

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN PROPILENA  
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mendapatkan  
gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Sriwijaya**

**Oleh**

<b>MUHAMMAD RIFQI</b>	<b>03031281621039</b>
<b>TIRTASAKTI NUGROHO</b>	<b>03031381621087</b>

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**

**UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**INDRALAYA**

**2020**

## **HALAMAN PENGESAHAN**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN  
PROPILENA KAPASITAS PRODUKSI  
200.000 TON PER TAHUN**

### **SKRIPSI**

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar sarjana

Oleh:

Muhammad Rifqi

NIM. 03031281621039

Tirtasakti Nugroho

NIM. 03031381621087

Inderalaya, 03 Juli 2020

Pembimbing



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

NIP. 198010312005011003

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA

NIP. 195810031986031003

## **ABSTRAK**

Pabrik propilena direncanakan berlokasi di daerah Indramayu, Jawa Barat. Pabrik ini meliputi area seluas 8 Ha dengan kapasitas produksi 200.000 ton per tahun. Proses pembuatan propilena ini mengacu pada paten No. 2018/0057425 A1 dengan proses metatesis dari cis-2-butena dengan bantuan katalis W-SBA-15 dan MFI 2000 yang berlangsung pada reaktor tipe *Multitube Fixed Bed Reactor With Fired Heater* pada temperatur 550°C dan tekanan 1 atm.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur dengan jumlah karyawan 150 orang. Pabrik pembuatan propilena kapasitas produksi 200.000 ton/tahun layak didirakan berdasarkan hasil analisa aspek ekonomi berikut ini:

- |  |                          |
|--|--------------------------|
| a) Investasi                                 | = US \$ 149.145.754,50   |
| b) Hasil penjualan per tahun                 | = US \$ 1.238.558.841,27 |
| c) Biaya produksi per tahun                  | = US \$ 1.083.276.222,91 |
| d) Laba bersih per tahun                     | = US \$ 108.756.664,21   |
| e) <i>Pay Out Time</i> (POT)                 | = 1,135 tahun            |
| f) <i>Rate of Return on Investment</i> (ROI) | = 72,92%                 |
| g) <i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)         | = 80,54%                 |
| h) <i>Break Even Point</i> (BEP)             | = 39,03%                 |
| i) <i>Service Life</i>                       | = 11 tahun               |

## **KATA PENGANTAR**

Puji dan syukur atas ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa berkat rahmat, nikmat, dan hidayah-Nya sehingga tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilena Kapasitas 200.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan.

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

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
2. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
3. Dr. David Bahrin, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Orang tua dan keluarga.
5. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
6. Seluruh Karyawan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2016 serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan tugas akhir ini masih banyak kekurangan dan kesalahan, untuk itu diharapkan saran dan kritik yang membangun demi kesempurnaan laporan ini. Akhir kata penulis berharap semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca dan semua pihak.

Indralaya, Juli 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

COVER .....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
ABSTRAK .....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR .....	x
DAFTAR NOTASI.....	xi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1    Latar Belakang .....	1
1.2    Sejarah dan Perkembangan.....	2
1.3    Macam-macam Proses Pembuatan Propilena.....	3
1.4    Sifat Senyawa .....	4
BAB II PERENCANAAN PABRIK .....	7
2.1    Alasan Pendirian Pabrik .....	7
2.2    Pemilihan Kapasitas Produksi .....	7
2.3    Pemilihan Bahan Baku .....	9
2.4    Pemilihan Proses .....	9
2.5    Uraian Proses.....	10
BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK .....	13
3.1    Lokasi Pabrik.....	13
3.2.    Tata Letak Pabrik .....	16
3.3.    Perkiraan Luas Area Pabrik.....	18
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....	19

