

## **SKRIPSI**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOBUTYLENE KAPASITAS 50.000 TON**

**/ TAHUN**

**Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana Teknik pada  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya**



**Kevin Adrian Wijaya**

NIM 03031181621026

**Nike Putri Anggelina**

NIM 03031281621050

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2020**

## **LEMBAR PENGESAHAN**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOBUTYLENE  
KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN**

### **SKRIPSI**

**Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana**

**Oleh**

**Kevin Adrian Wijaya  
NIM. 03031181621026  
Nike Pputri Anggelina  
NIM. 03031281621050**

**Dosen Pembimbing Tugas Akhir**

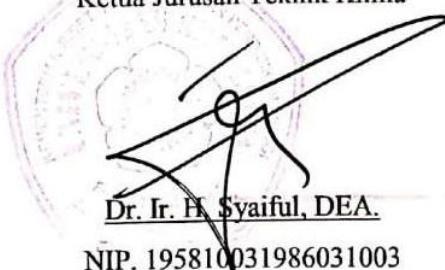


**Selpiana, ST, MT**

**NIP. 197809192003122001**

**Mengetahui**

**Ketua Jurusan Teknik Kimia**



**Dr. Ir. H. Syaiful, DEA.**

**NIP. 195810031986031003**

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOBUTYLENE KAPASITAS

50.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2020

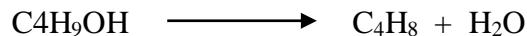
Kevin Adrian Wijaya dan Nike Putri Anggelina

Dibimbing oleh Selpiana, S.T., M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

## ABSTRAK

Pabrik pembuatan isobutylene dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri tahun 2025 di Kebomas, Kabupaten Gresik, Jawa Timur yang diperkirakan memiliki luas area sekitar 3,5 ha. Proses pembuatan etilen menggunakan proses dehidrasi isobutanol dalam reaktor jenis *multitubular fixed bed* (R-01) dengan katalis alumina. Kondisi operasi pembuatan etilen adalah 340°C dan tekanan 1 atm dengan reaksi:



Pabrik ini merupakan perusahaan perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh Direktur Utama dengan jumlah karyawan sebanyak 133 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik isobutylene ini layak didirikan dengan perincian sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* = US \$ 26.935.985,41
- *Selling Price per Year* = US \$ 164.618.374,27
- *Total Production Cost* = US \$ 140.209.336,83
- *Annual Cash Flow* = US \$ 19.167.743,26
- *Pay Out time* = 1,32 tahun
- *Rate of Return* = 63,43 %
- *Discounted Cash Flow* = 70,99 %
- *Break Even Point* = 38,6708 %
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci:** Isobutylene, Isobutanol, Reaktor, Dehidrasi

## **KATA PENGANTAR**

Puji dan syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa sehingga dapat diselesaikan penulisan tugas akhir. Tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Isobutylene Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”.

Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Laporan penelitian ini dapat diselesaikan dengan baik karena banyaknya bantuan, dukungan dan bimbingan yang diberikan dari berbagai pihak, oleh karena itu terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
2. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, ST, MT, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
3. Ibu Selpiana, S.T., MT, selaku Dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Kedua Orang Tua dan Keluarga atas semua dukungan yang begitu besar.
5. Seluruh Staff Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2016 yang terlibat dan turut membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

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

Inderalaya, Juli 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN .....</b>	ii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN.....</b>	iii
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....</b>	iv
<b>ABSTRAK .....</b>	vi
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	vii
<b>DAFTAR ISI.....</b>	viii
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	xi
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	xii
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	xiii
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	xxi
<b>BAB 1 PENDAHULUAN .....</b>	1
1.1.Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan Isobutylene.....	2
1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku serta Produk .....	4
<b>BAB 2 PERENCANAAN PABRIK .....</b>	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	8
2.2. Pemilihan Kapasitas .....	8
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	11
2.4. Pemilihan Proses .....	11
2.5. Uraian Proses.....	12
2.6. Flowsheet Proses Pembuatan Isobutylene dari Isobutanol .....	14
<b>BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK .....</b>	15
3.1. Pemilihan Lokasi .....	15
3.2. Tata Letak Pabrik .....	17
3.3. Perkiraan Luas Tanah yang Diperlukan .....	19

