

SKRIPSI

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN PROPILEN
KAPASITAS 110.000 TON/TAHUN**



M. HERLAN NOVALDI

NIM 03031281320014

INDRA BAGASKORO PUTRO

NIM 03031381320016

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN PROPILLEN (C₃H₆)
KAPASITAS PRODUKSI 110.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

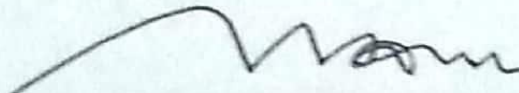
Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Muhammad Herlan Novaldi 03031281320014
Indra Bagaskoro Putro 03031381320016

Palembang, November 2018

Pembimbing



Prof. Dr. Ir. H. Muhammad Said, M.Sc.
NIP. 196108121987031003

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

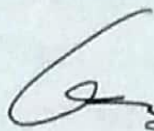

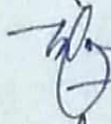
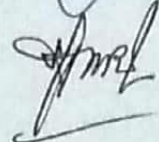
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Kapasitas 110.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Muhammad Herlan Novaldi dan Indra Bagaskoro Putro di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 November 2018.

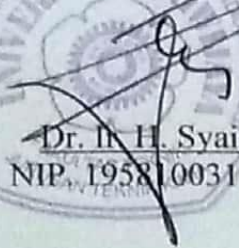
Palembang, November 2018

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, ST.MT.
NIP. 197503261999032002
2. Budi Santoso, ST.MT.
NIP. 197706052003121004
3. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA.
NIP. 195805141984031001
4. Dr. Ir. Hj. Susila Arita Rachman, DEA.
NIP. 196010111985032002

()
()
()
()

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

Muhammad Herlan Novaldi

03031281320014

Indra Bagaskoro Putro

03031381320016


Judul :

"PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PROPILEN KAPASITAS PRODUKSI 110.000 TON/TAHUN"

Mahasiswa tersebut diatas telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 November 2018 oleh Dosen Penguji :


1. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, ST.MT.

NIP. 197503261999032002

(.....)


2. Budi Santoso, ST.MT.


NIP. 197706052003121004

(.....)

3. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA.

NIP. 195805141984031001

(.....)

 Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

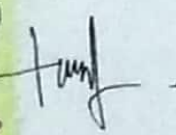
Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Herlan Novaldi
NIM : 03031281320014
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Kapasitas
110.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Indra Bagaskoro Putro** 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, November 2018

METERAI
TEMPEL
3279AAFF559957189
6000
ENAM RIBURUPIAH

Muhammad Herlan Novaldi
NIM. 03031281320014



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Indra Bagaskoro Putro
NIM : 03031381320016
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Kapasitas
110.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Muhammad Herlan Novaldi** 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, November 2018

METERAI
TEMPEL

95070AFF55995718A

6000
ENAM RIBURUPIAH

Indra Bagaskoro Putro

NIM. 03031381320016



ABSTRAK

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PROPILLEN (C_3H_6) KAPASITAS PRODUKSI 110.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi. November 2018

Muhammad Herlan Novaldi dan Indra Bagaskoro Putro; Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xvii + 74 halaman, 6 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

ABSTRAK


Pabrik pembuatan propilen dengan kapasitas 110.000 Ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2023 di Cilegon, Banten yang diperkirakan memiliki luas area 13 Ha. Proses pembuatan propilen ini mengacu pada US Patent No. 9,834,497 B2. Bahan baku dari pembuatan propilen ini adalah 1-butena dan etilen dengan melalui proses isomerisasi dengan katalis MgO dan proses metatesis dengan katalis WO_3 dan dilanjutkan dengan proses *cracking* dengan katalis $Al_2O_3 \cdot SiO_2$. Reaksi berlangsung pada reaktor *multi tubular fixed bed* pada temperatur 300°C dan tekanan 30 atm.