4.1.	Neraca Massa .....	19
4.2.	Neraca Panas .....	25
BAB V UTILITAS.....		33
5.1.	Unit pengadaan air.....	33
5.2.	Kebutuhan Refrigeran .....	37
5.3.	Unit Pengadaan Steam.....	38
5.4.	Unit pengadaan listrik .....	39
5.5.	Unit pengadaan bahan bakar .....	41
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....		46
6.1.	Tangki -01 (T-01).....	46
6.2.	Heat Exchanger-01 .....	47
6.3.	Heat Exchanger-02 .....	48
6.4.	Flash Drum-01.....	49
6.5.	Heat Exchanger-03 .....	50
6.6.	Heat Exchanger-04 .....	51
6.7.	Expander-01 .....	52
6.8.	Furnace-01 .....	53
6.9.	Reaktor-01 .....	54
6.10.	Kompressor-01.....	55
6.11.	Waste Heat Boiler-01.....	56
6.12.	Cooler-01 .....	57
6.13.	Kompressor-02.....	58
6.14.	Condenser-01 .....	59
6.15.	Kolom Destilasi-01 .....	60
6.16.	Condenser-02 .....	61

6.17.	Accumulator-01 .....	62
6.18.	Reboiler-01 .....	63
6.19.	Pompa-01 .....	64
6.20.	Pompa-02 .....	65
6.21.	Pompa-03 .....	66
6.22.	Pompa-04 .....	67
6.23.	Pompa-05 .....	68
6.24.	Tangki-02 .....	69
6.25.	Heater-01 .....	70
6.26.	Kolom Destilasi-02 .....	71
6.27.	Condenser-03 .....	72
6.28.	Accumulator-02 .....	73
6.29.	Chiller-01 .....	74
6.30.	Tangki-03 .....	75
6.31.	Reboiler-02 .....	76
6.32.	Cooler-02 .....	77
6.33.	Tangki-04 .....	78
	BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....	79
7.1.	Bentuk Perusahaan .....	79
7.2.	Struktur Organisasi .....	80
7.3.	Tugas dan Wewenang .....	81
7.4.	Sistem Kerja .....	83
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan .....	84
	BAB VIII ANALISA EKONOMI .....	89
8.1.	Profitabilitas (Keuntungan) .....	90

8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal .....	91
8.3.	Total Modal Akhir.....	92
8.4.	Laju Pengembalian Modal.....	93
8.5.	Break Even Point (BEP).....	94
	BAB IX KESIMPULAN .....	97
	DAFTAR PUSTAKA .....	98
	TUGAS KHUSUS .....	101

## **DAFTAR TABEL**

Tabel 1.1. Kriteria Proses Produksi Propilena .....	3
Tabel 2.1. Data Impor Propilena Berbagai Negara di ASEAN .....	8
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Utilitas .....	33
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air .....	37
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Refrigeran .....	37
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> .....	38
Tabel 5.5. Kebutuhan Listrik Peralatan .....	39
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	45
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan .....	84
Tabel 7.2. Jumlah Karyawan .....	86
Tabel 8.1. Total Penjualan Produk .....	90
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman .....	92
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	96

## **DAFTAR GAMBAR**

Gambar 2.1. Grafik kebutuhan propilena ASEAN .....	8
Gambar 2.6. <i>Flowsheet</i> Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilena .....	12
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik .....	13
Gambar 3.2. Lokasi Pabrik Berdasarkan Google Maps .....	14
Gambar 3.3. Gambar Tata Letak Peralatan .....	17
Gambar 3.4. Perencanaan Tata Letak Pabrik .....	18
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> .....	95

## DAFTAR NOTASI

### 1. ACCUMULATOR

C	= Allowable corrosion, m
E	= Efisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	= Diameter dalam, Diameter luar, m
L	= Panjang accumulator, m
P	= Tekanan operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur operasi, K
t	= Tebal dinding accumulator, m
V	= Volume total, m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 2. COOLER, CONDENSER, HEATER, REBOILER