BAB 4 NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....	22
4.1. Neraca Massa .....	22
4.2. Neraca Panas .....	26
BAB 5 UTILITAS.....	30
5.1. Unit Pengadaan Steam .....	30
5.2. Unit Pengadaan Air .....	31
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran .....	34
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik .....	34
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	36
BAB 6 SPESIFIKASI PERALATAN .....	41
6.1. Tangki-01 (T-01).....	41
6.2. Tangki-02 (T-02).....	41
6.3. Tangki-03 (T-03).....	42
6.4. Tangki-04 (T-04).....	42
6.5. Tangki-05 (T-05).....	43
6.6. Chiller-01 (CH-01).....	44
6.7. Chiller-02 (CH-02).....	44
6.8. Chiller-03 (CH-03).....	45
6.9. Pompa-01 (P-01) .....	46
6.10. Pompa-02 (P-02) .....	46
6.11. Pompa-03 (P-03) .....	47
6.12. Pompa-04 (P-04) .....	48
6.13. Pompa-05 (P-05) .....	49
6.14. Vaporizer-01 (VZ-01) .....	50
6.15. Furnace-01 (F-01) .....	51
6.16. Reaktor-01 (R-01) .....	51
6.17. Partial Condensor-01 (PC-01).....	51
6.18. Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	53
6.19. Mixing Tank-01 (MT-01) .....	54

6.20. Heater-01 (H-01).....	55
6.21. Kolom Destilasi-01 (KD-01).....	55
6.22. Condensor-01 (CD-01).....	56
6.23. Accumulator-01 (ACC-01) .....	57
6.24. Reboiler-01 (RB-01) .....	57
6.25. Absorber-01 (AB-01).....	58
BAB 7 ORGANISASI PERUSAHAAN .....	60
7.1. Bentuk Struktur Organisasi Perusahaan.....	60
7.2. Struktur Organisasi.....	61
7.3. Tugas dan Wewenang .....	62
7.4. Sistem Kerja .....	66
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	68
BAB 8 ANALISA EKONOMI .....	72
8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	73
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	74
8.3. Total Modal Akhir.....	76
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	79
8.5. Break Even Point (BEP).....	80
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	82
BAB 9 KESIMPULAN.....	84

**DAFTAR PUSTAKA****LAMPIRAN I****LAMPIRAN II****LAMPIRAN III****LAMPIRAN IV****LAMPIRAN TK**

## **DAFTAR TABEL**

	Halaman
Tabel 2.1. Data Impor Isobutylene Indonesia .....	8
Tabel 2.2. Data Impor Isobutylene Thailand .....	10
Tabel 3.1. Rincian Area Pabrik .....	19
Tabel 7.1. Pembagian Waktu Pekerja Shift.....	64
Tabel 7.2. Jumlah Karyawan.....	66
Tabel 8.1. Angsuran Pembayaran Pinjaman dan Bunga .....	72
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	79

## **DAFTAR GAMBAR**

Halaman

Gambar 2.1.	Grafik Data Impor Isobutylene di Indonesia .....	9
Gambar 2.2.	Grafik Data Impor Isobutylene di Thailand .....	10
Gambar 2.3.	<i>Flowsheet</i> Proses Pembuatan Isobutylene dari Isobutanol....	14
Gambar 3.1.	Peta Lokasi Pabrik .....	17
Gambar 3.2.	Lokasi Pabrik Isobutylene di Kec. Kebomas .....	17
Gambar 3.3.	Tata Letak Pabrik .....	20
Gambar 3.4.	Tata Letak Peralatan .....	21
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	68
Gambar 8.1.	Grafik <i>Break Even Point</i> .....	78

## DAFTAR NOTASI

### **1. ACCUMULATOR**

C	:	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	:	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	:	Inside diameter, Outside diameter, m
L	:	Panjang accumulator, m
P	:	Tekanan operasi, atm
S	:	Working stress yang diizinkan
t	:	Temperatur Operasi, °C
V	:	Volume total, m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	:	Volume silinder, m <sup>3</sup>
W	:	Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	:	Densitas, lb/ft <sup>3</sup>

### **2. CHILLER, COOLER, HEAT EXCHANGER, KONDENSOR, REBOILER, VAPORIZER**

A	=	Area perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
a <sub>a</sub> , a <sub>p</sub>	=	Area pada annulus, inner pipe, ft <sup>2</sup>
a <sub>s</sub> , a <sub>t</sub>	=	Area pada shell, tube, ft <sup>2</sup>
a"	=	external surface per 1 in, ft <sup>2</sup> /in ft
B	=	Baffle spacing, in
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
D <sub>e</sub>	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
G <sub>a</sub>	=	Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>p</sub>	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>s</sub>	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>t</sub>	=	Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft <sup>2</sup>
g	=	Percepatan gravitasi

$h$	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$h_{i,io}$	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
$jH$	= Faktor perpindahan panas
$k$	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$L$	= Panjang tube, pipa, ft
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
$N$	= Jumlah baffle
$N_t$	= Jumlah tube
$P_T$	= Tube pitch, in
$\Delta P_r$	= Return drop sheel, Psi
$\Delta P_s$	= Penurunan tekanan pada shell, Psi
$\Delta P_t$	= Penurunan tekanan tube, Psi
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
$\Delta P_T$	= Penurunan tekanan total pada tube, Psi
$Q$	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
$R_d$	= Dirt factor, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$R_e$	= Bilangan Reynold, dimensionless
$s$	= Specific gravity
$T_1, T_2$	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
$t_1, t_2$	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
$T_c$	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$U_c, U_d$	= Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$W$	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
$w$	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
$\mu$	= Viscositas, cp