Pabrik ini akan didirikan perusahaan berbentuk perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line and Staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan total karyawan 215 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi pabrik propilen ini layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut

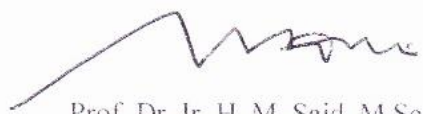
- *Total Capital Investment (TCI)* : US\$ 71.286.712,17
- *Total Production Cost (TPC)* : US\$ 477.664.357,51
- Total Penjualan per Tahun (SP) : US\$ 549.579.210,74
- *Annual Cash Flow* : US\$ 59.444.658,59
- *Pay Out Time* : 1,3062 Tahun
- *Rate of Return* : 75,66 %
- *Break Even Point* : 37,90 %
- *Service Life* : 11 Tahun

Kata Kunci : Propilen, Isomerisasi, Metatesis, Cracking, Pabrik, Analisa Ekonomi
Keputusan : 19 (1965-2018)

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

Palembang, November 2018
Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir


Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc.
NIP. 196108121987031003

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Kapasitas 110.000 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.

Penulis telah berusaha semaksimal mungkin dalam menyelesaikan tugas akhir ini walaupun terdapat banyak kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan. Penulis berharap agar laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, November 2018

Penulis

UCAPAN TERIMAKASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis banyak menerima bimbingan, petunjuk dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak, baik yang bersifat moral maupun material. Penulis mengucapkan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini
2. Kedua orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya mengalir demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. M. 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. Bapak Prof. Dr. Ir. H. Muhammad Said, M.Sc. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan, dorongan, dan semangat kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
6. Seluruh dosen dan Staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
7. Serta masih banyak lagi pihak-pihak yang sangat berpengaruh dalam proses penyelesaian tugas akhir ini.

Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Inderalaya, November 2018

Penulis

DAFTAR ISI

| | |
|---|-------------|
| HALAMAN JUDUL | i |
| HALAMAN PENGESAHAN | ii |
| HALAMAN PERSETUJUAN | iii |
| HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS..... | v |
| RINGKASAN | vii |
| KATA PENGANTAR..... | viii |
| UCAPAN TERIMA KASIH | ix |
| DAFTAR ISI..... | x |
| DAFTAR TABEL | xii |
| DAFTAR GAMBAR..... | xiii |
| DAFTAR NOTASI..... | xiv |
| DAFTAR LAMPIRAN | xx |
| | |
| BAB I PENDAHULUAN | 1 |
| 1.1 Latar Belakang | 1 |
| 1.2 Sejarah dan Perkembangan | 2 |
| 1.3 Proses Pembuatan | 2 |
| 1.4. Sifat Fisika | 5 |
| | |
| BAB II PERENCANAAN PABRIK..... | 8 |
| 2.1 Alasan Pendirian Pabrik..... | 8 |
| 2.2 Pemilihan Kapasitas Produksi..... | 8 |
| 2.3 Pemilihan Bahan Baku | 10 |
| 2.4 Pemilihan Proses | 10 |
| 2.5 Uraian Proses | 11 |
| | |
| BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK | 13 |
| 3.1 Lokasi Pabrik | 13 |
| 3.2 Tata Letak Pabrik | 14 |
| 3.3 Luas Area | 15 |
| | |
| BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS | 18 |
| 4.1 Neraca Massa | 18 |
| 4.2 Neraca Panas | 23 |
| | |
| BAB V UTILITAS | 27 |
| 5.1 Unit Pengadaan Steam | 27 |
| 5.2 Unit Pengadaan Air | 28 |

| | | |
|--|------------------------------------|-----------|
| 5.3 | Unit Pengadaan Refrigeran | 32 |
| 5.4 | Unit Pengadaan Listrik..... | 33 |
| 5.5 | Unit Pengadaan Bahan Bakar..... | 35 |
| BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN..... | | 37 |
| BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN | | 59 |
| 7.1 | Struktur Organisasi | 59 |
| 7.2 | Manajemen Perusahaan..... | 60 |
| 7.3 | Kepegawaian | 60 |
| 7.4 | Sistem Kerja | 60 |
| 7.5 | Penentuan Jumlah Buruh..... | 62 |
| BAB VIII ANALISA EKONOMI | | 67 |
| 8.1 | Keuntungan (Profitabilitas)..... | 68 |
| 8.2 | Lama Waktu Pengembalian Modal..... | 69 |
| 8.3 | Total Modal Akhir..... | 71 |
| 8.4 | Laju Pengembalian Modal | 73 |
| 8.5 | Break Even Point..... | 74 |
| BAB IX KESIMPULAN..... | | 77 |
| DAFTAR PUSTAKA | | |
| LAMPIRAN | | |

