SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA DARI PROPILENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

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

Muhammad Putra Bramazi Fasha
NIM 03031381621102
Rizki Gumelar
NIM 03031381621104

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA

2020

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA DARI PROPILENA DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Muhammad Putra Bramazi Fasha
NIM 03031381621102
Rizki Gumelar
NIM 03031381621104

Palembang, Juli 2020

Pembimbing,

Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 198412182008122002

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Kapasitas 70.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan **Muhammad Putra Bramazi Fasha dan Rizki Gumelar** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 23 Juli 2020.

Palembang, 5 Agustus 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Dr. Ir. Muhammad Said, M. Sc.
   NIP. 196108121987031003 (.....)
2. Novia, S. T., M. T., Ph. D.
   NIP. 197311052000032003 (.....)
3. Ir. Siti Miskah, M. T.
   NIP. 195602241984032002 (.....)

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

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

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

Muhammad Putra Bramazi Fasha	**(03031381621102)**
Rizki Gumelar	**(03031381621104)**

Judul:

"PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN"

Mahasiswa tersebut telah melakukan perbaikan yang diberikan Dosen Penguji dalam sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 23 Juli 2020.

Tim Penguji,

1. Prof. Dr. Ir. Muhammad Said, M. Sc.
2. Novia, S. T., M. T., Ph. D.
3. Ir. Hj. Siti Miskah, M.T.

Palembang, Agustus 2020
Mengetahui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,

Lia Cundari, S.T., M.T.

NIP. 198412182008122002

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Putra Bramazi Fasha

NIM : 03031381621102

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Rizki Gumelar** 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, Juli 2020

Muhammad Putra Bramazi Fasha

NIM. 03031381621102

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Rizki Gumelar

NIM : 03031381621104

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Kapasitas 70.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Muhammad Putra Bramazi Fasha** 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, Juli 2020

Rizki Gumelar

NIM. 03031381621104

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Oksida Dari Propilena dan Hidrogen Peroksida dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun" dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

1) Ibu Lia Cundari S.T., M.T., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
2) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
3) Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5) Seluruh staff administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Juli 2020

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPILEN OKSIDA KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2020

Muhammad Putra Bramazi Fasha dan Rizki Gumelar

Dibimbing oleh Lia Cundari, S.T.,M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan propilen oksida ini akan direncakanan berdiri pada tahun 2025 di kawasan industri Jalan Raya Serang, Balaraja, Tangerang, Banten dengan kapasitas produksi 70.000 ton/tahun seluas 4 Ha. Proses pembuatan propilen oksida ini mengacu pada referensi utama US Patent 2018/0057473 A1 dengan proses reaksi epoksidasi propilen dengan hidrogen peroksida untuk menghasilkan propilen oksida kemurnian 99% dengan penggunaan katalis mangan kompleks / *Mangan (Trimethyltriazacyclononane)* (Mn(TmTacn) dengan kondisi reaktor *single loop continuous stirred tank* 28℃ dan 19,74 atm. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$C_3H_6(l) + H_2O_2(aq) \longrightarrow C_3H_6O\ (l) + H_2O_{(l)}$

Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Sistem organisasi perusahaan ini adalah *line* dan *staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 149 orang. Total Penjualan mencapai US $179.389.132 dengan *Rate Of Return On Investment* (ROR) sebesar 60,535% serta nilai *Break Even Point* (BEP) 30,58%. Berdasarkan analisa ketersediaan bahan baku, kebutuhan dan manfaat propilen oksida, proses, kebutuhan utilitas, lokasi, susunan organisasi dan ekonomi, maka pabrik propilen oksida ini layak didirikan.

Kata Kunci: Propilen Oksida, Reaksi Epoksidasi, *Single Loop Continous Stirred Tank Reactor*, *Loop Reactor*, Perseroan Terbatas

Palembang, Juli 2020

Mengetahui,	Menyetujui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia	Dosen Pembimbing Tugas Akhir
Dr. Ir. H. Syaiful, DEA	Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 195810031986031003	NIP. 198412182008122002

