

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN 1,2-PROPANEDIOL
KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Mendapatkan
Gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya**

Oleh :

INDAH MEDIAN CHANDRA	03031181621027
MUHAMMAD NOPRIYANSYAH	03031281621035

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
INDRALAYA
2020**

LEMBAR PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN 1,2-PROPANEDIOL
KAPASITAS 40.000 TON / TAHUN**

SKRIPSI

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

Oleh

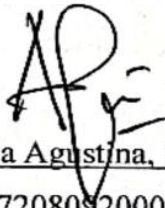
Indah Median Chandra

NIM. 03031181621027

Muhammad Nopriyansyah

NIM. 03031281621035

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

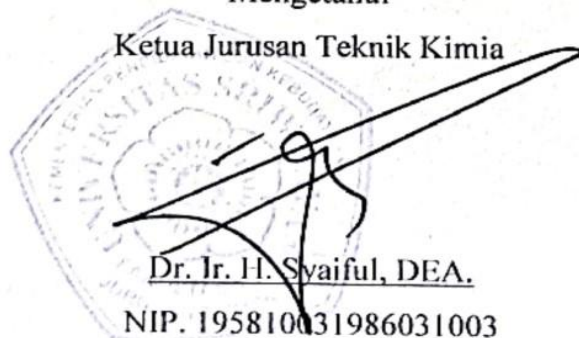


Hj. Tuty Emilia Agustina, ST, MT, Ph.D

NIP. 197208092000032001

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA.

NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan 1,2-Propanediol Kapasitas 40.000 Ton / Tahun” telah dipertahankan oleh Indah Median Chandra dan Muhammad Nopriyansyah di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 11 Juni 2020.

Palembang, Juni 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, MT
NIP. 195608311984032002
2. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.
NIP. 197502012000122001
3. Dr. David Bahrin, S.T., M.T.
NIP. 198010312005011003

()

()
26 Juni 2020

()

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

Indah Median Chandra	03031181621027
Muhammad Nopriyansyah	03031281621035

Judul:

“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN 1,2-PROPANEDIOL 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 11 Juni 2020 oleh Dosen Penguji:

Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, MT
NIP. 195608311984032002

()

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

()
26 Juni 2020

Dr. David Bahrin, S.T., M.T.
NIP. 198010312005011003

()

Inderalaya, Juni 2020

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia,


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

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Indah Median Chandra
NIM : 03031181621027
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan 1,2-Propanediol
Kapasitas 40.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Muhammad Nopriyansyah** 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.

Indralaya, Juli 2020



Indah Median Chandra

NIM. 03031181621027



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Nopriyansyah
NIM : 03031281621035
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan 1,2-Propanediol
Kapasitas 40.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Indah Median Chandra 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.

Indralaya,

Juli 2020



Muhammad Nopriyansyah

NIM. 03031281621035



ABSTRAK

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN 1,2-PROPANEDIOL KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 11 Juni 2020

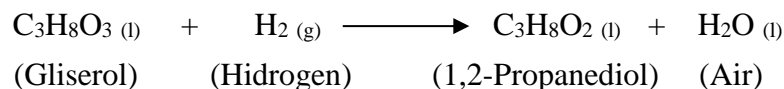
Indah Median Chandra dan Muhammad Nopriyansyah;

Dibimbing oleh Hj. Tuty Emilia Agustina, ST, MT, Ph.D

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan 1,2-Propanediol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2025 di Jalan Pantai Tj. Peni, Kecamatan Citangkil, Cilegon, Banten yang diperkirakan memiliki luas area 4,5 Ha. Proses pembuatan 1,2-propanediol ini mengacu pada U.S. Patent 2019/0256447 A1, dimana proses yang digunakan merupakan proses hidrogenolisis gliserol pada reaktor *Trickle Bed* menggunakan katalis $\text{CuZnOAl}_2\text{O}_3$ pada temperatur 205°C dan tekanan 20 atm. Reaksi yang terjadi pada reaktor adalah sebagai berikut:



Pabrik yang akan didirikan ini merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line and Staff*, dengan total karyawan 132 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik 1,2-propanediol ini layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan parameter ekonomi, yaitu:

- *Total Capital Investment* = US \$ 32.055.405,70
- *Selling price* = US \$ 140.471.037,40
- *Total Production Cost* = US \$ 113.873.772,11
- *Annual Cash Flow* = US \$ 20.951.719,24
- *Pay Out Time* = 1,4025 tahun
- *Rate of Return on Investment* = 58,0810 %
- *Discounted Cash Flow* = 81,5858 %
- *Break Event Point (BEP)* = 33,9028 %
- *Service Life* = 11 tahun

