

SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTIL GLIKOL KAPASITAS 38.000 TON/TAHUN

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



M. Rian Samudin
NIM. 03031181621001
Rahma Eti Jayanti
NIM. 03031181621011

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

LEMBAR PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTIL GLIKOL
KAPASITAS 38.000 TON / TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana

Oleh

M. Rian Samudin
NIM. 03031181621001
Rahma Eti Jayanti
NIM. 03031181621011

Dosen Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA
NIP. 196010111985032002



HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentil Glikol Kapasitas 38.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh M. Rian Samudin dan Rahma Eti Jayanti di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 September 2020.

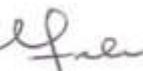
Palembang, Oktober 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

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

()

2. Ir. Hj. Farida Ali, DEA
NIP. 195511081984032001

()

3. Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001

( 26 Sept 2020)



LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

M. Rian Samudin	03031181621001
Rahma Eti Jayanti	03031181621011

Judul:

“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTIL GLIKOL KAPASITAS 38.000 TON/TAHUN”

Mahasiswa tersebut telah melakukan perbaikan yang diberikan Dosen Penguji dalam sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 September 2020.

Tim Penguji,

1. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA
2. Ir. Hj. Farida Ali, DEA
3. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

Indralaya, Oktober 2020

Dosen Pembimbing,



Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA

NIP. 196010111985032002

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : M. Rian Samudin
NIM : 03031181621001
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentil Glikol
Kapasitas 38.000 Ton/Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya yang 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, Oktober 2020



M. Rian Samudin

NIM. 03031181621001



ABSTRAK

PRA RANCANGANN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTIL GLIKOL
KAPASITAS 38.000 TON/TAHUN
Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 16 September 2020

M. Rian Samudin dan Rahma Eti Jayanti
Dibimbing oleh Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA
Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik Neopentil Glikol direncanakan di Citangkil, Provinsi Banten. Pabrik ini memiliki area seluas 4,38 Ha dengan kapasitas 38.000 ton per tahun. Proses pembuatan Neopentil Glikol ini mengacu pada US Patent No. 2019/10336672 B2. Reaksi berlangsung di dalam *Fix Bed Reactor* (Reaktor-01) dan *Trickle Bed Reactor* (Reaktor-02), pada suhu 80°C, tekanan 1 atm dengan katalis Amberlyst-A21 di Reaktor-01 dan pada suhu 150°C, tekanan 49,35 atm dengan katalis Tembaga Kromit pada Reaktor-02.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan 113 orang. Pabrik pembuatan Neopentil Glikol ini layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan parameter ekonomi sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* = US \$ 175.866.863,7484
- *Selling Price* per Tahun = US \$ 209.000.000,0000
- *Total Production Cost* = US \$ 122.889.870,0996
- *Annual Cash Flow* = US \$ 73.865.444,1578
- *Pay Out time* = 3,3016 tahun
- *Rate of Return on Investment* = 34,2743%
- *Discounted Cash Flow* = 41,0451%
- *Break Even Point* = 36,1669%
- *Service Life* = 11 tahun

Kata Kunci : Neopentil Glikol, *Fix Bed Reactor*, *Trickle Bed Reactor*

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentil Glikol Kapasitas 38.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini dibuat sebagai syarat akhir untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya. Tugas akhir ini tidak dapat diselesaikan tanpa bantuan, bimbingan, serta dorongan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dukungan kepada kami.
3. Bapak Dr. Ir. H. M. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Ibu Dr. Ir. Hj. Susila Arita, DEA selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
6. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia beserta semua pihak yang turut serta dan tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis telah berusaha semaksimal mungkin dalam menyelesaikan tugas akhir ini walaupun terdapat banyak kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan. Penulis berharap agar Tugas Akhir ini dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengertahanan, dan dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, Oktober 2020

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
ABSTRAK	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	iv
DAFTAR TABEL.....	vi
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR NOTASI.....	viii
DAFTAR LAMPIRAN	xv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Sejarah dan Perkembangan	2
1.3 Macam-macam Proses Pembuatan Neopentil Glikol.....	2
1.4 Sifat Fisika dan Kimia.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK	
2.1 Alasan Pendirian Pabrik.....	8
2.2 Pemilihan Kapasitas	9
2.3 Pemilihan Bahan Baku.....	11
2.4 Pemilihan Proses	11
2.5 Uraian Proses	11
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
3.1 Lokasi Pabrik	15
3.2 Tata Letak Pabrik	17
3.3 Perkiraan Luas Tanah.....	20
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	
4.1 Neraca Massa	21
4.2 Neraca Panas	28
BAB V UTILITAS	
5.1 Unit Pengadaan Air	37
5.2 Unit Pengadaan Steam	41

