

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK
PEMBUATAN MONOMER STIRENA DENGAN
KAPASITAS PRODUKSI 160.000 TON/TAHUN**



Redi Setiawan

NIM 03031381419133

Ahmad Handoko

NIM 03031381419134

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2019**

SKRIPSI

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN MONOMER STIRENE DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 160.000 TON/TAHUN

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



Redi Setiawan

NIM 03031381419133

Ahmad Handoko

NIM 03031381419134

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2019**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN MONOMER STIRENA
DENGAN KAPASITAS 160.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

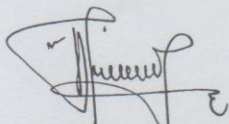
Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Redi Setiawan	03031381419133
Ahmad Handoko	03031381419134

Palembang, Agustus 2019

Pembimbing



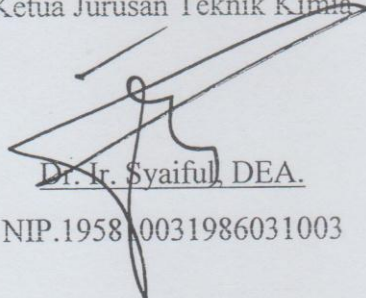
Dr. Novia, S.T., M.T., Ph.D

NIP. 197311052000032003



Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. Syaiful, DEA.

NIP.195810031986031003

LEMBAR PERBAIKAN


Nama / NIM : 1. Redi Setiawan (03031381419133)
2. Ahmad Handoko (03031381419134)

Judul:

**“PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN MONOMER STIRENA DARI
METANOL DAN TOLUENE KAPASITAS 160.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Januari 2019 oleh Dosen Penguji:

Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T.
NIP. 195608311984032002

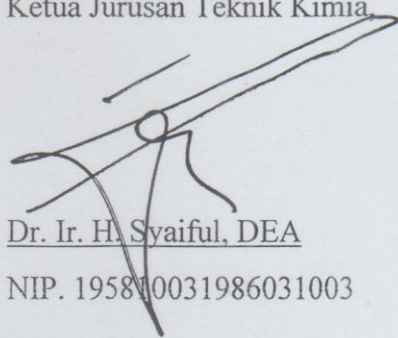
()

Dr. David Bahrin, S.T., M.T.
NIP. 198010312005011003

()

Palembang, Mei 2019

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 Monomer Stirena dari Methanol dan Toluena Kapasitas 160.000 ton per tahun" telah dipertahankan oleh Redi Setiawan dan Ahmad Handoko di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Januari 2019.

Palembang, Januari 2019.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA.

NIP. 195810031986031003

2. Dr. Novia, S.T., M.T., Ph.D

NIP. 197311052000032003

3. Prof. Dr. Ir.H. M. Djoni Bustan, M.Eng.


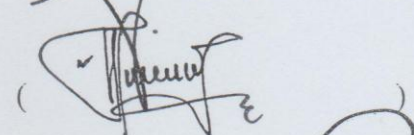
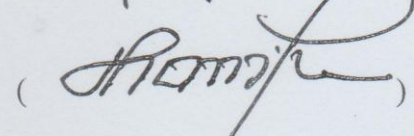

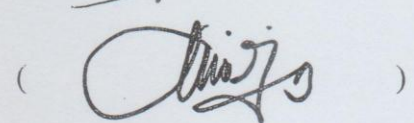
NIP. 195603071981031010

4. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T.