### 3. FURNACE

qn	: Neat heat release, Btu/jam
qr	: Radiant duty, Btu/jam
t <sub>f,t</sub>	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
A <sub>rt,a</sub>	: Luas area radiant section, luas tube, ft <sup>2</sup>
OD	: diameter luar tube, in
L	: panjang tube, ft
Nt	: Jumlah tube
A <sub>cp</sub>	: cold plane surface, ft <sup>2</sup>
V	: Volume furnace, ft <sup>3</sup>
L <sub>beam</sub>	: Mean beam Length, ft
E <sub>g</sub>	: gas emisivitas
q <sub>s</sub>	: Heat loss fuel gas, Btu/jam
h <sub>cc</sub>	: koefisien konveksi, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
h <sub>cl</sub>	: koefisien gas radiant, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
h <sub>cw</sub>	: koefisien wall radiant, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
A <sub>cw</sub>	: wall area per row, ft <sup>2</sup>
f	: factor seksi konveksi
U <sub>c</sub>	: overall transfer coefficient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
ρ <sub>g</sub>	: densitas fuel gas, lb/ft <sup>3</sup>
G	: mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft <sup>2</sup>

### 4. KNOCK OUT DRUM

A	: Vessel Area Minimum, m <sup>2</sup>
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter Vessel minimum,m
E	: Joint effisiensi
H <sub>L</sub>	: Tinggi Liquid, m
H <sub>T</sub>	: Tinggi Vessel,m
P	: Tekanan desain, psi
Q <sub>v</sub>	: Laju alir Volumetric massa, m <sup>3</sup> /jam

$Q_L$	: <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m <sup>3</sup> /jam
$S$	: <i>Working stress Allowable</i> , psi
$t$	: tebal dinding tangki, m
$U_v$	: Kecepatan uap maksimum, m/s
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>
$V_h$	: Volume <i>Head</i> , m <sup>3</sup>
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho_g$	: Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	: Densitas <i>Liquid</i> , kg/m <sup>3</sup>

## 5. KOLOM DISTILASI

$A_d$	: Downcomer area, m <sup>2</sup>
$A_t$	: Tower area, m <sup>2</sup>
$A_n$	: Net area, m <sup>2</sup>
$A_a$	: Active area, m <sup>2</sup>
$A_b$	: Hole area, m <sup>2</sup>
$A_{da}$	: Aerated area, m <sup>2</sup>
$C$	: Faktor korosi yang dizinkan, m
$C_{sb}$	: Kapasitas vapor, m/det
$D_l$	: Clearance, mm
$d_h$	: Diameter hole, mm
$d_c$	: Diameter kolom, mm
$e$	: Total entrainment, kg/det
$E$	: Joint efficiency, dimensionless
$F$	: Friction factor, dimensionless
$F_{iv}$	: Paramater aliran, dimensionless
$h_a$	: Aerated liquid drop, m
$h_f$	: Froth height, mm
$h_w$	: Weir height, mm

$h_\sigma$	:	Weep point, cm
H	:	Tinggi kolom, m
Lw	:	Weir length
L	:	Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N <sub>m</sub>	:	Jumlah tray minimum
$\Delta P$	:	Pressure drop
P	:	Tekanan desain, atm
q	:	Laju alir volume umpan solvent, m <sup>3</sup> /det
Q	:	Laju alir volume umpan gas, m <sup>3</sup> /det
Q <sub>p</sub>	:	Aeration factor, dimensionless
R	:	[L/D] refluks ratio, dimensionless
R <sub>h</sub>	:	Radius Hydrolic, m
R <sub>m</sub>	:	Refluks minimum
R <sub>eh</sub>	:	Reynold modulus, dimensionless
S	:	Working stress, N/m <sup>2</sup>
S <sub>s</sub>	:	Stage umpan
St	:	Jumlah stages
t	:	Tebal dinding vessel, m
T	:	Temperatur operasi, °C
T <sub>av</sub>	:	Temperatur rata-rata, °C
U <sub>f</sub>	:	Kecepatan aerated mass, U <sub>f</sub>
V	:	Laju alir massa umpan gas, kg/det
V <sub>d</sub>	:	Downcomer velocity, m/det
$\alpha$	:	Relatif volatil, dimensionless
$\Delta$	:	Liquid gradien, cm
$\rho_g$	:	Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	:	Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
$\psi$	:	Fractional entrainment, dimensionless