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL

HALAMAN PENGESAHAN

KATA PENGANTAR i

RINGKASAN vi

DAFTAR ISI viii

DAFTAR TABEL xiv

DAFTAR GAMBAR xv

DAFTAR NOTASI xvi

DAFTAR LAMPIRAN xxv

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Sejarah dan Perkembangan 2

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Propilen Oksida 2

1.3.1. Proses Chlorohydrin 3

1.3.2. Proses Oksidasi Langsung 3

1.3.3. Proses Oksidasi Tidak Langsung (Epoksidasi dengan Ter-Butil Hidroperoksida) 3

1.3.4. Proses Oksidasi Tidak Langsung (Epoksidasi dengan Hidrogen Peroksida) 4

1.4. Sifat Fisika dan Kimia 5

1.4.1. Propena (Propilena) 5

1.4.2. Hidrogen Peroksida 6

1.4.3. Mangan Kompleks 6

1.4.4. Air 7

1.4.5. Asam Oksalat 7

1.4.6. Propilen Oksida 8

BAB II PERENCANAAN PABRIK 9

2.1. Alasan Pendirian Pabrik 9
2.2. Pemilihan Bahan Baku 10
2.3. Penentuan Kapasitas 10
2.4. Pemilihan Proses 13
2.5. Uraian Proses 14
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK 15
3.1. Lokasi Pabrik 15
3.1.1. Penyediaan Bahan Baku Produksi 16
3.1.2. Pemasaran 16
3.1.3. Keadaan Lingkungan dan Iklim 17
3.1.4. Utilitas 17
3.1.5. Tenaga Kerja 19
3.1.6. Pengolahan Limbah 19
3.2. Tata Letak Peralatan 19
3.3. Tata Letak Pabrik 20
3.4. Luas Area Pabrik 21
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS 22
4.1. NERACA MASSA 22
4.1.1. Neraca Massa Mixing Tank – 01 (MT – 01) 22
4.1.2. Neraca Massa Reaktor – 01 (R – 01) 22
4.1.3. Neraca Massa Filter – 01 (F – 01) 23
4.1.4. Neraca Massa Settler – 01 (S – 01) 23
4.1.5. Neraca Massa Kolom Destilasi – 01 (KD – 01) 23
4.1.6. Neraca Massa Condensor – 01 (CD – 01) 24
4.1.7. Neraca Massa Accumulator – 01 (ACC – 01) 24
4.1.8. Neraca Massa Reboiler – 01 (RB– 01) 24
4.1.9. Neraca Massa Tee – 01 (TEE– 01) 25

4.1.10. Neraca Massa Mixing Point – 01 (MP– 01) 25
4.1.11. Neraca Massa Extraction Column – 01 (EC– 01) 25
4.2. NERACA PANAS 26
4.2.1. Neraca Panas Mixing Tank – 01 (MT– 01) 26
4.2.2. Neraca Panas Reaktor – 01 (R– 01) 26
4.2.3. Neraca Panas Filter – 01 (F– 01) 26
4.2.4. Neraca Panas Settler – 01 (S– 01) 26
4.2.5. Neraca Panas Kolom Destilasi – 01 (KD– 01) 27
4.2.6. Neraca Panas Condensor – 01 (CD– 01) 27
4.2.7. Neraca Panas Reboiler – 01 (RB– 01) 27
4.2.8. Neraca Panas Cooler – 01 (C– 01) 28
4.2.9. Neraca Panas Tee – 01 (TEE– 01) 28
4.2.10. Neraca Panas Mixing Point – 01 (MP– 01) 28
4.2.11. Neraca Panas Extraction Column – 01 (EC– 01) 28
BAB V UTILITAS 30
5.1. Unit Penyediaan Air 30
5.1.1. Kebutuhan Air Pendingin 30
5.1.2. Air Umpan Boiler 32
5.1.3. Air Domestik 33
5.1.4. Total Kebutuhan Air 34
5.2. Unit Pengadaan Steam 34
5.2.1. Steam Pemanas 34
5.2.2. Steam Penggerak Turbin 35
5.2.3. Total Kebutuhan Steam 35
5.3. Unit Pengadaan Listrik 35
5.3.1. Listrik untuk Peralatan 35

5.3.2. Listrik untuk Penerangan 36
5.3.3. Total Kebutuhan Listrik 37
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar 37
5.4.1. Bahan bakar Boiler 37
5.4.2. Bahan bakar keperluan generator 39
5.4.3. Total Kebutuhan Bahan Bakar 40
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN 41
6.1. TANGKI-01 (T-01) 41
6.2. TANGKI-02 (T-02) 41
6.3. TANGKI-03 (T-03) 42
6.4. POMPA-01 (P-01) 42
6.5. POMPA-02 (P-02) 43
6.6. POMPA-03 (P-03) 44
6.7. POMPA-04 (P-04) 45
6.8. MIXING TANK-01 (MT-01) 46
6.9. COOLER-01 (C-01) 47
6.10. HOPPER-01 (HP-01) 48
6.11. SCREW CONVEYOR-01 (SC-01) 49
6.12. FILTER PRESS-01 (F-01) 50
6.13. SETTLER-01 (S-01) 50
6.14. EXTRACTION COLUMN-01 (EC-01) 51
6.15. KOLOM DESTILASI-01 (KD-01) 52
6.16. CONDENSOR-01 (CD-01) 53
6.17. ACCUMULATOR-01 (ACC-01) 54
6.18. REBOILER-01 (RB-01) 55
6.19. REAKTOR-01 (R-01) 56
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN 58
7.1. Struktur Organisasi 58
7.2. Manajemen Perusahaan 59
7.3. Tugas dan Wewenang 60

