

**SKRIPSI**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTANA  
KAPASITAS 23.000 TON/TAHUN**

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



**Alna Livia Fanneza**

NIM 03031381621063

**Nanda Citra Arisma**

NIM 03031381621055

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2020**

**LEMBAR PENGESAHAN**

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTANA KAPASITAS  
23.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

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

Oleh

Alna Livia Fanneza  
NIM. 03031381621063

Nanda Citra Arisma  
NIM. 03031381621055

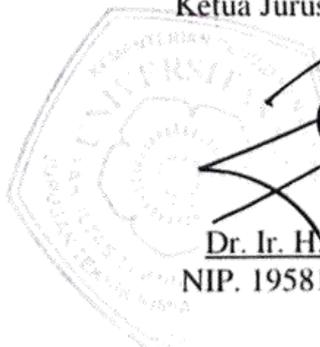
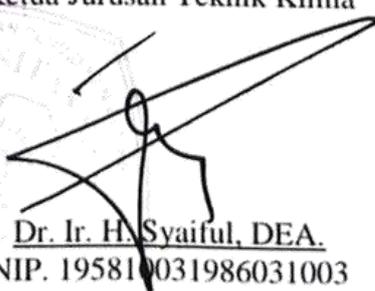
Palembang, Juli 2020

Pembimbing,



Elda Melwita, S.T., M.T.  
NIP. 197505112000122001

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 Neopentana Kapasitas 23.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan oleh **Alna Livia Fanneza dan Nanda Citra Arisma** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 22 Juli 2020.

Palembang, Juli 2020

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

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

(  )

2. Dr. Fitri Hadih, S.T., M.T.  
NIP. 197808222002122001

(  )

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

## HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

<b>Alna Livia Fanneza</b>	<b>03031381621063</b>
<b>Nanda Citra Arisma</b>	<b>03031381621055</b>

Judul:

### **"PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTANA KAPASITAS 23.000 TON/TAHUN"**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada sidang sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 22 Juli 2020 oleh Dosen Penguji:

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

(  )

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

(  )

Palembang, Juli 2020  
Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia,



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

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alna Livia Fanneza  
NIM : 03031381621063  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentana Kapasitas  
23.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Nanda Citra Arisma 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



Alna Livia Fanneza

NIM. 03031381621063



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nanda Citra Arisma  
NIM : 03031381621055  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentana Kapasitas  
23.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Alna Livia Fanneza 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



Nanda Citra Arisma

NIM. 03031381621055



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Neopentana Kapasitas 23.000 Ton/Tahun” tepat pada waktunya. Adapun tujuan dari pembuatan tugas akhir ini adalah untuk melengkapi persyaratan pada kurikulum akademik sarjana yang harus dipenuhi agar penulis dapat memperoleh gelar Sarjana Strata Satu (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Meskipun telah berusaha menyelesaikan tugas akhir ini sebaik mungkin, penulis menyadari bahwa laporan penelitian masih jauh dari kata sempurna. Penyelesaian laporan penelitian ini tentunya dapat terselesaikan karena adanya bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan baik secara materi maupun moril.
- 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 Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Ibu Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D, selaku Dosen pembimbing tugas akhir.
- 5) Teman-teman yang telah memberikan dukungan dan saran sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.

Palembang, Juli 2020

Penulis

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NEOPENTANA KAPASITAS 23.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2020

Alna Livia Fanneza dan Nanda Citra Arisma; Dibimbing oleh Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xiv + 370 halaman, 22 tabel, 11 gambar, 4 lampiran

## RINGKASAN

Pabrik pembuatan neopentana dengan kapasitas produksi 23.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2025 di Desa Rawa Arum, Kecamatan Gerogol, Kota Cilegon yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 6 Ha. Bahan baku dari pembuatan neopentana ini adalah neoheksana dan gas hidrogen. Proses pembuatan neopentana ini mengacu pada US Patent No. US 2019/0169092 A1 dengan proses dimetilasi neoheksana dengan gas hidrogen membentuk produk neopentana. Reaktor yang digunakan berupa reaktor jenis *fixed bed reactor*. Reaktor beroperasi pada temperatur 300 °C dan tekanan 30 psia.

Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line* dan *Staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 179 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik neopentana ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- Biaya Investasi = USD 151.118.021
- Hasil penjualan per tahun = USD 85.180.984
- Biaya produksi per tahun = USD 52.940.035
- Laba bersih per tahun = USD 22.568.664
- *Pay Out time* = 2,8 tahun
- *Return on investment* = 18,67%
- *Discounted Cash Flow-ROR* = 39,04%
- *Break Even Point* = 23,44%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci:** Neopentana, *Fixed Bed Reactor*, Perseroan Terbatas, Presipitasi

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN.....</b>	<b>iii</b>
<b>HALAMAN PERBAIKAN.....</b>	<b>iv</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....</b>	<b>v</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>vii</b>
<b>RINGKASAN .....</b>	<b>vi</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>xiv</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xv</b>
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	<b>xvi</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xxi</b>
<b>BAB I PEMBAHASAN UMUM .....</b>	<b>1</b>
1.1. Pendahuluan .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan .....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	6
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK .....</b>	<b>7</b>
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	7
2.2. Penentuan Kapasitas.....	8
2.3. Pemilihan Proses .....	11
2.4. Pemilihan Bahan Baku .....	12
2.5. Uraian Proses.....	12
2.6. Flowsheet Proses .....	13
<b>BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK .....</b>	<b>14</b>
3.1. Lokasi Pabrik.....	14
3.2. Tata Letak Peralatan.....	18
3.3. Tata Letak Pabrik .....	19
3.4. Luas Area Pabrik.....	20
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>21</b>
4.1. Neraca Massa .....	21

4.2. Neraca Panas .....	28
<b>BAB V UTILITAS.....</b>	<b>35</b>
5.1. Unit Pengadaan Air .....	35
5.2. Unit Pengadaan Refrigerant .....	39
5.3. Unit Pengadaan Steam .....	39
5.4. Unit Pengadaan Listrik.....	41
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	43
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>45</b>
6.1. Tangki-01 (T-01).....	45
6.2. Tangki-02 (T-02).....	46
6.3. Tangki-03 (T-03).....	46
6.4. Tangki-04 (T-04).....	47
6.5. Tangki-05 (T-05).....	47
6.6. Pompa-01 (P-01) .....	48
6.7. Pompa-02 (P-02) .....	49
6.8. Pompa-03 (P-03) .....	50
6.9. Pompa-04 (P-04) .....	51
6.10. Kompresor-01 (K-01).....	52
6.11. Kompresor-02 (K-02).....	52
6.12. Kompresor-01 (K-01).....	53
6.13. Expander-01 (EXP-01).....	54
6.14. Expander-01 (EXP-01).....	54
6.15. Vaporizer-01 (VP-01).....	55
6.16. Heater-01 (H-01) .....	55
6.17. Heater-02 (H-02) .....	56
6.18. Heater-03 (H-03) .....	57
6.19. Heat Exchanger-01 (HE-01).....	58
6.20. Reaktor-01 (R-01) .....	59
6.21. Partial Condenser-01 (PC-01) .....	60
6.22. Partial Condenser-02 (PC-02) .....	61
6.23. Condenser-01 (CD-01) .....	62
6.24. Chiller-01 (CH-01) .....	63

6.25. Knock Out Drum (KOD-01) .....	64
6.26. Flash Drum-01 (FD-01) .....	64
6.27. Kolom Destilasi-01 (KD-01).....	65
6.28. Kolom Destilasi-02 (KD-02).....	66
6.29. Pressure Swing Adsorber-01 (PSA-01).....	67
6.30. Accumulator-01 (ACC-01) .....	68
6.31. Accumulator-02 (ACC-02) .....	68
6.32. Reboiler-01 (RB-01) .....	69
6.33. Reboiler-01 (RB-01) .....	70
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>71</b>
7.1. Bentuk Perusahaan .....	71
7.2. Struktur Organisasi.....	72
7.3. Tugas dan Wewenang .....	73
7.4. Sistem Kerja .....	76
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	77
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>82</b>
8.1. Percent Profit on Sales (POS) .....	82
8.2. Percent Return on Investment (ROI).....	83
8.3. Pay Out Time .....	84
8.4. Discounted Cash Flow (DCF) .....	86
8.5. Break Even Point (BEP).....	86
8.6. Shut Down Point (SDP) .....	87
<b>BAB IX KESIMPULAN .....</b>	<b>89</b>
<b>BAB X TUGAS KHUSUS .....</b>	<b>90</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>100</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>125</b>

## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk .....	6
Tabel 2.1. Kebutuhan Impor Neopentana di Indonesia 2013-2018 .....	8
Tabel 2.2. Kebutuhan Ekspor Neopentana di Indonesia 2013-2018.....	9
Tabel 2.3. Kebutuhan Impor dan Ekspor Neopentana di Cina 2013-2018 .....	10
Tabel 2.4. Kebutuhan Impor dan Ekspor Neopentana di Jepang 2013-2018 .....	10
Tabel 2.5. Kebutuhan Impor dan Ekspor Neopentana di Singapura 2013- 2018 .....	11
Tabel 2.6. Perbandingan Proses Pembuatan Neopentana .....	11
Tabel 5.1. Total kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas .....	35
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air .....	39
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Refrigeran.....	39
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 160 °C .....	40
Tabel 5.5. Total Kebutuhan Steam.....	41
Tabel 5.6. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	41
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	44
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan .....	77
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	79
Tabel 8.1. Biaya Produksi .....	83
Tabel 8.2. <i>Cash Flow</i> .....	85
Tabel 8.3. <i>Discounted Cash Flow</i> .....	86
Tabel 8.4. <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa) .....	87
Tabel 8.5. <i>Variable Cost</i> (Va).....	87
Tabel 8.6. <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	87

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Kebutuhan Impor Neopentana di Indonesia.....	8
Gambar 2.2. Grafik Kebutuhan Ekspor Neopentana di Indonesia .....	9
Gambar 3.1. Denah Lokasi Pabrik Neopentana di Rawa Arum, Cilegon ..	14
Gambar 3.2. Denah Lokasi Pabrik Neopentana dengan Pelabuhan Tanjung Priok .....	15
Gambar 3.3. Denah Lokasi Pabrik Neopentana dengan PT. Samator Gas Industri .....	16
Gambar 3.4. Denah Lokasi Distribusi Neopentana di Pulau Jawa.....	16
Gambar 3.5. Denah Lokasi Pabrik dengan Sumber Utilitas.....	17
Gambar 3.6. Tata Letak Peralatan Pabrik.....	19
Gambar 3.7. Tata Letak Pabrik .....	20
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	81
Gambar 8.1. Grafik Analisa BEP dan SDP .....	88

## DAFTAR NOTASI

### 1. Heat Exchanger (Vaporizer, Heater, Cooler, Partial Condenser, Reboiler, Condenser, Chiller)

$W, w$	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
$T_1, t_1$	: Temperatur masuk shell, tube, °C
$T_2, t_2$	: Temperatur keluar shell, tube, °C
$Q$	: Beban panas, kW
$U_o$	: Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
$\Delta T_{lm}$	: Selisih log mean temperatur, °C
$A$	: Luas area perpindahan panas, $m^2$
$ID$	: Diameter dalam tube, m
$OD$	: Diameter luar tube, m
$L$	: Panjang tube, m
$p_t$	: Tube pitch, m
$A_o$	: Luas satu buah tube, $m^2$
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$V, v$	: Laju alir volumetrik shell, tube, $m^3/jam$
$u_t, U_s$	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
$Db$	: Diameter bundel, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
$N_{PR}$	: Bilangan Prandtl
$N_{NU}$	: Bilangan Nusselt
$h_i, h_o$	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
$I_b$	: Jarak baffle, m
$D_e$	: Diameter ekivalen, m
$k_f$	: Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$C_p$	: Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$

hid, hod	: Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
kw	: Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$
$\Delta P$	: Pressure drop, psi

