

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI
Dibuat Untuk Memenuhi Syarat Mengikuti Ujian Sarjana
Pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya

Oleh:

ALFAN AJI SYAPUTRA	03031282126034
HELMY ARIVA	03031282126064

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2025

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILLEN OKSIDA KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana

Oleh:

Alfan Aji Syaputra

NIM. 03031282126034

Helmi Ariva

NIM. 03031282126064

Indralaya, 08 Juli 2025



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

NIP. 195805141984031001

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia

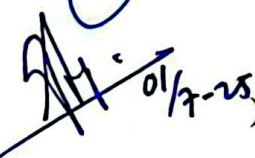


Ir. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM.
NIP. 197502012000122001

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Kapasitas 40.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Alfian Aji Syaputra dan Helmi Ariva dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada Tanggal 24 Juni 2025. Dengan ini menyatakan bahwa

1. Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T.,M.T.,IPM
NIP. 197502012000122001
2. Enggal Nurisman, S.T, M.T, IPM
NIP. 198106022008011010
3. Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D
NIP. 198204252023212029

()
()
()

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T.,M.T.,IPM
NIP. 197502012000122001

Indralaya, 08 Juli 2025
Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA
NIP. 195805141984031001

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

ALFAN AJI SYAPUTRA

03031282126034

HELMI ARIVA

03031282126064

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 24 Juni 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T.,M.T.,IPM
NIP. 197502012000122001

()

2. Enggal Nurisman, S.T, M.T, IPM
NIP. 198106022008011010

()

3. Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D
NIP. 198204252023212029

( 01/7-25)

Indralaya, 08 Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



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

NIP. 195805141984031001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alfian Aji Syaputra
NIM : 03031282126034
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida
Kapasitas 40.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Helmi Ariva** 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 sistem yang berlaku.

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

Indralaya, 08 Juli 2025



Alfian Aji Syaputra

NIM. 03031282126034



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Helmi Ariva
NIM : 03031282126064
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida
Kapasitas 40.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Alfan Aji Syaputra 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 sistem yang berlaku.

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

Indralaya, 08 Juli 2025



Helmi Ariva

NIM. 03031282126064



KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat limpahan rahmat, nikmat, dan hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Kapasitas Produksi 40.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Dalam penyusunan tugas akhir penulis tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak. Penulis telah banyak menerima bimbingan, petunjuk, bantuan, dan dorongan yang bersifat moral maupun materi. Diucapkan terimakasih yang sebesarbesarnya kepada

1. Kedua orang tua penulis yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, dan doa yang tiada hentihentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
2. Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T., M. T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
3. Dr. Ir. Fitri Hadiah, S.T., M.T., IPM. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Prof. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA., selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
5. Seluruh dosen dan staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Semua pihak, termasuk teman-teman, yang telah membantu, mulai dari tahap awal tugas akhir hingga penyusunan laporan. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Indralaya, Juni 2025

Tim Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi, Juni 2025

Alfan Aji Syaputra dan Helmi Ariva

Dibimbing oleh bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik Propilen Oksida direncanakan berlokasi di daerah Pagedangan Ilir, Kec. Kronjo, Kabupaten Tangerang, Banten, Indonesia. Pabrik ini meliputi area seluas 4 Ha dengan kapasitas produksi sebesar 40.000 ton per tahun. Proses pembuatan propilen oksida dilakukan dengan proses *Hydrogen Peroxide to Propylene Oxide*, dimana propilena direaksikan dengan hidrogen peroksida menggunakan pelarut metanol di dalam *Fixed Bed Reactor* pada temperatur 60°C dan tekanan 12 atm dengan katalis *Titanium Silicate* berdasarkan *Patent CN109219598B*. Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas dengan sistem organisasi line and staff, yang dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 262 orang. Pabrik pembuatan Propilen Oksida dinyatakan layak untuk didirikan dengan memenuhi parameter ekonomi sebagai berikut:

a. Biaya Investasi	= \$ 844.772.963,455
b. Total Penjualan	= \$ 1.055.471.631,999
c. <i>Total Biaya Produksi</i> (TPC)	= \$ 561.166.043,973
d. Arus Kas Tahunan (<i>Annual Cash Flow</i>)	= \$ 339.449.910,491
e. <i>Pay Out Time</i> (POT)	= 2,3194 tahun
f. <i>Rate of Return on Investment</i> (ROR)	= 32,1824%
g. <i>Discounted Cash Flow</i> ROR (DCF-ROR)	= 39,1188%
h. <i>Break Even Point</i> (BEP)	= 30,7154%
i. Masa Operasional (<i>Service Life</i>)	= 11 tahun

Kata Kunci: Propilen Oksida, *Fixed Bed Reactor*, Perseroan Terbatas

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR NOTASI.....	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xxi
BAB I.....	1
PEMBAHASAN UMUM.....	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Propilen Oksida	2
1.3. Proses Pembuatan Propilen Oksida.....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	10
BAB II	17
PERENCANAAN PABRIK	17
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	17
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	19
2.3. Pemilihan Bahan Baku	25
2.4. Pemilihan Proses.....	25
2.5. Uraian Proses.....	26
BAB III.....	32
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	32
3.1. Lokasi Pabrik.....	32
3.2. Tata Letak Pabrik	36
3.4. Pertimbangan Tata Letak Peralatan	40
BAB IV	42
NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	42
4.1. Neraca Massa	42
4.2. Neraca Panas.....	56
BAB V.....	68

UTILITAS.....	68
5.1. Kebutuhan bahan penunjang.....	68
5.2. Unit Penyediaan Listrik.....	68
5.3. Unit Penyediaan <i>Steam</i>.....	70
5.4. Unit Penyediaan Air Pabrik.....	71
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	76
BAB VI.....	79
SPESIFIKASI PERALATAN.....	79
6.1. Spesifikasi Peralatan.....	79
BAB VII.....	114
ORGANISASI PERUSAHAAN.....	114
7.4. Sistem Kerja.....	124
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan.....	125
BAB VIII.....	131
ANALISA EKONOMI.....	131
8.1. Profitabilitas (Keuntungan).....	132
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	133
8.3. Total Modal Akhir.....	135
8.4. Laju Pengembalian modal.....	137
8.5. Break Even Point (BEP).....	139
BAB IX.....	142
KESIMPULAN.....	142
DAFTAR PUSTAKA.....	143