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"	= external surface per 1 in, ft <sup>2</sup> /in ft
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	= percepatan gravitasi
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft <sup>2</sup> F
j <sub>h</sub>	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam ft <sup>2</sup> F
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
R <sub>d</sub>	= Dirt factor, Btu/jam ft <sup>2</sup> F
R <sub>e</sub>	= Bilangan Reynold

s	= Spesific 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 coefisient, design overall coefisient, Btu/jam ft <sup>2</sup> F
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
$\mu$	= viskositas, cp

### 3. FLASH DRUM

$Q_v$	= Debit uap, ft <sup>3</sup> /s
$Q_l$	= Debit liquid, ft <sup>3</sup> /jam
$U_v \text{ max}$	= Kecepatan uap maksimum, ft/s
$A_{v \text{ min}}$	= Minimum vessel cross section, ft <sup>2</sup>
$D_{\text{min}}$	= Diameter vessel minimum, m
L	= Ketinggian liquid, ft
$V_s$	= Volume shell, ft <sup>3</sup>
$V_h$	= Volume head, ft <sup>3</sup>
L	= Panjang vessel, m
r	= Jari-jari vessel, in
S	= Working stress allowable, psi
$E_j$	= Welding Joint Efisiensi
C <sub>c</sub>	= Tebal korosi yang diizinkan, in
$t_{\text{shell}}$	= Tebal dinding, m
ID	= Inside diameter, m
OD	= Outside diameter, m

#### **4. FURNACE**

A	= Luas tube, ft <sup>2</sup>
Acp	= Cold plate area, ft <sup>2</sup>
Acpw	= Cold plate area tube wall, ft <sup>2</sup>
Art, a	= Luas area radian section, luas tube, ft <sup>2</sup>
$\epsilon$	= Emisivitas
F	= Faktor seksi konveksi
G	= Mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft <sup>2</sup>
L	= Panjang tube, ft
Lbeam	= Mean beam length, ft
Nt	= Jumlah tube
OD	= Diameter luar tube, in
Qn	= Net heat release, Btu/jam
qL	= Tube heat loss
qr	= Radian duty, Btu/jam
tf, tt	= Temperatur fluida, temperatur dinding, °F

#### **5. KOLOM DISTILASI**

A	= Vessel area, m <sup>2</sup>
A <sub>a</sub>	= Active area, m <sup>2</sup>
A <sub>d</sub>	= Area downcomer, m <sup>2</sup>
A <sub>h</sub>	= Area, hole, m <sup>2</sup>
A <sub>n</sub>	= Area tower, m <sup>2</sup>
C	= Faktor korosi yang diizinkan, m
C <sub>vo</sub>	= Dry orifice coefficient, dimensionless
C <sub>sb</sub>	= Kapasitas uap, m/det
D	= Diameter tower, m
D <sub>s</sub>	= Designment space, m
E	= Joint efisiensi, dimensionless
E <sub>o</sub>	= Overall tray pengelasan, dimensionless
e	= Total entrainment, kg/det

F	= Faktor flooding, dimensionless
$F_{LV}$	= Parameter aliran, dimensionless
f	= Faktor friksi
H	= Tinggi tower, m
HK	= Heavy Component
$h_a$	= Areated liquid drop, cm
$h_f$	= Height of froth, cm
$h_{ow}$	= Height liquid crust over weir, cm
$h_w$	= Tinggi weir, cm
L	= Tinggi liquid, m
LK	= Light component
P	= Tekanan desain, atm
Q	= Liquid bolumeterik flowrate, m/det
$Q_v$	= Vapor bolumeterik flowrate, m/det
R	= Rasio refluks, dimensionless
$R_m$	= Rasio refluks minimum
S	= Working stress, atm
S	= Plate teoritis pada aktual refluks
$S_m$	= Stage teoritis termasuk reboiler
$U_v$	= Vapour velocity, m/det
$\rho_g$	= Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	= Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>