Kata Kunci: 1,2-Propanediol, *Trickle Bed Reactor*, Analisa Ekonomi

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “**Pra Rancangan Pabrik Pembuatan 1,2-Propanediol Kapasitas 40.000 Ton/Tahun**”. Tugas akhir ini disusun guna memenuhi persyaratan untuk mengikuti ujian akhir tingkat sarjana Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Tugas Akhir ini tentu masih banyak kekurangan dan kesalahan sehingga kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan guna memperbaiki kesalahan dalam penyusunan Tugas Akhir ini. Penulis berharap agar Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak. Pada kesempatan ini, penulis juga mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan selama pengerjaan Tugas Akhir ini, terutama kepada:

- 1) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
- 2) Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T. M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
- 3) Ibu Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T., M.T., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir.
- 4) Staf Pengajar Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Orang tua dan saudara kami yang telah memberikan segala doa dan dukungannya.
- 6) Segenap pihak yang telah membantu dalam pelaksanaan teknis hingga selesai penyusunan Tugas Akhir ini.

Indralaya, November 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

ABSTRAK	i
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR TABEL	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR NOTASI	viii
DAFTAR LAMPIRAN	xv
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam Proses Pembuatan 1,2-Propanediol.....	2
1.3.1. Proses Hidrasi Propilen Oksida Tanpa Katalis.....	2
1.3.2. Proses Hidrasi Propilen Oksida Menggunakan Katalis Asam	3
1.3.3. Proses Hidrasi Propilen Oksida Menggunakan Katalis Basa	3
1.3.4. Proses Hidrogenolisis Gliserol	3
1.3.5. Proses <i>Hydrocracking</i> Sorbitol	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia	4
BAB II PERENCANAAN PABRIK	7
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2. Penentuan Kapasitas.....	8
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	9
2.4. Pemilihan Proses	9
2.5. Uraian Proses	11
2.6. Flowsheet Proses Pembuatan 1,2-Propanediol	13
BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK	14
3.1. Pemilihan Lokasi Pabrik	14

3.2. Tata Letak Pabrik	17
3.3. Perkiraan Luas Tanah yang Diperlukan.....	19
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	20
4.1. Neraca Massa	20
4.2. Neraca Panas	25
BAB V UTILITAS	31
5.1. Unit Pengadaan Steam	31
5.2. Unit Pengadaan Air	32
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran	36
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik	37
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar	39
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	44
6.1. <i>Accumulator-01 (ACC-01)</i>	44
6.2. <i>Accumulator-02 (ACC-02)</i>	45
6.3. <i>Chiller-01 (CH-01)</i>	46
6.4. <i>Condenser-01 (CD-01)</i>	47
6.5. <i>Condenser-02 (CD-02)</i>	48
6.6. <i>Cooler-01 (C-01)</i>	49
6.7. <i>Expander-01 (EP-01)</i>	50
6.8. <i>Heat Exchanger-01 (HE-01)</i>	51
6.9. <i>Heat Exchanger-02 (HE-02)</i>	52
6.10. <i>Heat Exchanger-03 (HE-03)</i>	53
6.11. <i>Heat Exchanger-04 (HE-04)</i>	54
6.12. <i>Heater-01 (H-01)</i>	55
6.13. <i>Heater-02 (H-02)</i>	56
6.14. <i>Heater-03 (H-03)</i>	57
6.15. <i>Knock Out Drum-01 (KOD-01)</i>	58
6.16. Kolom Distilasi-01 (KD-01)	59

6.17. Kolom Distilasi-02 (KD-02)	60
6.18. Kompresor-01 (K-01)	61
6.19. Kompresor-02 (K-02)	62
6.20. <i>Partial Condenser</i> -01 (PC-01).....	63
6.21. Pompa-01 (P-01)	64
6.22. Pompa-02 (P-02)	65
6.23. Pompa-03 (P-03)	66
6.24. Reaktor-01 (R-01)	67
6.25. Reboiler-01 (RB-01)	68
6.26. Reboiler-02 (RB-02)	69
6.27. Tangki-01 (T-01).....	70
6.28. Tangki-02 (T-02).....	71
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	72
7.1. Bentuk Perusahaan	72
7.2. Struktur Organisasi	73
7.3. Tugas dan Wewenang	74
7.4. Sistem Kerja	78
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	80
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	86
8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	87
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	88
8.3. Total Modal Akhir	90
8.4. Laju Pengembalian Modal	92
8.5. Break Even Point (BEP)	93
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi	95
BAB 9 KESIMPULAN	96