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Produksi Pembuatan Propilen Oksida.....	7
Tabel 2.1. Data Kebutuhan Impor Propilen Oksida Asia Tenggara.....	19
Tabel 2.2. Data Kebutuhan Ekspor Propilen Oksida Asia Tenggara	20
Tabel 2.3. Pabrik Produksi Propilen Oksida di Asia Tenggara.....	22
Tabel 2.3. Proyeksi Kebutuhan Propilen Oksida Asia Tenggara	22
Tabel 3.1. Rincian Tata Letak Pabrik.....	39
Tabel 3.2. Luas Daerah Komplek Pabrik	39
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas.....	68
Tabel 5.2. Kebutuhan Listrik Peralatan Pabrik	68
Tabel 5.3. Kebutuhan Steam Peralatan.....	70
Tabel 5.4. Kebutuhan Air Pendingin.....	71
Tabel 5.5 Total Kebutuhan Air.....	76
Tabel 5.6 Total Kebutuhan Bahan Bakar	77
Tabel 5.7 Kebutuhan Refrigerant	78
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal Kerja Pekerja Shift	125
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	128
Tabel. 8.1. Total Penjualan Produk	132
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal.....	134
Tabel 8.3. Nilai Slope dan Intercept Break Even Point.....	139
Tabel 8.4. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	140

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Data Ekspor Propilen Oksida di Asia Tenggara	20
Gambar 2.2. Data Ekspor Propilen Oksida di Asia Tenggara	21
Gambar 3.1. Lokasi Pabrik Propilen Oksida	32
Gambar 3.2. Peta Jarak lokasi pabrik dan penyedia Propana	33
Gambar 3.3. Peta Jarak lokasi pabrik dan penyedia Hidrogen Peroksida	34
Gambar 3.4. Lokasi Target Pemasaran Produk Propilen Oksida	35
Gambar 3.5. Tata Letak Pabrik Pembuatan Propilen Oksida	38
Gambar 3.6. Skala Ukuran Tata Letak Pabrik Pembuatan Propilen Oksida	38
Gambar 3.7. Tata Letak Peralatan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida <i>Shaped U</i>	41
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	130
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	140

DAFTAR NOTASI

1. Accumulator

C_c	=	Tebal korosi maksimum, in
E_j	=	Efisiensi pengelasan
ID, OD	=	Diameter dalam, diameter luar, m
L	=	Panjang accumulator, m
P	=	Tekanan desain, psi
S	=	Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	=	Temperatur operasi, °C
t	=	Tebal dinding accumulator, cm
V	=	Volume total, m ³
V_s	=	Volume silinder, m ³
ρ	=	Densitas, kg/m ³

2. Furnace

a''	=	<i>External surface tube</i> (ft ² /ft)
A_{cp}	=	<i>Equivalent cold plane surface</i> (ft ²)
A_{cps}	=	<i>Cold plate area shield tube</i> (ft ²)
A_{cpw}	=	<i>Cold plate area tube wall</i> (ft ²)
A_r	=	Luas permukaan radiant (ft ²)
A_{rt}	=	Luas area <i>radiant section</i> (ft ²)
A_t	=	Luas per <i>tube</i> (ft ²)
F	=	Faktor perpindahan panas
H	=	Tinggi total <i>radiant section</i> (ft)
h_{atap}	=	Tinggi atap (ft)
L	=	Panjang <i>tube</i> (ft)
l_{atap}	=	Lebar bagian atap (ft)
L_{beam}	=	Mean beam length (ft)
L_r	=	<i>Total exposed radiant length</i> (ft)
l_r	=	Lebar <i>radiant section</i> (ft)
l_s	=	Lebar bagian <i>shield</i> (ft)
m	=	<i>Center to center</i> (in)

N_t	=	Jumlah <i>tube</i>
OD	=	<i>Outside diameter tube</i> (in)
Q	=	Beban panas (Btu/jam)
q_{g2}	=	Panas yang terkandung dalam gas (Btu/jam)
$Q_{konveksi}$	=	Panas konveksi (Btu/jam)
q_L	=	Panas yang hilang pada <i>tube</i> (Btu/jam)
q_n	=	<i>Net heat release</i> (Btu/jam)
q_r	=	<i>Radiant duty</i> (Btu/jam)
T_b	=	Tinggi <i>burner</i> ke <i>tube</i> (ft)
$T_{crossover}$	=	Temperatur <i>crossover</i> (°F)
T_f	=	Temperatur rata-rata fluida (°F)
T_t	=	Temperatur rata-rata dinding (°F)
V_f	=	Volume <i>furnace</i> (ft ³)
ε	=	Emisivitas gas
η	=	Efisiensi <i>furnace</i>

3. Heat Exchanger (Condenser, Cooler, Heater, Reboiler, Partial Condensor, Waste Heat Boiler)

W, w	=	Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T_1, t_1	=	Temperatur masuk shell, tube, °C
T_2, t_2	=	Temperatur keluar shell, tube, °C
Q	=	Beban panas, kW
Uo	=	Koefisien overall perpindahan panas, W/m ² .°C
ΔT_{lm}	=	Selisih log mean temperatur, °C
A	=	Luas area perpindahan panas, m ²
ID	=	Diameter dalam tube, m
OD	=	Diameter luar tube, m
L	=	Panjang tube, m
p_t	=	Tube pitch, m
Ao	=	Luas satu buah tube, m ²
N_t	=	Jumlah tube, buah
V, v	=	Laju alir volumetrik shell, tube, m ³ /jam
u_t, U_s	=	Kelajuan fluida shell, tube, m/s

D_b	=	Diameter bundel, m
D_s	=	Diameter shell, m
N_{RE}	=	Bilangan Reynold
N_{PR}	=	Bilangan Prandtl
N_{NU}	=	Bilangan Nusselt
h_i, h_o	=	Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
I_b	=	Jarak baffle, m
D_e	=	Diameter ekivalen, m
k_f	=	Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
ρ	=	Densitas, kg/m^3
μ	=	Viskositas, cP
C_p	=	Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
h_{id}, h_{od}	=	Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
k_w	=	Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$
ΔP	=	Pressure drop, psi

4. Kolom Destilasi

A_a	=	Active area, m^2
A_d	=	Downcomer area, m^2
A_{da}	=	Luas aerasi, m^2
A_h	=	Hole area, m^2
A_n	=	Net area, m^2
A_t	=	Tower area, m^2
C_c	=	Tebal korosi maksimum, in
D	=	Diameter kolom, m
d_h	=	Diameter hole, mm
E	=	Total entrainment, kg/s
E_j	=	Efisiensi pengelasan
F_{iv}	=	Parameter aliran
H	=	Tinggi kolom, m
h_a	=	Aerated liquid drop, m
h_f	=	Froth height. m
h_q	=	Weep point, cm

h_w	=	Weir height, m
L_w	=	Weir height, m
N_m	=	Jumlah tray minimum, stage
Q_p	=	Faktor aerasi
R	=	Rasio refluks
R_m	=	Rasio refluks minimum
U_f	=	Kecepatan massa aerasi, m/s
V_d	=	Kelajuan downcomer
ΔP	=	Pressure drop, psi
ψ	=	Fractional entrainment

5. Kompresor

BHP	=	Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP
k	=	Konstanta Kompresi
n	=	Jumlah stage
η	=	Efisiensi kompresor
P_{IN}	=	Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	=	Tekanan keluar, bar
T_1	=	Temperatur masuk kompresor, °C
T_2	=	Temperatur keluar kompresor, °C
P_w	=	Power kompresor, HP
Q	=	Kapasitas kompresor, lb/menit
R_c	=	Rasio kompresi
W	=	Laju alir massa, lb/jam
ρ	=	Densitas, kg/m ³