## 6. KOMPRESSOR

$P_1$	= Tekanan masuk (bar)
$P_2$	= Tekanan keluar (bar)
$T_1$	= Temperatur masuk (°C)
$T_2$	= Temperatur masuk (°C)
$N_s$	= Jumlah stage
k	= Isentropik <i>exponent</i>
n	= <i>Politropic exponent</i>

$W$	= <i>Mass flowrate</i> (kg/jam)
$\rho$	= Densitas ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
$q_{fm}$	= Umpang volumterik ( $\text{m}^3/\text{menit}$ )
$q_0$	= Volume gas standar pada $0^\circ\text{C}$ dan 1 atm ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
$\eta$	= Efisiensi Isentropik
SF	= <i>Safety factor</i>

## 7. POMPA

$A$	= Area alir pipa, $\text{in}^2$
ID	= Diameter optimum dalam pipa baja, in
$D_{\text{opt}}$	= Diameter optimum pipa, in
$G_c$	= Percepatan gravitasi, $\text{ft}/\text{s}^2$
$H_f \text{ suc}$	= Total friksi pada suction, ft
$H_f \text{ dis}$	= Total friksi pada Discharge, ft
$H_d$	= Discharge head, ft
$H_s$	= Suction head, ft
$H_{fs}$	= Friksi pada permukaan pipa, ft
$H_{fc}$	= Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
$K_c$	= Contraction loss, ft
$K_e$	= Expansion loss, ft
$L$	= Panjang pipa, m
$L_e$	= Panjang ekivalen pipa, m
$\Delta P$	= Total static head, ft
$V_L$	= Volume fluida, $\text{lb}/\text{jam}$
$V$	= Kecepatan alir, $\text{ft}/\text{det}$
$W_s$	= Work shaft, $\text{ft lbf}/\text{lbtm}$
$f$	= Faktor friksi
$\rho$	= Densitas, $\text{lb}/\text{ft}^3$
$\mu$	= Viskositas, cp
$\epsilon$	= Ekivalen roughness, dimensionless
$\eta$	= Efisiensi, dimensionless

## **8. REAKTOR**

Q	= Laju volumetrik, m <sup>3</sup> /jam
ts	= Ketebalan Shell tangki, in
P	= Tekanan dalam, psig
ri	= Jari-jari dalam, in
S	= Tekanan Maksimum Material Stainless Steel, psi
Ej	= Efisiensi hubungan
Cc	= Ketebalan Korosi yang diperbolehkan, in
OD	= Outside diameter, m
ID	= Inside diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi (m <sup>3</sup> /kmol.s)
V <sub>R</sub>	= Volume reaktor (m <sup>3</sup> )
W <sub>k</sub>	= Berat katalis
Q <sub>f</sub>	= Aliran massa (Kg/jam)
F <sub>AO</sub>	= Aliran mol awal (Kmol/jam)
F <sub>A</sub>	= Aliran mol akhir (Kmol/jam)
C <sub>AO</sub>	= Konsentrasi awal (Kmol/m <sup>3</sup> )
C <sub>A</sub>	= Konsentrasi akhir (Kmol/m <sup>3</sup> )
$\tau'$	= Waktu tinggal (s)
$\vartheta_0$	= Volumetric flow rate (m <sup>3</sup> /s)
$\Delta G^{\circ}$	= Energi bebas gibbs (kj/mol)
$\Delta H^{\circ}$	= Perubahan Entalpi (kJ/mol)
$\rho_{\text{cat}}$	= densitas catalyst (kg/ m <sup>3</sup> )

## **9. TANGKI**

C	= Tebal korosi yang diizinkan, m
D <sub>T</sub>	= Diameter tanki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
H <sub>s</sub>	= Tinggi silinder, m
H <sub>T</sub>	= Tinggi tanki, m
h	= Tinggi head, m