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor 1,2-Propanediol	8
Tabel 2.2. Perbandingan Proses dalam Pembuatan 1,2-Propanediol	10
Tabel 3.1. Rincian Area Pabrik	19
Tabel 5.1. Kebutuhan <i>Steam</i> 300°C	31
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin.....	32
Tabel 5.3. Kebutuhan Air Domestik	35
Tabel 5.4. Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	36
Tabel 5.5. Kebutuhan <i>Refrigerant</i> -33°C.....	36
Tabel 5.6. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	37
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Listrik Pabrik 1,2 Propanediol	38
Tabel 5.8. Total Kebutuhan Bahan Bakar	43
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal <i>Shift</i>	79
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	82
Tabel 8.1. <i>Selling Price</i>	87
Tabel 8.2. Angsuran Pengembalian Modal	89
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	95

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.	Grafik Data Impor 1,2-Propanediol di Indonesia	8
Gambar 3.1.	Peta Lokasi Pabrik	14
Gambar 3.2.	Perencanaan Tata Letak Pabrik	18
Gambar 3.3.	Tata Letak Peralatan Pabrik.....	19
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan	85
Gambar 8.1.	Grafik Break Even Point (BEP)	94

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	: Allowable corrosion, m
E	: Efisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	: Diameter dalam, Diameter luar, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan operasi, atm
S	: Working stress yang diizinkan, atm
T	: Temperatur operasi, K
t	: Tebal dinding accumulator, m
V	: Volume total, m ³
V _s	: Volume silinder, m ³
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m ³

2. CHILLER, CONDENSER, COOLER, HEAT EXCHANGER, HEATER, PARSIAL CONDENSER, REBOILER

A	: Area perpindahan panas, ft ²
a _a , a _p	: Area alir pada annulus, inner pipe, ft ²
a _s , a _t	: Area alir pada shell and tube, ft ²
a''	: External surface per 1 in, ft ² /in ft
B	: Baffle spacing, in
C	: Clearance antar tube, in
C _p	: Spesifik head, kJ/kg
D	: Diameter dalam tube, in
D _e	: Diameter ekuivalen, in
D _B	: Diameter bundle, in
D _S	: Diameter shell, 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	: Percepatan gravitasi
h	: Koefisien perpindahan panas, Btu/hr.ft ² .°F
h_1, h_o	: Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
j_H	: Faktor perpindahan panas
k	: Konduktivitas termal, Btu/hr.ft ² .°F
L	: Panjang tube pipa, ft
LMTD	: Logarithmic Mean Temperature Difference, °F
N	: Jumlah baffle
N_t	: Jumlah tube
P_T	: Tube pitch, in
ΔP_T	: Return drop shell, psi
ΔP_S	: Penurunan tekanan pada shell, psi
ΔP_t	: Penurunan tekanan pada tube, psi
ID	: Inside diameter, ft
OD	: Outside diameter, ft
Q	: Beban panas heat exchanger, Btu/hr
R_d	: Dirt factor, hr.ft ² .°F/Btu
Re	: Bilangan Reynold, dimensionless
s	: Specific gravity
T_1, T_2	: Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	: Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	: Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	: Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U	: Koefisien perpindahan panas
U_c, U_D	: Clean overall coefficient, Design overall coefficient, Btu.hr.ft ² .°F
W	: Laju alir massa fluida panas, lb/hr
w	: Laju alir massa fluida dingin, lb/hr
μ	: Viskositas, Cp

3. EXPANDER, KOMPRESOR

k	: Konstanta kompresi
n	: Jumlah stage

η	: Efisiensi kompresor
P	: Power, HP
P_{in}	: Tekanan masuk, atm
P_{out}	: Tekanan keluar, atm
T_1	: Temperatur masuk kompresor, °C
T_2	: Temperatur keluar kompresor, °C
Q	: Kapasitas
R_c	: Ratio kompresi, dimensionless
W	: Laju alir massa, lb/jam
ρ	: Densitas, kg/m ³

4. KNOCK OUT DRUM

A	: Vessel Area Minimum, m ²
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter vessel minimum, m
E	: Welding joint efficiency
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

5. KOLOM DISTILASI

A_d	: Downcomer area, m^2
A_t	: Tower area, m^2
A_n	: Net area, m^2
A_a	: Active area, m^2
A_h	: Hole area, m^2
C	: Allowable corrosion, m
D	: Diameter tanki, m
d_h	: Diameter hole, mm
D_c	: Diameter kolom, m
e	: Total entrainment, kg/det
E	: Joint efficiency, m
F	: Friction factor, dimensionless
F_{iv}	: Parameter aliran, dimensionless
h_a	: Aerated liquid drop, m
h_f	: Froth height, mm
h_w	: Weir height, mm
h_q	: Weep point, cm
H	: Tinggi kolom, m
L_w	: Weir length, m
L	: Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N_m	: Jumlah tray minimum
ΔP	: Pressure drop, Psi
Q_p	: Aeration factor, dimensionless
R	: Reflux ratio, dimensionless
R_H	: Radius Hydraulic, m
R_M	: Reflux minimum
S_s	: Stage umpan
T	: Temperatur operasi, K
U_f	: Kecepatan aerated mass
V	: Laju alir massa umpan gas, kg/det