## 2. Kompresor dan Expander

BHP	: Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP
k	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah stage
$\eta$	: Efisiensi kompresor
$P_{IN}$	: Tekanan masuk, bar
$P_{OUT}$	: Tekanan keluar, bar
$T_1$	: Temperatur masuk kompresor, $^\circ C$
$T_2$	: Temperatur keluar kompresor, $^\circ C$
$P_W$	: Power kompresor, HP
Q	: Kapasitas kompresor, lb/menit
$R_c$	: Rasio kompresi
W	: Laju alir massa, lb/jam
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$

## 3. Knock Out Drum dan Flash Drum

A	: Vessel Area Minimum, $m^2$
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter vessel minimum, m
E	: Joint efisiensi
$H_L$	: Tinggi liquid, m
Ht	: 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, $m^3$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho_g$	: Densitas gas, $kg/m^3$
$\rho_L$	: Densitas liquid, $kg/m^3$

#### 4. Pompa

A	: Area alir pipa, $in^2$
BHP	: Brake Horse Power, HP
$D_{opt}$	: Diameter optimum pipa, in
f	: Faktor friksi
g	: Percepatan gravitasi $ft/s^2$
gc	: Konstanta percepatan gravitas, $ft/s^2$
$H_d, H_s$	: Head discharge, suction, ft
$H_f$	: Total friksi, ft
$H_{fc}$	: Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
$H_{fe}$	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
$H_{ff}$	: Friksi karena fitting dan valve, ft
$H_{fs}$	: Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	: Diameter dalam, in
$K_C, K_E$	: Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	: Panjang pipa, m
$L_e$	: Panjang ekivalen pipa, m
MHP	: Motor Horse Power, HP
NPSH	: Net positive suction head, ft.lbf/lb
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
OD	: Diameter luar, in
$P_{uap}$	: Tekanan uap, psi
$Q_f$	: Laju alir volumetrik, $ft^3/s$
$V_d$	: Discharge velocity, ft/s
$V_s$	: Suction velocity, ft/s

$\varepsilon$	: Equivalent roughness, ft
$\eta$	: Efisiensi pompa
$\mu$	: Viskositas, kg/ms
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 5. Reaktor

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$C_{AO}$	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m <sup>3</sup>
$D_p$	: Diameter katalis, m
$D_S$	: Diameter shell, m
$D_T$	: Diameter tube, in
$F_{AO}$	: Laju alir umpan, kmol/jam
$H_R$	: Tinggi shell reaktor, m
$H_T$	: Tinggi tube, m
$k$	: Konstanta kecepatan reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$P$	: Tekanan operasi, bar
$\tau$	: Waktu tinggal, jam
$p_t$	: Tube pitch, in
$S$	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding reaktor, cm
$V_k$	: Volume katalis, m <sup>3</sup>
$V_T$	: Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$\rho, \rho_k$	: Densitas fluida, katalis, kg/m <sup>3</sup>
$R$	: Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
$\sigma_A$	: Diameter molekul, cm
$M$	: Berat molekul, kg/kmol
$E_A$	: Energi aktivasi, kJ/kmol
$V_E$	: Volume elipsoidal, m <sup>3</sup>
$H_S$	: Tinggi silinder, m
$h$	: Tinggi tutup
$H_T$	: Tinggi total tanki, m
$H_L$	: Tinggi liquid, m

$H_i$	: Tinggi impeller, m
$D_i$	: Diameter impeller, m
$W_b$	: Lebar Baffle, m
$g$	: Lebar baffle pengaduk, m
$r$	: Panjang blade pengaduk, m
$r_b$	: Posisi baffle dari dinding tanki, m

## 6. Tangki

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$D$	: Diameter tangki, m
$E_j$	: Efisiensi pengelasan
$P$	: Tekanan desain, psi
$S$	: Tegangan kerja diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding tangki, cm
$V$	: Volume tangki, $m^3$
$W$	: Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	: Densitas

## 7. Akumulator

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
ID, OD	: Inside diameter, Outside diameter, m
$E_j$	: Efisiensi pengelasan
$P$	: Tekanan desain, psi
$T$	: Temperatur Operasi, °C
$L$	: Panjang accumulator, m
$S$	: Tegangan kerja diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding tangki, cm
$V$	: Volume total tangki, $m^3$
$V_s$	: Volume silinder, $m^3$
$W$	: Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	: Densitas, $lb/ft^3$

## DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
Lampiran 1. Perhitungan Neraca Massa .....	184
Lampiran 2. Perhitungan Neraca Panas... ..	291
Lampiran 3. Perhitungan Spesifikasi Peralatan .....	446
Lampiran 4. Perhitungan Ekonomi .....	710

# BAB I

## PEMBAHASAN UMUM

### 1.1. Pendahuluan

Perkembangan industri kimia kini menjadi salah satu fokus pemerintah dalam menggerakkan perekonomian nasional. Industri kimia menjadi salah satu sektor yang mampu memberikan kontribusi signifikan terhadap penerimaan devisa sebesar 126,57 miliar dolar AS (Kemenperin, 2020). Angka tersebut disebabkan oleh aktivitas ekspor yang dilakukan beberapa sektor industri seperti, makan dan minuman, logam serta bahan kimia dan barang dari bahan kimia. Walaupun begitu, defisit neraca dagang akan tetap terganggu jika industri kimia dalam negeri belum mampu menjaga ketersediaan bahan baku dan komponen pendukung proses industri. Hal tersebut dapat disiasati dengan menekan nilai impor dan membangun sektor industri kimia di Indonesia.

Salah satu industri kimia yang memiliki prospektif yang tinggi untuk dikembangkan di Indonesia adalah pabrik neopentana karena belum terdapat pabrik kimia yang menghasilkan neopentana di Indonesia. Neopentana atau (2,2-dimetil propana) merupakan salah satu isomer dari senyawa pentane dengan dua cabang alkana. Neopentana digunakan sebagai bahan baku dalam pembuatan isobutilen yang dibutuhkan dalam produksi *butyl rubber*, bahan pengembang untuk beberapa industri polimer, campuran dalam proses produksi bensin karena mengandung nilai *Research Octane Number* (RON) tinggi sebesar 85,5 dan *Motor Octane Number* (MON) sebesar 80,2, *heat removal agent* karena titik didihnya yang rendah yakni, 9,5°C, dan digunakan sebagai pelarut organik.

Menurut data UN Comtrade, kebutuhan impor neopentana dalam negeri mencapai 14.881.513 kilogram pada tahun 2018 dengan persentase kenaikan rata-rata 5% dalam 5 tahun terakhir (UN Comtrade, 2018). Hal ini menunjukkan kebutuhan neopentana di Indonesia masih tinggi dan sangat bergantung terhadap produk impor. Oleh karena itu, pembangunan pabrik neopentana di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan komponen pendukung proses industri, menekan nilai defisit perdagangan negara dengan mengurangi impor, dan menghasilkan keuntungan di bidang ekonomi

sekaligus sosial. Selain itu, membangun kemampuan Indonesia menjadi eksportir dalam sektor ini mengingat pabrik yang memproduksi neopentana di Indonesia belum terlalu banyak.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan

Dalam sejarahnya, neopentana merupakan molekul hidrokarbon nonpolar yang telah banyak digunakan untuk industri sebagai agen pengkondensasi senyawa inert untuk mereaksikan campuran dalam fase gas, *heat removal agent*, *a blowing agent*, dalam pencairan batu bara, proses pengolahan minyak bumi. Sebelum ditemukan kegunaan lain dari neopentana, produksi neopentana dikhususkan sebagai komponen campuran untuk menghasilkan bahan bakar minyak dengan anti ketukan tinggi dan nilai oktana yang besar. Penelitian neopentana dilakukan pertama kali oleh Lwow (1871) menggunakan tert-butyl klorida dengan bromida dan iodida. Dalam proses produksi, dilakukan penambahan larutan tetralin dari halide dimetilzinc dengan kondisi 35°C. Hasil dari penelitian ini menghasilkan neopentana, tert-butyl klorida, tert-butyl bromida dan tert-butyl iodida. Pada awal abad 90, penelitian neopentana masih terus dilakukan oleh Ferrario dan Fagetti (1908), Sebatier dan Senderens (1903), Mailhe (1909), E.Spath (1913) serta Frank (1933) dengan kondisi berbeda dan bahan baku berbeda untuk mengetahui probabilitas proses untuk menghasilkan neopentana dengan kemurnian tinggi.