P	= Tekanan operasi, atm
S	= Working stress yang diizinkan, atm
t	= Tebal dinding tanki, m
$V_s$	= Volume silinder, $m^3$
$V_e$	= Volume elipsoidal, $m^3$
$V_t$	= Volume tanki, $m^3$

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Salah satu strategi Indonesia memasuki Industri 4.0 adalah menyiapkan sektor manufaktur yang akan menjadi percontohan untuk memperkuat fundamental struktur industri di tanah air. Kelima sektor tersebut adalah otomotif, elektronik, kimia, tekstil dan pakaian, serta makanan dan minuman (Media Industri, 2019). Manufaktur kimia perlu mendapat perhatian serius karena berhubungan langsung dengan berbagai sektor lainnya. Kebutuhan bahan petrokimia hulu (dasar) menjadi tantangan yang harus segera diselesaikan, mengingat Indonesia memiliki sumber daya alam yang melimpah. Industri migas perlu mendapat perhatian khusus dengan semakin terbukanya persaingan global, sehingga Indonesia mampu menjadi negara yang mandiri dan terlepas dari besarnya impor dari sektor migas.

Propilena merupakan senyawa petrokimia dasar serbaguna yang banyak digunakan dalam pembuatan bahan antara. Turunan dari propilena yang banyak diketahui adalah polipropilena, *acrylonitrile*, *propylene oxide*, *cumene/fenol*, *oxo alcohols*, asam akrilat, isopropil alkohol, dan *oligomers* (Li Jinzhe dkk., 2007). Seiring meningkatnya kebutuhan senyawa turunan tersebut, diperlukan peningkatan kapasitas produksi propilena di Indonesia untuk menghindari meningkatnya impor. Berdasarkan data statistik yang didapat dari bps.go.id. pada tahun 2018 tercatat Indonesia mengimpor sebesar 106.594,395 ton/tahun untuk senyawa propilena.

Kebutuhan propilena sebagai bahan baku yang meningkat perlu diimbangi dengan tingkat produksinya. Saat ini sebagian besar produksi global propilena merupakan hasil *by-product* dari unit *steam cracking* yang produk utamanya berupa etilen atau hasil *by-product* dari unit FCC untuk memproduksi bensin (Syaikh dkk., 2018). Proses ini diperkirakan tidak memadai dalam menghadapi permintaan propilena yang terus meningkat. Produksi propilena sebagai produk utama dapat dilakukan dengan metatesis butena dan etilen yang menghasilkan

*yield* tinggi. Namun keterbatasan bahan baku yang harus mengandung kedua senyawa tersebut, maka diperlukan proses konversi butena menjadi propilena tanpa kehadiran etilen.

## 1.2 Sejarah dan Perkembangan

Dua sumber utama propilena adalah sebagai *by-product* dari *steam cracking* bahan baku cair seperti nafta, LPG, dan *off-gasses* yang dihasilkan dari *Fluid Catalytic Cracking* (FCC) unit. Sisanya berasal dari dehidrogenasi propana dan metatesis. Kebutuhan propilena yang semakin meningkat membuat proses produksi mengalami perkembangannya. Produksi global terbanyak untuk senyawa propilena berasal dari produk samping dari perengkahan nafta dan LPG.

Teknologi dehidrogenasi propana secara konvesional menggunakan *Packed Bed Reactor* (PBR). Keterbatasan kondisi termodinamika merupakan masalah yang signifikan untuk meningkatkan konversi. Konversi mungkin dapat dinaikkan dengan cara meningkatkan temperatur, tetapi hal ini dapat mengurangi selektivitas propilena dan meningkatkan laju deaktivasi katalis (Collins dan Schwartz, 1996).