7.3.1. Dewan Komisaris 60
7.3.2. Direktur 60
7.3.3. Manajer Teknik dan Produksi 60
7.3.4. Manajer Komersil 61
7.3.5. Manajer Umum 62
7.3.6. Kepala Departemen 62
7.3.7. Kepala Bagian 63
7.3.8. Kepegawaian 63
7.3.9. Peraturan Pekerjaan 63
7.4. Sistem Kerja 63
7.5. Waktu Kerja 64
7.6. Penentuan Jumlah Pekerja 65
BAB VIII ANALISA EKONOMI 70
8.1. Profitabilitas (Keuangan) 70
8.1.1. Total Penjualan Produk 70
8.1.2. Perhitungan Annual Cash Flow (ACF) 70
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal 70
8.2.1. Perhitungan Depresiasi 71
8.2.2. Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman 71
8.2.3. Pay Out Time (POT) 71
8.3. Total Modal Akhir 72
8.3.1. Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP) 72
8.3.2. Total Capital Sink (TCS) 72
8.4. Laju Pengembalian Modal 73
8.4.1. Rate of Return on Investment (ROR) 73
8.4.2. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR) 73

8.5. Break Even Point (BEP) 73
8.5.1. Metode Matematis..... 73
8.5.2. Metode Grafis..... 74
BAB IX KESIMPULAN.....
DAFTAR PUSTAKA .....
LAMPIRAN I NERACA MASSA.....
LAMPIRAN II NERACA PANAS.....
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN..
LAMPIRAN IV EKONOMI.....

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Proses chlorohydrin, Oksidasi Langsung dan Tidak Langsung 4
Tabel 2.1. Data Impor Propilen Oksida 11
Tabel 2.2. Data Impor Propilen Oksida di ASEAN 12
Tabel 2.3. Data Impor Propilen Oksida di ASEAN tahun 2024 13
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air 34
Tabel 5.4. Kebutuhan Saturated Steam 133,17 °C 34
Tabel 5.6. Total Kebutuhan Steam 35
Tabel 5.7. Kebutuhan Listrik Peralatan 35
Tabel 5.8. Total Kebutuhan Bahan Bakar 40
Tabel 7.1. Pembagian Jam kerja Pekerja shift 64
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan 67
Tabel 8.1. Total Penjualan Produk 70
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman 71
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi 75

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Data Impor Propilen Oksida di Indonesia 11

Gambar 3.1. Denah Lokasi Pabrik Berdasarkan Rencana Tata Ruang Wilayah Kawasan Jakarta, Bogor, Depok, Tangerang, Bekasi, Puncak dan Cianjur..... 15

Gambar 3.2. Denah Lokasi dengan Sumber Bahan Baku 16

Gambar 3.3. Denah Lokasi Distribusi Propilen Oksida di Pulau Jawa 17

Gambar 3.4. (a) Denah Lokasi Pabrik dengan Sumber Utilitas (b) Peta Wilayah Sungai Ciliwung-Cisadane..... 18

Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan Pabrik..... 20

Gambar 3.6. Tata Letak Pabrik..... 21

Gambar 7.1. Susunan Struktur Organisasi Perusahaan 69

Gambar 8.1. Grafik Break Even Point..... 75

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	=	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	=	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	=	Inside diameter, Outside diameter, m
L	=	Panjang accumulator, m
P	=	Tekanan operasi, atm
S	=	Working stress yang diizinkan
t	=	Temperatur Operasi, ^oC
V	=	Volume total, m^3
Vs	=	Volume silinder, m^3
W	=	Laju alir massa, kg/jam
ρ	=	Densitas, lb/ft^3

2. *COOLER, CONDENSOR, REBOILER*

A	=	Area perpindahan panas, ft^2
a_a, a_p	=	Area pada *annulus*, *inner pipe*, ft^2
a_s,a_t	=	Area pada *shell*, *tube*, ft^2
a''	=	*external surface* per 1 in, ft^2/in ft
B	=	*Baffle spacing*, in
C	=	*Clearance* antar *tube*, in
D	=	Diameter dalam *tube*, in
D_e	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft^2/in^2
G_a	=	Laju alir massa fluida pada annulus, $lb/jam.ft^2$
G_p	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, $lb/jam.ft^2$
G_s	=	Laju alir massa fluida pada *shell*, $lb/jam.ft^2$
G_t	=	Laju alir massa fluida pada *tube*, $lb/jam.ft^2$
g	=	Percepatan gravitasi
h	=	Koefisien perpindahan panas, $Btu/jam.ft^2.^oF$

