

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN ISOSTEARIC ACID
KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

OLEH :

VIRDA IRLANDA NUANSYAHNITA	03031181520024
HERWAN KRISYANTO	03031281520088

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2019

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK
PEMBUATAN ISOSTEARIC ACID KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Duplikasi untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Virda Irlanda Nuansyahrita 03031181520024
Herwan Krisyanto 03031281520088

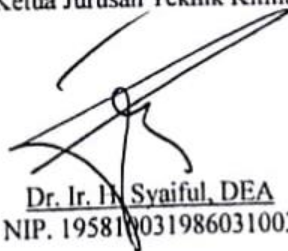
Indralaya, April 2019

Pembimbing



Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA
NIP. 196010111985032002

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195811031986031003

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

Virda Irlanda Nuansyahrita **03031181520024**

Herwan Krisyanto **03031281520088**


Judul :

**"PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN
ISOSTEARIC ACID KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN"**

Mahasiswa tersebut diatas telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 21 Maret 2019 oleh Dosen Penguji :

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA : (.....)
NIP. 195810031986031003
2. Ir. Siti Miskah, M.T : (.....)
NIP. 195602241984032002
3. Lia Cundari, S.T, M.T: (.....)
NIP. 198412182008122002

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

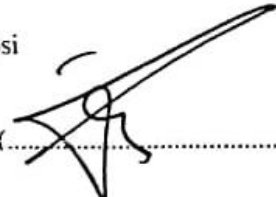
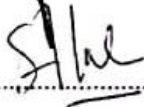



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN


Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Isostearic Acid Kapasitas 24.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Virda Irlanda Nuansyahrita dan Herwan Krisyanto di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 21 Maret 2019.

Indralaya, April 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

<u>Dr. Ir. H. Syaiful, DEA</u> NIP. 195810031986031003	:	()
<u>Ir. Siti Miskah, M.T</u> NIP. 195602241984032002	:	()
<u>Lia Cundari, S.T, M.T</u> NIP. 198412182008122002	:	()
<u>Elda Melwita, S.T, M.T, Ph.D</u> NIP. 197505112000122001	:	()

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

**PERNYATAAN KEBENARAN DATA DAN
KEASLIAN DOKUMEN**

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Herwan Krisyanto

NIM : 03031281520088

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isostearic Acid
Kapasitas 24.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Virda Irlanda Nuansyahrita** 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.

Indralaya, Juni 2019



Herwan Krisyanto
NIM. 03031281520088

**PERNYATAAN KEBENARAN DATA DAN
KEASLIAN DOKUMEN**

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Virda Irlanda Nuansyahnita
NIM : 03031181520024
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isostearic Acid
Kapasitas 24.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Herwan Krisyanto** 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.

Indralaya, Juni 2019



Virda Irlanda Nuansyahnita
NIM. 03031181520024

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT karena berkat rahmat serta hidayah-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan *Isostearic Acid* dengan Kapasitas 24.000 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.

Terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu, terutama 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. Hj. Susila Arita, DEA 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.

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

Inderalaya, Maret 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN MUKA	i
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR NOTASI.....	xii
DAFTAR LAMPIRAN.....	21
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	2
1.3. Macam Proses Pembuatan.....	3
1.4. Sifat Fisika.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	Error! Bookmark not defined.
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	Error! Bookmark not defined.
2.2. Pemilihan Kapasitas	Error! Bookmark not defined.
2.3. Pemilihan Bahan Baku	Error! Bookmark not defined.
2.4. Pemilihan Proses	Error! Bookmark not defined.
2.5. Uraian Proses Pembuatan.....	Error! Bookmark not defined.
BAB III LOKASI PABRIK.....	Error! Bookmark not defined.
3.1. Lokasi Pabrik.....	Error! Bookmark not defined.
3.2. Tata Letak Pabrik	Error! Bookmark not defined.
3.3. Perkiraan Luas Pabrik	Error! Bookmark not defined.
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	Error! Bookmark not defined.
defined.	
4.1. Neraca Massa	Error! Bookmark not defined.
4.2. Neraca Panas	Error! Bookmark not defined.
BAB V UTILITAS	Error! Bookmark not defined.
5.1. Unit Pengadaan Steam.....	Error! Bookmark not defined.

5.2.	Unit Pengadaan Air	Error! Bookmark not defined.
5.3.	Kebutuhan Refrigerant	Error! Bookmark not defined.
5.4.	Unit Pengadaan Listrik	Error! Bookmark not defined.
5.5.	Unit Pengadaan Bahan Bakar	Error! Bookmark not defined.
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN		Error! Bookmark not defined.
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN		Error! Bookmark not defined.
7.1.	Struktur Organisasi	Error! Bookmark not defined.
7.2.	Manajemen Perusahaan	Error! Bookmark not defined.
7.3.	Kepegawaian	Error! Bookmark not defined.
7.4.	Penentuan Jumlah Pekerja	Error! Bookmark not defined.
BAB VIII ANALISA EKONOMI		Error! Bookmark not defined.
8.1.	Keuntungan (Profitabilitas)	Error! Bookmark not defined.
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal	Error! Bookmark not defined.
8.3.	Total Modal Akhir	Error! Bookmark not defined.
8.4.	Laju Pengembalian Modal	Error! Bookmark not defined.
8.5.	Break Even Point (BEP)	Error! Bookmark not defined.
BAB IX KESIMPULAN		Error! Bookmark not defined.
DAFTAR PUSTAKA		Error! Bookmark not defined.