6. Knock Out Drum

A	=	Vessel Area Minimum, m ²
C	=	Corrosion maksimum, in
D	=	Diameter vessel minimum, m
E	=	Joint efisiensi
H_L	=	Tinggi liquid, m
H_t	=	Tinggi vessel, m
P	=	Tekanan desain, psi

Q_v	= Laju alir volumetric massa, m^3/jam
Q_L	= Liquid volumetric flowrate, m^3/jam
S	= Working stress allowable, psi
t	= tebal dinding tangki, m
U_v	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V_t	= Volume Vessel, m^3
V_h	= Volume head, m^3
V_t	= Volume vessel, m^3
ρ	= Densitas, kg/m^3
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m^3

7. Pompa

A	= Area alir pipa, in^2
BHP	= Brake Horse Power, HP
D_{opt}	= Diameter optimum pipa, in
f	= Faktor friksi
g	= Percepatan gravitasi ft/s^2
gc	= Konstanta percepatan gravitas, ft/s^2
H_d, H_s	= Head discharge, suction, ft
H_f	= Total friksi, ft
H_{fc}	= Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
H_{fe}	= Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
H_{ff}	= Friksi karena fitting dan valve, ft
H_{fs}	= Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	= Diameter dalam, in
K_C, K_E	= Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	= Panjang pipa, m
L_e	= Panjang ekivalen pipa, m
MHP	= Motor Horse Power, HP
NPSH	= Net positive suction head, $ft.lbf/lb$

N_{RE}	=	Bilangan Reynold
OD	=	Diameter luar, in
P_{uap}	=	Tekanan uap, psi
Q_f	=	Laju alir volumetrik, ft ³ /s
V_d	=	Discharge velocity, ft/s
V_s	=	Suction velocity, ft/s
ε	=	Equivalent roughness, ft
η	=	Efisiensi pompa
μ	=	Viskositas, kg/ms
ρ	=	Densitas, kg/m ³

8. Pressure Swing Adsorber

C	=	Corrosion maksimum, in
D	=	Diameter kolom, m
E	=	Joint efisiensi
R_i	=	jari-jari, m
$P_b \cdot P_d$	=	Densitas gas dan liquid, kg/m ³
P	=	Tekanan desain, atm
S	=	Working stress allowable, atm
E	=	Welding joint efisiensi
Sc_g, Sc_l	=	Schmidt number of gas, liquid
L	=	Tinggi kolom, m
VT	=	volume kolom
μ_g, μ_L	=	Viskositas gas dan liquid kg/m.s
ε	=	Voidage of packed bed
ε_p	=	internal porosity
t	=	tebal dinding, cm

9. Reaktor

a''	=	Flow area (in^2)
A_c	=	Cross sectional area (m^2)
A_p	=	particle <i>external</i> surface area (m^2) (m^2)
BM	=	Berat molekul (kg/kmol)
C	=	<i>Clearance</i> (m)
C_c	=	Tebal korosi maksimum (m)
C_p	=	Kapasitas panas fluida ($\text{J/kg}^\circ\text{C}$)
De	=	equivalent diameter (m)
dh	=	hydraulic diameter, KirschereKast hydraulic diameter (mm)
dp	=	particle diameter, diameter katalis, equivalent pellet diameter (mm)
G_g	=	<i>superficial mass velocity</i> of gas ($\text{kg/m}^2.\text{jam}$)
H_b	=	Bed (catalyst + void) (m)
H_c	=	Catalyst (tanpa void or murni katalis) (m)
H_f	=	Tinggi <i>liquid + vapor</i> (tanpa katalis dalam reaktor) (m)
H_h	=	Head atas atau bawah (m)
H_h	=	Head atas dan bawah (m)
H_t	=	Total reaktor (m)
k	=	Konstanta laju reaksi ($\text{m}^3/\text{kmol.s}$)
L	=	<i>liquid mass velocity</i> ($\text{kg/m}^2.\text{s}$) ($\text{kg/m}^2.\text{jam}$)
m	=	Laju alir massa (kg/jam)
P	=	Tekanan desain (psi)
Q	=	Laju alir volumetrik (m^3/jam)
R	=	Konstanta gas (kJ/kmol.K)
$(-r)$	=	Laju reaksi ($\text{kmol/m}^3.\text{s}$)
r	=	Jari-jari kolom (m)
Re	=	Bilangan Reynold
S	=	<i>Allowable working stress</i> (psi)
t	=	Tebal dinding reaktor (m)

U_g	=	superficial velocity gas (m/jam)
U_l	=	superficial velocity <i>liquid</i> (m/jam)
V_H	=	Volume head (m^3)
V_k	=	Volume katalis (m^3)
V_R	=	Volume reaktor (m^3)
V_S	=	Volume <i>shell</i> (m^3)
We_l	=	Weber number <i>liquid</i>
W_k	=	Berat katalis (kg)
X_g	=	modified LockharteMartinelli number
ε	=	porosity, voidage, turbulent energy dissipation rate
μ	=	Viskositas fluida (kg/m.s)
ρ	=	Densitas fluida (kg/m^3)
ρ_b	=	Bulk density katalis (kg/m^3)
ρ_g	=	densitas gas (kg/m^3)
ρ_k	=	Densitas katalis katalis (kg/m^3)
σ	=	Surface tension, N/m (dynes/cm)
ϕ	=	Porositas
ϕ_s	=	Sphericity
ΔG	=	Energi aktivasi (kJ/kmol)
ΔH	=	Entalpi pembentukan (kJ/kmol.K)

10. Tangki

C_c	=	Tebal korosi maksimum (m)
D	=	Diameter tangki (m)
E_j	=	<i>Joint efficiency</i>
h	=	Tinggi ellipsoidal (m)
H	=	Tinggi silinder (m)
H_T	=	Tinggi total tangki (m)
OD	=	Diameter luar (m)
P	=	Tekanan desain (psi)
r	=	Jari-jari tangki (m)
S	=	<i>Allowable working stress</i> (psi)
t	=	Tebal dinding tangki (m)

V_e	=	Volume ellipsoidal (m^3)
V_s	=	Volume silinder (m^3)
V_t	=	Kapasitas tangki (m^3)
W	=	Laju alir massa (kg/jam)
ρ	=	Densitas <i>liquid</i> (kg/m^3)

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I	149
PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	149
LAMPIRAN II.....	211
PERHITUNGAN NERACA PANAS	211
LAMPIRAN III	290
SPESIFIKASI PERALATAN	290
LAMPIRAN IV	520
ANALISA EKONOMI.....	520
LAMPIRAN V	536
TUGAS KHUSUS.....	536

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Pendahuluan

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

Propilen oksida adalah senyawa intermediet yang digunakan dalam produksi berbagai bahan kimia seperti propylene glycol, polyurethane, dan polyglycols. Di Indonesia, kebutuhan propilen oksida belum terpenuhi karena belum ada industri yang memproduksinya, sehingga masih bergantung pada impor sekitar 40 ribu ton/tahun (UN Comtrade, 2024). Proses produksi yang lebih efisien seperti hydrogen peroxide semakin dikembangkan karena menghasilkan lebih sedikit produk samping. 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 dan 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. Bahan baku utama, yaitu propana dan hidrogen peroksida, dapat dipenuhi dari produksi domestik oleh PT Samator Indo Gas Tbk dan PT. Peroksida Indonesia Pratama.

