tinggi, harga labor rendah, proses lebih akurat, karena pengendalian dilakukan secara otomatis, dan biaya tahunan rendah. Sedangkan kelemahannya antara lain memiliki biaya awal produksi tinggi, kemampuan dalam mengoperasikan besar, dan tekanan dan suhu yang dibutuhkan tinggi.

2. Hidrogenasi

a. Hidrogenasi Asam Lemak Tak Jenuh

Hidrogenasi adalah penambahan hidrogen secara langsung pada ikatan rangkap yang ada di asam lemak tak jenuh dan memutuskan ikatan rangkapnya sehingga menjadi asam lemak jenuh. Pada reaksi hidrogenasi proses penambahan

sepasang atom hidrogen pada ikatan rangkap asam lemak tak jenuh menjadi asam lemak jenuh dibantu adanya katalis. Penggunaan katalis diperlukan agar reaksi berjalan cepat dan efisien sehingga dapat dihasilkan *yield* yang tinggi.

Hidrogenasi katalitik dipilih karena menghasilkan konversi reaksi yang lebih besar dibandingkan tanpa menggunakan katalis. Selain itu biaya operasinya lebih murah, mudah dalam pengoperasiannya, sangat selektif, effisien dan penggunaan dalam skala besar akan menguntungkan karena penggunaan katalisnya dapat di-*recycle*. Apabila dipilih proses hidrogenasi non-katalitis maka alat yang digunakan harus tahan terhadap suhu tinggi (biaya mahal), karena hidrogenasi non-katalitis hanya bisa dioperasikan pada suhu yang sangat tinggi yaitu 480 oC. Secara umum, proses hidrogenasi katalitik dari asam lemak menggunakan peralatan yang tahan korosi berupa vessel dengan pengaduk, dan katalis yang digunakan bisa bermacam-macam. Material penyusun reaktor ini harus tahan korosi dan tahan terhadap tekanan tinggi.

b. Hidrogenasi Transfer

Proses hidrogenasi umumnya memanfaatkan gas hidrogen, namun ada juga yang menggunakan sumber lain yang memiliki atom hidrogen di dalamnya. Namun tujuannya sama, yaitu menambahkan atom hidrogen dalam suatu senyawa. Hidrogenasi perpindahan atau transfer yaitu proses hidrogenasi yang tidak menggunakan gas hidrogen (H2) sebagai sumber hidrogen, namun memakai hidrogen yang terkandung dalam suatu senyawa lain seperti larutan kalium format sebagai pendonor hidrogen.

Proses hidrogenasi minyak lemak bergugus siklopropenoid sebaiknya dilakukan pada temperatur yang tidak terlalu tinggi, karena pada temperatur yang tinggi gugus siklopropenoid menjadi tidak stabil dan dapat mengalami polimerisasi dan dimerisasi. Reaksi pembukaan cincin pada hidrogenasi gugus siklopropenoid merupakan reaksi yang eksoterm sehingga temperaturnya perlu dijaga agar tidak terjadi polimerisasi (Zarins, dkk.,1982). Kendala dalam proses hidrogenasi minyak lemak bergugus siklopropenoid yaitu belum diketahuinya jumlah katalis yang benar-benar sesuai dan temperatur operasi yang cocok untuk hidrogenasi gugus siklopropenoid ini.

1.4. Sifat Fisika

a. Stearic Acid

- Rumus molekul : $C_{18}H_{36}O_2$
- Massa molekul : 284,48 gr/mol
- Titik Didih : 648,34 K
- Titk Beku : 68,8^{o}C
- Densitas : 980 kg/m^3
- Temperatur Kritis : 805,09 +- 3,5 K
- Tekanan Kritis : 1326,58 +- 85 kPa
- Volume Kritis : 1,069 m^3/kmol
- Fase : padatan (25°C, 1 atm)
- Warna : putih

b. Asam Oleat

- Rumus molekul : $C_{18}H_{34}O_2$
- Massa molekul : 282,46 gr/mol
- Titik Didih : 624,15 K
- Titk Beku : 14°C
- Densitas : 854 kg/m^3
- Temperatur Kritis : 781 K
- Tekanan Kritis : 13,9 bar
- Volume Kritis : cm^3/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : kuning kecoklatan

c. Asam Palmitat

- Rumus molekul : $C_{14}H_{28}O_2$
- Massa molekul : gr/mol
- Titik Didih : 628 K
- Titk Beku : -5°C
- Densitas : 900 kg/m^3

- Temperatur Kritis : 775 K
- Tekanan Kritis : 14,1 bar
- Volume Kritis : cm^3/mol
- Fase : Solid (25°C, 1 atm)
- Warna : Putih

d. Hidrogen

- Rumus molekul : H_2
- Massa molekul : 2,016 gr/mol
- Titik Didih : -252,8^{o}C
- Titk Beku : -259,2^{o}C
- Densitas : 0,082357 Kg/m^3 (Pada suhu 25 ^{o}C)
- Temperatur Kritis : 33,2 K
- Tekanan Kritis : 13 bar
- Volume Kritis : cm^3/mol
- Fase : Gas (25°C, 1 atm)
- Warna : Tak Berwarna

e. Air

- Rumus Molekul : H_2O
- Massa Molekul : 18,015 g/mol
- Titik Didih : 100°C
- Titik Beku : 0°C
- Densitas : 1 gr/cm^3 (25°C, 1 atm)
- Temperatur Kritis : 373,98^{o}C
- Tekanan Kritis : 217,7 atm
- Volume Kritis : 55,95 cm^3/gmol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : Tidak Berwarna

f. Asam Linoleat

- Rumus Molekul : $C_{18}H_{32}O_2$

- Massa Molekul : 280,46 g/mol
- Titik Didih : 229 ^oC
- Titik Beku : -5 ^oC
- Densitas : 0.88 gr/cm^3 (75^oC, 1 atm)
- Temperatur Kritis : 919.86 K
- Tekanan Kritis : 1489.58 kPa
- Volume Kritis : 0.97 cm^3/gmol
- Fase : liquid (25^oC, 1 atm)
- Warna : Tak berwarna

DAFTAR PUSTAKA

Alamsyah, 2018. Kinetika Hidrolisis Trigliserida RBDPO Menjadi Campuran Asam Lemak. Pusat Penelitian dan Pengembangan Perkebunan, Bogor. Hal 4-6.