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1. Data Kebutuhan Asam Isostearat di Indonesia.....	9
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift.....	87
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	89
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal TCI.....	94
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	101

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Kebutuhan ISA di Indonesia	10
Gambar 3.1 Lokasi Pabrik berdasarkan Google Maps	16
Gambar 3.2 Peta Lokasi Pabrik berdasarkan Satelit.....	17
Gambar 3.3. Flowsheet Pabrik Isostearic Acid	19
Gambar 3.4 Tata Letak Peralatan	20
Gambar 3.5. Tata Letak Pabrik.....	21
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	91
Gambar 8.1. Break Even Point	99

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, °C
t	: Tebal dinding accumulator, cm
V	: Volume total, m ³
V _s	: Volume silinder, m ³
ρ	: 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. CRYSTALLIZER

P	: Tekanan desain, psi
R	: Jari-jari tangki, in
C	: <i>Corrison allowance</i> , in
S	: <i>Working stress</i> , psi
E	: Efisiensi penyambungan
D _i	: diameter impeller, in
N	: Kecepatan putaran kritis (rps)
S	: Shape factor
V	: Kinematic viscosity, m ³ /s

- D_p : diameter partikel rata-rata, m
 B : Persen berat cairan per berat solid, %
 g : Percepatan gravitasi, m/s^2
 Δp : Selisih densitas solid-liquid, kg/m^3
 ρ : Densitas campuran solid-liquid, kg/m^3

4. 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

5. FLASH TANK

- V_T : Volume tangki, m^3
 g : Kecepatan inlet optimum, m/s
 R : Jari-jari, m
 D_i : Diameter inlet, m
 V_s : Volume silinder, m^3
 V_h : Volume head, m^3
 H_d : Tinggi head, m
 H_s : Tinggi silinder, m
 S : Stress allowance, psia
 E : Joint efficiency
 C : Corrosion allowance, in
 ρ_{vap} : Densitas steam, kg/m^3
 μ_{vap} : Viscositas steam, cP
 C_p : Heat capacity steam, btu/lb.F
 k : Konduktivitas termal coil, btu/jam.ft.F
 ID : Inside diameter, in
 OD : Outside diameter, in
 G_i : Fluks massa tiap coil, lb/jam. ft^2
 A_c : Luas perpindahan panas koil, ft^2

L_{he}	: Panjang putaran helix coil, m
D_{he}	: Diameter putaran helix coil, m
D_w	: Diameter wire, m
ρ_w	: Densitas wire, kg/m^3
F_{DP}	: Pressure drop factor
η_w	: Fractional collection
ΔP_D	: Pressure drop demister, bar

6. FLASH DRUM

Q_v	: Vapor volumetric flowrate, m^3/min
U_v	: Kecepatan uap, m/s
P	: Tekanan design, psi
D	: Diameter vessel, in
S	: Working stress allowable, psi
E	: Joint efisiensi
C	: Korosi maksimum
D_w	: Diameter wire, m
ρ_w	: Densitas wire, kg/m^3
F_{DP}	: Pressure drop factor
η_w	: Fractional collection
ΔP_D	: Pressure drop demister, bar

7. HEAT EXCHANGER

W, w	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T_1, t_1	: Temperatur masuk shell, tube, °C
T_2, t_2	: Temperatur keluar shell, tube, °C
Q	: Beban panas, kW
U_o	: Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
ΔT_{lm}	: Selisih log mean temperatur, °C
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
A_o	:	Luas satu buah tube, m^2
N_t	:	Jumlah tube, buah
V, v	:	Laju alir volumetrik shell, tube, m^3/jam
ut, U_s	:	Kelajuan fluida shell, tube, m/s
D_b	:	Diameter bundel, m
D_s	:	Diameter shell, m
N_{RE}	:	Bilangan Reynold
N_{PR}	:	Bilangan Prandtl
N_{NU}	:	Bilangan Nusselt
h_i, h_o	:	Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2.^{\circ}C$
I_b	:	Jarak baffle, m
D_e	:	Diameter ekivalen, m
k_f	:	Konduktivitas termal, $W/m.^{\circ}C$
ρ	:	Densitas, kg/m^3
μ	:	Viskositas, cP
C_p	:	Panas spesifik, $kJ/kg.^{\circ}C$
h_{id}, h_{od}	:	Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2.^{\circ}C$
k_w	:	Konduktivitas bahan, $W/m.^{\circ}C$
ΔP	:	Pressure drop, psi