Berdasarkan kebutuhan propilen oksida yang akan terus meningkat, pengembangan proses yang lebih baik dan ketersediaan bahan baku yang ada di dalam negeri, maka pabrik propilen oksida berpotensi didirikan di Indonesia. Pendirian pabrik propilen oksida ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan propilen oksida di Indonesia dan di Asia Tenggara. Dengan kata lain sisa dari kekurangan propilen oksida di Indonesia harus diimpor dari luar negeri. Dengan pembangunan pabrik propilen oksida akan dapat memenuhi kebutuhan nasional dan dapat menunjang usaha pemerintah dalam menciptakan lapangan kerja di bidang industri, meningkatkan taraf hidup masyarakat, serta ikutserta dalam pemenuhan kebutuhan propilen di dunia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Propilen Oksida

Propilen oksida (C_3H_6O), juga dikenal sebagai methyloxirane atau 1,2-epoxypropane, pertama kali ditemukan oleh Oser pada tahun 1861 dan mulai diproduksi secara komersial pada awal 1900-an. Pada tahun 1927, Levene dan Walti berhasil mempolimerisasi propilen oksida. Seiring perkembangan teknologi, pada tahun 1969, propilen oksida diproduksi melalui dua metode utama, yaitu proses klorohidrin dan proses hidroperoksida dengan hasil samping berupa tert-butyl alkohol atau stirena (Trent, 2001). Hingga kini, proses hidroperoksida telah banyak diterapkan secara komersial oleh berbagai perusahaan di seluruh dunia.

Beberapa orang tercatat menemukan reaksi pemisahan dan pembentukan propilen oksida 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. Pada tahun 1999 Olin mengembangkan proses epoksidasi langsung propena menggunakan katalis garam cair dan menghasilkan selektivitas terhadap propilen oksida sebesar 65% saat konversi propena 15%. Namun, proses ini belum diterapkan secara komersial (Nijhuis dkk, 2006). Proses lain, yaitu dehidroperoksida dengan menggunakan hidrogen peroksida dan menggunakan katalis Titanium Silikat. Proses ini memungkinkan menghasilkan selektivitas hidrogen peroksida menjadi propilen oksida sangat tinggi yaitu sebesar 95%.

Namun, penggunaan hidrogen peroksida memiliki harga yang mahal. Pengembangan proses lain, yaitu proses epoksidasi propena, menggunakan campuran hidrogen dan oksigen dan katalis emas-titanium. Selain itu, propilen oksida juga ditemukan dapat berguna dalam etertifikasi kayu untuk memberikan stabilitas dimensi, untuk pemurnia campuran senyawa organosilikon, untuk desinfeksi minyak mentah dan untuk stabilisasi organik terhalogenasi.

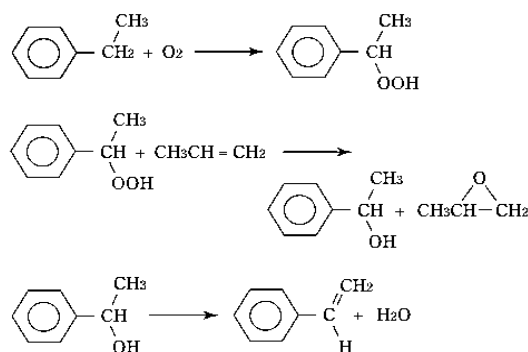
1.3. Proses Pembuatan Propilen Oksida

Proses pembuatan propilen oksida dalam produksinya memiliki beberapa macam proses dengan kondisi operasi, bahan baku, dan katalis yang berbeda-beda. Proses ini memiliki keunggulan dan kegagalan, sehingga dalam pembuatan propilen oksida perlu pertimbangan berbagai hal baik dari segi alat dan kondisi operasinya. Berikut merupakan berbagai macam proses dan bahan baku yang digunakan dalam pembuatan propilen oksida.

1.3.1 Proses *Chlorohydrin*

Menurut Kirk-Othmer (2000), Proses klorohidrin terdiri dari dua tahap utama, yaitu klorohidrinasi dan epoksidasi, yang kemudian diikuti dengan pemurnian produk. Dalam tahap awal, gas propilena dan gas klorin dicampur dengan kelebihan air untuk membentuk propilena klorohidrin serta sejumlah kecil produk sampingan organik yang terklorinasi, terutama 1,2-dikloropropana. Selanjutnya, epoksidasi yang juga dikenal sebagai saponifikasi atau dehidroklorinasi dilakukan dengan menambahkan soda api atau susu kapur (larutan encer kalsium hidroksida) ke dalam larutan klorohidrin. Propilen oksida serta senyawa organik lainnya kemudian dipisahkan dari air garam natrium klorida atau kalsium klorida yang terbentuk dengan menggunakan uap. Air garam ini selanjutnya diolah, biasanya melalui oksidasi biologis, untuk mengurangi kandungan organiknya sebelum dibuang. Akhirnya, propilen oksida dimurnikan melalui distilasi untuk menghilangkan zat ringan dan berat agar memenuhi standar kualitas yang ditetapkan. Proses chloryhidration dalam produksi propilen oksida secara bertahap mulai ditinggalkan karena menghasilkan limbah dalam jumlah besar, terutama limbah yang mengandung klorin (Vaishali dan Naren, 2016).

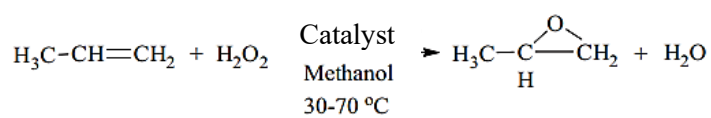
feniletanol (bahan baku stirena) sebagai produk samping. Menurut Tsuji et al (2006), Metode peroksida organik (juga dikenal sebagai metode hidroperoksida) pertama kali dikembangkan oleh Halcon Corp. dan Atlantic Richfield Oil Corp. (kemudian ARCO) pada tahun 1970an. Dalam metode ini terdapat metode yang menggunakan etilbenzena dan metode yang menggunakan isobutana, dan masing-masing PO disintesis melalui epoksidasi tidak langsung propilena menggunakan etilbenzena hidroperoksida atau tertbutil hidroperoksida sebagai peroksida organik. Styrene monomer (SM) atau tert-butanol (TBA) diproduksi produk sampingan.