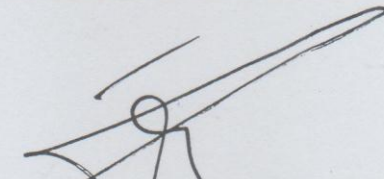
NIP. 195608311984032002

5. Dr. David Bahrin, S.T., M.T.

NIP. 19801031200511003

()
()
()
()
()

↳ Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Redi Setiawan

NIM : 03031381419133

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Monomer Stirene dengan
Kapasitas 160.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

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

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

Palembang, Januari 2019



Redi Setiawan

NIM. 03031381419133



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ahmad Handoko
NIM : 03031381419134
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Monomer Stirene dengan
Kapasitas 160.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

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

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

Palembang, Januari 2019



Ahmad Handoko

NIM. 03031381419134



KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya penulisan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Pembuatan Monomer Stirena dengan Kapasitas Produksi 160.000 Ton/Tahun”** ini dapat diselesaikan. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu persyaratan kurikulum Tingkat Sarjana Strata Satu (S1) untuk mengikuti Ujian Akhir di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Pada kesempatan ini, terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan dukungan selama pengerjaan Tugas Akhir ini, terutama kepada Ibu Dr. Novia, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, kedua orang tua dan keluarga penulis, serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah berkontribusi sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan.

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

Palembang, Januari 2019

Penulis

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulisan Tugas Akhir yang ditujukan untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya sebagai salah satu persyaratan kurikulum Tingkat Sarjana ini tidak terlepas dari banyaknya bantuan, dukungan, serta bimbingan yang diberikan dari berbagai pihak, sehingga dapat diselesaikan dengan baik. Selain itu, penulis juga banyak menerima bimbingan, petunjuk, dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak, baik yang bersifat moral maupun material. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada:

1. Tuhan YME dengan segala berkat dan rahmat-Nya yang telah memberikan kemampuan bagi penulis dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, dan dukungan yang begitu besar, serta doa yang terus mengalir demi kelancaran dalam menyelesaikan Tugas Akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya.
5. Ibu Dr. Novia, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan, dorongan, dan semangat kepada penulis sehingga Tugas Akhir ini dapat terselesaikan.
6. Seluruh Staff Dosen Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya.
7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014 yang terlibat dan turut membantu, serta memberikan semangat dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Akhir kata, diharapkan Tugas Akhir ini turut memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Januari 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
HALAMAN PERYATAAN INTEGRITAS	iv
KATA PENGANTAR.....	vi
UCAPAN TERIMAKASIH.....	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR NOTASI.....	xii
INTISARI	xviii
BAB I PEMBAHASAN UMUM.....	1
1.1. Latar Belakang..	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Proses Pembuatan Monomer Stirena	3
1.4. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk	7
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	8
2.1. Alasan Perencanaa Pabrik	8
2.2. Pemilihan Kapasitas	8
2.3. Pemilihan Proses	10
2.4. Pemilihan Bahan Baku.....	11
2.5. Uraian Proses	11
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	13
3.1. Lokasi Pabrik.....	13
3.2. Penentuan Tata Letak Pabrik.....	16
3.2. Perkiraan Luas Pabrik.....	18

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	21
4.1. Neraca Massa	21
4.2. Neraca Panas	31
BAB V UTILITAS	41
5.1. Unit Pengadaan Air	41
5.2. Unit Pengadaan Refrigerant.....	44
5.3. Unit Pengadaan Steam	44
5.4. Unit Pengadaan Listrik.....	44
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	46
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	48
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	94
7.1. Bentuk Perusahaan	94
7.2. Struktur Organisasi	95
7.3. Tugas dan Wewenang.....	96
7.4. Sistem Kerja	100
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	101
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	106
8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	107
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	108
8.3. Total Modal Akhir.....	110
8.4. Laju Pengembalian Modal	112
8.5. Break Even Point (BEP).....	114
BAB IX KESIMPULAN	117
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1.	Data Impor Monomer Stirena.....	9
Tabel 2.2.	Perbandingan Pembuatan Stirena	10
Tabel 7.1.	Pembagian Jam Kerja Karyawan Shift.....	101
Tabel 7.2.	Perincian Jumlah Pekerja.....	104
Tabel 8.1.	<i>Selling Price</i>	107
Tabel 8.2.	Angsuran Pengembalian Modal.....	109
Tabel 8.3.	Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	116