V_d	: Downcomer velocity, m/det
α	: Relative velocity, dimensionless
Ψ	: Fractional entrainment, dimensionless
ρ_g	: Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	: Densitas liquid, kg/m^3

6. POMPA

A	: Area alir pipa, in^2
BHP	: Brake Horse Power, HP
D_{opt}	: Diameter optimum pipa, in
f	: Faktor friksi
g_c	: Konstanta percepatan gravitasi, ft/s^2
H_f	: Total friksi, ft
H_{fs}	: Friksi pada permukaan pipa, ft.lbf/lb
H_{fc}	: Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft.lbf/lb
H_{fe}	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft.lbf/lb
H_{ff}	: Friksi karena fitting dan valve, ft.lbf/lb
H_d, H_s	: Head discharge, suction, ft.lbf/lb
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Kc, Ke	: Contaction, ekspansion contraction, ft
L	: Panjang pipa, ft
L_e	: Panjang ekuivalen pipa, ft
MHP	: Motor Horse Power, HP
NPSH	: Net Positive Suction Head, ft.lbf/lb
P uap	: Tekanan uap, psi
Q_f	: Laju alir volumetrik, ft^3/s
Re	: Reynold Number, dimensionless
V_d	: Discharge velocity, ft/s
V_s	: Suction velocity, ft/s
ΔP	: Differential pressure, psi

ε	: Equivalent roughness, ft
η	: Efisiensi pompa
μ	: Viskositas, kg/m.hr
ρ	: Densitas, kg/m ³

7. REAKTOR

a_c	: Luas permukaan katalis, m ⁻¹
A_j	: Luas kontak jaket pendingin, m ²
C	: Tebal korosi yang diizinkan, m
C_{Ao}	: Konsentrasi awal umpan gas masuk, kmol/m ³
C_{Bo}	: Konsentrasi awal umpan liquid masuk, kmol/m ³
C_j	: Panas spesifik fluida jaket, btu/lb °F
C_r	: Panas spesifik fluida reaktor, btu/lb °F
d_p	: Diameter partikel katalis, m
D_{AB}	: Bulk diffusivity, cm ² /s
D_R	: Diameter reaktor, m
E	: Energi Aktivasi, kkal/mol
F_{Ao}	: Laju alir umpan gas, kmol/jam
F_{Bo}	: Laju alir umpan liquid, kmol/jam
ΔH_f	: Entalpi pembentukan, kkal/mol
H_R	: Tinggi reaktor, m
J_D	: Nilai faktor perpindahan massa
k	: Konstanta kecepatan reaksi
k_b	: Koonstanta Boltsman, m ² .kg/s ² .K
M	: Berat molekul, g/mol
N	: Bilangan Avogrado, mol ⁻¹
P	: Tekanan operasi, atm
Q	: Laju volumetric, m ³ /s
R	: Konstanta gas, kkal/mol K
$-r_A$: Laju reaksi
S	: Working stress yang diizinkan, atm
t	: Tebal dinding reaktor, mm

T	: Temperatur, K
U	: Superficial velocity, m/s
V_r	: Volume reaktor, m^3
V_k	: Volume katalis, m^3
W	: Laju aliran massa, kg/jam
W_K	: Berat katalis, Kg
X	: Persen konversi
ρ, ρ_k	: Densitas fluida, katalis, kg/m^3
ε	: Void fraksi, dimensionless
σ_{AB}	: Konstanta <i>Lennard-Jones</i> , A°
y	: Fraksi mol, dimensionless
Φ	: Porositas partikel katalis, dimensionless
Ω_{AB}	: Integral Collision, dimensionless
μ	: Viskositas, kg/m.hr
τ	: Waktu tinggal, s
τ_A	: Waktu tinggal ammonia pendingin, s

8. TANKI

C	: Allowable corrosion, m
D	: Diameter tanki, m
E	: Welding joint efficiency
h	: Tinggi head, m
H	: Tinggi silinder tanki, m
Ht	: Tinggi total tanki, m
P	: Tekanan, atm
S	: Allowable stress, psi
t	: Tebal dinding tanki, m
V_h	: Volume head, m^3
V_s	: Volume silinder, m^3
V_t	: Volume tanki, m^3
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Neraca Massa	100
Lampiran 2. Neraca Panas	136
Lampiran 3. Spesifikasi Peralatan	188
Lampiran 4. Analisa Ekonomi	382
Lampiran 5. Tugas Khusus	392

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Perkembangan teknologi di Indonesia berkembang dengan cukup pesat di berbagai bidang kehidupan, salah satunya bidang industri kimia. Industri kimia dalam era modern ini mengalami perkembangan yang sangat pesat dan dapat mempengaruhi bidang kehidupan lain, khususnya pada bidang perekonomian. Perkembangan industri kimia ini juga dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia, sehingga dapat mempengaruhi bidang perekonomian, seperti meningkatkan devisa negara Indonesia dan memperluas lapangan pekerjaan.