DAFTAR TABEL

| | | |
|-----------|--|----|
| Tabel 2.1 | Statistika Impor Propilen Indonesia | 9 |
| Tabel 5.1 | Data Kebutuhan Air Pendingin Perlatan | 27 |
| Tabel 7.1 | Pembagian Jam Kerja Pekerja <i>Shift</i> | 61 |
| Tabel 7.2 | Perincian Jumlah Karyawan | 63 |
| Tabel 8.1 | Angsuran Pengembalian Modal | 70 |
| Tabel 8.2 | Kesimpulan Analisa Ekonomi..... | 76 |

DAFTAR GAMBAR

| | | |
|-------------|---|----|
| Gambar 2.1. | Kebutuhan Propilen Indonesia | 9 |
| Gambar 2.2. | <i>Flowsheet</i> Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen..... | 12 |
| Gambar 3.1. | Lokasi Pendirian Pabrik | 15 |
| Gambar 3.2. | Tata Letak Pabrik | 16 |
| Gambar 3.3. | Tata Letak Peralatan Proses Pabrik..... | 17 |
| Gambar 7.1. | Struktur Organisasi Perusahaan | 66 |
| Gambar 8.1. | Grafik <i>Break Even Point</i> | 75 |

DAFTAR NOTASI

1. TANKI

- C : Tebal korosi yang diizinkan, m
D_T : Diameter tangki, m
E : Efisiensi penyambungan, dimensionless
H_s : Tinggi silinder, m
H_T : Tinggi tangki, m
h : Tinggi head, m
P : Tekanan operasi, atm
S : Working stress yang diizinkan, atm
t : Tebal dinding tangki, m
V_s : Volume silinder, m³
V_e : Volume elipsoidal, m³
V_t : Volume tangki, m³

2. HEAT EXCHANGER (CONDENSER, REBOILER, CHILLER)

- A : Area perpindahan panas, ft²
a_a, a_p : Area alir pada annulus, inner pipe, ft²
a_s, a_t : Area alir pada sheel, tube, ft²
a'' : External surface per in feet, ft²/in ft
B : Baffle spacing, in
C : Clearance
D : Diameter dalam tube, in
D_e : Diameter ekivalen, in
F : Faktor friksi, ft²/in²
G_a : Kecepatan alir massa fluida dalam annulus, lb/hr ft²
G_p : Kecepatan alir massa fluida dalam inner pipe, lb/hr ft²
G_s : Kecepatan alir massa fluida dalam sheel, lb/hr ft²
G_t : Kecepatan alir massa fluida dalam tube, lb/hr ft²
g : Percepatan gravitasi
h : Koefisien perpindahan panas, Btu/hr ft² °F

h_i, h_o : Koefisien perpindahan panas fluida di dalam dan luar tube, Btu/hr
 $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 ID : Diameter dalam, ft
 OD : Diameter luar, ft
 jH : Faktor perpindahan panas
 k : Konduktivitas thermal, Btu/hr. ft^2 ($^\circ\text{F}/\text{ft}$)
 L : Panjang tube, ft
 $LMTD$: Logaritma Mean Temperatur Difference, $^\circ\text{F}$
 N_t : Jumlah tube
 P_t : Tube pitch, in
 ΔP_r : Return drop sheel, psi
 ΔP_s : Penurunan tekanan pada sheel, psi
 ΔP_t : Penurunan tekanan pada tube, psi
 ΔP_T : Pressure drop total pada tube, psi
 Q : Beban panas pada heat exchanger, Btu/hr
 R_d : Dirt factor, Btu/hr. ft^2 $^\circ\text{F}$
 Re : Reynold number, dimensionless
 S : Specific gravity
 T_1, T_2 : Temperatur fluida panas inlet, outlet, $^\circ\text{F}$
 t_1, t_2 : Temperatur fluida dingin inlet, outlet, $^\circ\text{F}$
 T_c : Temperatur fluida panas rata – rata, $^\circ\text{F}$
 t_c : Temperatur rata – rata fluida dingin, $^\circ\text{F}$
 U_c, U_D : Clear overall coefficient, design overall coefficient, Btu/hr. ft^2 $^\circ\text{F}$
 W : Kecepatan alir fluida panas, lb/hr
 w : Kecepatan alir fluida dingin, lb/hr
 μ : Viskkositas, cp
 ρ : Densitas, lb/ ft^3