h_i, h_{io}	=	Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar *tube*
jH	=	Faktor perpindahan panas
k	=	Konduktivitas termal, Btu/jam.ft^2.^{o}F
L	=	Panjang *tube*, pipa, ft
LMTD	=	*Logaritmic Mean Temperature Difference*, ^{o}F
N	=	Jumlah *baffle*
N_t	=	Jumlah *tube*
P_T	=	*Tube* pitch, in
ΔP_r	=	Return drop sheel, Psi
ΔP_s	=	Penurunan tekanan pada *shell*, Psi
ΔP_t	=	Penurunan tekanan *tube*, Psi
ID	=	Inside Diameter, ft
OD	=	Outside Diameter, ft
ΔP_T	=	Penurunan tekanan total pada *tube*, Psi
Q	=	Panas yang ditransfer pada *heat exchanger*, Btu/jam
R_d	=	*Dirt* Resistency, Btu/jam.ft^2.^{o}F
R_e	=	Bilangan Reynold, dimensionless
s	=	Specific gravity
T_1, T_2	=	Temperatur fluida panas inlet, outlet, ^{o}F
t_1, t_2	=	Temperatur fluida dingin inlet, outlet, ^{o}F
T_c	=	Temperatur rata-rata fluida panas, ^{o}F
t_c	=	Temperatur rata-rata fluida dingin, ^{o}F
U_c, U_d	=	*Clean overall coefficient*, *design overall coefficient*, Btu/jam.ft^2.^{o}F
W	=	Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	=	Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	=	Viscositas, cp

3. TANGKI

Cc	=	Tebal korosi yang diizinkan
E	=	Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	=	Tinggi head

H_s = Tinggi silinder

H_T = Tinggi tangki

ID = Diameter dalam tangki

OD = Diameter luar tangki

P = Tekanan operasi

S = Working stress yang diizinkan

t = Tebal dinding tangki

V_e = Volume elipsoidal

V_s = Volume silinder

V_t = Volume total tangki

4. MIXING TANK

C = Tebal korosi yang diizinkan

D = Diameter tangki, m

E = Efisiensi penyambungan, dimensionless

h = Tinggi head, m

H = Tinggi silinder, m

H_T = Tinggi total tangki, m

P = Tekanan Operasi, atm

S = Working stress yang diizinkan, Psia

T = Temperatur Operasi, K

t = Lama persediaan/penyimpanan, hari

V_h = Volume ellipsoidal head, m^3

V_s = Volume silinder, m^3

V_t = Volume tangki, m^3

W = Laju alir massa, kg/jam

ρ = Densitas, kg/m^3

D_i = Diameter impeller

L_b = Lebar Baffle

D_d = Tinggi impeller

I = Panjang blade impeller

b = Lebar blade impeller

N = Kecepatan putar pengaduk

5. HOPPER

C = Faktor korosi, in

D = Diameter *shell*, ft

d = Diameter ujung konis, ft

E = *Welded joint efficiency*

F = *Allowance stress*, psi

h = Tinggi hopper, ft

G = Laju Alir Massa, kg/s

g = Percepatan Gravitasi, m/s^2

P = Tekanan, atm

T = Temperatur, K

Vt = Volume tangki, m^3

W_s = Laju alir massa, kg/jam

α = *angle of repose*

ρ = Densitas, kg/m^3

θ = Sudut Hopper

6. SCREW CONVEYOR

ρ = Densitas bahan, lb/ft^3

Q = volumetric flowrate, ft^3/jam

W = Laju alir massa, kg/jam

7. POMPA, SETTLER

A = Area alir pipa, in^2

BHP = Brake Horse Power, HP

D_i opt = Diameter optimum pipa, in

E = Equivalent roughtness

f = Faktor friksi

FK = Faktor keamanan

g_c = Percepatan gravitasi, ft/s^2

Gpm = Gallon per menit

H_f suc = Total friksi pada suction, ft

H_f dis = Total friksi pada discharge, ft

H_{fs} = Skin friction loss

H_{fsuc} = Total suction friction loss

H_{fc} = Sudden Contraction Friction Loss (ft lb_m/lb_f)

H_{fc} = Sudden expansiom friction loss (ft lb_m/lb_f)

ID = Inside diameter pipa, in

$K_{C,}$ K_S = Contraction, expansion loss contraction, ft

L = Panjang pipa, ft

L_e = Panjang ekuivalen pipa, ft

NPSH = Net positive suction head (ft)

N_{Re} = Reynold number, dimension less

P_{Vp} = Tekanan uap, Psi

Q_f = Laju alir volumeterik

V_f = Kapasitas pompa, lb/jam

V = Kecepatan alir

ΔP = Beda tekanan, Psi

F = Split Ratio

Dc = Diameter Cyclone Number

7. EXTRACTION COLUMN

V_o = Kecepatan melalui Orifice

A_{per} = Perforation Area

N_o = Number of Perforation

Ap = Plate Area for Perforation

Ad = Downspout Area

A_T = Total Plate Area

D_T = Tower Diameter

E_o = Efisiensi Tray

C = Flowrate of water solution (kg/h)

ρC = Density of Water Solution

ρD = Density of Propylene Solution

D = Laju alir campuran propylene

μC = Viskositas campuran air

qC = Laju volumetrik campuran air

qD = Laju volumetrik campuran propilena

μD = Viskositas campuran propilena

gc = Faktor Konversi

g = Percepatan Gravitasi

σ = Interfacial Tension

8. REAKTOR

Cc = Korosi yang diizinkan

Di = Diameter Impeller

E = Efisiensi Pengelasan

f = Faktor keamanan

h = Tinggi Head

Hs = Tinggi Reaktor (silinder)