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1.	Lokasi Pabrik Berdasarkan Google Maps	14
Gambar 3.2.	Peta lokasi Pabrik.....	16
Gambar 3.2.	Tata Letak Pabrik	19
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan	86
Gambar 8.1.	Grafik <i>Break Even Point</i>	105

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C_c	: Tebal korosi maksimum, in
E_j	: 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. CONDENSER, HEATER, REBOILER, 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 .°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
u_t, 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, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
l_b	: Jarak baffle, m
D_e	: Diameter ekivalen, m
k_f	: Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
ρ	: Densitas, kg/m^3
μ	: Viskositas, cP
C_p	: Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
h_{id}, h_{od}	: Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
k_w	: Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$
ΔP	: Pressure drop, psi

3. 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

4. FURNACE

q_n	: Neat heat release, Btu/jam
q_r	: Radiant duty, Btu/jam
t_f, t_t	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
Art, a	: Luas area radiant section, luas tube, ft ²
OD	: diameter luar tube, in
L	: panjang tube, ft
N_t	: Jumlah tube
A_{cp}	: cold plane surface, ft ²
V	: Volume furnace, ft ³
L_{beam}	: Mean beam Length, ft
E_g	: gas emisivitas
q_s	: Heat loss fuel gas, Btu/jam
h_{cc}	: koefisien konveksi, Btu/jam.ft ² °F
h_{cl}	: koefisien gas radiant, Btu/jam.ft ² °F
h_{cw}	: koefisien wall radiant, Btu/jam.ft ² °F
A_{cw}	: wall area per row, ft ²
f	: factor seksi konveksi

- U_c : overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft² °F
 ρ_g : densitas fuel gas, lb/ft³
 G : mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft²

5. KNOCK OUT DRUM

- A : vessel cross sectional area, m²
 D : diameter vessel, m
 HL : tinggi liquid, m
 H_v : space untuk vapor, m
 L : tinggi separator, m
 Q_l : liquid volumetric flowrate, m³/s
 Q_v : vapor volumetric flowrate, m³/s
 U_t : settling velocity, m/s
 V : volumetric untuk hold up, m³
 V_a : kecepatan komponen uap maksimum, m/s
 V_d : design velocity, m/s
 V_h : volume head, m³
 V_s : volume silinder, m³
 V_t : volume separator, m³
 W_l : laju alir liquid, kg/jam
 W_v : laju alir uap, kg/jam
 ρ_v : densitas uap, kg/m³
 ρ_l : densitas liquid, kg/m³

6. PUMP

- A : Area alir pipa, in²
 BHP : Brake Horse Power, HP
 D_{opt} : Diameter optimum pipa, in
 f : Faktor friksi
 g : Percepatan gravitasi ft/s²

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

7. REACTOR

C_c	: 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 elipsoid, m^3
H_S	:	Tinggi silinder, m
h	:	Tinggi tutup
H_T	:	Tinggi total tanki, m

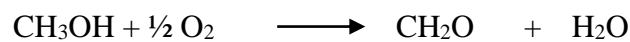
8. TANKI

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

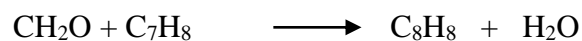
INTISARI

Pabrik Monomer Styrene direncanakan berlokasi di daerah Kalimantan Timur. Seluas 6 ha dengan kapasitas 160.000 ton/tahun. Proses pembuatan Monomer Stirena ini menggunakan bahan baku Methanol dan Toluene dengan *Copper Oxide* sebagai katalis. Reaksi berlangsung pada tekanan 1,5 atm dan temperatur 550°C (US 9,272,962 B2). Reaktor yang digunakan adalah *Multitubular Fixed Bed Reactor*. Dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *Line and Staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan jumlah karyawan sebanyak 169 orang.