Proses produksi neopentana pertama kali dijelaskan oleh Bergsteinsson Ingolfur (1946) dalam U.S. Pat. No. 2,394,743 dimana neopentana didapat dari proses perengkahan campuran polimer. Campuran polimer tersebut didapat dari polimerisasi isobutilen. Proses ini dinilai sulit untuk diaplikasikan dalam skala besar sehingga proses neopentana terus menerus mengalami modifikasi dan perkembangan. Butter dan Stoll (1983) dalam U.S. Pat. No. 4,593,147 merancang proses produksi neopentana dengan reaksi hidrogenasi asam neopentanoic dibawah tekanan dan temperatur yang tinggi. Akan tetapi, proses ini tidak ekonomis dinilai dari harga bahan baku yang mahal dan kondisi reaksi yang membutuhkan energi besar dan selektivitas tinggi. Proses lain dalam produksi neopentana dipatenkan dalam U.S. Pat. No. 4,940,829 dan 2,422,675 dimana terjadi reaksi demetilasi parafin cabang karbon yang lebih tinggi untuk

persiapan neopentana melalui katalitik neoheksana. Namun, parafin cabang karbon yang lebih tinggi ini tidak tersedia dalam konsentrasi tinggi yang cocok sebagai bahan baku yang dapat digunakan pada skala komersial. Produksi neopentana juga dapat dilakukan melalui hidrogenasi polimer isobutilen selektif merengkahkan produk hidrogenasi yang dijelaskan dalam U.S. Pat. No. 2,394,743. Pada proses ini menghasilkan komponen senyawa hidrokarbon yang berat sehingga terjadi kompleksitas dalam proses purifikasi. Selain itu, dalam EP No. 16194988.8 dimana neopentana dihasilkan dari proses alkilasi isobutana dengan butilen untuk menghasilkan isooktana. Senyawa isooktana kemudian diproses dengan reaksi dimetilasi untuk menghasilkan neopentana 10%. Neopentana juga dapat dihasilkan dengan bahan baku neoheksana dengan proses reaksi dimetilasi.

### **1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan**

#### **1. Reaksi Tert-butyl klorida dengan Bromida dan Iodida**

Lwow (1871) memproduksi neopentana atau tetrametilmetana menggunakan tert-butyl klorida dengan bromida dan iodida. Dalam proses produksi, dilakukan penambahan larutan tetralin dari halide dimetilzinc dengan kondisi 35°. Hasil dari penelitian ini menghasilkan neopentana, tert-butyl klorida, tert-butyl bromida dan tert-butyl iodida.

Ferrario dan Fagetti (1908) menghasilkan neopentana sebesar 75% dengan mereaksikan tert-butyl-magnesium iodide dengan dimetil sulfat. Iodida dalam proses Lwow (1871) digantikan dengan tert-butilmagnesium. Dalam proses ini, kualitas neopentana jauh lebih baik dari penelitian sebelumnya.

Tert-butyl bromida direaksikan dengan metilmagnesium iodida dalam penelitian E.Spath (1913). Pada reaksi awal, tidak dihasilkan neopentana sama sekali. Reaksi kemudian diulang dengan menambahkan larutan toluena dalam reagen Grignard pada kondisi 40-49°C dan dihasilkan neopentana dengan kemurnian 18,2%.

Pada penelitian Sebatier dan Senderens (1903) dan Mailhe (1909), dilakukan penguraian asam lemak dengan katalis nikel menjadi karbon dioksida dan hidrokarbon. Ketika asam tertbutylaktat dari proses penguraian asam lemak diurai dalam kondisi 350°C dihasilkan neopentana dengan kemurnian 28,2%.

Frank (1933) kemudian memproduksi neopentana dengan mereaksikan tert-butyl klorida dengan metilmagnesium klorida dalam kondisi 45-50°C. Proses destilasi dilakukan secara berulang agar menghasilkan neopentana dengan kemurnian 42-50%.