Perkembangan industri kimia yang terus meningkat dapat menyebabkan kebutuhan bahan kimia juga semakin meningkat, sehingga Indonesia masih perlu mengimpor berbagai jenis bahan kimia guna memenuhi kebutuhannya. Salah satu bahan kimia yang banyak digunakan di berbagai industri adalah 1,2-propanediol. 1,2-propanediol merupakan salah satu bahan kimia yang penggunaannya sangat luas, seperti industri makanan, kosmetik, farmasi, sebagai bahan aditif dalam industri pembuatan cat, bahan baku resin poliester tak jenuh, dan sebagainya (Kirk dan Othmer, 2001). Hal ini menjadikan 1,2-propanediol sebagai salah satu bahan kimia yang berpotensi untuk diproduksi di dalam negeri.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia, volume impor 1,2-propanediol mengalami peningkatan setiap tahun. Data kebutuhan 1,2-propanediol tahun 2014 yaitu 36.000 ton/tahun dan meningkat pada tahun 2018 sebesar 39.000 ton/tahun. Berdasarkan uraian-uraian tersebut, maka produksi 1,2-propanediol di dalam negeri perlu ditingkatkan. Peningkatan produksi 1,2-propanediol di Indonesia bisa dicapai dengan dilakukan pendirian pabrik yang memproduksi 1,2-propanediol. Sejauh ini masih belum ada sektor industri kimia yang memproduksi 1,2-propanediol di Indonesia. Pendirian pabrik 1,2-propanediol ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan industri di Indonesia. Selain itu, pendirian pabrik ini juga diharapkan dapat mengurangi kebutuhan impor 1,2-propanediol di Indonesia dan dapat diproyeksikan untuk ekspor ke luar negeri jika kebutuhan dalam negeri telah terpenuhi sehingga dapat meningkatkan devisa negara.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

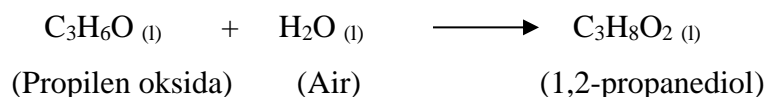
1,2-propanediol pertama kali ditemukan oleh Wurtz pada 1859 dengan cara hidrolisis propilen glikol diasetat. Produksi 1,2-propanediol pertama dikomersialkan pada 1931 oleh Carbide dan Carbon Chemicals Corp di Amerika. Produksi 1,2-propanediol ini menggunakan proses klorohidrin menghasilkan propilen oksida dan dihidrolisis menjadi glikol. Kekurangan 1,2-propanediol dalam industri farmasi selama Perang Dunia II menyebabkan pendirian pabrik baru oleh Dow Chemical Co. pada 1942 dan Wyandotte Chemical Corp pada 1948 (Kirk dan Othmer, 2001). Pemanfaatan 1,2-propanediol pertama kali terdaftar di FDA Amerika pada 1950 yang digunakan sebagai desinfektan (Sanders, 2006). Pada tahun 2008, Perusahaan Cargill Inc. dan Ashland Inc. memproduksi 1,2-propanediol menggunakan teknologi proses Davy dengan cara mereaksikan gliserol dan hidrogen dengan bantuan katalis logam. Produsen 1,2-propanediol umumnya banyak ditemukan di daerah Amerika Serikat, seperti perusahaan Arco, Dow, Eastman, Olin, dan Texaco (Kirk dan Othmer, 2001).

1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan

Produksi 1,2-propanediol secara komersial umumnya menggunakan bahan baku berupa propilen oksida, namun seiring berkembangnya teknologi, ditemukan bahan baku lain yang dapat digunakan. Beberapa macam proses pembuatan 1,2-propanediol, diantaranya yaitu sebagai berikut:

1.3.1. Proses Hidrasi Propilen Oksida Tanpa Katalis

Proses ini dilakukan dengan mereaksikan langsung propilen oksida dan air sehingga membentuk 1,2-propanediol. Reaksi yang terjadi adalah:

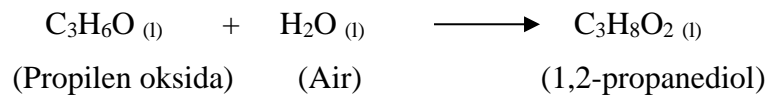


Propilen oksida direaksikan dengan air pada suatu reaktor dengan temperatur sekitar 100-200 °C dan tekanan hingga 2.170 kPa. Reaksi ini akan membentuk 1,2-propanediol dengan produk samping berupa dipropilen glikol. Setelah reaksi selesai, air berlebih dapat dihilangkan dengan cara *multieffects evaporators* dan *drying towers*, sedangkan 1,2-propanediol dimurnikan dengan cara

distilasi vakum. Meskipun proses komersial biasanya menggunakan panas dan tekanan tinggi tanpa menggunakan katalis, namun katalis asam atau katalis basa juga dapat digunakan dalam proses ini (Kirk dan Othmer, 2001).