3. FURNACE

q_n : Neat heat release, Btu/jam
 q_r : Radiant duty, Btu/jam
 t_f, t_t : Temperatur fluida, temperatur dinding, $^\circ\text{F}$

$A_{r,a}$: 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, $\text{Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 h_{cl} : koefisien gas radiant, $\text{Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 h_{cw} : koefisien wall radiant, $\text{Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 A_{cw} : wall area per row, ft^2
 f : factor seksi konveksi
 U_c : overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, $\text{Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
 ρ_g : densitas fuel gas, lb/ft^3
 G : mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft^2

4. REAKTOR

P_i : Tekanan parsial
 C : Tebal korosi yang dizinkan, atm
 R : Laju reaksi
 N_t : jumlah tube
 V_t : Volume Area per tube, m^3
 V_r : Volume Reaktor, m^3
 F_{A_0} : laju alir umpan, kmol/jam
 H : Tinggi Reaktor, m
 P : Tekanan, atm
 PT : tube pitch, atm
 S : Working Stress yang diizinkan, atm
 T : Temperatur. $^\circ\text{C}$

t : Tebal dinding vessel
 x : Konversi
 ρ : Densitas

5. KOLOM DISTILASI

A : Relative velocity
 A_a : Active area, m²
 A_d : Downcomer area, m²
 A_{da} : Aerated mass area, m²
 A_h : Hole area, m²
 A_n : Net area, m²
 A_t : Tower area, m²
 C : Allowable corrosion, m
 D : Diameter tanki, m
 D_c : Diameter kolom, m
 d_h : Diameter hole, mm
 E : Total entrainment, kg/s
 F_{iv} : Parameter aliran
 H : Tinggi kolom, m
 h_a : Aerated liquid drop, m
 h_f : Froth height, mm
 h_q : Wep point, cm
 h_w : Weir height, mm
 L_w : Weir length, m
 N_m : Jumlah tray minimum
 Q_p : Aeration factor
 R : Reflux ratio
 R_H : Radius Hydraulic, m
 R_M : Reflux minimum
 SS : Stage umpan
 V_d : Downcomer velocity
 Ψ : Fractional entrainment

ΔP : Pressure drop, Psi

6. AKUMULATOR

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, m³

Vs : Volume silinder, m³

ρ : Densitas, kg/m³

7. POMPA

A : Area alir pipa, in²

Dopt : Diameter optimum pipa, in

f : Faktor friksi

g : Percepatan gravitasi, ft/s²

g_c : Konstanta percepatan gravitasi, ft/s²

H_f : Total friksi, ft

H_{fs} : Friksi pada permukaan pipa, 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_d, H_s : Head discharge, suction, ft

ID : Inside diameter, in

OD : Outside diameter, in

K_c, K_e : Contaction, ekspansion contraction, ft

L : Panjang pipa, m

L_e : Panjang ekuivalen pipa, m

Pvp : Tekanan uap, psi
Qf : Laju alir volumetrik, ft³/s
Re : Reynold Number, dimensionless
A : Cross section area up stream, down stream, ft²
V : Kecepatan aliran, ft³/s
Vf : Volume fluida, lb/jam
BHP : Brake Horse Power, HP
MHP : Motor Horse Power, HP
 ε : Equivalent roughness, ft
 μ : Viskositas, kg/m.hr
 ρ : Densitas, kg/m³

DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran I Tugas Khusus
- Lampiran II Paten Utama
- Lampiran III Paten Pendukung
- Lampiran IV Biodata

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri merupakan salah satu faktor yang berpengaruh dalam kemajuan suatu negara. Semakin banyak industri-industri (hijau dan strategis) maka stabilitas ekonomi negara tersebut menjadi stabil. Indonesia dengan wilayah yang luas dan memiliki penduduk terbanyak keempat di dunia idealnya memiliki banyak industri. Industri ini akan menunjang dan memperkuat stabilitas nasional yang dinamis dalam rangka memperkuat ketahanan nasional, sesuai dengan landasan dan tujuan dibangunnya industri itu sendiri yang tercantum dalam UU No.5 Tahun 1984 dan UU No.3 Tahun 2014 tentang perindustrian.