8. COMPRESSOR

k	:	Konstanta Kompresi
n	:	Jumlah stage
η	:	Efisiensi compressor
P_{IN}	:	Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	:	Tekanan keluar, bar
T_1	:	Temperatur masuk kompressor, $^{\circ}C$
T_2	:	Temperatur keluar kompressor, $^{\circ}C$
P_w	:	Power kompressor, HP

Q	:	Kapasitas kompresor, lb/menit
R _c	:	Rasio kompresi
W	:	Laju alir massa, lb/jam
ρ	:	Densitas, kg/m ³

9. 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
C _c	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter kolom, m
d _h	:	Diameter hole, mm
E	:	Total entrainment, kg/s
E _j	:	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
R _m	:	Rasio refluks minimum
U _f	:	Kecepatan massa aerasi, m/s
V _d	:	Kelajuan downcomer
ΔP	:	Pressure drop, psi

Ψ	:	Fractional entrainment
U_D	:	Design Overall Heat Transfer Coefficient
U_C	:	Clean Overall Heat Transfer Coefficient

10. FURNACE

Q_{duty}	:	Beban panas furnace, kJ/kg
h	:	free convection, W/m ² K
A	:	Surface area, m ²
OD	:	diameter luar tube, in
F	:	Faktor Friksi
L	:	Panjang conveyor
L_o	:	Bearing anti friksi
S	:	Kecepatan Belt
T	:	Jumlah material
ΔZ	:	beda tinggi vertikal
W	:	Berat seluruh conveyor
t_s	:	supply temperatur cooling, °C
t_r	:	return temperature cooling, °C
t_i	:	room temperature, °C

11. FLASH DRUM

A	:	Vessel cross sectional area, m ²
D	:	Diameter vessel, m
HL	:	Tinggi liquid, m
H_v	:	Space untuk vapor, m
L	:	Tinggi separator, m
Q_l	:	Liquid volumetric flowrate, m ³ /s
Q_v	:	Vapor volumetric flowrate, m ³ /s
U_t	:	Settling velocity, m/s
V	:	Volumetric untuk hold up, m ³
V_a	:	Kecepatan komponen uap maksimum, m/s
V_d	:	Design velocity, m/s

V _h	:	Volume head, m ³
V _s	:	Volume silinder, m ³
V _t	:	Volume separator, m ³
W _l	:	Laju alir liquid, kg/jam
W _v	:	Laju alir uap, kg/jam
ρ _v	:	Densitas uap, kg/m ³
ρ _l	:	Densitas liquid, kg/m ³

12. 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
g _c	:	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
L _e	:	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
ε	: Equivalent roughness, ft
η	: Efisiensi pompa
μ	: Viskositas, kg/ms
ρ	: Densitas, kg/m ³

13. REACTOR

C_c	: Tebal korosi maksimum, in
C_A	: Konsentrasi akhir umpan, kmol/m ³
C_{AO}	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m ³
D_V	: Diameter shell, m
D_T	: Diameter tube, in
D_i	: Diameter impeller, m
W_b	: Lebar baffle, m
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
T	: Tebal dinding reaktor, cm
V_T	: Volume reaktor, m ³
ρ, ρ_k	: Densitas fluida, katalis, kg/m ³
R	: Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
BM	: Berat molekul, kg/kmol
V_E	: Volume elipsoidal, m ³
H_S	: Tinggi silinder, m
H	: Tinggi tutup
H_T	: Tinggi total tanki, m

H_L	:	Tinggi cairan, m
H_i	:	Tinggi impeller dari dasar tangki, m
r	:	Panjang blade mixer, m
X_A	:	Konversi reaktan A
N	:	Kecepatan putaran pengaduk, rps
N_{RC}	:	Kecepatan kritis putaran pengaduk
P_o	:	Power number, H_p

14. TANKI

C_c	:	Tebal korosi maksimum, in
D	:	Diameter tangki, m
E_j	:	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
ρ	:	Densitas

DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
Lampiran 1. Perhitungan Neraca Massa.....	106
Lampiran 2. Perhitungan Neraca Panas.....	142
Lampiran 3. Perhitungan Spesifikasi Peralatan.....	211
Lampiran 4. Perhitungan Ekonomi.....	526

ABSTRAK

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ISOSTEARIC ACID KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi, Maret 2019

Vinda Irlanda Nuansyahnita dan Herwan Krisyanto;