Pertama-tama, etilbenzena hidroperoksida dihasilkan oleh oksidasi udara dari etilbenzena. Selanjutnya, etilbenzena hidroperoksida dan propilena direaksikan dengan adanya katalis epoksidasi, dan α -metilbenzil alkohol dan PO dihasilkan. Alkohol α -metilbenzil yang dihasilkan mengalami reaksi dehidrasi dengan adanya katalis asam membentuk SM. Katalis homogen berbasis Mo^{3+} dan katalis heterogen berbasis silika yang didukung Ti^{4+} , 5) digunakan untuk katalis epoksidasi. Dengan metode isobutana, terjadi produksi bersama TBA. Jika TBA didehidrasi, ia membentuk isobutilena, dan jika direaksikan lebih lanjut dengan metanol, metil tersier-butyl eter (MTBE), yang berguna sebagai bahan tambahan bensin, dapat disintesis. Metode peroksida organik ini menggunakan kekuatan oksidatif hidroperoksida dengan cekatan dan memiliki karakteristik unggul karena tidak memerlukan bahan baku sekunder seperti klorin. Namun, dengan metode etilbenzena, sekitar 2,5 ton stirena diproduksi bersama untuk setiap ton PO, dan dengan metode isobutana, 2,1 ton isobutilena diproduksi bersama untuk setiap ton PO. Produk sampingan ini sangat dipengaruhi oleh kondisi pasar, oleh karena itu sulit untuk mengatakan bahwa metode ini selalu merupakan metode optimal untuk memproduksi PO tanpa mempertimbangkan limbah yang dihasilkan.

1.3.3. Proses HPPO (*Hydrogen Peroxide to Propylene Oxide*)

Proses HPPO (*Hydrogen Peroxide to Propylene Oxide*) adalah teknologi produksi propilena oksida (PO) yang dikembangkan oleh BASF dan *Dow Chemical*. Teknologi ini menggunakan hidrogen peroksida (H_2O_2) sebagai oksidator dalam reaksi langsung dengan propilena dan solvent yang paling umum digunakan adalah metanol. HPPO akan menghasilkan propilena oksida dengan efisiensi tinggi dan dampak lingkungan yang lebih rendah dibandingkan metode konvensional seperti proses klorohidrin atau proses *Cumene*. Proses ini dapat mengoptimalkan air limbah berkurang hingga 70-80%, dan penggunaan energi berkurang hingga 35% (Clerici dkk, 1991). Proses ini memiliki hasil yang tinggi dan hanya menghasilkan air sebagai produk samping. Hidrogen peroksida sepenuhnya diubah menjadi produk. Proses ini menguntungkan mengurangi biaya dengan menghilangkan peralatan yang perlu mengumpulkan dan memurnikan produk sampingan.



Reaksi HPPO ini bersifat eksotermis, di mana suhu meningkat dari inlet hingga outlet reaktor. Kenaikan suhu yang berlebihan dapat meningkatkan reaksi samping seperti dekomposisi termal pada reaktor epoksidasi dan membentuk propilen oksida (Sumitomo, 2006). Untuk mengatasi hal ini, katalis dibagi ke dalam beberapa lapisan dan suhu dikontrol menggunakan heat exchanger di antara lapisan katalis untuk mencegah terjadinya reaksi samping. Suhu yang terjadi pada reaksi ini berlangsung pada suhu rendah karena H_2O_2 mudah bereaksi dan menghasilkan laju reaksi yang tinggi. Proses pembentukan PO ini berlangsung pada katalis Ti-S (Titanium Silicate) hal ini didasarkan katalis memiliki porositas yang tinggi, tidak reaktif produk samping, hasil konversi yang tinggi terhadap selektivitas PO (Wang dkk, 2002). Penggunaan metanol sebagai solvent untuk meningkatkan laju reaksi pembentukan PO. Konsentrasi solvent menggunakan $\pm 30\%$ metanol hal ini mencegah terbentuknya produk samping dan konversi H_2O_2 . Selain itu, penggunaan metanol bertujuan untuk meningkatkan permukaan pori-pori pada katalis Ti-S hasil PO berlangsung pada konsentrasi metanol dan katalis Ti-S (Guo dkk, 2001). Proses deaktivasi katalis dapat dilakukan dalam kurun waktu ± 2 tahun.

Tabel 1.1. Perbandingan Proses Produksi Pembuatan Propilen Oksida

Faktor Penentuan Proses	Reaksi Chlorohydrin	Reaksi Hydroperoxide	Reaksi Hydrogen Peroxide (HPPO)
Bahan Baku	Propena (C_3H_6)	Propena (C_3H_6)	Propena (C_3H_6)
Bahan Pendukung	- Klorin - Air - Kalsium Hidroksida ($Ca(OH)_2$) - Asam Klorida	- Isobutana - Ethyl Benzene - Oksigen - TBHP (Tert-Butyl Hydroperoxide)	- Hidrogen Peroksida (H_2O_2) - Metanol - Nitrogen
Katalis	Silver Katalis (Alumina	Copper-Chromium	Titanium Silicate (Ti-S)
Reaktor	Bubble Column Reaktor	- Fixed Bed Reaktor - Packed Bed Reaktor	- Fixed Bed - Slurry Bed Reaktor - Fixed Bed Reaktor
Kondisi Operasi	P= 1.5 bar T= 323 K	P= 2 bar T= 423 K (Menggunakan ethylbenzene)	

		P= 30 bar T= 400 K (Menggunakan isobutane)	
Konversi dan Selektivitas	Konversi = 95% Selektivitas= 90-95%	Konversi = 95% Selektivitas= 90-99%	
Produk Samping	Brine (Larutan senyawa garam) dan limbah klorin	Penggunaan life time katalis	Air
Kekurangan	Menghasilkan produk sampingan seperti kalsium klorida (CaCl_2) dan air garam (brine) yang dapat mencemari lingkungan. Konsumsi air dan energi yang tinggi. Proses sudah konvensional dan sudah banyak ditinggalkan.	Bergantung pada pasar produk sampingan (jika permintaan produk sampingan rendah, proses menjadi kurang menguntungkan). Prosesnya lebih kompleks dibandingkan chlorohydrin dan H_2O_2	Masih perlu peningkatan dalam teknologi katalis untuk meningkatkan efisiensi lebih lanjut. Perlunya pelarut yang lebih murah untuk meningkatkan efisiensi proses pembentukan PO
Kelebihan	Teknologi matang dan telah digunakan selama bertahun-tahun. Dapat menggunakan berbagai sumber bahan baku.	Efisiensi tinggi dengan konversi dan selektivitas propilena yang dihasilkan. Proses ini bisa menghasilkan fenol atau stiren monomer sebagai produk sampingan yang bernilai ekonomi.	Proses paling ramah lingkungan, karena hanya menghasilkan air sebagai produk sampingan.