Pembangunan intensif pada sektor industri dapat mengurangi ketergantungan terhadap produk negara lain dan juga diharapkan dapat menyediakan bahan-bahan berkualitas untuk memenuhi kebutuhan nasional. Sehingga produk-produk dalam negeri dapat bersaing dengan produk dari negara lain dengan cara masuk ke dalam pasar dunia. Di sisi lain nilai jual produk dan saham dari industri dapat meningkatkan nilai visa negara.

Pembangunan industri di Indonesia dewasa ini meliputi pendirian pabrik *oil and gas*, petrokimia atau pabrik dasar. Perkembangan industri hilir yang signifikan dan tidak diimbangi dengan perkembangan industri hulu memaksa Indonesia harus mengimpor produk-produk industri hulu sebagai bahan baku bagi industri hilir. Hal ini menyebabkan peningkatan ketergantungan terhadap produk-produk luar negeri. Salah satu contohnya adalah senyawa propilen (propena) yang merupakan salah satu bahan utama dalam produksi di industri petrokimia.

Kebutuhan dalam negeri atas senyawa propilen yang terus meningkat dan pabrik propilen yang ada saat ini PT Chandra Asri Petrochemical Tbk., PT PERTAMINA, dan PT Air Liquide belum bisa memenuhi kebutuhan nasional. Pada tahun 2009 Indonesia memproduksi propilen hingga sebanyak 605 ribu ton per tahun, sementara konsumsi propilen sebanyak 810 ribu ton pertahun (Badan Koordinasi Penanaman Modal, 2011). Dengan kata lain sisa dari kekurangan

propilen di Indonesia harus diimpor dari luar negeri. Dengan pembangunan pabrik propilen baru akan dapat memenuhi kebutuhan nasional dan dapat menunjang usaha pemerintah dalam menciptakan lapangan kerja di bidang industri, meningkatkan taraf hidup masyarakat, serta ikut serta dalam pemenuhan kebutuhan propilen di dunia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Tidak ada catatan sejarah mengenai siapa yang menemukan senyawa propena. Namun beberapa orang tercatat menemukan reaksi pemisahan dan pembentukan propena yang digunakan untuk produksi masal dalam dunia industri. Disisi lain terdapat juga beberapa individu yang berperan dalam penamaan hidrokarbon yang secara tidak langsung berperan dalam sejarah propena itu sendiri. August Wilhelm von Hofmann mengusulkan penamaan hidrokarbon seperti yang sekarang digunakan (penamaan IUPAC) pada tahun 1880-an.

Sejarah propena lalu bergulir pada penemuan polipropilena. Sampai pada pertengahan tahun 1950, jenis polyolefin komersial yang terkenal ada 3, yakni polietilena, poli-isobutilen dan isobutilen-isoprena kopolimer. Percobaan untuk menghasilkan polimer dari jenis olefin lain tidak berhasil, karena berat molekul yang dihasilkan rendah sehingga nilai jualnya rendah. Pada tahun 1954, G. Nattadari Milan menemukan katalis Ziegler yang mampu memproduksi polimer dengan berat molekul besar dari propilen. Dengan variasi katalis, dihasilkan berbagai jenis propilena dengan variasi sifat yang berbeda-beda. Salah satunya yang umum adalah isotaktik polipropilena.

1.3. Proses Pembuatan

Pemanfaatan propilena dalam kehidupan sehari-hari sangatlah luas sehingga diperlukan kapasitas produksi yang sesuai. Di Indonesia, industri penghasil propilena masing-masing menggunakan metode yang berbeda dalam memproduksi propilena.

1.3.1. *Methanol to Propylene* (MTP) oleh PT Air Liquide Indonesia

PT Air Liquide Indonesia menggunakan teknologi *The Lurgi Mega Methanol* (LMM) yang merupakan teknologi proses yang mengubah metanol menjadi propilen dengan menggunakan *fixed bed reactor* pada tekanan 1,3-1,6 bar dan

temperatur 420 – 490°C. Katalis yang dapat digunakan adalah *alumino silicate* dalam bentuk zeolite yang memiliki selektivitas tinggi untuk propilen. Produk sampingnya berupa bensin dengan bilangan oktan tinggi, LNG, dan *fuel gas*. Konversi propilena yang didapatkan dengan metode ini sebesar 20.73%.