Dibimbing oleh Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

XVII + 528 halaman, 5 tabel, 8 gambar, 4 lampiran

RINGKASAN


Pabrik *Isostearic Acid* (Asam Isostearat) direncanakan berlokasi di daerah Batam, Kepulauan Riau. Pabrik ini meliputi area seluas 4,498 Ha dengan kapasitas 24.000 ton per tahun. Proses pembuatan Asam Isostearat dilakukan dengan mengisomerisasi Asam Oleat di dalam reaktor (R-01) pada suhu 260 °C dan tekanan 1,38 MPa. Serta dengan menghidrogenasi produk keluaran R-01 pada reaktor (R-02) pada suhu 170°C dan tekanan 2,76 Mpa. Pada R-01, asam oleat di konversi 94,1% menjadi asam isooleat dengan beberapa produk samping, lalu reaksi selanjutnya berlangsung di R-02 yang berfungsi mengkonversi asam asam isooleat menjadi asam isostearat dengan konversi total 99,90%. Produk yang didapatkan dari R-02 masih belum murni, sehingga dilakukan proses pemisahan dan pemurnian melalui kristalisasi dan distilasi untuk didapatkan asam isostearat dengan kemurnian cukup tinggi.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan 136 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka Pabrik Pembuatan Asam Isostearat ini dinyatakan layak didirikan, diantaranya:

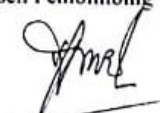
- Investasi = US\$ 327.908.176,52
- Hasil penjualan per tahun = US\$ 251.944.693,84
- Biaya produksi per tahun = US\$ 119.672.162,83
- Laba bersih per tahun = US \$ 119.045.277,91
- *Pay Out time* = 2,31 tahun
- *Rate of return on investment* = 36,300%
- *Discounted Cash Flow -ROR* = 42,780 %
- *Break Even Point* = 30,990 %
- *Service Life* = 11 tahun

Kata Kunci : *Saturated Branched Chain Fatty Acid, Isostearic Acid*, Pabrik, Proses Isomerisasi dan Hidrogenasi Asam Oleat, Analisa Ekonomi

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

Indralaya, April 2019
Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir


Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA
NIP 196010111985032002

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pendirian suatu industri kimia merupakan salah satu parameter yang menjadi indikator perkembangan ekonomi pada suatu negara. Indonesia merupakan negara berkembang yang telah banyak melakukan pembangunan sektor industri, salah satunya adalah industri kimia. Industri kimia memiliki peranan penting dalam masyarakat dikarenakan industri kimia banyak memproduksi barang mentah maupun barang jadi untuk memenuhi kebutuhan hidup manusia. Berkembangnya industri kimia di Indonesia akan selaras dengan peningkatan kebutuhan bahan baku. Salah satu bahan kimia yang banyak digunakan sebagai bahan baku pada proses industri kimia adalah asam isostearat.

Minyak nabati merupakan bahan utama yang dapat menggantikan produk dengan basis bahan petroleum. Meskipun minyak nabati sendiri telah memiliki nilai komersial, namun penggunaannya masih terbatas karena adanya ikatan ganda dalam minyak tersebut yang menyebabkan sifat oksidatif. Ikatan cabang dalam minyak sebagian besar berasal dari Olein. Umumnya olein dipisahkan dari asam lemak dan diproduksi dalam bentuk asam oleat. Asam oleat merupakan sumber bahan baku terbarukan dalam memproduksi asam isostearat melalui proses *skeletal isomerization*.

Asam isostearat memiliki nama IUPAC 16-Methylheptadecanoic acid dengan rumus kimia $C_{18}H_{36}O_2$, berbentuk padat pada suhu ruangan dan tidak memiliki warna. Asam isostearat memiliki sifat fisika dan kimia yang baik, mudah terdegradasi bila dibandingkan material dengan basis petroleum, toksisitas rendah, *unflammable*, *vapour pressure*, *melting poin*, dan viskositas yang lebih rendah. Sifat itu membuat asam isostearat banyak digunakan dalam industri lubrikan, minyak, emulsifier, produk kosmetik, surfaktan, biodiesel, cairan hidrolik, dan masih banyak produk lainnya. Dalam industri petrokimia ISA dapat digunakan untuk meningkatkan bilangan oktan.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik kebutuhan ISA di Indonesia cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya. Pada tahun 2023 kebutuhan ISA di Indonesia diperkirakan dapat mencapai 24.000 ton. Disisi lain sampai saat

ini belum adanya pabrik ISA di Indonesia, sehingga untuk memenuhi kebutuhan ISA dalam negeri, Indonesia melakukan import. Beranjak dari hal tersebut, maka diperlukannya pembangunan pabrik ISA di Indonesia untuk mengurangi ketergantungan import, menciptakan lapangan pekerjaan baru dan menambah pendapatan dalam negeri.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Isostearic Acid (ISA) pertama kali diproduksi secara komersial oleh Emery Industries, umumnya diproduksi berdasarkan proses patent yang dijelaskan oleh Peter pada tahun 1957. Pada awalnya, proses pembuatan ISA menggunakan metode *Thermal Dimerization* dengan katalis *clay* dimana ISA didapatkan sebagai *co-product* dari reaksi pembentukan *dimer fatty acid*. Dari reaksi tersebut, yield produk untuk ISA hanya sekitar 25-50 wt%. Secara ekonomi, proses ini memiliki biaya produksi yang relatif tinggi dengan *yield* yang rendah, sedangkan katalis yang digunakan (*clay*) tidak dapat diregenerasi dan digunakan kembali sehingga dibutuhkan pengembangan proses yang lebih efisien untuk menghasilkan ISA dengan biaya yang lebih rendah.