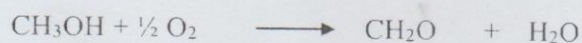
Hasil analisa ekonomi, maka pabrik pembuatan Monomer Stirena berbahan baku Methanol dan Toluene ini dinyatakan layak didirikan. Dengan berdasarkan analisa ekonomi sebagai berikut :

- *Total Capital Investment (TCI)* : US\$ 30.884.796,225
- *Total Production Cost (TPC)* : US\$ 1.066.0598.903,7242
- Total Penjualan per Tahun (SP) : US\$ 1.096.343.498,1103
- *Annual Cash Flow* : US\$ 23.446.423,7494
- *Pay Out Time* : 1,2664 tahun
- *Rate of Return* : 67,4157%
- *Break Even Point* : 37,59%
- *Service Life* : 11 tahun

ABSTRAK

Pabrik Monomer Stirena direncanakan berlokasi di daerah kawasan industri PT Kaltim Methanol, Kalimantan Timur. Seluas 6 ha dengan kapasitas 160.000 ton/tahun. Proses pembuatan Monomer Stirena ini menggunakan bahan baku Methanol dan Toluene dengan *Copper Oxide* sebagai katalis. Reaksi berlangsung pada tekanan 1,5 atm dan temperatur 550°C (US 9,272,962 B2). Reaktor yang digunakan adalah *Multitubular Fixed Bed Reactor*. Dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *Line and Staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan jumlah karyawan sebanyak 169 orang.

Hasil analisa ekonomi, maka pabrik pembuatan Monomer Stirena berbahan baku Methanol dan Toluene ini dinyatakan layak didirikan. Dengan berdasarkan analisa ekonomi sebagai berikut :


- *Total Capital Investment (TCI)* : US\$ 30.884.796,225
- *Total Production Cost (TPC)* : US\$ 1.066.598.903,7242
- Total Penjualan per Tahun (SP) : US\$ 1.096.343.498,1103
- *Annual Cash Flow* : US\$ 23.446.423,7494
- *Pay Out Time* : 1,2664 tahun
- *Rate of Return* : 67,4157%
- *Break Even Point* : 37,59%
- *Service Life* : 11 tahun

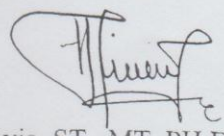
Kata Kunci: Monomer Stirena, Oksidasi Methanol, Toluene, Methanol

Palembang, Maret 2019

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir


Dr. Ir. H. Syaiful, DEA


Dr. Novia, ST., MT., PH.D

NIP: 195810031986031003

NIP: 197311052000032003

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Stirena ($C_6H_5C_2H_3$) merupakan salah satu produk senyawa aromatik monomer yang saat ini semakin dibutuhkan. Hal ini terutama disebabkan oleh semakin meningkatnya permintaan produk-produk plastik yang menggunakan bahan dasar stirena. Kegunaan utamanya sebagai zat antara (intermediet) untuk pembuatan senyawa kimia lainnya dan untuk memperkuat industri hilir seperti : *PolyStyrene, Acrylonitrile Butadiene Styrene, Styrene Acrylonitrile, Styrene Butadiena Latex, Styrene Butadiene Rubber, Unsaturated Polyester Resins*. Kebutuhan dunia akan stirena tiap tahunnya mengalami kenaikan seiring dengan peningkatan kebutuhan sebagai bahan baku untuk polistirena.

Industri-industri yang menggunakan stirena sebagai bahan baku produksinya antara lain : pabrik Polystyrene oleh PT. PolyChemindo, PT. Bentala Agung Pradana, PT. Royal Chemical serta PT. Pacific Indomas Plastik Indonesia. Pabrik *Unsaturated Polyester Resins* oleh PT. Indo First Nusantara Synthetic Rubber, PT. Sintetika Utama, PT. Dinamika Ekajaya dan PT. Roda Sakti Makmur. Pabrik stirena secara umum tergolong pabrik dengan tingkat resiko rendah, bahan baku pembuatan stirena yang digunakan bersifat non korosif dan dapat disimpan dalam tekanan rendah.