Tahapan proses propilena dari metanol yaitu sebagai berikut, methanol sebagai bahan baku masuk ke dalam reactor DME bersama dengan katalis yang digunakan, reaksi berlangsung selama 30 menit dengan suhu 573,15 K. Setelah terbentuk DME kemudian dilanjutkan ke reaktor MTP dengan suhu operasi 400°C dan tekanan 3 bar. Produk dari reactor masuk ke dalam separator, dimana di dalam separator produk dipisahkan menjadi 3 aliran. Aliran pertama berupa metanol dan dimetil eter (DME) yang kemudian akan di-*recycle* kembali ke dalam reaktor DME.

Aliran kedua berupa air hasil reaksi yang akan digunakan untuk steam dan air pendingin. Aliran ketiga merupakan produk utama yang masih tersisa sedikit pengotor. Aliran ketiga hasil dari separator akan masuk ke kompresor yang kemudian akan dikompresi menuju unit purifikasi. Di dalam unit purifikasi aliran ke tiga akan dimurnikan sehingga menghasilkan keluaran berupa propilen, gasolin, dan LPG serta pengotor berupa sisa-sisa metanol dan DME yang akan dikembalikan ke dalam reaktor.

1.3.2. *Steam Cracking*.

Steam cracking adalah proses petrokimia dimana hidrokarbon jenuh dipecah menjadi hidrokarbon yang lebih kecil. Ini merupakan metode industri utama untuk menghasilkan alkena yang lebih ringan (atau biasanya disebut *Light olefin*), termasuk Etena (Etilena), dan Propena (Propilen) yang secara komersial dilakukan sejak tahun 1950. Saat ini produksi propilen di dunia menggunakan metode *steam cracking* mencapai 112 juta ton per tahun. Kapasitas dan penggunaan *steam cracking* pun terus tumbuh karena permintaan dunia yang terus meningkat akan polier dan turunan olefin lainnya. Etana, LPG, dan naptha adalah bahan baku utama untuk *steam cracker* menghasilkan produk seperti etilen, propilen, dan butadiene.

Steam cracker terdiri dari furnace yang digunakan untuk proses pirolisis dimana bahan baku dipecah menggunakan uap sebagai pengencernya. Gas hasil

cracking didinginkan kemudian dikirim menuju *demethanizer* untuk memisahkan gas hidrogen dan metana. Sedangkan untuk *effluent* kemudian diolah untuk memisahkan asetilen untuk etilen dipisahkan pada fraksinasi ethylene. Fraksi bawah dipisahkan pada *de-ethanizer* menjadi Etana dan C_3^+ yang di *treatment* lebih lanjut untuk menghasilkan propilen dan olefin lainnya. Kondisi *steam cracker* untuk Etana adalah 750 – 800 °C, tekanan 1-1.2 atm dan rasio *steam/ Etana* 0.5. Untuk bahan baku cair biasanya dipecah dengan waktu tinggal yang singkat dan rasio pengenceran uap lebih tinggi di banding *cracking* dengan bahan baku gas. Kondisi untuk *cracking* naphtha terjadi pada suhu 800°C, tekanan 1 atm dan rasio steam / hydrocarbon 0.6 – 0.8 dengan waktu tinggal 0.35 detik. Produksi bahan baku cair mempunyai coproduct yang lebih luas. Sebagai contoh aromatic BTX yang dapat digunakan untuk produksi berbagai turunan dari bahan kimia.

Dalam tungku *cracking*, perbandingan propylene dengan ethylene terbatas sekitar 0.65. Apabila bahan baku yang digunakan lebih besar maka akan menyebabkan produk samping C_5^+ lebih banyak. Produk yang dihasilkan dalam reaksi tergantung pada komposisi umpan, rasio uap hidrokarbon dan pada temperatur *cracking* dan waktu saat di *furnace*.