ID = Inside Diameter

k = Konstanta kecepatan reaksi

Nre = *Reynold number*

OD = Outside Diameter

P = Tekanan Design

$-r_1$, $-r_2$ = Kecepatan reaksi

t = Tebal dinding

τ = *Residence time*

Tt = Tinggi Total Reaktor

V = Volume reaktor

A_o = Open *hole area*, m

N = Jumlah *tray*

Unf = Kecepatan flooding, m/det

û = *Flowrate* maksimum, m/s

Uv = *Volumetric Flowrate* maksimum, m^3/s

Dc = Diameter kolom, m

An = Luas net area, m^2

Aa = *Active area*, m^2

Ah = *Hole area*, m^2

Lw = *Weir* length

Aoh = Jumlah hole

9. FILTER PRESS

A = Area Filtrasi , m^2

C = Konsentrasi solid dalam feed, kg/m^3

mf = Flowrate feed, kg/jam

V = Volume liquid, m^3

ρ_c = Densitas cake, kg/m^3

ρ_s = Densitas campuran, kg/m^3

Θ = Waktu filtrasi, menit

10. KOLOM DISTILASI

α = Relatifvolatilitas

Nm = Stage minimum

L/D = Refluks

N = Stage/*tray*

m = *Rectifying section*

p = *Stripping section*

F_{LV} = Liquid-vapor flow factor

U_f = Kecepatan flooding, m/s

Uv = *Volumetric Flowrate*, m^3/s

An = Net area, m^2

Ac	=	Cross section/luas area kolom, m^2
Dc	=	Diameter kolom, m
Ad	=	*Downcomer area*, m^2
Aa	=	*Active area*, m^2
lw	=	*Weir* length, m
Ah	=	*Hole area*, m^2
hw	=	*Weir height*, mm
dh	=	Hole diameter, mm
Lm	=	Liquid *rate*, kg/det
how	=	*Weir* liquid crest, mm liquid
Uh	=	Minimum design vapor velocity, m/s
Co	=	Orifice coefficient
Hd	=	Dry plate drop, mm liquid
hr	=	Residual head, mm liquid
ht	=	Total *pressure drop*, mm liquid
hap	=	*Downcomer pressure* loss, mm
Aap	=	Area under apron, m^2
Hdc	=	Head loss in the *downcomer*, mm
hb	=	Backup di *downcomer*, m
tr	=	Check resident time, s
θ	=	Sudut sub intended antara pinggir plate dengan *unperforated* strip
Lm	=	Mean length, *unperforated* edge strips, m
Aup	=	Area of *unperforated* edge strip, m^2
Lcz	=	Mean length of calming zone, m
Acz	=	Area of calming zone, m^2
Ap	=	Total area *perforated*, Ap
Aoh	=	Area untuk 1 hole, m^2
t	=	Tebal dinding, cm
r	=	Jari-jari tanki, m
S	=	Tekanan kerja yang diijinkan, atm
C_c	=	Korosi yang diijinkan, m

Ej	=	Efisiensi pengelasan
OD	=	Diameter luar, m
ID	=	Diameter dalam, m
E_{mV}	=	Efisiensi *tray*, %
ρ	=	Densitas, kg/m^3
μ	=	Viskositas, $N.s/m^2$
FA	=	Fractional Area
He	=	Tinggi tutup elipsoidal, m
Ht	=	Tinggi tanki, m

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I NERACA MASSA .....
LAMPIRAN II NERACA PANAS .....
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN .....
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI .....

BAB I
PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Produk-produk dari industri kimia di Indonesia mengalami peningkatan dalam segi kualitas maupun kuantitas seiring dengan kemajuan teknologi dan zaman. Pemerintah akan mendorong tumbuhnya sektor industri guna memperkuat struktur manufaktur dan dengan meningkatkan nilai tambah bahan baku dalam negeri. Upaya strategis ini bertujuan untuk mensubstitusi produk impor sekaligus mengisi pasar ekspor. Salah satu sektor yang diprioritaskan adalah industri petrokimia. Hal ini disebabkan termasuk yang dipilih dalam kesiapan menjadi pionir untuk mengimplementasikan gagasan industri 4.0 sesuai peta jalan *Making Indonesia* 4.0 (Kementerian Perindustrian Republik Indonesia, 2018).

Produk industri kimia yang menguntungkan bagi suatu negara adalah industri yang memiliki bahan baku di negara tersebut. Produk petrokimia yang menjadi perhatian adalah propilen oksida. Propilen oksida banyak digunakan sebagai bahan baku ataupun senyawa organik kimia yang digunakan sebagai *intermediet* dalam proses industri, seperti industri propilen glikol, polieter, surfaktan, pelumas, isopropanolamin, dan elastomer sintetik (Budavari, 1996).