5.3	Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	41
5.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	43
	BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	46
	BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	
7.1	Bentuk Perusahaan.....	94
7.2	Struktur Organisasi.....	96
7.3	Tugas dan Wewenang	96
7.4	Sistem Kerja.....	99
7.5	Penentuan Jumlah Karyawan	100
	BAB VIII ANALISA EKONOMI	
8.1	Keuntungan (<i>Profitability</i>).....	106
8.2	Lama Waktu Pengembalian Modal.....	107
8.3	Total Modal Akhir.....	109
8.4	Laju Pengembalian Modal	111
8.5	Break Even Point.....	112
	BAB IX KESIMPULAN	116

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1 Data Kebutuhan Neopentil Glikol di Indonesia.....	9
Tabel 5.1 Rincian Kebutuhan Unit Utilitas.....	37
Tabel 5.2 Data Cp <i>liquid</i>	44
Tabel 7.1 Pembagian Jadwal Kerja Pekerja <i>Shift</i>	100
Tabel 7.2 Perincian Jumlah Karyawan	102
Tabel 8.1 Total penjualan Produk	106
Tabel 8.2 Angsuran Pengembalian Modal	108
Tabel 8.3 Nilai Slope dan Intersep <i>Break Event Point</i>	113
Tabel 8.4 Kesimpulan Analisa Ekonomi	115

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Data Impor Neopentil Glikol.....	10
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik.....	18
Gambar 3.2. Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses	19
Gambar 3.3. Perencanaan Tata Letak Pabrik	20
Gambar 7.1 Struktur Organisasi Perusahaan	104
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP)	114

DAFTAR NOTASI

1. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
He	= Tinggi head, m
Hs	= Tinggi silinder, m
Ht	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Desain, atm
S	= Working stress yang diizinkan, Psi
T	= Temperatur Operasi, K
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

2. MIXING TANK DAN CRYSTALLIZER

C	= Korosi yang diizinkan, m
E	= Efisiensi pengelasan, dimensionless
S	= Working stress yang diizinkan, psi
D _t	= Diameter tanki, m
Di	= Diameter pengaduk, m
Hi	= Tinggi pengaduk dari dasar tanki
H1	= Tinggi pengaduk
W	= Lebar daun impeller
L	= Panjang daun impeller
V _s	= Volume silinder, m ³
V _e	= Volume ellipsoidal, m ³
th	= Tebal tanki, m
Nt	= Jumlah pengaduk

P	= Densitas liquid
μ	= Viscosity, cP
tm	= waktu pengadukan, menit

3. REAKTOR

C_{Ao}	= konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m ³
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
D_K	= Diameter katalis, cm
F_{Ao}	= Laju alir umpan, kmol/jam
Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi
N	= Bilangan Avogadro
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
V_t	= Volume reaktor, m ³
X	= Konversi
ρ	= Densitas
σ	= Diameter Partikel, cm

4. ACCUMULATOR TANK

C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter tanki minimum,m
E	= Joint effisiensi
L	= Panjang tanki, m
OD	= Outside diameter, m
P	= Tekanan desain, psi

Q _r	= Laju alir massa umpan, m ³ /s
S	= Working stress allowable, psi
t	= tebal dinding tanki, m
V _T	= Volume Tanki, m ³

5. BUCKET ELEVATOR

ρ	= Densitas bahan, lb/ft ³
W _s	= Laju alir massa, kg/jam

6. BELT CONVEYOR

C	= Faktor material
H	= Panjang belt, ft
THP	= Kapasitas belt, ton/jam
f	= Faktor keamanan, %
V	= Tinggi belt, ft
W _s	= Laju alir massa, kg/jam

7. COOLER, HEATER, CONDENSER, REBOILER, DAN PARTIAL CONDENSER

A	= Area perpindahan panas, ft ²
C	= Clearance antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
D _e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft ² /in 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 .°F
h _i , h _o	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	= Panjang tube, pipa, ft
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
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	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	= Dirt factor, Btu/jam.ft ² .°F
R_e	= 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_c, U_d	= Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W_1	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
W_2	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viskositas, cp

8. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
BHP	= Brake Horse Power, HP
$D_{i\ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
E	= Equivalent roughness
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_{fe}	= Sudden expansion friction loss (ft lb _m /lb _f)
ID	= Diameter dalam pipa, in
K_C, K_S	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
L_e	= Panjang ekivalen 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

9. KOLOM DISTILASI

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
Cc	= Tebal korosi maksimum, in
D	= Diameter kolom, m
d_h	= Diameter hole, mm
E	= Total entrainment, kg/s
Ej	= 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
U_D	=	Design Overall Heat Transfer Coefficient
U_C	=	Clean Overall Heat Transfer Coefficient

10. KNOCK OUT DRUM

A	=	Vessel cross sectional area, m ²
D	=	Diameter vessel, m
HL	=	Tinggi liquid, m
H_v	=	Space untuk vapor, m
L	=	Tinggi separator, m
Q_l	=	Liquid volumetric flowrate, m ³ /s
Q_v	=	Vapor volumetric flowrate, m ³ /s
U_t	=	Settling velocity, m/s
V	=	Volumetric untuk hold up, m ³
V_a	=	Kecepatan komponen uap maksimum, m/s
V_d	=	Design velocity, m/s
V_h	=	Volume head, m ³
V_s	=	Volume silinder, m ³
V_t	=	Volume separator, m ³
W_l	=	Laju alir liquid, kg/jam

- W_v = Laju alir uap, kg/jam
 ρ_v = Densitas uap, kg/m³
 ρ_l = Densitas liquid, kg/m³

11. KOMPRESSOR DAN EXPANDER

- k = Konstanta Kompresi
 n = Jumlah stage
 η = Efisiensi compressor
 P_{IN} = Tekanan masuk, bar
 P_{OUT} = Tekanan keluar, bar
 T_1 = Temperatur masuk kompressor, °C
 T_2 = Temperatur keluar kompressor, °C
 P_w = Power kompressor, HP
 Q = Kapasitas kompressor, lb/menit
 R_c = Rasio kompresi
 W = Laju alir massa, lb/jam
 ρ = Densitas, kg/m³

12. ROTARY DRUM FILTER

- t = Ketebalan cake, cm
 W = Dry cake weight, kg dry cake/(m² x rev)
 f = Waktu pembentukan, menit
 CT = Cycle time, rpm
 A = Area Filtrasi , m²
 P = Daya, Hp
 D = Diameter, m
 F = Laju alir umpan, kg/jam
 Δ = $CT \times$ kecepatan gravitasi
 L = Panjang drum

13. BILANGAN TAK BERDIMENSI

- N_{Re} = Reynold Number
 Sc = Schmidt Number
 jH = Faktor perpindahan panas
 f = Friction factor

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1 PERHITUNGAN NERACA MASSA	117
LAMPIRAN 2 PERHITUNGAN NERACA PANAS	166
LAMPIRAN 3 SPESIFIKASI PERALATAN	239
LAMPIRAN 4 PERHITUNGAN EKONOMI.....	520

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang masih melakukan impor bahan kimia untuk memenuhi kebutuhan proses produksi industri kimia dalam negeri. Oleh karena itu, Indonesia merupakan salah satu konsumen terbesar dalam kegiatan impor barang khususnya bahan-bahan kimia setiap tahunnya. Pertumbuhan industri kimia di Indonesia cenderung mengalami peningkatan baik dalam segi kualitas maupun kuantitas. Sehubungan dengan semakin meningkatnya kebutuhan bahan kimia dalam negeri menjadikan industri kimia bernilai tinggi dan kaya teknologi. Salah satu bahan kimia yang masih impor dalam jumlah banyak setiap tahunnya adalah Neopentil Glikol.