1.3.3. Dehidrogenasi Propanol

Reaksi dehidrogenasi propane bersifat sangat *endhoterm* sehingga kondisi operasi berlangsung pada suhu tinggi dan tekanan rendah sehingga diperlukan pemanasan dari luar yaitu dengan mengalirkan udara panas ke dalam reactor. Prosed dehidrogenasi ini dilakukan di dalam reactor *Fixed Bed Catalyst* dengan menggunakan katalis Chromia Alumina pada temperatur 574 – 648 °C dan tekanan 0.1-0.3 atm gauge. Kemudian hasil pokok Propylene diperoleh dengan melakukan pemurnian pada menara fraksinasi, karena juga menghasilkan C, CH₄, C₂H₄, C₂H₆. Pada reaksi samping yang terjadi bersamaan dengan reaksi utama menyebabkan pembentukan hidrokarbon ringan dan hidrokarbon berat yang menghasilkan pengendapan dalam jumlah kecil yang terjadi di katalis sehingga diperlukan pemanasan udara untuk meregenerasi katalis.

1.4. Sifat Fisika

Berikut ini ditampilkan sifat fisika bahan baku yang digunakan dan produk yang dihasilkan:

1.4.1. 1-Butena

| | |
|-------------------|-----------------------------------|
| Rumus Molekul | : C_4H_8 |
| Berat Molekul | : $56,107 \text{ g mol}^{-1}$ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : $266,90 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Titik Beku | : $87,80 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Temperatur Kritis | : $419,59 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Tekanan Kritis | : $40,20 \text{ bar}$ |
| Densitas | : $56,8031 \text{ kg/m}^3$ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.2. Cis-2 butena

| | |
|-------------------|-----------------------------------|
| Rumus Molekul | |
| Berat Molekul | : $56,107 \text{ g mol}^{-1}$ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : $276,87 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Titik Beku | : $134,26 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Temperatur Kritis | : $435,58 \text{ }^\circ\text{K}$ |
| Tekanan Kritis | : $42,06 \text{ bar}$ |
| Densitas | : $35,7888 \text{ kg/m}^3$ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.3. Trans-2 butena

| | |
|---------------|-----------------------------------|
| Rumus Molekul | : C_4H_8 |
| Berat Molekul | : $56,107 \text{ g mol}^{-1}$ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : $274,03 \text{ }^\circ\text{K}$ |

| | |
|-------------------|-----------------------------|
| Titik Beku | : 167,62 °K |
| Temperatur Kritis | : 428,63 °K |
| Tekanan Kritis | : 41,02 bar |
| Densitas | : 35,7888 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.4. Ethene (Etilena)

| | |
|-------------------|---------------------------------|
| Rumus Molekul | : C ₂ H ₄ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : 169.47 °K |
| Titik Beku | : 103.74 °K |
| Temperatur Kritis | : 282.36 °K |
| Tekanan Kritis | : 50.32 bar |
| Densitas | : 28,4015 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.5. Propena (Propilena)

| | |
|-------------------|---------------------------------|
| Rumus Molekul | : C ₃ H ₆ |
| Berat Molekul | : 42.081 g mol ⁻¹ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : 225.43 °K |
| Titik Beku | : 87.94 °K |
| Temperatur Kritis | : 364.76 °K |
| Tekanan Kritis | : 46.13 bar |
| Densitas | : 40,8144 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.6. Cis 2-Pentena

| | |
|---------------|----------------------------------|
| Rumus Molekul | : C ₅ H ₁₀ |
| Berat Molekul | : 70.134 g mol ⁻¹ |
| Wujud | : Cair |
| Warna | : Tanpa warna |

| | |
|-------------------|-----------------------------|
| Titik Didih | : 310,08 °K |
| Titik Beku | : 121,75 °K |
| Temperatur Kritis | : 475,93 °K |
| Tekanan Kritis | : 36,54 bar |
| Densitas | : 44,7359 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.7. Trans 2-Pentena

| | |
|-------------------|----------------------------------|
| Rumus Molekul | : C ₅ H ₁₀ |
| Berat Molekul | : 58,123 g mol ⁻¹ |
| Wujud | : Cair |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : 309,49 °K |
| Titik Beku | : 132,89 °K |
| Temperatur Kritis | : 475,37 °K |
| Tekanan Kritis | : 36,54 bar |
| Densitas | : 44,7359 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