Sejumlah teknologi baru seperti perengkahan katalitik nafta sedang dalam pengembangan sebagai alternatif dari perengkahan uap hidrokarbon. Tujuan utamanya adalah untuk mendapatkan *yield* yang tinggi dari *light olefin* dan mengurangi biaya modal serta operasi. Beberapa teknologi produksi propilena adalah berdasarkan pada *catalytic interconversion* dari olefin C<sub>4</sub>-C<sub>8</sub> dalam sebuah reaktor *fixed bed* atau *fluidized bed reactor*. Pengembangan proses juga terjadi pada bahan baku dikarenakan permintaan olefin yang meningkat. Propilena dapat dihasilkan dari metanol seiring dengan permintaan olefin yang lebih tinggi dibanding dengan metanol. Saat ini terdapat dua proses dalam produksi propilena, yaitu *Methanol to Olefin* (MTO) dan *Methanol to Propylene* (MTP). Kedua proses diatas dimulai dengan mengonversikan gas alam menjadi metanol (Lee, S. 2006).

**Tabel 1.1.** Kriteria Proses Produksi Propilena

Kriteria	Bahan baku	Investasi	Steam cracking	komersial
DCC	Minyak bumi	Sedang	Tidak ada	Beberapa
Dehidrogenasi	Propana	Tinggi	Tidak ada	Beberapa
Metatesis	C <sub>2</sub> -C <sub>4</sub>	Sedang	Ada	Satu
Perengkahan	C <sub>4</sub> -C <sub>8</sub>	Sedang	Ada	Tidak ada
MTO/MTP	Metanol	Sangat tinggi	Ada	Tidak ada

(Aitani, A. A. dalam Lee, S. 2006)

### 1.3 Macam-macam Proses Pembuatan Propilena

#### 1.3.1. Perengkahan Uap Hidrokarbon

Jalur utama dalam produksi *light olefins*, terutama etilen dan propilena adalah dengan perengkahan hidrokarbon. Kondisi operasi berlangsung pada temperatur 500 - 900 °C tekanan 1-30 psig menggunakan katalis HZSM-5 (Si/Al= 27-30) dengan konversi 79,7% dan selektivitas propilena mencapai 35,2%. Proses ini dapat menggunakan *fluidized bed*, *fixed bed*, atau *slurry bed reactor*. Produk samping yang terbentuk adalah *higher olefin*, aromatik, dan alkana (Al-Yassir dkk., 2018).

#### 1.3.2. Dehidrogenasi Propana

Dehidrogenasi propana merupakan proses yang sangat endotermik. Temperatur tinggi dan tekanan yang relatif rendah memiliki tujuan untuk optimalisasi konversi. Kondisi operasi berlangsung pada temperatur 570 - 700 oC tekanan 1 - 5 barg menggunakan katalis Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> dengan konversi propana 39% dan selektivitas propilena 88% reaktor fluidized bed tubular reactor atau fixed bed tubular reactor dengan produk samping berupa hidrogen (Govindarajan dkk., 2018)

#### 1.3.3. Metatesis

Olefin metatesis merupakan reaksi yang berguna untuk produksi propilena dari etilena dan butena menggunakan beberapa senyawa transisi logam sebagai katalis. Dalam perkembangannya, reaksi dapat dilakukan tanpa menggunakan etilen sebagai umpan. Kondisi operasi berlangsung untuk tahap metatesis pada

temperatur 500 - 600 °C, tekanan atmosfer menggunakan katalis *mesoporous silica* yang diisi *metal oxide* dengan konversi 79,9% dan selektivitas propilena mencapai 74,2%. Proses ini dapat menggunakan *fluidized bed reactor*. Produk utamanya adalah propilena dan etilen (Shaikh dkk., 2018). Proses metatesis memerlukan investasi yang tidak terlalu mahal namun hasil yang didapatkan cukup tinggi. Keunggulan lain adalah produk samping etilen yang sangat dibutuhkan industri.