		Produk sampingan seperti fenol atau stirena memiliki nilai jual tinggi, proses hydroperoxide bisa menjadi pilihan yang menguntungkan	Efisiensi tinggi, dengan konsumsi energi lebih rendah dibandingkan dua proses lainnya. Tidak memerlukan pengolahan limbah yang rumit. Meningkatnya ketersediaan hidrogen peroksida membuat biaya operasional semakin kompetitif.
--	--	---	---

(Sumber: *Alexander dkk, 2006*)

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1. Propana (*Propane*)

1. Sifat Kimia

Rumus Molekul	: C_3H_8
Berat Molekul	: 44,096 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: 85.46 K (-42°C) pada tekanan 1 atm
Titik Beku	: 231.11 K (-187.1°C) pada tekanan 1 atm
Temperatur Kritis	: 369.82 K
Tekanan Kritis	: 42.49 Bar
Volume Kritis	: 202.9 cm ³ /mol

(Sumber: Yaws, C. L. 1997 Tabel 1.1. Hal 7)

2. Sifat Fisika

- Sedikit larut dalam air, etanol dan asam asetat
- Polimerisasi propane menjadi propilen & polipropilen

(Sumber: Coulson & Richardson's Vol V)

1.4.2. Etilen (*Ethene*)

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: C_2H_4
Berat Molekul	: 28, 054 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: 169.47 K
Titik Beku	: 103.74 K
Temperatur Kritis	: 282.36 K
Tekanan Kritis	: 50.32 bar
Volume Kritis	: 28,4015 kg/m ³

(Sumber: Coulson & Richardson's Vol V)

2. Sifat Kimia

- Etilen mudah terbakar dan api dapat dengan mudah menyambar kembali ke sumber kebocoran.

- Merupakan bahan bakar dalam pembakaran furnaca boiler, dll.
- Polimerisasi etilen menjadi polietilen

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.3. Etilen (*Ethene*)

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: C_2H_4
Berat Molekul	: 28,054 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: 169.47 K
Titik Beku	: 103.74 K
Temperatur Kritis	: 282.36 K
Tekanan Kritis	: 50.32 bar
Volume Kritis	: 28,4015 kg/m ³

(Sumber: Coulson & Richardson's Vol V)

2. Sifat Kimia

- Etilen mudah terbakar dan api dapat dengan mudah menyambar.
- Merupakan bahan bakar dalam pembakaran furnaca boiler, dll.
- Polimerisasi etilen menjadi polietilen.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.4. Etana (*Ethane*)

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: C_2H_6
Berat Molekul	: 30,070 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: 90,35 K
Titik Beku	: 184,55 K
Temperatur Kritis	: 305,42 K
Tekanan Kritis	: 48,80 bar
Volume Kritis	: 147,9 cm ³ /mol

(Sumber: Coulson & Richardson's Vol V)

2. Sifat Kimia

- Etilen mudah terbakar dan api dapat dengan mudah menyambar kembali ke sumber kebocoran.
- Merupakan bahan bakar dalam pembakaran furnaca boiler, dll.
- Polimerisasi etilen menjadi polietilen

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.5. Metana (*Methane*)

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: CH ₄
Berat Molekul	: 16,043 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna dan Berbau
Titik Didih	: 90,67 K
Titik Beku	: 111,66 K
Temperatur Kritis	: 190,58 K
Tekanan Kritis	: 46,04 bar
Volume Kritis	: 99,3 cm ³ /mol

(Sumber: Coulson & Richardson's Vol V)

2. Sifat Kimia

- Metana, cairan dingin (cairan kriogenik) adalah cairan tak berwarna dan tak berbau. Mudah terbakar. Tidak larut dalam air
- Gas ini digunakan untuk membuat bahan kimia lain dan sebagai bagian dari bahan bakar gas alam.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.6. Propena (Propilena)

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: C ₃ H ₆
Berat Molekul	: 42,081 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: - 47,57°C

Titik Beku	: - 185,1°C
Temperatur Kritis	: 190,58°C
Tekanan Kritis	: 46,13 bar
Volume Kritis	: 181 cm ³ /mol

(Sumber: Yaws,C. L. 1997 Tabel 1.1. Hal 7)

2. Sifat Kimia

- Sangat larut dalam air, etanol dan asam asetat
- Polimerisasi eksplosif diinisiasi oleh litium nitrat + sulfur dioksida.
- Polimerisasi propilen menghasilkan polipropilen

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.7. Hidrogen Peroksida

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: H ₂ O ₂
Berat Molekul	: 34,015 g/mol
Wujud	: Liquid
Warna	: Tidak Berwarna (Bening)
Titik Didih	: 150,35°C
Titik Beku	: -0,7 °C
Temperatur Kritis	: 730,15 K
Tekanan Kritis	: 80,96 bar
Volume Kritis	: 117,8 cm ³ /mol

(Sumber: Yaws,C. L. 1997 Tabel 1.1. Hal 223)

1. Sifat Kimia

- Zat pengoksidasi yang kuat didalam larutan air
- Dapat terdekomposisi menjadi air dan oksigen oleh pelarut organik..
- Memiliki sifat korosif dan oxidizer.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.8. Metanol

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: CH ₄ O
Berat Molekul	: 32,042 g/mol
Wujud	: Liquid

Warna	: Tidak Berwarna (Bening)
Titik Didih	: 64,85 °C
Titik Beku	: -97,53 °C
Temperatur Kritis	: 512,58 K
Tekanan Kritis	: 80,96 bar
Volume Kritis	: 117,8 cm ³ /mol

(Sumber: Yaws, C. L. 1997 Tabel 1.1. Hal 5)

2. Sifat Kimia

- Metanol dapat didehidrasi menggunakan katalis asam untuk menghasilkan dimetil eter dan air.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.9. Hidrogen

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: H ₂
Berat Molekul	: 2,016 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: -50,8 °C
Titik Beku	: -35,6 °C
Temperatur Kritis	: 424 K
Tekanan Kritis	: 83,1 bar
Volume Kritis	: 131 cm ³ /mol

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6 Hal 948)

2. Sifat Kimia

- Hydrogen merupakan senyawa yang sukar larut dalam air karena tekanannya.
- Hidrogen gas bertekanan tinggi.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.10. Propilen Oksida

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: C ₃ H ₆ O
Berat Molekul	: 58,080 g/mol

Wujud	: Liquid
Warna	: Tidak Berwarna (Bening)
Titik Didih	: 34,3 °C
Titik Beku	: -112,2 °C
Temperatur Kritis	: 482,2 K
Tekanan Kritis	: 49,2 bar
Volume Kritis	: 186 cm ³ /mol

(Coulson and Richardson edisi 4 volume 6 Hal 942)

2. Sifat Kimia

- Propilen oksida bereaksi dengan air membentuk propilen glikol, dipropilen glikol, tripropilen glikol dan poliglikol dengan berat molekul yang lebih tinggi.
- Propilen oksida bereaksi dengan gugus hidroksil alkohol dan fenol menghasilkan monoeter propilena glikol.
- Reaksi propilen oksida dengan ammonia akan menghasilkan produk isopropanolamin. Propilen oksida bereaksi dengan isopropanolamin atau amina primer atau sekunder lainnya untuk menghasilkan N-dan N,N isopropanolamin tersubstitusi.