## 2. Reaksi Perengkahan Polimer

Proses pembuatan neopentana dalam U.S. 2,394,743 membutuhkan isobutilen sebagai bahan baku utama. Isobutilen dipolimerisasi dengan metode yang konvensional untuk menghasilkan campuran polimer. Campuran polimer tersebut terfraksinasi dengan kolom destilasi dalam kondisi 176-199°C. Hasil fraksinasi kemudian dihidrogenasi dengan bantuan katalis nikel yang menghasilkan 68% isobutilen dan 8% neopentana serta hidrogen yang tidak bereaksi.

## 3. Reaksi Dimetilasi Diisobutilen

Proses produksi neopentana dengan reaksi dimetilasi diisobutilen dijelaskan dalam paten E.P. 161949920. Bahan baku dalam proses ini adalah isobutilen. Isobutilen tersebut dimerisasi menjadi diisobutilen. Isobutilen didapat dari aliran olefin yang mengandung hidrokarbon rantai empat. Aliran tersebut dapat mengandung 5 wt% -60 wt% isobutilen. Proses dimerisasi dilakukan dengan bantuan katalis seperti zeolite, logam oksida, dan lain sebagainya. Proses dapat dilakukan di dalam *Fixed Bed Reaktor*, *Slurry Reactor* atau *Catalytic Distillation Towers*. Reaksi dimerisasi terjadi secara adiabatik dengan temperatur 250°C dan tekanan 100 kPa. Hasil reaksi dimerisasi adalah campuran dari isomer diisobutilen (2,4,4-trimetil-1-1-pentana, 2,4,4-trimetil-1-2-pentana atau campuran keduanya), komponen aliran olefin yang tidak bereaksi dan komponen hidrokarbon C12.

Proses dimetilasi dilakukan dengan mereaksikan diisobutilen dan gas hidrogen dengan bantuan katalis. Jalur reaksi dimetilasi adalah konversi dua isomer diisobutilen menjadi neopentana yang dihasilkan oleh proses hidrogenasi menjadi isooktana. Katalis yang digunakan dalam proses dimetilasi dapat berupa katalis asam. Proses reaksi dapat dilakukan di dalam *Fixed Bed Reaktor*, *Slurry Reactor* atau *Catalytic Distillation Towers*. Konversi diisobutilen menjadi neopentana dapat mencapai 99%.

#### 4. Reaksi Dimetilasi Isooktana

Proses dimetilasi isooktana untuk menghasilkan neopentana dijelaskan dalam paten U.S. Pat. 20190225561A1. Bahan baku dalam proses ini adalah butilen yang didapat dalam aliran olefin karbon empat. Reaksi yang terjadi adalah reaksi alkilasi dari butilen menjadi isobutana menggunakan katalis asam homogen dalam kondisi Proses dapat terjadi dalam *Fixed Bed Reaktor*, *Slurry Reactor* atau *Catalytic Distillation Towers*. Proses alkilasi terjadi dengan temperatur 300°C. Isobutana dialkilasi dengan kondisi yang sama menjadi isooktana. Hasil alkilasi dari isobutana kemudian dimetilasi neopentana. Proses dimetilasi terjadi dalam temperature 300° dengan tekanan 15 psia. Konversi isooktana menjadi neopentana sebesar 30% dengan selektivitas neopentana 1,9 wt %.

#### 5. Reaksi Dimetilasi Neoheksana

Produksi neopentana melalui reaksi dimetilasi neoheksana dijelaskan dalam paten U.S. Pat. 201901690920A1. Pada tahap ini neoheksana neoheptana akan direaksikan dengan hidrogen. Reaksi ini berlangsung di reaktor kedua *Fixed Bed Reactor* dengan bantuan katalis komponen metal transisi (Fe, Co, Ni, dll). Hasil keluaran dari reaktor yang berupa neopentana dan senyawa-senyawa lain yang terbentuk pada saat reaksi ini berlangsung, sehingga perlu adanya tahap pemurnian dan pemisahan. Neopentana yang dihasilkan memiliki kemurnian 99% dengan konversi neoheksana sebesar 80%.