## 6. POMPA

A	= Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	= Brake Horse Power, HP
D <sub>i</sub> opt	= Diameter optimum pipa, in
E	= Equivalent roughness
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g <sub>c</sub>	= Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
Gpm	= Gallon per menit
H <sub>f</sub> suc	= Total friksi pada suction, ft
H <sub>f</sub> dis	= Total friksi pada discharge, ft
H <sub>fs</sub>	= Skin friction loss
H <sub>fsuc</sub>	= Total suction friction loss
H <sub>fc</sub>	= Sudden Contraction Friction Loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
H <sub>fe</sub>	= Sudden expansion friction loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
ID	= Inside diameter pipa, in
K <sub>C</sub> , K <sub>S</sub>	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
L <sub>e</sub>	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= Net positive suction head (ft)
N <sub>Re</sub>	= Reynold number, dimension less
P <sub>Vp</sub>	= Tekanan uap, Psi
Q <sub>f</sub>	= Laju alir volumeterik
V <sub>f</sub>	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, Psi

## 7. REAKTOR

A <sub>t</sub>	= Luas keseluruhan jumlah tube, m <sup>2</sup>
A <sub>f</sub>	= Free area, m <sup>2</sup>
A <sub>s</sub>	= Area shell, m <sup>2</sup>

$a'_t$	= Luas area per tube, m <sup>2</sup>
B	= Baffle spacing
$C_{Ao}$	= konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m <sup>3</sup>
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
$D_K$	= Diameter katalis, cm
$D_T$	= Diameter tube, in
$D_S$	= Diameter shell, m
$F_{Ao}$	= Laju alir umpan, kmol/jam
g	= Gravitasi
Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
Lt	= Panjang tube, m
$M_{fr}$	= Laju alir massa umpan, kg/h
N	= Bilangan Avogadro
Nt	= Jumlah Tube
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
$P_T$	= tube pitch, atm
$Q_f$	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
$V_f$	= Total free volume, m <sup>3</sup>
$V_K$	= Volume katalis, m <sup>3</sup>
$V_K$	= Volume shell, m <sup>3</sup>
$V_t$	= Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$V_{TR}$	= Volume tube reaktor, m <sup>3</sup>
$W_k$	= Berat katalis
X	= Konversi

$\rho$	= Densitas
$\varepsilon_A$	= Voidage
$\phi$	= Porositas Katalis
$\sigma$	= Diameter Partikel, cm
$\Delta P_b$	= Pressure Drop, kPa

## 8. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	= Tinggi head, m
H	= Tinggi silinder, m
$H_T$	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
t	= Lama persediaan/penyimpanan, hari
$V_h$	= Volume ellipsoidal head, $m^3$
$V_s$	= Volume silinder, $m^3$
$V_t$	= Volume tangki, $m^3$
W	= Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	= Densitas, $kg/m^3$

## **DAFTAR LAMPIRAN**

	Halaman
Lampiran I Perhitungan Neraca Massa.....	85
Lampiran II Perhitungan Neraca Panas.....	115
Lampiran III Perhitungan Spesifikasi Alat .....	153
Lampiran IV Perhitungan Ekonomi.....	335

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. Latar Belakang**

Pertumbuhan ekonomi di Indonesia saat ini cenderung lambat dan tidak merata menyebabkan kondisi perekonomian Indonesia mengalami pemerosotan. Indonesia sebagai negara berkembang harus dapat meningkatkan kondisi ekonomi, khususnya di bidang perindustrian agar dapat bersaing dalam perekonomian dunia. Berkembangnya industri-industri dalam negeri diharapkan dapat membantu meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Pembangunan industri di Indonesia menjadi salah satu solusi untuk menambah devisa negara. Selain itu, keberadaan suatu industri juga dapat meningkatkan ekspor, memperluas lapangan pekerjaan, menambah nilai guna suatu bahan baku, dan mengurangi ketergantungan impor dengan negara lain.

Nilai impor akan meningkat terus menerus pada tahun-tahun yang akan datang apabila tidak dilakukan upaya-upaya pembangunan industri kimia nasional. Perkembangan industri petrokimia dapat dilakukan secara bertahap dan terpadu melalui peningkatan keterkaitan antara industri dengan sektor ekonomi yang memasok bahan baku industri kimia dan melakukan pembangunan industri petrokimia nasional (Kemenperin, 2017).

*Isobutylene* adalah salah satu bahan kimia yang masih harus diimpor. *Isobutylene* atau *2 methyl propene* merupakan produk *refining petroleum* atau proses petrokimia. *Isobutylene* di Indonesia memiliki prospek yang baik untuk dikembangkan. Hal ini ditinjau dari potensi kebutuhan industri terhadap senyawa ini yang digunakan sebagai senyawa *intermediate* dan bahan baku, misalnya pembuatan *isoprene*, *methyl tertier butyl ether*, *polyisobutylene* dan *tertier butyl mercaptan*.