Meningkatnya permintaan dunia akan stirena selalu diikuti dengan peningkatan produksi pabrik stirena, namun produksi stirena di dalam dunia belum mampu sepenuhnya memenuhi konsumsi dunia akibat keterbatasan kapasitas pabrik yang telah berdiri. Khususnya di Asia Tenggara masih terdapat beberapa negara yang kekurangan akan stirena. Sedangkan di Indonesia, kebutuhan akan stirena sebagian sudah dapat terpenuhi oleh PT. Styrimo Mono Indonesia. Untuk prospek ekspor pasar produk stirena untuk kawasan Asia masih cukup menjanjikan dengan negara tujuan ekspor adalah Malaysia, Thailand dan Filipina. Hal ini tentunya memberikan dampak positif terhadap peningkatan devisa bagi negara.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Styrene juga dikenal sebagai *phenylethylene*, *vinylbenzene*, *styrol*, atau *cinnamene*, $C_6H_5-CH=CH_2$, adalah monomer aromatik tak jenuh yang penting dalam industri. Hal ini terjadi secara alami dalam jumlah kecil di beberapa tanaman dan makanan. Pada abad kesembilan belas, styrene diisolasi dengan destilasi dari storax balsam alami. Styrene diidentifikasi ada dalam kayu manis, biji kopi, dan kacang tanah, dan juga ditemukan di tar batubara .

Pada tahun 1831 styrene pertama kali diisolasi sebagai produk dan distilasi dari senyawa aromatik. Pada tahun 1845 Hoffman dan Blythe, styrena dapat diubah kedalam bentuk padat. Hingga tahun 1911 krosein mempatenkan proses reaksi katalisis dan termal polimerisasi styrene menjadi matreial kertas. Tahun 1925 Naugutuck Chemical Co. Pertama kali membangun pabrik styrene dan polystyrene. Dow dan I.G. Farben mulai melakukan perkembangan secara komersil pada proses dehidrogenasi untuk menghasilkan monomer stirena. Pengembangan proses komersial untuk pembuatan styrene berdasarkan dehidrogenasi etil benzena terjadi pada 1930. Kebutuhan untuk *styrene-butadiene rubber* sintetik selama Perang Dunia II memberikan dorongan untuk produksi skala besar. Setelah tahun 1946, kapasitas ini menjadi tersedia untuk pembuatan monomer dengan kemurnian tinggi yang dapat dipolimerisasi dengan stabil, jernih, tidak berwarna, dan plastik murah. Penggunaan plastik berbasis stirena berkembang pesat, dan polystyrene sekarang salah satu termoplastik yang paling murah secara biaya per volume. Pada tahun 1950 beberapa perusahaan memproduksi styrene monomer karena terjadi perkembangan yang pesat pada produk yang menggunakan polystyrene.

Styrene sendiri adalah cairan yang dapat ditangani dengan mudah dan aman. Aktivitas gugus vinil membuat styrene mudah untuk polimerisasi dan kopolimerisasi. Ketika teknologi tepat guna menjadi tersedia melalui lisensi stirena dengan cepat berubah menjadi komoditas kimia massal, tumbuh dengan kapasitas besar di seluruh dunia pada tahun 1993. Reaksi yang paling penting dari styrene adalah polimerisasi untuk polistiren, dan juga kopolimerisasi dengan monomer lainnya. Kopolimerisasi dengan butadiena untuk memberikan karet sintetis Buna S adalah reaksi yang awalnya menyebabkan perkembangan industri styrene.