Pembangunan pabrik propilen oksida sangat diperlukan melihat banyaknya kebutuhan produksi bahan-bahan kimia yang menggunakan propilen oksida sebagai bahan baku. Kebutuhan propilen oksida yang belum terpenuhi karena kurangnya industri kimia di Indonesia yang memproduksi propilen oksida, padahal bahan baku pembuatan propilen oksida tersedia di Indonesia. Kebutuhan propilen oksida akan terus meningkat di Indonesia seiring dengan meningkatnya produksi bahan-bahan kimia yang menggunakan propilen oksida sebagai bahan baku, walaupun pemerintah berhasil menekan nilai impor produk ini.

Pendirian pabrik propilen oksida ini diharapkan akan dapat membantu terpenuhinya kebutuhan propilen oksida di Indonesia dan dapat mengekspor untuk membantu devisa negara, serta dapat menambah peranan Indonesia dalam memajukan industri petrokimia serta menyongsong dunia persaingan revolusi

industri 4.0. Berdasarkan manfaat dan keuntungan dari propilen oksida tersebut, maka diperlukan pabrik pembuatan propilen oksida di Indonesia untuk menunjang produksi propilen oksida, menekan nilai impor hingga menaikkan nilai ekspor Indonesia. Selain itu pendirian pabrik ini bertujuan untuk memberikan lapangan pekerjaan baru dan memacu berdirinya pabrik lain terutama pabrik kimia yang memproduksi propilen oksida dan pengguna propilen oksida sebagai bahan baku.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Propilen oksida (C_3H_6O) juga dikenal dengan *methyloxirane* dan 1,2-*epoxypropane* adalah senyawa organik yang ditemukan oleh Oser pada tahun 1861 tetapi belum dikomersilkan menjadi produk hingga pada awal tahun 1900-an. Seiiring dengan perkembangan zaman, propilen oksida dipolimerkan oleh Levene dan Walti pada tahun 1927. Propilen oksida pada tahun 1969, propilen oksida diproduksi dengan dua proses dasar, yaitu secara tradisional dengan klorohidrin dan hidroperoksida dengan hasil samping tert-butil alkohol atau stirena (US Department of Health and Human Services, 2011).

Penggunaan propilen oksida di dunia sudah sangat luas salah satunya 60% digunakan pada pembuatan polieter poliol. Propilen oksida direaksikan dengan isosianat untuk menghasilkan poliuretan. Poliuretan digunakan sebagai busa yang digunakan untuk mebel, alat-alat otomotif, serta digunakan sebagai *sealant* dan *coatings* pada alat industry. Penggunaan propilen oksida di dunia 25% untuk memproduksi propilen glikol dengan monopropilen glikol sebagai produk utama. Produk ini dapat dijadikan sebagai *coolant* atau cairan yang digunakan dalam alat penukar panas. Propilen oksida sebanyak 4% diproduksi menjadi Propilen Glikol Ether (PGE) yang digunakan sebagai *solvent*. Sisanya, 11% penggunaan propilen oksida digunakan untuk kebutuhan kimia yang lain.

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Propilen Oksida

Pembuatan propilen oksida terdiri dari dua dasar utama yaitu, secara tradisional dengan klorohidrin dan hidroperoksida. Selain dua dasar proses tersebut, propilen oksida juga dapat diproduksi melalu metode oksidasi. Perbandingan antara proses klorohidrin, hidroperoksida dan oksidasi akan ditampilkan pada tabel. 1.1.

1.3.1. Proses Chlorohydrin

Pembuatan propilen oksida dengan proses *chlorohydrin* diawali dengan reaksi pembentukan propilen *chlorohydrin* (PCH), kemudian PCH mengalami dehidroklorinasi membentuk propilen oksida. Reaksi pembentukan PCH dilakukan dengan mereaksikan gas propilena dan gas klorin dengan jumlah yang *equimolar* serta dicampur sedikit air membentuk larutan PCH.

$$CH_3 - CH = CH_{2(g)} + Cl_2 \xrightarrow{H_2O} CH_3 - CH - Cl^+ - CH_{2(aq)} + Cl^-_{(aq)}$$

$$CH_3 - CH - Cl^+ - CH_{2(aq)} - Cl^-_{(aq)} + H_2O_l \rightarrow CH_3 - CHOH - CH_2Cl_{(aq)} + HCl_{(aq)}$$

Gas propilen dan gas klorin dicampur dengan perbandingan mol yang sama dalam air yang berlebih untuk membentuk larutan PCH serta larutan HCl. Air yang digunakan tidak hanya berfungsi sebagai reaktan dan media pendingin, tetapi juga sebagai diluen untuk meminimalkan terbentuknya produk samping berupa Dikloropropan (DCP). *Yield* dari proses *chlorohydrin* ini sekitar 90-95%. Tekanan operasi yang dijalankan sekitar 1,08 – 1,87 atm. Reaksi terjadi pada suhu sekitar 45-90^oC. PCH yang terbentuk direaksikan dengan $Ca(OH)_2$ (bisa dengan menggunakan NaOH atau senyawa basa lain) membentuk propilen oksida. Reaksi ini merupakan reaksi dehidroklorinasi atau saponifikasi (Kahlich dkk, 2000).