*Isobutylene* di Indonesia saat ini belum dikembangkan, walaupun nilai permintaannya cukup besar jika dilihat dari data Badan Pusat Statistik (BPS). Senyawa ini masih diimpor dari Singapura, Australia, Brazil, Amerika Serikat, China, India, dan Korea. Salah satu upaya yang dapat dilakukan untuk

menghilangkan ketergantungan Indonesia terhadap impor *isobutylene* dari luar negeri adalah dengan pembangunan pabrik *isobutylene*. Pendirian pabrik *isobutylene* diharapkan mampu memenuhi kebutuhan *isobutylene* dalam negeri dan membuka lapangan kerja baru bagi masyarakat.

### **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Menurut Ullman (1989), dikarenakan permintaan *isobutylene* semakin meningkat, maka sejak tahun 1960 pembuatan *isobutylene* mulai dikomersialkan. Pabrik *isobutylene* pertama kali didirikan di Corpus Christi, Texas dengan kapasitas 150.000 ton/tahun. Tahun 1971 di kota Buenos Aires, Argentina, *isobutylene* diproduksi dengan kapasitas 8000 ton/tahun. Kemudian tahun 1977 di USA, *isobutylene* diproduksi dengan proses *Cracking Methyl Tertiary Butyl Ether* kapasitas produksi 4400 ton/tahun. Selanjutnya dikembangkan lagi produksinya menjadi 14.500 ton/tahun. Perkembangan berikutnya proses pembuatan *isobutylene* dilakukan oleh Huls of Marl, Federal Republic of Germany dan UOP Process Division dengan dehidrasi TBA dihasilkan 1200 bbl/stream day.

### **1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan Isobutylene**

Proses pembuatan *isobutylene* secara komersial dapat dilakukan melalui berbagai macam proses, diantaranya adalah sebagai berikut:

- 1) Proses IFP'S MTBE
- 2) Proses Dehidrogenasi *Isobutane*
- 3) Proses Dehidrasi *Tertier Butyl Alcohol* (TBA)
- 4) Proses Dehidrasi Isobutanol

#### **1.3.1. Proses IFP'S *Methyl Tertiary Butyl Ether* (MTBE)**

Proses ini terjadi dalam dua tahap digunakan dua reaktor *fixed bed*. Tahap pertama yaitu metanol dan campuran rafinat C<sub>4-1</sub> direaksikan pada temperatur 333 K dihasilkan MTBE, dengan reaksi:



MTBE selanjutnya ter-cracking di dalam reaktor *fixed bed tubular* dan reaksi tersebut merupakan reaksi endotermis dengan bantuan katalis *solid acidic*. Reaksi cracking MBTE yang terjadi adalah:



MTBE yang masih mengandung impuritis divaporasi sebagai umpan reaktor kedua. MTBE akan terdisosiasi untuk memisahkannya dengan produk berupa *isobutylene* di reaktor kedua. MTBE yang tidak bereaksi di *recycle* ke reaktor pertama. Proses berlangsung dalam reaktor *fixed bed* pada suhu 90-160 °C dan tekanan 0,5 - 4 atm. Konversi MTBE antara 60-80% dan selektivitas sebesar 90% mol isobutena (Keyworth, D.A., dan McFarland, C.G., 1986).

### 1.3.2. Proses Dehidrogenasi *Isobutane*

Proses ini merupakan proses dehidrogenasi katalitik dengan bahan baku *isobutane* dalam fase gas dengan menggunakan katalis. Katalis yang digunakan pada proses ini adalah alumina. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Reaksi dehidrogenasi ini bersifat endotermis. Pada reaktor *fixed bed* menghasilkan produk *isobutylene* dan hidrogen sebagai produk samping serta komponen lain yang masih terikut bersama bahan baku. Kondisi operasi reaktor dengan temperatur 537,8 °C dan tekanan vakum 0,14 atm agar tidak terjadinya deaktivasi katalis. Proses ini menghasilkan *isobutylene* dengan konversi sebesar 55-60% dan selektivitas 92% mol. (Woerner, R.C., & Tschopp, L.D., 1967).

### 1.3.3. Proses Dehidrasi *Tertier Butyl Alcohol* (TBA)

Proses ini menggunakan TBA sebagai bahan baku. Pada proses ini TBA mengalami dehidrasi menjadi *isobutylene* dan H<sub>2</sub>O. Dehidrasi TBA menjadi *isobutylene* dapat dilakukan baik dalam fasa gas dan fasa cair. Reaksi pada fasa gas dilakukan pada temperatur tinggi 400°C dan tekanan 0,01 - 10 atm dengan bantuan katalis alumina. Konversi TBA mencapai 100% dan selektifitas 98,4% (Inoue, K., Toshihiro, S., dan Kobayashi,M., 1989). Reaksinya sebagai berikut:



Reaktor *batch* atau reaktor alir digunakan pada fasa cair dengan temperatur 160°C dan tekanan 13,6 atm dengan katalis *Para Toulene Sulsonic Acid* (PTSA) sebanyak 2,5% dari berat TBA konversi yang dihasilkan. Reaksi dehidrasi TBA

bersifat endotermis sehingga membutuhkan panas agar reaksi dapat terjadi sesuai yang dengan yang diinginkan. Meskipun reaksi fasa gas menghasilkan konversi 100%, akan tetapi reaksi ini membutuhkan temperatur yang sangat tinggi sehingga energi yang keluar lebih besar dan harga *heater* mahal (Gupta, V. P., 1994).