1.3.2. Proses Hidrasi Propilen Oksida Menggunakan Katalis Asam

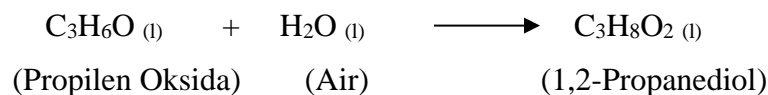
Proses ini hampir sama dengan proses hidrasi propilen oksida tanpa menggunakan katalis, namun dalam proses ini digunakan katalis asam, seperti asam sulfat atau metil format. Reaksi terjadi pada temperatur sekitar 125-160 °C dan tekanan sekitar 125-200 psi. Reaksi yang terjadi, yaitu sebagai berikut:



Peningkatan kecepatan reaksi yang signifikan dapat diperoleh pada nilai pH yang rendah. Nilai pH proses ini berkisar 4. Namun katalis asam harus dihilangkan sebelum distilasi untuk mencegah korosi pada dinding menara dan menghindari penurunan kualitas produk di reboiler. Pendekatan yang digunakan untuk masalah ini adalah menggunakan *ion exchanger* resin (McKetta, 1990).

1.3.3. Proses Hidrasi Propilen Oksida Menggunakan Katalis Basa

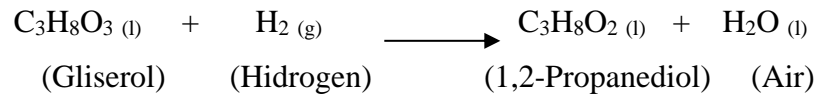
Proses ini menggunakan katalis basa dan air yang dicampur hingga konsentrasi tertentu, kemudian direaksikan dengan propilen oksida dalam reaktor hidrasi. Reaksi menggunakan katalis basa berlangsung pada temperatur 70°C dengan tekanan 1 atm dan memiliki nilai pH diatas 12. Konversi yang dihasilkan adalah sekitar 70% (Chan dan Seider, 2004). Reaksi ini tidak digunakan dalam industri karena basa kuat membutuhkan pengolahan yang signifikan, misalnya penghilangan katalis sebelum distilasi, selain itu reaksi ini menghasilkan isomer diglikol yang tidak diinginkan (McKetta, 1990). Reaksi yang terjadi adalah:



1.3.4. Proses Hidrogenolisis Gliserol

Proses ini dilakukan dengan cara mereaksikan gliserol dan hidrogen dengan bantuan katalis heterogen yang akan menghasilkan 1,2-propanediol sebagai produk utamanya. Reaksi ini berlangsung pada temperatur 120-250 °C dan tekanan

15-89 atm. Kondisi operasi tersebut biasanya tergantung pada jenis katalis yang digunakan. Pada umumnya katalis yang biasa digunakan, yaitu Cu/SiO₂, CuO/ZnO, Ru/C, Ru/TiO₂, dan Cu/ZnO/Al₂O₃ (Dam dan Hanefeld, 2011).



1.3.5. Proses *Hydrocracking* Sorbitol

Proses ini terjadi pada temperatur 150-250°C dan tekanan 500-5000 psig menggunakan hidrogen dan katalis. Katalis yang digunakan terdiri dari logam mulia golongan VIII dari tabel periodik yang digabungkan pada suatu pendukung padat ditambah oksida logam alkali tanah. Contoh katalis yang digunakan untuk menjalankan reaksi ini terdiri dari sekitar 1-10% berat rutenium yang dicampur dengan alumina titan dan 5-50% berat barium oksida (Arena dan Plaines, 1985).

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

Data sifat fisika dan kimia senyawa bahan baku, katalis, dan produk yang dihasilkan adalah sebagai berikut:

1.4.1. Gliserol

Rumus molekul	: C ₃ H ₈ O ₃
Berat molekul	: 92,095 g/mol
Wujud	: Cair tak berwarna
Titik didih	: 563,15 K
Titik beku	: 291,33 K
Tekanan kritis	: 40 bar
Temperatur kritis	: 723 K
Volume kritis	: 264 cm ³ /mol
Densitas <i>Liquid</i> (g/ml)	: $0,3491 \times 0,2490^{-(1 - T/T_C)^{0,1541}}$
Densitas Gas (kg/m ³)	: $\frac{P \times \text{BM}}{z \times R \times T}$
Viskositas <i>Liquid</i> (cP)	: $10^{-18,2152 + \left(\frac{4,2305 \times 10^3}{T}\right) + (2,8705 \times 10^{-2} T) - (1,8648 \times 10^{-5} T^2)}$
Viskositas Gas (μP)	: $-23,1990 + (2,8879 \times 10^{-1} T) - (3,4277 \times 10^{-5} T^2)$
ΔHf pada 25°C	: -582,8 kJ/mol