1.3. Proses Pembuatan

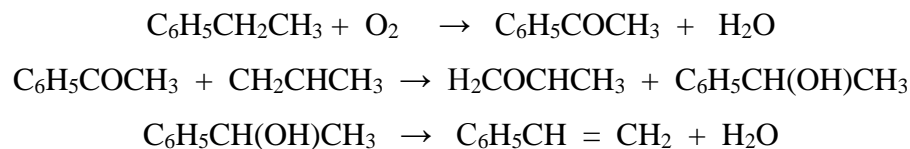
1.3.1. Dehidrogenasi Etilbenzen

Dehidrogenasi etilbenzen adalah reaksi langsung dari etilbenzena menjadi stirena, cara tersebut adalah proses pembuatan stirena yang banyak dikembangkan dalam produksi komersial. Reaksi terjadi pada fase uap dimana gas umpan melewati katalis Fe_2O_3 padat. Reaksi bersifat endotermis dan merupakan reaksi kesetimbangan (Mc. Ketta, 1980). Reaksi yang terjadi :



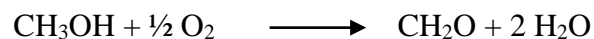
1.3.2. Oksidasi Etilbenzen

Menurut Kirk Othmer (1994), proses ini ada dua macam yaitu dari Union Carbide dan Halogen Internasional. Proses dari Union Carbide mempunyai dua produk yaitu stirena dan acetophenon. Menggunakan katalis acetate diikuti dengan reaksi reduksi menggunakan katalis chrome-besi-tembaga kemudian dilanjutkan dengan reaksi hidrasi alkohol menjadi stirena dengan katalis titania opada suhu $250 - 280^\circ\text{C}$. Reaksi yang terjadi berturut – turut adalah sebagai berikut :



1.3.3. Proses Oksidasi Methanol

Proses pembuatan stirena dengan bahan baku methanol dan toluene dapat diproses dengan cara mengoksidasi methanol. Formaldehid yang dihasilkan kemudian direaksikan dengan toluene untuk memproduksi stirena dan gas hidrogen serta air. Proses yang terjadi yaitu dimana methanol dan udara dimasukan kedalam tanki methanol evavporator. Reaksi yang terjadi:



1.3.4. Proses Dehidrogenasi Methanol

Selain dengan cara oksidasi methanol salah satu alternatif untuk membuat stirena adalah dengan cara dehidrogenasi methanol. Dimana proses ini akan menghasilkan formaldehid dan gas hidorgen. Pada proses ini tidak memerlukan separator untuk memisahkan antara formaldehid dan air. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



1.4. Sifat Fisika dan Sifat Kimia

1.4.1 Bahan Baku

a. Toluena

Rumus molekul	: C ₇ H ₈
Berat molekul	: 92.141 gr/mol
Wujud	: Cairan tak bewarna
Densitas	: 867 kg/m ³ (<i>liquid</i>)
Titik lebur	: -92,5 ⁰ C
Titik didih	: 110,6 ⁰ C
Kelarutan dalam air	: 0,47 gr/ml (20 ⁰ C)
Viskositas	: 0,590 cP pada 20 ⁰ C
Temperatur kritis	: 591,7 ⁰ C
Tekanan kritis	: 41,1 bar
ΔH_1^0	: 50,03 kJ/mol
ΔG_1^0	: 122,09 kJ/mol
C _p	: -24,355 + 51,246x10 ⁻² T - (-2,765x10 ⁻⁴ T ²) -(-1,168x10 ⁻⁸ T ³)

(*Coulson and Richardson edisi 4 volume 6*)

b. Benzena

Rumus molekul	: C ₆ H ₆
Berat molekul	: 78.114 gr/mol
Wujud	: Cairan tak bewarna
Densitas	: 885 kg/m ³ (<i>liquid</i>)
Titik lebur	: 5,5 ⁰ C
Titik didih	: 80,1 ⁰ C
Kelarutan dalam air	: 0,8 gr/ml (25 ⁰ C)
Viskositas	: 0,652 cP pada 20 ⁰ C
Temperatur kritis	: 562,1 ⁰ C
Tekanan kritis	: 48,9 bar