1.4.8. N-butana

| | |
|-------------------|----------------------------------|
| Rumus Molekul | : C ₄ H ₁₀ |
| Berat Molekul | : 58,123 g mol ⁻¹ |
| Wujud | : Gas |
| Warna | : Tanpa warna |
| Titik Didih | : 272,65 °K |
| Titik Beku | : 134,86 °K |
| Temperatur Kritis | : 425,18 °K |
| Tekanan Kritis | : 37,97 bar |
| Densitas | : 58,844 kg/m ³ |

(Sumber: Coulson & Richardson's Volume VI)

DAFTAR PUSTAKA

- Andrei, A. M. 2018. *Conceptual Design Propylene Production By Metathesis Of 2-Butene*. University Politehnica Of Bucharest : Romania.
- Badan Pusat Statistika. 2014. Data Ekspor dan Impor Bahan Industri Kimia. Jakarta: BPS, Departemen Perindustrian dan Perdagangan RI.
- Bhuiyan, T. I. 2014. *Kinetic Modelling Of 2- Butene Metathesis Over Tungsten Oxide Containing Mesoporous Silica Catalysts*. The Canadian Journal Of Chemical Engineering Vol 92 : Canada
- Coulson dan Richardson. 2005. *Chemical Engineering Volume 6 4th Edition*. Elsevier : Buitenworth - Heinemann.
- Daizo kunni, and O.Levenspiel, 1991. *Fluidization Engineering, 2nd Ed.*, Pergamon Press, Oxford.
- Felder, R. M. dan Rousseau R. W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. John Wiley & Sons, Inc : New York.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition*. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Gartside, Robert J and Greene, Marvin I. 2006. *Metathesis for Maximum Propylene*. ABB Lumus Global
- Hill, Charles G. 1977. *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reaction Design*. John Willey & Sons : New York
- Ismail, Syarifuddin, 1999, Alat Industri Kimia, Universitas Sriwijaya, Inderalaya.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill International Edition : Auckland.
- Levenspiel, Octave. 1973. *Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition*. John Wiley & Sons, Inc : New York.
- Perry, R.H. dan Green, D. 1997. *Perry's Chemical Engineers Handbook, 8th Edition*. McGraw-Hill Book Company : New York.
- Peter, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design dan Economic for Chemical Engineering, 4th Edition*. McGraw-Hill Book Company : New York.
- Purnomo, Tri Tjahjo, M.Si. 2014. Statistika Daerah Kota Cilegon 2014. Badan Pusat Statistik Kota Cilegon: Cilegon

- Smith, J.M. 1981. *Chemical Engineering Kinetics, 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- Speight, James G. 2005. *Lange's Handbook of Chemistry Sixth Edition*. McGraw-Hill: New York.
- Treybal, R.E. 1980. *Mass Transfer Operations, 3rd Edition*. McGraw-Hill Book Co: Rhode Island.
- United Nation. 2018. UN Comtrade Database. Diakses pada 13 Oktober 2018 dari www.comtrade.un.org.
- US Patent No. 0194659 A1. Hood, JR et al. 2014. Staged Propylene Production Process. Diakses pada 10 April 2018 dari www.google.com/patents
- US Patent No. 4,513,099. Kukes et al. 1985. Olefin Methathesis and Catalyst. Diakses pada 10 April 2018 dari www.google.com/patents
- US Patent No. 4,528,415. Knudsen. 2013. Ethylen Dimerization. Diakses pada 10 April 2018 dari www.google.com/patents.
- US Patent No. 9,834,497 B2. Shaikh, S. et al. 2017. *Systems And Methods For Producing Propylene*. Diakses pada 2 Januari 2018 dari www.google.com/patents
- US Patent No. 2017/0001927 A1. Al-Khattaf, S.S. et al. 2017. *Dual Catalyst System For Propylene Production*. Diakses pada 17 Februari 2018 dari www.google.com/patents
- Wallas, S.M. 1998. *Chemical Process Equipment Selection dan Design*. Butterwoths Publishers : Boston USA.
- Winkle, M.V. 1967. *Distillation*. McGraw - Hill Book Co. New York.
- Yaws, C.L. 1996. *Handbook Of Thermodynamic Diagrams*. Gulf Publishing Company. Texas.