Neopentil Glikol adalah salah satu senyawa kimia organik yang memiliki rumus kimia $C_5H_{12}O_2$ atau dengan nama IUPAC 2,2-dimethylpropane-1,3-diol. Neopentil Glikol merupakan senyawa kimia berbentuk padatan, berwarna putih yang mudah terbakar dan sedikit beracun, dan dapat berbahaya apabila tertelan atau diserap melalui kontak kulit yang dapat menyebabkan iritasi. Pada umumnya neopentil glikol merupakan produk *intermediate* dari pembuatan senyawa poliuretan, polyester, sintesis cat, pelumas dan plasticizer. Neopentil glikol biasanya dihasilkan dari reaksi antara formaldehid dengan isobutiraldehid dengan menggunakan metode kondensasi aldol dengan bantuan katalis berupa golongan alkilamina tersier, menghasilkan hidroksipivaldehid, kemudian dihidrogenasi dengan katalis tembaga kromit menjadi produk neopentil glikol.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik kebutuhan neopentil glikol di Indonesia cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya. Pada tahun 2025 kebutuhan neopentil glikol di Indonesia diperkirakan dapat mencapai 38.000 ton. Disisi lain sampai saat ini belum ada pabrik neopentil glikol di Indonesia sehingga untuk memenuhi kebutuhan neopentil glikol dalam negeri, Indonesia harus melakukan impor. Oleh karena itu, untuk memenuhi kebutuhan neopentil glikol di dalam negeri, maka perlu untuk didirikan pabrik neopentil glikol.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Neopentil Glikol pertama kali dibuat oleh Jr. Roy B, dkk pada tahun 1967, dimana bahan baku yang digunakan adalah isobutiraldehid dan formaldehid dengan proses kondensasi aldol, dengan menggunakan katalis aldol, seperti Lithium Hidroksida, Natrium Hidroksida, dan alkali lainnya yang berair dari 0,01-1%. Kondisi operasi reaktor kondensasi aldol dengan suhu 0-25°C, tekanan atmosfer, dan waktu reaksi selama 2 jam. Keluaran reaktor kondensasi aldol menghasilkan hidroksipivaldehid dan isobutiraldehid yang tidak bereaksi, serta katalis. Isobutiraldehid dan hidroksipivaldehid dihidrogenasi dengan menggunakan katalis tembaga kromium dengan suhu 175-220°C dan tekanan 900-6000 psig menghasilkan neopentil glikol dan isobutiraldehid yang tidak ikut bereaksi.

Pembuatan neopentil glikol sampai sekarang umumnya diproduksi dengan menggunakan proses kondensasi aldol dan hidrogenasi dengan katalis yang berbeda, baik katalis dalam bentuk cair dan padat. Pada tahun 1974, Merger F, dkk, menemukan pembuatan neopentil glikol, dengan kondensasi aldol menggunakan katalis alkilamina tersier, seperti trimetilamina, trietilarnin, metildietilamina, tributilamina dan metildiisopropilamina, dengan suhu 20-100°C dan tekanan atmosferik dan pada tahun 2019, O'Young, dkk, menemukan proses pembuatan neopentil glikol, dalam kondensasi aldol menggunakan katalis resin penukar ion seperti zeolit, dan *amberlite* resin dengan suhu 40-100°C dan tekanan 1-5 Bar. Produsen neopentil glikol umumnya banyak ditemukan di luar negeri seperti perusahaan Easmant Chemical di Amerikan Serikat dan Singapura, LG Chemical di Korea Selatan, Mistusibishi Gas Chemical di Jepang dan Shandong Dongchen di China. Neopentil glikol banyak dipakai dalam industri pembuatan poliester, poliuretan, resin pembuatan pesawat atau kapal dan neopentil glikol juga digunakan dalam berbagai formulasi dalam lapisan pernis, pelumas sintetis dan plasticizer.

1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan

Ada beberapa macam metode dalam pembuatan neopentil glikol, bahan baku yang digunakan senyawa formaldehid dan isobutiraldehid, menghasilkan

hidroksipivaldehid dan dihidrogenasi menjadi neopentil glikol. Berikut ini adalah beberapa proses yang digunakan dalam pembuatan neopentil glikol, yaitu:

- 1) Proses Cross-Cannizzaro
- 2) Kondensasi Aldol dengan Katalis Resin Penukar Ion
- 3) Kondensasi Aldol dengan Katalis Alkilamina

1.3.1. Proses Cross-Cannizzaro

Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah formaldehid dan isobutiraldehid yang akan dikondensasi aldol menjadi hidroksipivaldehid dengan bantuan katalis alkali, seperti natrium karbonat. Natrium karbonat dilarutkan dalam air sebanyak 25% berat umpan, kemudian larutan katalis, formaldehid dan isobutiraldehid masuk kedalam *Continous Stirred Tank Reactor* (CSTR) dengan suhu 70°C dan tekanan dibawah atmosfer, dengan waktu kontak 60 menit. Aliran keluaran reaktor dialirkan ke dekanter untuk memisahkan aliran organik dan air. Aliran organik (isobutiraldehid tidak terkonversi, hidroksipivaldehid, dan katalis) masuk ke kolom distilasi, untuk proses pemisahan hidroksipivaldehid dari larutan organik lainnya. Larutan organik keluaran kolom distilasi yang tersisa masuk kembali ke dekanter untuk memisahkan air yang masih terikut dan isobutiraldehid.