ΔH_1^0	: 82,98 kJ/mol
ΔG_1^0	: 129,75 kJ/mol
C_p	: $-33,917 + 47,436 \times 10^{-2} T - (3,017 \times 10^{-4} T^2)$ $+ 71,301 \times 10^{-9} T^3$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

c. Methanol

Rumus molekul	: CH_3OH
Berat molekul	: 32,04 gr/mol
Wujud	: Cairan tak bewarna
Densitas	: 791 kg/m^3 (liquid)
Titik lebur	: -97°C
Titik didih	: $64,7^\circ\text{C}$
Kelarutan dalam air	: Sepenuhnya larut
Viskositas	: 0,541 cP pada 20°C
Temperatur kritis	: $239,45^\circ\text{C}$
Tekanan kritis	: 81 bar
ΔH_1^0	: $-201,30 \text{ kJ/mol}$
ΔG_1^0	: $-162,62 \text{ kJ/mol}$
C_p	: $-21,152 + 70,924 \times 10^{-2} T - 25,879 \times 10^{-4} T^2$ $- (-2,852 \times 10^{-8} T^3)$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

d. Oksigen

Rumus molekul	: O_2
Berat molekul	: 31,999 gr/mol
Wujud	: Gas
Densitas	: 1149 kg/m^3
Titik lebur	: $-218,8^\circ\text{C}$
Titik didih	: -183°C
Temperatur kritis	: $154,6^\circ\text{C}$
Tekanan kritis	: 50,5 bar
ΔH_1^0	: 0 kJ/mol

ΔG_1^0	: 0 kJ/mol
C_p	: $28,106 - (-3,680 \times 10^{-6} T) + 17,459 \times 10^{-6} T^2$ $-1,065 \times 10^{-8} T^3$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

e. Nitrogen

Rumus molekul	: N_2
Berat molekul	: 28,013 gr/mol
Wujud	: Gas
Densitas	: 805 kg/m ³
Titik lebur	: -209,9 ⁰ C
Titik didih	: -195,8 ⁰ C
Temperatur kritis	: 126,2 ⁰ C
Tekanan kritis	: 33,9 bar
ΔH_1^0	: 0 kJ/mol
ΔG_1^0	: 0 kJ/mol
C_p	: $31,150 - (-1,357 \times 10^{-2} T) + 26,796 \times 10^{-6} T^2$ $-(-1,168 \times 10^{-8} T^3)$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

1.4.2. Produk

a. Stirena

Rumus molekul	: C_8H_8
Berat molekul	: 104.152 gr/mol
Wujud	: Cairan tak bewarna
Densitas	: 906 kg/m ³ (<i>liquid</i>)
Titik lebur	: -30,7 ⁰ C
Titik didih	: 145,1 ⁰ C
Kelarutan dalam air	: <1%
Viskositas	: 0,762 cP pada 20 ⁰ C
Temperatur kritis	: 647,0 ⁰ C
Tekanan kritis	: 39,9 bar
ΔH_1^0	: 147,46 kJ/mol

$$\begin{aligned}\Delta G_1^0 & : 213,95 \text{ kJ/mol} \\ \text{Cp} & : -28,248 + 61,588 \times 10^{-2} T - (-4,023 \times 10^{-4} T^2) \\ & \quad + 99,353 \times 10^{-9} T^3\end{aligned}$$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

b. Formaldehide

$$\begin{aligned}\text{Rumus molekul} & : \text{CH}_2\text{O} \\ \text{Berat molekul} & : 30,03 \text{ gr/mol} \\ \text{Wujud} & : \text{Cairan tak bewarna} \\ \text{Densitas} & : 815 \text{ kg/m}^3 \text{ (liquid)} \\ \text{Titik lebur} & : -117^\circ\text{C} \\ \text{Titik didih} & : -19,3^\circ\text{C} \\ \text{Viskositas} & : 0,843 \text{ cP pada } 20^\circ\text{C} \\ \text{Temperatur kritis} & : 135^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan kritis} & : 65,9 \text{ bar}\end{aligned}$$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