$$2CH_3\text{-}CHOH - CH_2Cl_{(aq)} + CaOH_{2(aq)} \rightarrow CH_3 - CH - CH_{2(aq)} + CaCl_{2(aq)} + 2H_2O_{(l)}$$

1.3.2. Proses Oksidasi Langsung

Propilen dioksida langsung dengan oksigen untuk membentuk propilen oksida, reaksi berlangsung dalam fase gas dengan suhu 454^oC dan tekanan 68,05 atm dengan selektivitas 44% menggunaakan katalis garam nitrat. Metode ini tidak cocok digunakan dalam produksi komersil propilen oksida. Hal ini dikarenakan sulitnya kontrol temperatur pada katalis *fixed bed* saat proses berlangsung yang menyebabkan rendahnya selektivitas propilen oksida (Kahlich dkk, 2000).

$$- CH = CH_{2(g)} + O_{2(g)} \rightarrow CH_3 - \overset{\diagup\ O\ \diagdown}{CH} - CH_{2(g)}$$

1.3.3. Proses Oksidasi Tidak Langsung (Epoksidasi dengan Ter-Butil Hidroperoksida)

Propilen (C_3H_6) direaksikan dengan tert-butil hidroperoksida ($C_4H_{10}O_2$) dan menggunakan katalis berbasis molybdenum, sebagai contoh: molibdenum trioksida (MoO_3) sehingga mengalami epoksidasi menjadi propilen oksida (C_3H_6O). Hasil samping berupa tert-butil alkohol ($C_4H_{10}O$). Reaksi berlangsung pada fase cair dengan tekanan 4 atm dan suhu 100-130oC serta konversi terhadap propilen mencapai 99%. Purifikasi dilakukan dengan distilasi ekstraktif dengan produk samping berupa air, metil format, aseton, metanol, formaldehid, asetaldehid, propionaldehid, dan beberapa hidrokarbon berat (Othmer, 1983).

$$CH_2 = CHCH_{3(l)} + (CH_3)_2COOH_{(l)} \rightarrow H_2C\text{-}CHCH_{3(l)} + (CH_3)_3COH_{(l)}$$

1.3.4. Proses Oksidasi Tidak Langsung (Epoksidasi dengan Hidrogen Peroksida)

Propilen (C_3H_6) direaksikan dengan hidrogen peroksida (H_2O_2) dan menggunakan katalis titanium silikat sehingga mengalami epoksidasi menjadi propilen oksida (C_3H_6O). Alkohol atau campuran air dan alkohol digunakan sebagai *solvent*. Metanol biasa digunakan sebagai *solvent* pada proses ini. Hasil samping berupa air atau asetaldehida. Selektivitas hydrogen peroksida 95-99%. Purifikasi dilakukan dengan melakukan distilasi ekstraktif (Othmer, 1983).

$$C_3H_{6(g)} + H_2O_{2(l)} \rightarrow C_3H_6O_{(l)} + H_2O_{(l)}$$

Tabel 1.1. Perbandingan Proses chlorohydrin, Oksidasi Langsung dan Tidak Langsung

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Chlorohydrin	- Umumnya digunakan untuk proses produksi propilen oksida secara komersial - Tekanan opesasi yang digunakan cukup rendah yaitu 1,08-1,87 atm - Yield dari proses ini sekitar 90-95%	- Reaksi lebih rumit terdiri atas 2 reaksi yaitu, reaksi *chloro-hydrination* (reaksi antara propilen dan gas klorin) dan reaksi epoksidasi (reaksi antara hasil *Chloro-*

	- Reaktan basa seperti $Ca(OH)_2$ mudah diperoleh dan harganya cukup murah	*hydrination* dengan $Ca(OH)_2$)
Oksidasi Langsung	- Bahan baku yang berupa oksigen tersedia melimpah di udara sehingga dapat diperoleh dengan mudah dan ekonomis	- Konversi yang dicapai hanya 48% - Termasuk pabrik yang beresiko tinggi dengan sulit dilakukan kontrol temperatur saat reaksi berlangsung
Ter-butil Hidroperoksida	- Konversi mencapai 99% - Reaksinya lebih sederhana yaitu antara propilen dan tert-butil hidroperoksida menjadi propilen oksida dan tert-butil alkohol	- Harga katalis padat molybdenum trioksida (MoO_3) cukup mahal
Hidrogen Peroksida	- Konversi mencapai 99% - Reaksi lebih sederhana yaitu propilen dengan hidrogen peroksida menjadi propilen oksida dan air	- Menimbang penggunaan hidrogen peroksida dengan potensi bahaya terkait dengan hidrogen peroksida dan biayanya yang mahal