#### 1.3.4. Proses Dehidrasi Isobutanol

Proses ini menggunakan isobutanol sebagai bahan baku dan dibantu dengan bantuan katalis alumina. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



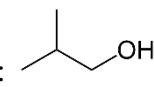
Reaksi dehidrasi isobutanol menjadi *isobutylene* dilakukan pada reaktor *fixed bed* dengan temperatur operasi 340 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini bersifat endotermis, sehingga membutuhkan panas agar reaksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Konversi Isobutanol menjadi *isobutylene* mencapai 100 % dengan selektifitas mencapai 95%.

### 1.4. Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku serta Produk

#### 1.4.1. Bahan Baku

##### 1) Isobutanol

Rumus Molekul : C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>O

Rumus Bangun : 

Nama Lain : 2-Methyl-1-propanol, Isobutyl Alcohol

Penampakan : Cairan Tidak Berwarna

Berat Molekul : 74,12 g/mol

Titik didih : 107,8°C (225°F)

*Melting point* : -108°C (-162°F)

Tekanan Uap (20°C) : 1,3 kPa

*Specific Gravity* : 0,8 (water=1)

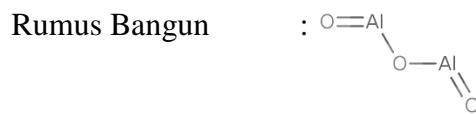
Kelarutan : Larut dalam air

*Vapor Density* : 2,55 (air =1)

#### 1.4.2. Bahan Penunjang

##### 1) Alumina

Rumus Molekul :  $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$



Bentuk katalis : *Sphere*

Warna : Putih

Diameter partikel : 4 mm

Titik Leleh : 2.040°C

Titik Didih : 2.980°C

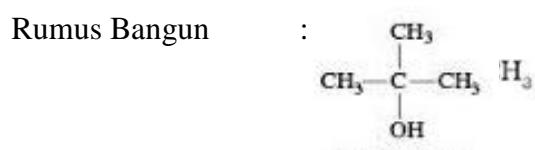
*Relative Density* : 4 g/cm<sup>3</sup>

Kelarutan dalam air : Tidak Larut

pH : 9,4-10,1 (20°C)

## 2) *Tertiary Butyl Alcohol*

Rumus Molekul : C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>O



Nama Lain : Trimetylcarbinol atau 2-Metyl,2-Propanol

Penampakan : Cairan Tidak Berwarna

Berat Molekul : 74,12 g/mol

Titik didih : 82,41°C (180.3°F)

*Melting point* : 25,7°C (78.3°F)

Tekanan Uap : 4,1 kPa

Viskositas (25 °C) : 6,43 mPa.s

*Solubility* : miscible with hot water

Spesifik Grafity : 0,7858

pH : 7

### 1.4.3. Produk

#### 1) *Isobutylene*

Rumus Molekul : C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>

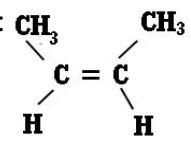
Rumus Bangun :

Nama lain	: Isobutylene, 2-Metylpropene
Penampakan	: Gas Tidak Berwarna
Berat Molekul	: 56,108 g/mol
Titik didih	: -6,9°C ( 10.9°F)
<i>Melting point</i>	: -104,3°C
Suhu Kritis	: 144,7°C
Tekanan Kritis	: 4.000 kPa
Tekanan Uap	: 260 kPa
Relative Density	: 0,63
Densitas (20°C)	: 0,599 g/cm <sup>3</sup>

2) 1-Butena

Rumus Molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Rumus Bangun	: CH <sub>2</sub> = CH — CH <sub>2</sub> — CH <sub>3</sub>
Penampakan	: Gas Tidak Berwarna
Berat Molekul	: 56,11 g/mol
Titik didih	: -6,3°C
<i>Melting point</i>	: -185°C
<i>Flash point</i>	: -80°C
Tekanan Uap	: 3,26 mmHg (37,3°C)
	: 1,939 mmHg (21,1°C)
<i>Relative Density</i>	: 0,595 g/cm <sup>3</sup>