#### 1.4. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

No	Nama Zat	Rumus Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	Wujud	Warna	Titik Didih (°C)	Titik Lebur (°C)	Tekanan Kritis (atm)	Temperatur Kritis (K)
1.	Neoheksana	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86,18	0,644	Cair	Tidak Berwarna	49,70	-98,20	29,61	488,78
2.	Hidrogen	H <sub>2</sub>	2,0159	0,0898	Gas	Tidak Berwarna	-252,88	-259,35	12,80	33,15
3.	Neopentana	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,2	0,61	Gas	Tidak Berwarna	9,50	-16,60	29,61	433,78
4.	Metana	CH <sub>4</sub>	16,042	0,423	Gas	Tidak Berwarna	-161,60	-182,50	45,79	190,56
5.	Isobutana	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,123	2,51	Gas	Tidak Berwarna	-11,70	-159,60	36	135,14
6.	Isopentana	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,15	0,616	Gas	Tidak Berwarna	27,80	-159,90	33,35	460
7.	Etana	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	0,001	Gas	Tidak Berwarna	-88,50	-182,80	48,17	305,43
8.	Propana	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,1	0,493	Gas	Tidak Berwarna	-6,47	-185,30	42,21	369,96

**DAFTAR PUSTAKA**

- Anchyta-JuaA dan Eduardo. 2000. Kinetic Modeling of Napthta Catalytic Reforming Reactions. *Energy and Fuels*. Vol. 14: 1032-1037.
- Bahadori. 2014. *Natural Gas Processing*. United States: Gulf Publishing Company
- Branan, C. R. 2005. *Rules of Thumb for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. United State: Elsevier Inc.
- Coker. 1995. *FORTRAN Programs for Chemical Process Design, Analysis, and Simulation*. United States: Gulf Publishing Company.
- Dongkyu dkk. 2014. Pressure Swing Adsorber Process for Recovering H<sub>2</sub> from the Effluent Gas of a Melting Incinerator. *Industrial and Engineering Research*. Vol. 53(40): 15447-15455.
- Eigenberger. 2000. Catalytic Fixed Bed Reactor. *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. University of Stuttgart, Germany.
- Fanchi. 2002. *Shared Earth Modelling*. United States: Gulf Publishing Company
- Felder, R. M. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 2<sup>nd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Haensel dan Ipatieff. 1932. Selective Demethylation of Paraffin Hydrocarbon: Preparation of Triptane and Neopentane. *Industrial and Engineering Chemistry*. Vol. 39 (7): 853-857.
- Ismail, S. 1996. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill.
- 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.
- Luyben. 2004. Alternative Control Structures for Distillation Columns with Partial Condensers. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol 43(20): 6416-6429.

- Machiels dan Anderson. 1979. Hydrogenolysis of 2,2-Dimethylbutane and n-Hexane over Supported Ruthenium, Nickel, Cobalt, and Iron. *Journal of Catalysis*. Vol. 58: 268-275.
- Matches Engineering. 2017. *Equipment Cost Index*. <http://www.matche.com/equipcost.html>. (Diakses pada tanggal 25 Oktober 2018).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Perry, Robert H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook Seventh Edition*. United State: McGraw Hill.
- Peter, M. S., & Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. New York: Mc Graw Hill.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sircar dan Golden. 2000. Purification of Hydrogen by Pressure Swing Adsorption. *Separation Science and Technology*. Vol. 35(5): 667-687.
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. Boston: McGraw Hill.
- Sotelo dkk. 2017. Design and Implementation of a control structure for quality products in crude oil atmospheric destilation column. *ISA Transation*. Vol. 71(2): 573-580
- Stephen, O. B. E. 1962. *Solubilities of Inorganic and Organic Compounds*. Oxford: Pergamon Press.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- UN COMTRADE. 2019. International Trade Statistics Database. (Online). (<http://comtrade.un.org/data/>, diakses pada tanggal 23 Januari 2020).
- US 2019/0169092 A1. *Production of Neopentane* (6 Juni 2019).
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.
- Yaws. C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Texas: Mc-Graw-Hill