Pada tahun 1994, inventor Hiroshi dari Kao Corp. menemukan proses alternatif untuk memproduksi *branched chain fatty acid* dengan metode reaksi *Skeletal Isomerization* menggunakan katalis zeolite yang memiliki struktur pori linear. Proses ini menghasilkan selektivitas dan konversi yang lebih tinggi terhadap produk monomer dibanding produk dimer atau oligomerik. Katalis yang digunakan dapat diregenerasi sehingga dapat mengurangi biaya produksi.

Sejak tahun 1994 sampai sekarang, proses pembuatan ISA terus mengalami perkembangan, terutama dalam menggunakan jenis katalis untuk reaksi isomerisasi. Saat ini, jenis katalis yang banyak digunakan untuk memproduksi *saturated branched chain fatty acid* (sbc-FA) adalah katalis Ferrierite zeolite terprotonasi (H^+ -Ferr) dengan aktivasi menggunakan senyawa asam dengan persen *yield* sbc-FA >70% dan konversi $\geq 95\%$. Tetapi proses ini menghasilkan limbah asam yang berbahaya bagi lingkungan. Kemudian pada tahun 2018, *Sarker et al* menemukan proses aktivasi katalis zeolite menggunakan metode pemanasan pada suhu tinggi (500°C). Dari hasil invensi tersebut, katalis yang telah digunakan dapat diregenerasi berulang kali tanpa mengurangi performansinya. Katalis yang telah digunakan

dapat diregenerasi dan digunakan kembali setidaknya sebanyak 10 kali, sehingga secara keseluruhan proses ini sangat ekonomis. Ubc-FA hasil *Skeletal Isomerization* selanjutnya dikonversi melalui reaksi hidrogenasi untuk menghasilkan sbc-FA (*isostearic acid*).

1.3. Macam Proses Pembuatan

Isostearic Acid (ISA) dapat diproduksi dalam skala industri dengan beberapa metode, yaitu:

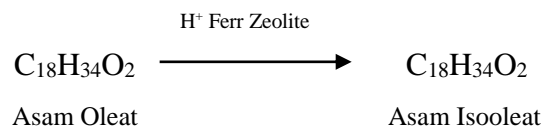
1.3.1. Clay-Catalyzed Dimerization

Menurut McMahon dan Crowell (1974) pembuatan ISA dengan metode dimerisasi dilakukan dengan mereaksikan asam oleat dengan bantuan katalis *clay* didalam reaktor. Proses ini menghasilkan produk berupa dimer (C_{36}) dan produk samping berupa trimers (C_{54}) dan *isostearic acid* dengan persen *yield* sangat kecil (25-50 wt%). Proses yang terjadi yaitu asam oleat sebagai bahan baku utama di polimerisasi dengan pemanasan pada suhu 250°C selama 4 jam dengan menggunakan Alabama blue clay catalyst (montmorillonite) yang mengandung 1 meq lithium hidroksida dan bantuan steam 80 psi. tipikal *yield* dari produk reaksi polimerisasi yaitu 65wt% *polymerized acids* dan 35wt% monomer. Pada tahap akhir, produk keluaran reaktor kemudian dicuci dengan asam fosfat (15wt% dari berat katalis) untuk menghilangkan kation anorganik. Kation kemudian dipisahkan dengan cara filtrasi, dan fraksi *crude polymer* di stripping dari monomer dengan cara evaporasi thin film.

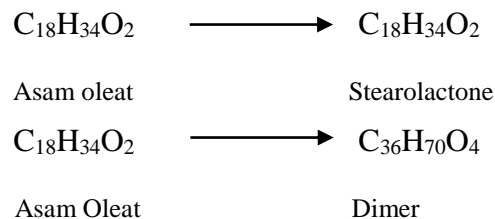
Fraksi polimer di hidrogenasi menggunakan katalis 0,1wt% palladium selama 6 jam pada suhu 250°C dan 500 psi gas hidrogen. Fraksi monomer kemudian di hidrogenasi dengan bantuan katalis nikel sebanyak 1wt% selama 3-4 jam pada suhu 160°C dan 90 psi hidrogen. *Yield* yang dihasilkan sebesar 97,5%. *Branched octadecanoic acid* didapatkan dari rekristalisasi monomer yang terhidrogenasi pada temperature rendah dengan menggunakan larutan aseton. Asam stearate yang terkristalkan dipisahkan dengan filtrasi, lalu acetone dipisahkan dari filtrat dengan cara evaporasi. Filtrate yang dipisahkan dari aseton mengandung *branched octadecanoic acid*.