Alimah. S., dan Erlan. D. 2008. Pemilihan Teknologi Produksi Hidrogen dengan Memanfaatkan Energi Nuklir. Jurnal Pengembangan Energi Nuklir. Vol. 10(2) : 123-132.

Anggirasti. 2008. Hidrolisis RBD PO(*Refined Bleached Deodorized Palm Oil*) dengan Lipase untuk Sintesis MDAG (Monodiasigliserol). Tugas Akhir : Institut Pertanian Bogor.

Badan Pusat Statistik, 2019. Ekspor Asam Stearat . https://www.bps.go.id (Diakses pada Tanggal 5 Februari 2020).

Brownell, L., and Young, E. 1959. *Process Equipment Design*. United States Of America: John Willey & Sons.

Coulson, J., and Richardson, J. 1991. *Chemical Engineering 5th Edition*. Bath Press: Britain.

Felder, R. M. and Rousseau R. W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

Fogler, H. S. 2001. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3th edition*. New Jersey : Prentice Hall PTR.

Hasibuan. A. H. 2017. Penggunaan Katalis Nikel Bekas untuk Hidrogenasi Minyak Sawit dan Minyak Inti Sawit. Journal of Agro based Industry. Vol. 5(2): 18-25.

Hasibuan. A. H. Optimasi Kondisi Hidrogenasi Minyak Inti Sawit Terafinasi dalam Pembuatan *Cocoa Butter* Subtitute Bebas Lemak Trans. Widya Riset. Vol. 14(2): 1-7.

Heryani. H. 2019. Penentuan Kualitas *Degummed Bleached Palm Oil* (DBPO) dan *Refined Bleached Palm Oil* (RBD PO) dengan Pemberian Bleaching Earth Pada Skala Industri. Jurnal Teknologi Industri Petanian. Vol. 29(2): 14-18.

Ismail, S. 1996. Alat Industri Kimia. Palembang: Universitas Sriwijaya.

Kementrian Perindustrian Republik Indonesia. 2014. Profil Industri Oleokimia Dasar dan Biodisel: Jakarta

Kern, D. 1950. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill.

Maulinda, l. 2017. Hidrolisis Asam Lemak Dari Buah Sawit Sisa Sortiran. *Jurnal teknologi kimia unimal*. Vol. 6 (2): 1–15.

McCabe, W., Smith, J., Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. Singapore: Mcgraw-Hill.

Mubarak, a.,dkk. 2012. *Effect of hydrogenation temperature on the palm mid-fraction fatty acids composition and conversion*. Journal of king saud university - engineering sciences. Vol. 24(1), 45–51.

Nanomag technology. 2016. *Catalyst Filters Raney Nickel*. (Online). https://www.nanomagtech.com/catalyst-filters-raney-nickel.php (Diakses pada Tanggal 9 September 2020).

Ningrum.O. S. 2018. Analisis Kualitas Badan Air dan Kualitas Air Sumur di Sekitar Pabrik Gula Rejo Agung Baru, Kota Madiun. Jurnal Kesehatan Lingkungan. Vol. 10(1) 1-12.

Perry, R., dan Robert, D. 1999. *Perry's Chemical Engineering Book 7th Edition.* Mcgraw-Hill: Kansas.

Perry, R., dan Robert, D. 1999. *Perry's Chemical Engineering Book 6th Edition.* Mcgraw-Hill: Kansas.

Peters, M., Timmerhaus, K. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition*. New York: McGraw Hills.

Ritonga, Y. M. dam Anda. P. 2015. Pembuatan Biodiesel dari RBD PO dengan Katalis Cangkang Kelapa. Jurnal Teknik Kimia USU. Vol. 4(2): 20-26.

Ritonga, M. Y. 2011. *Providing vegetable stearic acid super v 1895 s from hydrogenated of crude vegetable stearic acid hcv 1895 s with a single fractional distillation column*. International Journal of Engineering & Technology IJET-IJENS Vol. 11(4) : 5-6.

Sari, P. A. dan Adhi, Y. 2016. Perencanaan Instalasi Pengolahan Air Limbah (IPAL) Industri Agar-Agar. Jurnal Teknik ITS. Vol. 5(2): 48-58.

Sinnot, R. K. 1999. *Chemical Engineering Volume 6 4th Edition*. New York: Buttenworth - Heinemann.

Smith, J. M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th Edition*. Singapore : Mc Graw Hill.

Treybal, R. 1981. *Mass Transfer Operation*. Rhode island: McGraw-Hill.

US Patent. US 2019/0225912 A1. Eric. E. L. 2019. *Preparation of Vegetable Based Stearic Acid*.

Walas, S. 1988. *Chemical Process Equipment. Butterworth And Heinemann: Kansas.*

Winkle, M. 1967. *Distillation*. McGraw-Hill: New York.

Yaws, C. 1999. *Chemical Properties Handbook*. United States of America: Mcgraw-Hill.