Isobutiraldehid yang sudah terpisah dari air di *recycle* ke reaktor, sedangkan air dan hidroksipivaldehid diumpulkan ke *mixer* sebanyak masing-masing 50% berat. Kemudian keluaran *mixer* dialirkan ke sistem autoklaf hidrogenasi. Dalam autoklaf ini hidroksipivaldehid tereduksi menjadi neopentil glikol. Neopentil glikol keluar sebagai uap dari autoklaf dan dikondensasi menjadi *liquid*. Proses ini menghasilkan *yield* isobutiraldehid menjadi neopentil glikol sebesar 72,41% mol, sedangkan *yield* formaldehid menjadi neopentil glikol sebesar 78,30% mol. Katalis alkali (natrium karbonat) yang masih terikut di autoklaf dapat menyebabkan bahan organik terurai menjadi karbon monoksida, sehingga dapat menganggu proses.

1.3.2. Proses Kondensasi Aldol dengan Katalis Resin Penukar Ion

Pada proses ini, sintesis Neopentil Glikol menggunakan bahan baku berupa Formaldehid dan Isobutiraldehid. Katalis yang digunakan pada proses ini adalah katalis resin penukar ion seperti Amberlite Resin atau Zeolit. Isobutiraldehid

terlebih dahulu dilarutkan dengan formaldehid, berhubung formaldehid yang digunakan biasanya berupa larutan formalin, yang mengandung air. Isobutiraldehid sulit untuk larut dalam air, ditambahkan pelarut tambahan agar homogen. Pelarut yang digunakan bisa berupa metanol, etanol, isopropanol, neopentil glikol dan lain-lain. Setelah homogen umpan dimasukkan kereaktor kondensasi aldol bersamaan katalis, Reaktor yang digunakan *Packed Bed Reactor* (PBR) dengan kondisi operasi 40-100°C dan tekanan 1-5 bar, dengan rasio molar 0,8:1 - 4:1. Menghasilkan produk utama Hidroksipivaldehid dan produk samping asam karboksilat dan ester, dengan konversi dan yield formaldehid menjadi hidroksipivaldehid 88,8% dan 94,9%.

Aliran keluaran reaktor dimasukan kedalam kolom distilasi untuk dipisahkan antara hidroksipivaldehid dari pengotor. Isobutiraldehid dan formaldehid yang tidak bereaksi di *recycle* ke reaktor kondensasi aldol. Sedangkan larutan hidroksipivaldehid dan gas hidrogen masuk kereaktor hidrogenasi dengan kondisi operasi, suhu 120-150°C, tekanan 30-50 bar dengan rasio molar 8:1-5:1. Menggunakan katalis Tembaga Kromit, menghasilkan neopentil glikol dengan konversi dan yield hidroksipivaldehid menjadi neopentil glikol sebesar 98,1% dan 99,3%. Aliran keluaran reaktor didistilasi dengan tujuan untuk memisahkan neopentil glikol dari pengotor, dimana gas hidrogen yang tidak bereaksi di *recycle* ke reaktor. Sebagian produk neopentil glikol dialirkan kembali kereaktor kondensasi aldol untuk digunakan sebagai pelarut (O'Young dkk, 2019).

1.3.3. Proses Kondensasi Aldol dengan Katalis Alkilamina

Proses kondensasi aldol digunakan untuk mendapatkan neopentil glikol dengan mereaksikan isobutiraldehida dan formaldehida dengan adanya amina tersier yaitu trietilamina diikuti oleh hidrogenasi dari campuran reaksi. Isobutiraldehida direaksikan dengan formaldehida dengan perbandingan molar 1:2 dilakukan pada suhu 60-95°C dengan menggunakan reaktor CSTR. Reaksi ini dilakukan dengan menggunakan katalis trietilamina dalam jumlah 2-10% mol berdasarkan isobutiraldehida. Reaksi isobutiraldehida dan formaldehid dengan menggunakan katalis trietilamina mengandung sejumlah besar produk dari reaksi tischtshenko yaitu menghasilkan ester yang dapat membuat proses hidrogenasi lebih sulit. Setelah proses aldolisasi kemudian masuk ke tahap hidrogenasi dengan