1.3.2. Skeletal Isomerization

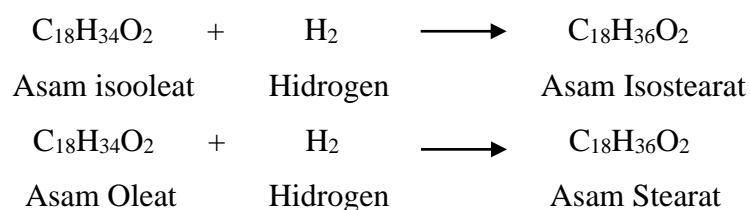
Metode *Skeletal Isomerization* menggunakan katalis zeolite untuk direaksikan dengan asam oleat didalam reaktor isomerisasi. Jenis katalis zeolite yang digunakan adalah zeolite terprotonasi H^+ -Ferr hasil dari aktivasi termal yaitu dengan pemanasan pada suhu $500^{\circ}C$ selama 5 jam. Reaktor yang digunakan adalah reaktor jenis berpengaduk. Proses isomerisasi berlangsung pada kondisi temperature dari sekitar $200^{\circ}C$ sampai $280^{\circ}C$ dalam rentan waktu 4 – 24 jam untuk menghasilkan konversi selektif dari bahan baku menjadi produk *unsaturated bc-FA*. Reaksi ini menggunakan katalis sebanyak 2,5% dari total *feed* bahan baku, dan co-catalyist berupa air sebanyak 1% dari total berat katalis zeolite yang digunakan. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor isomerisasi yaitu sebagai berikut :



Dengan menghasilkan reaksi samping:



Reaksi isomerisasi menghasilkan *unsaturated branched-chain fatty acid* (Ubc-FA) berupa asam isooleat dan produk samping berupa stearolactone dan stearo dimer dengan konversi yang cukup tinggi. Keuntungan dari metode isomerisasi skeletal menggunakan katalis zeolite terprotonasi yaitu katalis ini dapat diregenerasi sampai 10 kali. Asam isooleat hasil keluaran reaktor isomerisasi kemudian ditransfer menuju reaktor selanjutnya untuk dilakukan reaksi hidrogenasi menggunakan bantuan katalis metal (Ni atau palladium) dan gas hidrogen, bertujuan untuk mengubah asam lemak *unsaturated* menjadi *saturated* (Isostearic acid). Reaksi yang terjadi :



Saturated branched chain fatty acid keluaran reaktor hidrogenasi selanjutnya di lakukan pemurnian untuk dipisahkan dari produk samping berupa dimer. Metode ini menghasilkan yield yang tinggi terhadap *saturated branched chain-FA*. Secara terperinci, kondisi reaksi, penggunaan co-catalyst, agen pereduksi pembentukan oligomer (dimer), metode regenerasi katalis yang digunakan lebih ekonomis dan merupakan solusi yang ramah lingkungan untuk memproduksi saturated bc-FA dibandingkan dengan metode-metode sebelumnya.

1.4. Sifat Fisika

Data *properties* produk berupa Isostearic Acid dan Dimer dan beberapa bahan baku bersumber dari www.chemicalassociates.com.

a. Isostearic Acid

- Rumus molekul : $C_{18}H_{36}O_2$
- Massa molekul : 284,477 gr/mol
- Titik Didih : 756,310 K
- Titik Beku : <283,10 K
- Densitas (25° C) : 1325 kg/m³
- Temperatur Kritis : 936,110 K
- Tekanan Kritis : 12,320 Bar
- Volume Kritis : 1061,50 cm³/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : *Light yellow to colorless*

b. Stearic Acid

- Rumus molekul : $C_{18}H_{36}O_2$
- Massa molekul : 284,48 gr/mol
- Titik Didih : 756,750 K
- Titik Beku : 341,950 K
- Densitas (25°C) : 1316 kg/m³
- Temperatur Kritis : 935,119 K
- Tekanan Kritis : 12,251 bar
- Volume Kritis : 1067,500 cm³/mol
- Fase : Solid (25°C, 1 atm)
- Warna : putih

c. Dimer

- Rumus molekul : $C_{36}H_{68}O_4$
- Massa molekul : 564,923 gr/mol
- Titik Didih : 1317,380 K
- Titik Beku : 273,150 K
- Densitas (25°C) : 3393,338 kg/m³
- Temperatur Kritis : 1800,395 K
- Tekanan Kritis : 5,100 bar
- Volume Kritis : 2067,500 cm³/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : Coklat

d. Stearolactone

- Rumus molekul : $C_{18}H_{34}O_2$
- Massa molekul : 282,461 gr/mol
- Titik Didih : 726,240 K
- Titk Leleh : 309,150 K
- Densitas (25°C) : 1302,738 kg/m³
- Temperatur Kritis : 919,587 K
- Tekanan Kritis : 13,388 bar
- Volume Kritis : 1015,500 cm³/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : Tidak berwarna

e. Asam Oleat

- Rumus molekul : $C_{18}H_{34}O_2$
- Massa molekul : 282,461 gr/mol
- Titik Didih : 760,910 K
- Titk Beku : 287,150 K
- Densitas (25°C) : 1322,980 kg/m³
- Temperatur Kritis : 942,858 K
- Tekanan Kritis : 12,709 bar
- Volume Kritis : 1047,500 cm³/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)