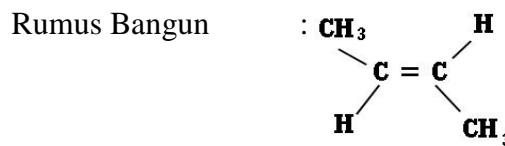
3) Cis-Butena

Rumus Molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Rumus Bangun	: 
Penampakan	: Gas tidak berwarna
Berat Molekul	: 56,108 g/mol
Titik didih	: -3,7°C
Temperatur Kritis	: 159,9°C
<i>Melting point</i>	: -139°C

Tekanan Uap	: 180 kpa
Tekanan Kritis	: 4197 kPa
<i>Relative Density</i>	: 0,64 g/cm <sup>3</sup>

## 4) Trans-Butena

Rumus Molekul : C<sub>4</sub>H<sub>8</sub>



Penampakan : Gas Tidak Berwarna

Berat Molekul : 56,108 g/mol

Titik didih : -0,88°C

*Flash Point* : -73°C

Temperatur Kritis : 155,4°C

*Melting point* : -105°C

Tekanan Uap : 200 kpa

Tekanan Kritis : 3.985 kPa

*Relative Density* : 0,63g/cm<sup>3</sup>

## 5) Air

Rumus Molekul : H<sub>2</sub>O

Rumus Bangun : H-O-H

Nama Lain : Dihidrogen Oxide

Penampakan : Cairan Tidak Berwarna

Berat Molekul : 18,02 g/mol

Titik didih : 100°C ( 180.3°F)

*Melting point* : 0°C (78.3°F)

Tekanan Uap (20°C) : 2,3 kPa

Suhu Kritis : 374,1°C

Tekanan Kritis : 218,3 atm

Spesifik Grafity : 1

pH : 7

## **DAFTAR PUSTAKA**

- ACS Material. 2017. *ZSM-5 Catalyst*. (Online). <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-catalyst-1029.html>. (Diakses pada 28 September 2017)
- Alibaba. 2017. *Ethanol Industrial Price*. (Online). [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). (Diakses pada 25 September 2017)
- Anonim. 2010. *Gambar Reactor Fixbed Multi Tube*. (Online). <http://bukanlelakiistimewa.blogspot.co.id/2010/10/gambar-reactor-fixbed-multi-tube.html> (Diakses pada 7 Mei 2018)
- Anonim. 2017. *Datapedia Marketplace*. (Online). <http://duniaindustri.com/datapedia-marketplace/>. (Diakses pada 10 November 2017).
- Anonim. 2013. *Ethanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)*. (Online). <http://www.acidatama.co.id/produkt-chemical-detail>. (Diakses 25 September 2017).
- Anonim. 2015. *Economic Indicators*. (Online). <http://www.chemengonline.com/pci>. (Diakses 21 Februari 2018).
- Anonim. 2015. *Indeks Harga Perdagangan Besar Bahan Bangunan/Konstruksi Indonesia 2002-2015*. (Online). [http://www.bps.go.id/website/tabelExcel/Indo/indo\\_20\\_1458.xls](http://www.bps.go.id/website/tabelExcel/Indo/indo_20_1458.xls). (Diakses 22 Maret 2018).
- Anonim. 2016. *Kurs Dollar*. (Online). <http://kursdollar.net/grafik/USD>. (Diakses pada 12 April 2018).
- Anonim. 2017. *Column Revaps*. (Online). <http://www.raschig.de/Column-Revamps>. (Diakses pada 24 April 2018).
- Anonim. 2018. *Distillation Tower*. (Online). <https://www.mathworks.com/help/mpc/examples/design-and-cosimulate-control-of-high-fidelity-distillation-tower-with-aspen-plus-dynamics.html>. (Diakses pada 24 April 2018)
- Arthur, K. 2017. *Distillation Fundamentals*. (Online). <https://neutrium.net/unit-operations/distillation-fundamentals/>. (Diakses pada 24 April 2018)
- Aziz, M. D. dan Sujio, F. A. 2014. *Pra Rencana Pabrik Etilen dan Nafta Kapasitas 700.000 Ton/Tahun*. Skripsi. Universitas Gadjah Mada.