1.4.2. Hidrogen

Rumus molekul : H₂

Berat molekul : 2,016 g/mol

Wujud : Gas

Titik didih : 20,39 K

Titik beku : 13,95 K

Tekanan kritis : 13,13 bar

Temperatur kritis : 33,18 K

Volume kritis : 64,2 cm³/molDensitas *Liquid* (g/ml) : $0,03125 \times 0,3473^{-(1 - T/T_C)^{0,2756}}$ Densitas Gas (kg/m³) : $\frac{P \times BM}{z \times R \times T}$ Viskositas *Liquid* (cP) : $10^{-7,0154 + \left(\frac{40,7910}{T}\right) + (2,3714 \times 10^{-1} T) - (4,0830 \times 10^{-3} T^2)}$ Viskositas Gas (μP) : $27,7580 + (2,1200 \times 10^{-1} T) - (3,2800 \times 10^{-5} T^2)$

ΔHf pada 25°C : 0 kJ/mol

1.4.3. 1,2-Propanediol

Rumus molekul : C₃H₈O₂

Berat molekul : 76,095 g/mol

Wujud : Cairan tak berwarna

Titik didih : 460,75 K

Titik beku : 213,15 K

Tekanan kritis : 61 bar

Temperatur kritis : 626 K

Volume kritis : 239 cm³/molDensitas *Liquid* (g/ml) : $0,3184 \times 0,2611^{-(1 - T/T_C)^{0,2046}}$ Densitas Gas (kg/m³) : $\frac{P \times BM}{z \times R \times T}$ Viskositas *Liquid* (cP) : $10^{-29,492 + \left(\frac{5,2456 \times 10^3}{T}\right) + (5,8169 \times 10^{-2} T) - (4,2343 \times 10^{-5} T^2)}$ Viskositas Gas (μP) : $-15,6200 + (2,8898 \times 10^{-1} T) - (3,2128 \times 10^{-5} T^2)$

ΔHf pada 25°C : -421,5 kJ/mol

1.4.4. Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 g/mol
Wujud	: Cairan tak berwarna
Titik didih	: 373,15 K
Titik beku	: 273,15 K
Tekanan kritis	: 220,55 bar
Temperatur kritis	: 647,13 K
Volume kritis	: 56 cm ³ /mol

$$\text{Densitas Liquid (g/ml)} : 0,3471 \times 0,2740^{-(1 - T/T_C)^{0,2857}}$$

$$\text{Densitas Gas (kg/m}^3\text{)} : \frac{P \times \text{BM}}{z \times R \times T}$$

$$\text{Viskositas Liquid (cP)} : 10^{-10,2158 + \left(\frac{1,7925 \times 10^3}{T}\right) + (1,7730 \times 10^{-2} T) - (1,2631 \times 10^{-5} T^2)}$$

$$\text{Viskositas Gas (}\mu\text{P)} : -36,8260 + (4,2900 \times 10^{-1} T) - (1,6200 \times 10^{-5} T^2)$$

$$\Delta H_f \text{ pada } 25^\circ\text{C} : -241,80 \text{ kJ/mol}$$

1.4.5. Katalis

Nama Katalis	: Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Wujud	: Padat
Berat molekul	: 246,8960 g/mol
Porositas katalis, ϕ	: 0,3
Diameter katalis, d_p	: 5 mm
Densitas katalis, ρ_k	: 1,3 kg/m ³