- Warna : *Light yellow*

f. Asam Palmitat

- Rumus molekul : $C_{14}H_{28}O_2$
- Massa molekul : 256,424 gr/mol
- Titik Didih : 769,91 K
- Titk Beku : 268,150 K
- Densitas (25°C) : 1219,597 kg/m³
- Temperatur Kritis : 887,344 K
- Tekanan Kritis : 14,080 bar
- Volume Kritis : 955,500 cm³/mol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : Tak Berwarna

g. Hidrogen (Joback Method)

- Rumus molekul : H_2
- Massa molekul : 2,016 gr/mol
- Titik Didih : 20,390 K
- Titk Beku : -259,2°C
- Densitas : 0,082357 Kg/m³ (Pada suhu 25 °C)
- Temperatur Kritis : 33,200 K
- Tekanan Kritis : 13,130 bar
- Volume Kritis : 64,150 cm³/mol
- Fase : Gas (25°C, 1 atm)
- Warna : Tak Berwarna

h. Aseton (www.pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

- Rumus molekul : $C_3H_6O_2$
- Massa molekul : 58,080 gr/mol
- Titik Didih : 329,23 K
- Titk Leleh : 178,25 K
- Densitas (25°C) : 551,869 kg/m³
- Temperatur Kritis : 416,806 K
- Tekanan Kritis : 53,907 bar

- Volume Kritis : 221,500 cm³/mol
- Fase : Uap (25°C, 1 atm)
- Warna : Tak Berwarna

i. Air (www.pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

- Rumus Molekul : H₂O
- Massa Molekul : 18,015 g/mol
- Titik Didih : 100°C
- Titik Beku : 0°C
- Densitas : 1 gr/cm³ (25°C, 1 atm)
- Temperatur Kritis : 373,98°C
- Tekanan Kritis : 217,7 atm
- Volume Kritis : 55,95 cm³/gmol
- Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
- Warna : Tidak Berwarna

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, 2018. Convective Heat Transfer Coefficient. (Online) www.engineersedge.com/heat_transfer/convective_heat_transfer_coefficients__13378.htm (Diakses pada Tanggal 7 Januari 2019).
- Anonym, 1999. Compressor. (Online). <http://www.gasequipment.com/catalogs/.pdf> (Diakses pada Tanggal 16 Januari 2019).
- Badan Pusat Statistik, 2017. Ekspor dan Impor. <https://www.bps.go.id> (Diakses pada Tanggal 14 Desember 2018).
- Bank Indonesia. Suku Bunga SBI (Online). <https://www.bi.go.id/> (Diakses pada Tanggal 1 Maret 2019)
- Brownell, L., and Young, E. 1959. Process Equipment Design. United States Of America: John Willey & Sons.
- Calvo, B., and Cepeda, E. 2008. Solubilities Of Stearic Acid in Organic Solvents and in Azeotropic Solvent Mixtures. *J. Chem. Eng. Data* 53: 628-633.
- Chohey, N. 2004. Handbook of Chemical Engineering Calculations. Michigan: Mcgraw-Hill.
- Coulson, J., and Richardson, J. 1991. Chemical Engineering 5th Edition. Bath Press: Britain.
- Dimock, F. 2002. Making a Case for Continuous Furnace. North Birellica : BTU International.
- Ditjen Cipta Karya Dinas PU. 1996. Kriteria Perencanaan.
- Environmental Protection Agency. 2006. Code of Federal Regulations. Washington: US Government.
- Felder, R., and Rousseau, R. 2005. Elementary Principles of Chemical Processes. United State Of America: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, H.S. 1999. Elements of Chemical Engineering Reaction. Michigan: University of Michigan.
- Foreman, H., and Brown, J. 1944. Solubilities of Fatty Acids in Organic Solvents At Low Temperature. Ohio: Laboratory of Physiological Chemistry.
- Geankopolis, C.J. 1978. Transport Processes and Unit Operations. Minnesota: University of Minnesota.