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1. Propena (Propilena)

1. Sifat Fisika (*Sumber : Coulson & Richardson's Vol. VI* dan MSDS Propylene PT Chandra Asri Petrochemical)

Rumus Molekul : C_3H_6

Berat Molekul : 42,081 g/mol

Wujud : Gas dalam kondisi ambient dan Cair diatas tekanan 11,5 atm

Warna : Tanpa Warna

Titik Didih : -48 ^oC

Solubilitas dalam air : Diabaikan

Temperatur Kritis : 364, 76 ^oK

Tekanan Kritis : 46,13 bar

Densitas : 612 kg/m^3

2. Sifat Kimia (Othmer, 1983)

- Stabil dalam kondisi penggunaan yang masih normal
- Sangat mudah terbakar

1.4.2. Hidrogen Peroksida

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul : H_2O_2

Berat Molekul : 34,01 gr/mol

Warna : Tidak berwarna

Fase : Cair

Densitas : 1,13 g/cm^3 (20^oC)

Titik Didih : 108 ^oC

Titik Beku : -33 ^oC

Tekanan Uap : 24 mmHg (20^oC)

2. Sifat Kimia (Perry, 1997)

- Oksidator kuat
- Larut pada air

1.4.3. Mangan Kompleks

1. Sifat Fisika (Sigma Aldrich)

Rumus Molekul : $Mn((CH_3)_3C_9H_{21}N_3)$

Berat molekul : 229,928 gr/mol

Fase : Padat, Powder

Warna : Cokelat

Titik Didih : Data tidak tersedia

Titik Lebur : Data tidak tersedia

2. Sifat Kimia (Sigma Aldrich)

- Senyawa stabil yang tidak mudah dioksidasi atau direduksi
- Tidak ada data kereaktifan
- Hindari percikan api secara langsung
- Material mudah terbakar dalam *chemical incinerator*
- Pengendalian limbah dibantu dengan pengolah limbah berlisensi

1.4.4. Air

1. Sifat Fisika (Perry, 1997)

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul	: 18.018 gr/mol
Densitas	: 0,9941 gr/dm^3
Titik Didih	: 100^oC
Titik leleh	: 0^oC
Temperatur kritis	: 374,4 ^oC
Tekanan Kritis	: 217,6 atm
Fase	: Cair

2. Sifat Kimia (Perry, 1997)
   - Air merupakan pelarut universal dengan nilai pH 7
   - Senyawa yang menggunakan air sebagai pelarut adalah garam, gula , asam dan beberapa molekul organic

1.4.5. Asam Oksalat

1. Sifat Fisika (Perry, 1997 dan ECOLAB)

Rumus Molekul	: $C_2H_2O_4$
Berat Molekul	: 90,03 gr/mol
Densitas	: 0,92 gr/cm^3
Titik Didih	: diatas 100 ^oC
Titik Lebur	: Data tidak tersedia
Kelarutan (air)	: Larut dalam Air
Fase	; Padat, Powder
Warna	: Putih

2. Sifat Kimia (ECOLAB)
   - Stabil dibawah kondisi normal

1.4.6. Propilen Oksida

1. Sifat Fisika (Perry,1997)

Rumus Molekul	: C_3H_6O
Berat Molekul	: 58,08 gr/mol
Fase	: Cair, Gas
Densitas	: 0,8299 gr/cc
Viskositas	: 0,36 cP (10^oC)
Titik Didih	: 34,23 ^oC
Titik Leleh	: -112,22 ^oC
Panas Penguapan	: 113 kal/gr

2. Sifat Kimia (Kirk & Othmer, 1983)
   - Reaksi dengan alkohol dan phenol
   - Dalam fraksi murni (hampir 100%) fase akan cair dalam tekanan dibawah 5 bar

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R. S., dan Newton, R. D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York : McGraw Hill Book Company.

Brown, G. G. 1950. *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers & Distributors.

Brownell, L. E., dan Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

Coulson, J., dan Jack, R. 2003. *Chemical Engineering 3th Edition Volume 6*. New York: Butterworth-Heinemann.

Fogler, S. H. 2004. *Element of Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. New Delhi: Prentice Hall of India.

Ismail, S., 2002. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang.

Perry, R. H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.

Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. United States of America. The McGraw Hill Companies.

Peters, M. S. 1991. *Plant Design and Chemical Engineers*. Singapore: McGraw Hill.

Prasad, M. 2011. *Process for The Manufacture of Propylene Oxide*.Patent WO 2011/063937. Date of Patent: 3 Juni 2011.

Stock, J. 2018. *Method for The Epoxidation Propene with Hydrogen Peroxide*. US Patent 2018/0057473 A1. Date of Patent: 1 Maret 2018.

Smith, J.M., Van Ness, H. C., 2011. *Chemical Engineering Thermodynamics*. Edisi Keenam, McGraw-Hill Book Company, New York.

Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.

Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Education.