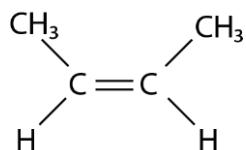
#### 1.3.4. Propilena dari Metanol

Kondisi operasi berlangsung pada temperatur 460-510° C tekanan 0,1-2 bar menggunakan katalis alumunium oxide dengan konversi metanol 70% dan selektivitas propilena 97%. Proses ini menggunakan *fixed bed reactor*. Produk utamanya adalah propilena dengan produk samping nafta (Koenig dkk., 2000)

### 1.4 Sifat Senyawa

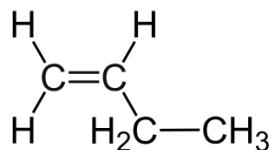
Berikut ditampilkan sifat fisika bahan baku dan produk yang dihasilkan berdasarkan data pada buku *Coulson and Richardson's Chemical Engineering 6<sup>th</sup> Edition, Volume 6: Chemical Engineering Design* (Sinnott R. K. 2020).

#### 1.4.1. Cis-2-butena



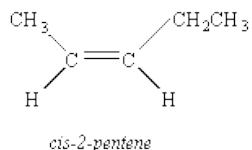
Rumus molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
Berat molekul	: 56,108 g/mol
Titik beku	: -134,26 °C
Titik didih	: 3,7 °C
Temperatur kritis	: 435,6 K
Tekanan kritis	: 42,0 bar
Volume kritis	: 0,234kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 621 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 22.772 J/mol

#### 1.4.2. 1-butena



Rumus molekul	: $\text{C}_4\text{H}_8$
Berat molekul	: 56,108 g/mol
Titik beku	: -185,4 °C
Titik didih	: -6,3 °C
Temperatur kritis	: 419,6 K
Tekanan kritis	: 37,2 bar
Volume kritis	: 0,240 kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 592 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 21.930 J/mol

#### 1.4.3. Cis-2-pentena



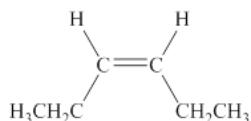
Rumus molekul	: $\text{C}_5\text{H}_{10}$
Berat molekul	: 70,135 g/mol
Titik beku	: -151,4 °C
Titik didih	: 36,9 °C
Temperatur kritis	: 476,0 K
Tekanan kritis	: 46,5 bar
Volume kritis	: 0,300 kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 656 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 26.126 J/mol

#### 1.4.4. Etilen

Rumus molekul	: $\text{C}_2\text{H}_2$
Berat molekul	: 28,054 g/mol
Titik beku	: -162,2 °C
Titik didih	: -103,8 °C

Temperatur kritis	: 282,4 K
Tekanan kritis	: 50,4 bar
Volume kritis	: 0,129 kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 577 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 14.553 J/mol

#### 1.4.5. Cis-3-hexena



Rumus molekul	: C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>
Berat molekul	: 84,162 g/mol
Titik beku	: -113,5 °C
Titik didih	: 67,1 °C
Temperatur kritis	: 519,9 K
Tekanan kritis	: 32,5 bar
Volume kritis	: 0,350 kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 677 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 28.973 J/mol

#### 1.4.6. N-butana

Rumus molekul	: C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Berat molekul	: 58,124 g/mol
Titik beku	: -138,4 °C
Titik didih	: 0,5 °C
Temperatur kritis	: 425,2 K
Tekanan kritis	: 38,0 bar
Volume kritis	: 0,255 kg/m <sup>3</sup>
Densitas cair	: 579 kg/m <sup>3</sup> , pada temperatur 20 °C
Panas penguapan	: 22.408 J/mol