menggunakan tembaga kromit yang direaksikan kedalam *Packed Bed Reaktor* (PBR). Katalis hidrogenasi biasanya digunakan dalam jumlah 5-30% berat berdasarkan hidroksipivaldehyda, dengan tekanan 35 atm dan suhu 120 °C. Kelemahan proses ini adalah menggunakan katalis cair pada proses kondensasi aldol sehingga membutuhkan proses pemisahan hidroksivipaldehyd dari pengotornya yang lebih sulit dan membuat proses lebih kurang efisien.

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

Data sifat fisika dan kimia senyawa bahan baku, katalis, dan produk yang dihasilkan sebagai berikut (*Yaws, C. L., 1999*):

1.4.1. Bahan Baku

1) Formaldehyde

Rumus Molekul	: CH ₂ O
Berat Molekul	: 30,026 g/mol
Titik Didih	: -19,1°C
Titik Beku	: -92°C
Densitas	: 736 kg/m ³ (25°C, 1 atm)
Temperatur Kritis	: 134,85°C
Tekanan Kritis	: 64,99 atm
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna

2) Isobutyraldehyde

Rumus Molekul	: C ₄ H ₈ O
Berat Molekul	: 72,107 g/mol
Titik Didih	: 64,1°C
Titik Beku	: -65°C
Densitas	: 784 kg/m ³ (25°C, 1 atm)
Temperatur Kritis	: 233,85°C
Tekanan Kritis	: 39,48 atm
Fase	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna

3) Hidrogen

Rumus Molekul : H_2
Berat Molekul : 2,015 g/mol
Titik Didih : -252,76°C
Titik Beku : -259,2°C
Densitas : 0,08376 kg/m³ (20°C, 1 atm)
Temperatur Kritis : -239,99°C
Tekanan Kritis : 12,96 atm
Fase : Gas
Warna : Tidak berwarna

4) Metanol

Rumus Molekul : CH_3OH
Berat Molekul : 32,015 g/mol
Titik Didih : 64,7°C
Titik Beku : -97,68°C
Densitas : 272 kg/m³ (25°C, 1 atm)
Temperatur Kritis : 513,20°C
Tekanan Kritis : 78,5 atm
Fase : Liquid
Warna : Tidak berwarna

5) Air

Rumus Molekul : H_2O
Berat Molekul : 18,015 g/mol
Titik Didih : 100°C
Titik Beku : 0°C
Densitas : 964,43 kg/m³ (25°C, 1 atm)
Temperatur Kritis : 373,98°C
Tekanan Kritis : 217,7 atm
Fase : Liquid (25°C, 1 atm)
Warna : Tidak Berwarna

6) Karbon Dioksida

Rumus Molekul : CO₂
 Berat Molekul : 44,01
 Titik Didih : -74,464
 Titik beku :
 Temperatur Kritis : 31 °C
 Tekanan Kritis : 72,73624 atm
 Fase : Gas
 Warna : Tidak berwarna

1.4.2. Produk

1) Neopentyl Glycol

Rumus Molekul : C₅H₁₂O₂
 Berat Molekul : 104,149 g/mol
 Titik Didih : 209,85 °C
 Titik Beku : 116,85°C
 Densitas : 1042 kg/m³ (25°C, 1 atm)
 Temperatur Kritis : 369,85,11°C
 Tekanan Kritis : 42,40 atm
 Fase : Solid
 Warna : Putih

2) Hydroxypivaldehyde

Rumus Molekul : C₅H₁₀O₂
 Berat Molekul : 102,13 g/mol
 Titik Didih : 139,37°C
 Titik Beku : -75,78°C
 Densitas : 802 kg/m³
 Temperatur Kritis : 326,88°C
 Tekanan Kritis : 36,78 atm
 Fase : Liquid
 Warna : Tidak Berwarna