c. Air

$$\begin{aligned}\text{Rumus molekul} & : \text{H}_2\text{O} \\ \text{Berat molekul} & : 18,015 \text{ gr/mol} \\ \text{Densitas} & : 998 \text{ kg/m}^3 \text{ (liquid)} \\ \text{Titik lebur} & : 0^\circ\text{C} \\ \text{Titik didih} & : 100^\circ\text{C} \\ \text{Temperatur kritis} & : 647,3^\circ\text{C} \\ \text{Tekanan kritis} & : 220,5 \text{ bar} \\ \Delta H_1^0 & : -242 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G_1^0 & : -228,77 \text{ kJ/mol} \\ \text{Cp} & : -32,243 + 19,328 \times 10^{-4} T + 10,555 \times 10^{-6} T^2 \\ & \quad + 3,596 \times 10^{-9} T^3\end{aligned}$$

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6)

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. (2018). *Data Impor Monomer Stirena*. (online) <http://www.bps.go.id>. Indonesia (Diakses tanggal 14 September 2018).
- Bruylants, P., Ekersen, & Garten R. 1984. *Styrene From Toulene and Formaldehyde*. US Patent No 4,479,024 A1.
- Butler, J., & Pelati, J. 2016. *Method For Production Of Styrene From Toluene and Methanol*. US Patent No 9,272,962 B2.
- Cairaty, L., Dadda, C. & Fiore, L. 1980. *Catalyst For The Oxidation Of Methanol To Formaldehyde and Method Of Preparing The Catalyst*. US Patent No. 4,181,629.
- Amin, N. S., Kiakalaieh, a. T., & Hezaveh, H. (2014). Glycerol for Renewable Acrolein Production by Catalytic Dehydration. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 28-59.
- Bunning, D. L., Rolston, J. D., LaBrot, D. A., Pichai, P., Dever, J. P., Fruchey, O. S., Roy, K. (2015). *United States of America Patent No. 9,115,067 B1*.
- Bunning, D. L., Rolston, J. D., LaBrot, D. A., Pichai, P., Dever, J. P., Fruchey, O. S., Roy, K. (2015). *US Patent No. 9,115,067*.
- Cavaseno, V. (1979). *Process Heat Exchange*. McGraw-Hill.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design* (4th ed., Vol. VI).
- Felder, R. M., & Rousseau, R. W. (1978). *Elementary Principles of Chemical Processes* (3rd ed.). New York, New York: John Wiley & Sons.
- Fogler, H. S. (n.d.). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice Hall International Series.

Holland, F. A., & Chapman, F. S. (1966). *Liquid Mxing and Processing in Stirred Tanks*. Reinhold Publication Corporation.

Holland, F., & Chapman, F. (1966). *Liquid Mixing and Process*. New York: Reinhold.

Ismail, S. (1999). *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.

Kern, D. Q. (1957). *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.

Kirk-Othmer. (1991). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. john wiley & sons.

Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering* (2nd ed.). New York: Johw Wiley & Sons.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriot, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill International .

Miligan, D., & Miligan, J. (2014). *Matches*. Retrieved September 2016, from matche.com: <http://matche.com/default.html>

Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (1999). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th ed.). New York: McGraw-Hill Company.

Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics For Chemical Engineers* (4th ed., Vol. IV). New York: McGraw-Hill Book Company.

Randhava, S. S., Kao, R. L., & Harvey, T. L. (2014). *US Patent No. 8,791,165 B2*.

Smith, J. M. (1970). *Chemical Engineering Kinetics*.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbot, M. M. (2001). *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics* (6th ed.). Boston: McGraw Hill.

Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operation*. McGraw-Hill.

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

Vibrandt, F. C., & Dryden, C. E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design* (4th ed., Vol. IV). New York: McGraw-Hill International Edition.

Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*. Boston: Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering.

Weissermel, K., & Arpe, H.-J. (1997). *Industrial Organic Chemistry* (Vol. IV). Germany: Wiley-VCH.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.