DAFTAR PUSTAKA

- Adestian, Y. 2015. *Pengaruh Dewan Komisaris, Dewan Direksi, Dewan Komisaris Independen, Komite Audit, dan Ukuran Perusahaan pada Kinerja Perusahaan Perbankan yang Listing di BEI pada Tahun 2012-2014*. Jurnal Universitas Dian Nuswantoro.
- Arena, B. J. dan Plaines, D. 1983. *Hydrocracking of Polyols*. U.S. Patent 4.496.780.
- Atmaja, L. S. 2003. *Manajemen Keuangan Edisi Revisi Dilengkapi Soal-Jawab*. Yogyakarta. Penerbit Andi.
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Tabel Ekspor-Impor Dinamis*. (Online) https://www.bps.go.id/all_newtemplate.php. (Diakses pada 10 Desember 2019).
- Badan Pusat Statistik. 2019. *Indeks Harga Produsen (IHP) Indonesia Triwulan Menurut Sektor 2010-2017*. (Online). <https://www.bps.go.id/dynamictable/2015/10/31/969/indeks-harga-produsen-ihp-indonesia-triwulanan-menurut-sektor-2010-100-2010-2017.html> (Diakses pada tanggal 21 April 2020)
- Balaraju, M., Rekha, V., Prasad, P. S. S., Prasad, R. B. N., Lingaiah, N. 2008. Selective Hydrogenolysis of Glycerol to 1,2 Propanediol Over Cu–ZnO Catalysts. *Catalysis Letters*. Vol. 126(1): 119-124.
- Bank Indonesia. 2016. *Foreign Exchange Rates*. (Online). <http://www.bi.go.id/en/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi.aspx> (Diakses pada tanggal 21 April 2020).
- Bank Indonesia. 2017. Suku Bunga Pinjaman Yang Diberikan US Dollar Menurut Kelompok Bank dan Jenis Pinjaman (Persen Per Tahun). (Online). https://www.bi.go.id/seki/tabel/TABEL1_27.pdf (Diakses pada tanggal 21 April 2020).
- Coulson & Richardson. 2005. *Chemical Engineering Volume 6 4th Edition*. Elsevier : Buttenworth - Heinemann.
- Couper, J. R., Penney, W. R., James, dan Walas, S. M. 2010. *Chemical Process Equipment Selection and Design Edisi 2*. New York: Butterworth-Heinemann.

- Eriyanto. 2002. *Analisis Framing: Konstruksi, Ideologi, dan Politik Media*. Yogyakarta: PT LKis.
- Felder, R. M. dan Rousseau, R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Dam, J. T. dan Hanefeld, U. 2011. Renewable Chemicals: Dehydroxylation of Glycerol and Polyols. *ChemSusChem*. Vol. 4(8): 1017 – 1034.
- Handayani, S. 1980. *Pengantar Studi Ilmu Administrasi dan Manajemen*. Jakarta: Cv Haji Masagung.
- Harahap, Y. 2011. *Hukum Perseroan Terbatas*. Jakarta: Sinar Grafika.
- Horne, J. C. dan Wachowicz, J. M. 2005. *Fundamentals of Financial Management (Prinsip-prinsip Manajemen Keuangan)*. Jakarta. Salemba Empat.
- Ilmusipil.com. 2017. *Harga Borong Bangunan per Meter Persegi*. (Online). <http://www.ilmusipil.com/harga-borong-bangunan-per-meter-persegi>. (Diakses pada tanggal 21 April 2020).
- Ismail, S. 1996. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill.
- Kirk, R. E. dan Othmer, D. F. 2001. *Encyclopedia of Chemical Technology: Fuel Resources to Heat Stabilizers Fourth Edition Volume 12*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Lamudi. 2020. *Harga Tanah di Cilegon*. (Online). <https://www.lamudi.co.id/dijual-tanah-luas-18000-m2-di-cilegon.html>. (Diakses pada tanggal 21 April 2020).
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering Third Edition*. United State of America: John Wiley and Sons.
- Ludwig, E. E. 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston.
- Ma, C. C. 2019. Process for Producing 1,2-Propanediol from Glycerol. U.S. Patent 2019/0256447 A1.
- Matches Engineering. 2017. *Equipment Cost Index*. <http://www.matche.com/equipcost.html>. (Diakses pada tanggal 21 April 2020).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.

- McKetta, J.J. dan Cunningham, W.A. 1993. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design Vol. 45*. New York: Marcel Decker, Inc.
- Nur, I. dan Bambang, S. 2002. *Metodologi Penelitian Bisnis*. Yogyakarta: BPFE.
- Peter, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fourth Edition*. New York: McGraw Hill Company.
- Perry, R. H. and Green D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th Edition*. New York: McGraw - Hill Book Company.
- Sanders, F. T. 2006. *Regertration Egibility Decesion for Propylene Glycol and Dipropylene Glycol*. Amerika Serikat: United States Environmental Protection Agency.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Boston: McGraw Hill.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Wallas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Welty et. al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- William. 2004. *Programmable Logic Controller (PLC) Sebuah Pengantar. Edisi Ketiga*. Jakata: Penerbit Erlangga.
- Winkle, M. V. *Distillation*. New York: McGraw-Hill.
- Wursanto. 2003. *Dasar-Dasar Ilmu Organisasi*. Yogyakarta: Andi Offset.
- Yani, A dan Gunawan, W. 2000. *Seri Hukum Bisnis : Perseroan Terbatas*. Jakarta: PT. Raja Grafindo Persada.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Company.
- Yaws, C. L. 2015. *The Yaws Handbook of Vapor Pressure, 2nd Edition*. New York: Elsevier.