(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

1.4.11. Air

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18,015 g/mol
Wujud	: Liquid
Warna	: Tidak Berwarna (Bening)
Titik Didih	: 100 °C
Titik Beku	: 0°C
Temperatur Kritis	: 647,13 K
Tekanan Kritis	: 220,55 bar
Volume Kritis	: 55,95 cm ³ /mol

(Sumber: Yaws, C. L., 1997 Hal 222)

2. Sifat Kimia

- Reaksi dengan air akan menghasilkan asam.
- Dengan dehydrating agent seperti P_2O_5 , thyonichlorida akan terjadi dehidrasi menjadi nitril.
- Reaksi dengan alkohol dan dengan pemanasan menghasilkan ester.

(Sumber: www.chemicalbook.com)

1.4.12. *Titanium Silicate*

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: $Ti(SiO)_4$
Berat Molekul	: 223,8 g/mol
Wujud	: Padat
Warna	: Putih

(Sumber: Yaws, C. L., 1997 Hal 228)

1.4.13. *Aluminum Oxide/Cromium Oxide*

1. Sifat Fisika

Rumus Molekul	: Al_2O_3 / Cr_2O_3
Berat Molekul	: 101.960 g/mol
Wujud	: Padat
Warna	: Putih
Titik didih	: 2,977 °C (5,391 °F; 3,250 K)
Titik leleh	: 2,072 °C (3,762 °F; 2,345 K) [[]

(Sumber: Chemsrce.com)

DAFTAR PUSTAKA

- Alexander, T. N., Makke, M., Moulijn, J.A., Weckhuysen, B.M. 2006. The Production of Propene Oxide: Catalytic Processes and Recent Developments. *Industrial & Engineering Chemistry*. Vol 45(10). Hal 3447-3459.
- Apple, J. M. 1977. *Plant Layout and Material Handling 3rd Edition*. John Willey & Sons, Inc: New York (United States of America)
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic Methods of Chemical Process Design*. Prentice Hall: New York USA
- Brownell, L.E., dan Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc.
- Buijink, J. K. F., Vlanderen, V., Crocker, M., dan Niele, F. G. M. 2004. Propylene epoxidation over titanium-on-silica catalyst—the heart of the SMPO process. *Journal Catalyst*. Hal 199-204.
- Baasal, W, D.1991. *Preleminary Chemical Engineering Plant Design*. Oxford: New York.
- Cavaneti, S., Grande, C. A., dan Rodrigues, A. E. 2024. Adsorption Equilibrium of Methane, Carbon Dioxide, and Nitrogen on Zeolite 13X at High Pressures. *J. Chem. Eng*. Vol 49. Hal 1095-1101.
- ChemSrc. Aluminum Oxide. (Online). https://www.chemsrc.com/en/cas/1344-28-1_177878.html (Diakses pada Tanggal 19 Maret 2025)
- Clerici, M, G., Bellusi, M., dan Romano. 1991. Synthesis of Propylene Oxide from Propylene and Hydrogen Catalyzed by Titanium Silicate
- CN Patent No. CN 2022/109219598B. Wiederhold Holger. et all. 2022. Integrated Process for Making Propene and Propene Oxide from Propane
- Coulson, J. M., dan Richardson, J. F. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition Volume VI*. Swansea: University Wales.
- Crowl, D. A., and Louvar, J. R. 2011. *Chemical Process Safety Fundamentals with Application Third Edition*. Prentice Hal Inc: Westford Massachusetss
- Eigenberger, G. (1992). Fixed Bed Reactors. In *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (Vol. B4, pp. 199–238). Wiley-VCH.

- Fogler, S. F. 2018. *Essentials of Chemical Reaction Engineering, Second Edition*. The University of Michigan: USA.
- Frank, L dan Evans, jr. 1980. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants* 2nd Ed. Gulf Publishing Company.
- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. Prentice-Hall International, Inc
- Giovanni, F., Contaldo, P., Martino, M., Meloni, E., Palma, V. 2023. *Modeling the Selectivity of Hydrotalcite-Based Catalyst in the Propane Dehydrogenation Reaction*. *Journal I&Ec*. Hal 16622- 16626.
- Google Maps. <https://www.google.com>. (Diakses pada Tanggal 20 Maret 2025)
- Grande, C. A., dan Rodrigues, A. E. 2005. *Propane/Propylene Separation by Pressure Swing Adsorption Using Zeolite 4A*. *Chem Eng*. Vol. 44. Hal 8815.
- Gultekin, S. (2018). A novel approach for the simulation of fixed bed reactors. *Chemical Engineering Research and Design*, 136, 828-836.
- Guo-Li X.W., Wang, X.S., dan Zhou, Z.H. 1998. Ti-MWW Catalysts for Propylene Oxide Production: Influence of Si/Ti Ratio and Calcination Conditions. *Journal Catalysis*. Vol 154.
- Haratian, M., Amidpour, M., & Hamidi, A. (2019). Modeling and optimization of process fired heaters. *Applied Thermal Engineering*, 157, 113722.
- Hill, JR., Charless G., 1977, *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reactor Design*, pp. 554-568, John Wiley & Sons Inc. New York
- Keith, M., dan Moly, M. *Practical Process Design For Chemical Engineers*.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kim, K. T. C., Yoo, Y. J., dan Cho, S. H. 1995. Comparison of Activated Carbon and Zeolite 13X for CO₂ Recovery from Flue Gas by Pressure Swing Adsorption. *Chemical Engineering*. Vol 35. Hal 591-596.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. F. 2000. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology (4th ed.)*. New York: John Wiley & Sons.
- Kister, H.Z. 1992. *Distillation Design*. Mc-Graw Hill, Inc.
- Kuwana, A., Kawakami, J. Shuji, T. 2016. US/ 10364199B2. *Propane production method and propane production apparatus*. Sumitomo Seika Chemicals Co Ltd.