## DAFTAR PUSTAKA

- Al-Yassir dkk., 2018. Methods for Producing Ethylene and Propylene from Naphta. US Patent No. 0355259 A1.
- Bhuiyan, T. I., dkk. 2014. Kinetics Modelling of 2-Butene Metathesis Over Tungsten Oxide Containing Mesoporous Silica Catalyst. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*. 92(7): 1271-1282
- Collins, J. P., dkk. 1996. Catalytic Dehydrogenation of Propane in Hydrogen Permselective Membrane Reactors. *Industrial & Engineering Chemical Researcha*. 32(12): 4398-4405
- Comtrade. 2019. *Data Impor Mengenai Komoditi Propilena ASEAN*. (Online). <https://www.comtrade.un.org>. (Diakses pada tanggal 15 November 2019)
- Couper, J. R., dkk. 2012. *Chemical Process Equipment: Selection and Design, Edisi ke-3*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Evans, F. L. 1974. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, Edisi ke-2*. London: Gulf Publishing Company.
- Flynn, A. N., Akashige, T. dan Theodore. 2019. Kern's Process Heat Transfer. Edisi ke-2. USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Felder, R. M., dan Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Fogler, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. 1990. New Delhi: Prentice Hall International Series.
- Govindarajan dkk. 2018. Methods for Producing Propylene by the Dehydrogenation of Propane. US Patent No. 0370873 A1.
- Green, D. W. dan Southard. 2019. *Perry's Chemical Engineerings' Handbook, Edisi ke-9*. USA: McGraw-Hill Education.
- Hill, C.G. 1977. *An Introduction To Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

- Kementerian ESDM RI. 2018. Ini Angka Cadangan Migas Indonesia dan Cara Meningkatkannya. (Online). <https://www.esdm.go.id/id/media-center/arsip-berita/ini-angka-cadangan-migas-indonesia-dan-cara-menengkatkannya>. (Diakses pada 15 November 2019)
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. Auckland: McGraw - Hill International Edition.
- Koenig, P. dkk. 2000. Method Producing Propylene from Methanol. DE Patent No. 10027159A.
- Lee, S. 2006. *Encyclopedia of Chemical Processing, Vol. 1*. New York: Taylor & Francis Group.
- Li Jinzhe, dkk. 2007. *Propylene Production by Co-reaction of Ethylene and Chloromethane over SAPO-34*. Studies in Surface Science and Catalyst.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., dan Harriot, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering*. New York: McGraw-Hill International.
- Megyesy, E. F. 2001. *Pressure Vessel Handbook, 12<sup>th</sup> Edition*. USA: PennWell Books.
- Perry, R. H., Green, D. W. dan Maloney, J. O. 1999. Perry's Chemical Engineerings' Handbook, Edisi ke-9. USA: McGraw-Hill Education.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, Edisi ke-4. New York: McGraw-hill, Inc.
- Shaikh, S. dkk. 2018. System and Methods for Producing Propylene. US Patent No. 0057425 A1.
- Sinnot, R. dan Towler, G. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series: Chemical Engineering Design, Edisi ke-6*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation*. New York: McGraw-Hill.
- Smith, J. M., dkk., 2018. *Introducing to Chemical Engineering Thermodynamics*, Edisi ke-8. New York. McGraw-hill Education.
- Towler, G. dan Sinnot, R. 2013. *Chemical Engineering Design: Principle, Practice, and Economics of Plant and Process Design*, Edisi ke-2. USA: Butterworth-Heinemann.

- Treybal, R. E. 1981. *Mass Transfer Operation*, Edisi ke-3. Singapura: McGraw-Hill, Inc.
- Undang-Undang Republik Indonesia. 2003. *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003*. (Online). [https://kemenperin.go.id/kompetensi/UU\\_13\\_2003.pdf](https://kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf). (Diakses pada Tanggal 1 Maret 2020).
- Undang-Undang Republik Indonesia. 1995. *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995*. (Online). <https://peraturan.bpk.go.id/Home/Details/46102>. (Diakses pada Tanggal 1 Maret 2020).
- Utama, S., Maryam, S., dan Rachman, S. 2019. *Satu Tahun Making Indonesia 4.0*. Majalah Media Industri, Edisi 01-2019.
- Walas, S. M. 1988. Chemical Process Equipment Selection and Design. USA : Butterworth Publishers.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.