- Global Industry Report. 2015. Isostearic Acid Market Analysis by Application (Personal Care, Chemical Esters, Lubricant & Greases) and Segment Forecasts To 2020. Grand View Research: California.
- Hatzikioseyan, Artin & Emmanouela Remoundaki. 2005. Continuous-flow stirred-tank reactor (CSTR). National Technical University of Athens (NTUA): School of Mining and Metallurgical Engineering.
- Heryanto, R., dkk. 2007. Solubility of Stearic Acid in Various Organic Solvents and Its Prediction Using Non-Ideal Solution Models. *Science Asia* Vol. 33: 469-472.
- Holland, F.S., dan F.A. Champman. 1966. Liquid Mixing and Processing n Stirred Tanks. New York: Lever Brothers Company.
- Ismail, S. 1996. Alat Industri Kimia. Palembang: Universitas Sriwijaya.
- Jack E. Hurst, JR. and B Keith Harrison, 1992. Estimation of Solid and Liquid Heat Capacities Using A Modified Kopp's Rule. Alabama: Chemical Engineering Communication.
- Joback, K.G., and Reid, R.C. 1987. Estimation of pure-component properties from group-contributions. USA: Gordon and Breach Science Publishers S.A.
- Kern, D. 1950. Process Heat Transfer. New York: McGraw-Hill.
- Khayal, O. 2017. Heat and Mass Transfer Fundamentals (Online). https://www.researchgate.net/publication/318529057_chapter_9_mass_transfer (Diakses pada Tanggal 8 Maret 2019)
- Legget A.R., Gray N.B. 1996. Development And Application of A Novel Refractory Cooling System. Proceedings of Advances in Refractories for The Metallurgical Industries II. Montréal.
- Lestari, D. 2014. Prarancangan Pabrik Asam Lemak dari Minyak Kelapa Sawit. Surakarta: Univeristas Muhammadiyah Surakarta.
- Levenspiel, Octave. 1999. Chemical Reaction Engineering 3th ed. Canada Oregon State University: Departement of Chemical Engineering.
- Limpens. 2002. A Design Tool for Conveyor Belt Furnace. Netherland : Eindhoven University of Technology.
- Ludwig, E.E. 1997. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 2. Houston: Gulf Professional Publishing.

- Maindoka, J dan Panjaitan, H. 2011. Analisis Pemakaian Air Bersih (PDAM) untuk Kota Pangkep 10 Tahun kedepan. Makassar: Universitas Hasanuddin.
- Maples, R.E. 2000. Petroleum Refinery Process Economy. PennWell Books.
- Mazotti, M. 2015. Introduction to Chemical Engineering: Chemical Reaction Engineering. ETH Swiss Federal Institute of Technology Zurich. Swiss : Separation Process Laboratory.
- McCabe, W., Smith, J., Harriott, P. 1993. Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition. Singapore: Mcgraw-Hill.
- Monnery, W.D. and W.Y. Svrcek. 1994. Successfully specify three-phase separators. *Chemical Engineering Progress*. Vol. 90: 29.
- Nanomag technology. 2016. Catalyst Filters Raney Nickel. (Online). <https://www.nanomagtech.com/catalyst-filters-raney-nickel.php> (Diakses pada Tanggal 6 Januari 2019).
- Ngo, H., dkk. 2012. Process and Cost Modeling Of Saturated Branched Chain Fatty Acid Isomer Production. *I&EC Research*.
- Nowicki, J., Stan'czyk, D., Drabik, J., Mosiewski, J. 2016. Synthesis of Fatty Acid Esters of Selected Higher Polyols Over Homogeneous Metallic Catalysts. *J Am Oil Chem Soc*.
- 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.
- Rase, H.F. 1977. Chemical Reactor Design for Process Plant. New York: Willey and Sons, Inc.
- Sarkar, Shibayan. 2016. Compressor. Dhanbad: Department Of Mechanical Engineering Indian Institute.
- Sarker, M., dkk. 2018. Saturated Branched Chain Fatty Acid Production Method. United State Patent US 10,087,132,B2.
- Sarker, M., Moreau, R., Ngo, H. 2018. Comparison of Various Phosphine Additives In Zeolite Based Catalytic Isomerization of Oleic Acid. *European Journal Of Lipid Science And Technology*. 120, 1800070: 1-8.

- Silla, H. 2003. Chemical Process Engineering: Design and Economics. United States of America: Marcel Dekker, inc.
- Syam, dan Ramba. 2017. Perancangan Pabrik Magnesium Sulfat dengan Bahan Baku Magnesium Karbonat dan Asam Sulfat dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. Samarinda: Politeknik Negeri Samarinda.
- Treybal, R. 1981. Mass Transfer Operation. Rhode island: McGraw-Hill.
- Van Ness, H.C., Smith, J.M., and Abbott, M.M. 2001. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. Singapore: Mc Graw-Hill.
- Vilbrandt, F. 1959. Chemical engineering plant design. New York: McGraw-Hill.
- 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.
- Zahriyah, S. 2009. Esterifikasi Asam Lemak Bebas dalam Minyak Jelantah dengan Katalis TiO_2 /Montmorillonit dan Pengaruhnya Terhadap Biodiesel yang Dihasilkan. Surakarta: Universitas Sebelas Maret.
- Zehnder. 2014. Heating and Cooling Ceiling Systems Radiant Ceiling Panels Design Example. (Online) https://zehnder.ee/wp-content/uploads/2014/10/Z_ZGIS_V0814_RHC_PLD_Carboline_en_screen.pdf. (Diakses pada Tanggal 7 Maret 2019).