- 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
- Luyben, W. L. (2007). *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers (3rd ed.)*. McGraw-Hill Education.
- Maddah, H. A. 2019. Dehydrogenation of propane using Cr₂O₃/Al₂O₃ catalysts in fixed-bed reactors: The role of alumina content on the Catofin process performance. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol 58(32), Hal 14694-14703
- Madeinchina. 2025. *Hydrogen Peroxide Price*. (Online). [//www.made-in-china.com/](http://www.made-in-china.com/). (Diakses pada 5 April 2025).
- Nannan, Z., Xiao, J., Benard, P. dan Chahine, R. 2019. Single- and Double-Bed Pressure Swing Adsorption Processes for H₂/CO Syngas Separation. *Journal Hydrogen*. Vol 44. Hal 26405-26418.
- Nijhuis, T. A., Makkee, M., Moulijn, J. A., dan Weekhuysen, B. M. 2006. The Production of Propene Oxide: Catalytic Processes and Recent Development. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 45, 3447- 3459
- Pemerintah Daerah Kendal. 2011. Peraturan Daerah Nomor 20 Tahun 2011 tentang Rencana Tata Ruang dan Wilayah Kabupaten Kendal.
- Pemerintah Daerah Kendal. 2016. Peraturan Daerah Kabupaten Kendal Nomor 7 Tahun 2016, Rencana Pembangunan Jangka Menengah Daerah (RPJMD) Kabupaten Kendal Tahun 2016-2021
- Pemerintah Indonesia. 2019. Peraturan Pemerintah (PP) Nomor 85 Tahun 2019 tentang Kawasan Ekonomi Khusus Kendal.
- Peter, J. Paul & Jerry C. Olson. (1999). *Consumer Behavior, Perilaku konsumen dan Strategi Pemasaran. Jilid kedua, Edisi Keempat*. Terjemahan Damos Sihombing dan Peter Remy Yossi Pasla. Jakarta: Erlangga
- Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering*, 4 th Edition. New York : Mc Graw Hill International Book Co

- PT. Kaltim Methanol Industri. *Spesifikasi Methanol*. <https://kaltimmethanol.com/> (Online). (Diakses pada tanggal 10 Januari 2025).
- PT. Samator Gas Industri. *Spesifikasi Propane*. <https://www.samator.com/> (Online). (Diakses pada tanggal 10 Januari 2025).
- Pubchem. Explore Chemistry. (Online). <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/> (Diakses Pada Tanggal 15 Maret 2025)
- Rege, U, S., dan Yang, T. R. 2002. *Propane/propylene separation by pressure swing adsorption: sorbent comparison and multiplicity of cyclic steady states. Chemical Engineering Science*. Vol 57. Hal 1139-1149.
- Richardson, J. F., Harker, J. H., dan Backhurst, J. R. 2005. Coulson and Richardson's Chemical Engineering 5th Edition, Volume 2: Particle Technology & Separation Processes. New York: Butterworth-Heinemann.
- Robert F. Stricker P.E., J. Phillip Ellenberger P.E. *Pressure Vessels: The ASME Code Simplified, 9th Edition*. McGraw-Hill Education.
- Samorjai, G. A. None. *Introduction to Surface Chemistry and Catalysis*. New Delhi: India.
- Santiago, G. Q., Tsoufis, T., Rudolf, P., Makke, M., Kaptejin, M., Rothenberg, G. 2012. Kinetics of propane dehydrogenation over Pt–Sn/Al₂O₃. *Catalyst Science & Technology*. Hal 1-10.
- Satterfield, C, N. 1991. *Heterogenous Catalysis in Industrial Practiocal Second Edition*. Krieger Company: Florida.
- Seader, Henley, Roper. 2016. *Separation Process Principles with Application Using Process Simulators 4th Edition*. Hoboken: United State.
- Shabbani, H, J, K. Othman, M, R., dan Barron, A. R. 2024. *H₂ Purification Employing Pressure Swing Adsorption Process. Internationnal Journal of Hydrogen Energy*. Volume 50. Hal 1-10.
- Shin, S. B., dan Chadwick, D. 2010. Kinetics of Heterogeneous Catalytic Epoxidation of Propene with Hydrogen Peroxide over Titanium Silicate (TS-1). *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(17), 8125-8134.
- Silla, H.2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. Marcel Dekker Inc: New York, pp. 383-783.

- Sinnott, R. K. 2005. Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6. (Hal. 322: Heat Capacities of the Element). Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J.M. 1970. *Chemical Engineering Kinetics*. McGraw-Hill, Inc.
- Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. John Wiley & Sons, Ltd.
- Teles, dkk. 2014. *Process For the Production of Propylene Oxide*. US Patent Publication No. 8785670 B2.
- The Engineering Toolbok.2005. Fuel Gases - Heating Values. https://www.engineeringtoolbox.com/heating-values-fuel-gases-d_823.html. Diakses pada 2 April 2025
- Towler, G. dan Sinnott, R. 2008. *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Elsevier.
- Treybal, R.E. 1981. *Mass Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill Book Cooperation.
- Tsuji, J., Yamamoto, J., Ishino, M., Oku, N. 2006. Development of New Propylene Oxide Process. 1, 1-8
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons. New York.
- UN Comtrade. 2024. Data Ekspor Propilen Oksida dari Tahun 2017-2024. (Online). <http://www.comtrade.un.org> (Diakses pada Tanggal 12 Maret 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 05 April 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan. (Online). http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf. (Diakses pada Tanggal 03 April 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 03 April 2025).
- Vaishali, V., dan Naren P, R. 2016. Simulation of Hydroperoxide Process for the Production of Propylene Oxide. *Journal Recent Advances in Chemical Engineering*. Vol.10. Hal 311-315.

- Van Winkle, M. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill.
- Vilbrandt, F. C. 1949. *Chemical Engineering Plant Design*. Britania Raya: McGraw-Hill Book Company.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth- Heinemann: New York.
- Wan, Y. H., & Chu, W. L. 1992. Kinetics of propane dehydrogenation over a CuO/ZnO/Al₂O₃ catalyst. *Journal of Chemical Engineering of Japan*. Vol. 25(1), Hal 18-23.
- Wang, X.S., Guo, X. W., dan Gang-Li. 2002. Synthesis of titanium silicalite (TS-1) from the TPABr system and its catalytic properties for epoxidation of propylene. *Journal Catalysis*. Vol 74. Hal 65-75.
- Water. *PubChem Compound Database*. <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/> (Diakses pada 13 Januari 2025).
- Welty et. al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer; Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- West, A. S. (2019). *Practical Process Design for Chemical Engineers: A Step-by-Step Guide*. Elsevier. ISBN-13: 978-0128243038.
- Wienow, A. N., Holland, F.A. dan Chapman, F. S. 1985. *Mixing in the Process Industries Second Edition*. Butterworth-Heinemann: Oxford, UK.
- WITS (*World Integrated Trade Solution*). 2022. *Indonesia Methyloxirane (propylene oxide) imports by country in 2022*. (Online). <https://wits.worldbank.org/trade/comtrade/en/country/IDN/year/2020/trade-flow/Imports/partner/ALL/product/291020.com> (Diakses pada Tanggal 12 Maret 2025).
- Woll dkk. 2019. Process for the Epoxidation of Propene. US Patent Publication 2019/0100501 A1.
- Worstell, J. (2014). *Catalytic Reactors: Design and Operation*. Elsevier.
- Xiang-sheng, W., Xin-wen, G., dan Gang, L. 2002. *Synthesis of titanium silicalite (TS-1) from the TPABr system and its catalytic properties for epoxidation of propylene*. *Journal Catalyst*. Vol. 72. Hal 65-75.
- Yaws, C. L. 1997. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.