- Badan Pusat Statistik. 2016. *Indeks Harga Perdagangan Besar Menurut Sektor (Tahunan) 2000-2016*. (Online). <http://www.bps.go.id/linkTableDinamis/view/id/930> (Diakses pada 18 Maret 2018)
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Indeks Harga Produsen (IHP) Indonesia Triwulan Menurut Sektor 2010-2017*. (Online). <https://www.bps.go.id/dynamictable/2015/10/31/969/indeks-harga-produsen-ihp-indonesia-triwulanan-menurut-sektor-2010-100-2010-2017.html> (Diakses pada 19 April 2018)
- Badan Standarisasi Nasional. 2011. *Konservasi Energi Sistem Pencahayaan*. (Online). <https://www.philips.co.id/id/c-p/8718696715185/led-bohlam-lampu/spesifikasi> (Diakses pada 11 April 2018)
- Badan Standarisasi Nasional. 2011. *Konservasi Energi Sistem Pencahayaan*. (Online). <https://www.philips.co.id/id/p/8727900808575/lampu-linier-halo gen/spesifikasi> (Diakses pada 11 April 2018)
- Bank Indonesia. 2016. *Foreign Exchange Rates*. (Online). <http://www.bi.go.id/en/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi.aspx> (Diakses pada 12 April 2018).
- Brownell, L. E. dan Young, E. H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York.
- Chauvel, A. dan Levebvre, G. 1989. *Petrochemical Processes*. Techcip: Paris.
- Coupar, V., Touchais, N., Plennevaux, T., Kobel, E., Fleurier, S., Vermeiren, W., Minoux, D., Smedt, P. D., Adam, C., dan Nesterenko, N. 2017. *Process for Dehydration of Ethanol Into Ethylene Using Pretreatment of The Feedstock*. US Patent Publication No. 9,725,376 B2.
- Craig, B. D. dan Anderson, D. B. 1995. *Handbook of Corrosion Data*. ASM International: Colorado.
- Daniel, W. 2012. *Laporan Kerja Praktek PT. Molindo Raya Industrial*. Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Institut Teknologi Bandung.
- Engineers Guide. 2011. *Types of Reactor Used for Chemical Reactions and Chemical Process*. (Online). <http://enggyd.blogspot.co.id/2011/05/types-of-reactors.html> (Diakses pada 1 Mei 2018)
- Haar, L. dan John S. G. 1978. *Thermodynamic Properties of Ammonia*. Jurnal Phys. Chem. Ref. Data, Volume 7, Nomor 3.

- Hadi, A. 2007. *Pengolahan Limbah Cair Industri*. Jurnal Prinsip Pengelolaan Pengambilan Sampel Lingkungan, (Hal: 1-40)
- ICIS. 2009. *Ethylene Prices, Markets & Analysis*. (Online). <https://www.icis.com/chemicals/ethylene/> (Diakses pada 18 Maret 2017)
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang
- Kemenperin. 2017. *Industri Kimia Ketergantungan Bahan Baku Impor*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/artikel/3772/Industri-Kimia-ketergantungan-bahan-anBaku-Impor> (Diakses pada 28 September 2017)
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Komariah, L. N., Ramdja, A. F., dan Leonard, N. 2009. *Tinjauan Teoritis Perarancangan Kolom Distilasi Untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri*. Jurnal Teknik Kimia. 4(16): 19-27.
- Kundari, N. A., Marjanto, D., dan Ardhani, D. W. 2009. *Evaluasi Unjuk Kerja Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Menggunakan Perunut Radioisotop*. Jurnal Forum Nuklir. Vol. 3(1): 49-60.
- Kusmiyati. 2014. *Kinetika Reaksi Kimia dan Reaktor; Teori dan Soal Penyelesaian dengan Scilab*. Yogyakarta: Graha Ilmu.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering, Third Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston
- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Matches. 2015. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). [www.matche.com](http://www.matche.com). (Diakses 29 November 2016).
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7<sup>th</sup> Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Peterson, C. J., dkk. 2015. *Processes for Producing Acrylic Acid and Acrylates*. US Patent Publication No. 9,193,661 B2.

- Pilling, M., Holden, dan Bruce, S. 2009. *Choosing Trays and Packings for Distillation*. CEP (Chemical Engineering Progress): 44-50.
- PSE. 2017. *Multitubular Reactors*. (Online). <https://www.psenterprise.com/sectors/chemicals/reaction/cases/multitubular-reactors>. (Diakses pada 29 April 2018).
- Putri, S. K. 2013. *Penggunaan Reaktor Fixed Bed dan Fluidized Bed dalam Industri*. (Online). [http://www.academia.edu/7756836/PENGGUNAAN\\_REAKTOR\\_FIXED\\_BED\\_DAN\\_FLUIDIZED\\_BED\\_DALAM\\_INDUSTRI](http://www.academia.edu/7756836/PENGGUNAAN_REAKTOR_FIXED_BED_DAN_FLUIDIZED_BED_DALAM_INDUSTRI) (Diakses pada 7 Mei 2018).
- Rachmaniar, R. 2015. *Macam-macam Reaktor, Natural Gas Reforming, Downstream Process*. Resume Teknik Reaksi Kimia. Program Studi Diploma III Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret.
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition: Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Vilbrandt, F. C. dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design, Fourth Edition*. Japan: McGraw-Hill Book Company.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth- Heinemann: New York.
- Welty et. al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Werner, V. S. 2014. *Refrigerants and Specialities*. Tega: Wuerzburg.