DAFTAR PUSTAKA

- American Elements. 2020. *Chopper Chromite Adkins Catalyst.* (online).
<https://www.americanelements.com/copper-chromite-12053-18-8>.
(Diakses pada tanggal 20 Mei 2020).
- Badan Pusat Statistik, Departemen Perindustrian dan Perdagangan RI. 2020. *Data Impor Bahan Industri Kimia: Neopentil Glikol Tahun 2014-2019.* (Online). <http://www.bps.go.id/>. (Diakses pada tanggal 10 Februari 2020).
- Bank Indonesia. 2020. *Kurs Transaksi Bank Indonesia.* (Online).
<https://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/default.aspx>.
(Diakses pada tanggal 08 Agustus 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 13 Agustus 2020).
- Choudhary & Parande. 2011. Study Of Diffusion In Copper Chromite Catalyst Under Reaction Conditions. *Chemical Engineering Communications.* 3(1): 21-27.
- Coulson & Richardson. 2005. *Chemical Engineering Volume 6 4th Edition.* Elsevier : Butterworth - 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.
- Dupont. 2020. *Product Data Sheet Amberlyst A21 Dry Ion Exchange Resin.* (online). <http://www.dupont.com>. (Diakses pada tanggal 12 Mei 2020).
- Holland F.A., dan Chapman F.S. 1966. *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks.* United Kingdom: Reinhold Publishing Corp.
- Ilmusipil.com. 2017. *Harga Borong Bangunan per Meter Persegi.* (Online).
<http://www.ilmusipil.com/harga-borong-bangunan-per-meter-persegi>.
(Diakses pada tanggal 12 Agustus 2020).

- Index Mundi. 2020. *Indonesian Liquified Natural Gas Monthly Price – US Dollars per Million Metric British Thermal Unit (MMBTU)*. (Online). <https://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=indonesian-liquified-natural-gas>. (Diakses pada tanggal 12 Agustus 2020).
- Ismail, S. 1996. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill.
- Lamudi. 2020. *Harga Tanah di Cilegon*. (Online). <https://www.lamudi.co.id/dijual-tanah-luas-18000-m2-di-cilegon.html>. (Diakses pada tanggal 12 Agustus 2020).
- Matches Engineering. 2020. *Equipment Cost Index*. <http://www.matche.com/equipcost.html>. (Diakses pada tanggal 16 Agustus 2020).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Merck. 2020. *Amberlite and Amberlyst Resins-Technical Information Bulletin*. (online). <https://www.sigmaaldrich.com>. (Diakses pada tanggal 12 Mei 2020).
- Perry, R. H. and Green D. 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th Edition. New York: McGraw - Hill Book Company.
- Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering, 4th Edition*. New York : Mc Graw Hill International Book Co.
- Sisco Research Laboratories Pvt. Ltd. *Neopentyl Glycol Pure 98%*. (online). https://srlchem.com/products/product_details/productId/959/Neopentyl-Glycol-pure--98--126-30-7. (Diakses pada tanggal 3 Maret 2020).
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. Boston: McGraw Hill.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill.

- Tyler, W.S. 2020. *ASTM Sieve Chart and TYLER Equivalents*. (online).
<http://www.mltest.com>. (Diakses pada tanggal 30 Agustus 2020).
- Ulrich, G. G. 1984 *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas (UUPT). (Online). <https://www.ojk.go.id/sustainable-finance/id/peraturan/undang-undang/Documents/5.%20UU-40-2007%20PERSEROAN%20TERBATAS.pdf>. (Diakses pada tanggal 12 Mei 2020).
- US Patent No. 1967/3340312. Jr. Roy B, dkk. 1967. *Manufacture Of Neopentyl Glycol and Isobutanol*.
- US Patent No. 1974/3808280. Merger F, dkk. 1974. *Manufacture Of 2,2-Dimethyl-1,3-Dihydroxypropane*.
- US Patent No. 1975/3920760. Heinz. 1975. *Process For The Production Of Neopentyl Glycol*.
- US Patent No. 2001/6191320 B1. Kashammer, dkk. 2001. *Finishing Of Neopentyl Glycol..*
- US Patent No. 2010/7767865 B2. Sirch, dkk. 2010. *Method For Producing Hydroxypivaldehyde and Neopentyl Glycol*.
- US Patent No. 2019/10336672 B2. O'Young, dkk. 2019. *System and Method For Producing Neopentyl Glycol*.
- Vataruk, W. M., Hall, R. S., dan Matley, J. 2002. Updating the CE Plant Cost Index. *Chemical Engineering* www.che.com. Hal: 62-70.
- Welty, dkk. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Winkle, M. V. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill.
- Yaws, C. L. 2015. *The Yaws Handbook of Vapor Pressure, 2nd Edition*. New York: Elsevier.