

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN N-PROPANOL  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

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

**pada**

**Universitas Sriwijaya**



**RIZKA SHAFIRA**

NIM. 03031381722088

**DWI SHAVIRA MARLIN**

NIM. 03031381722098

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2021**

**LEMBAR PENGESAHAN**

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN N-PROPANOL  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

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

**Oleh**

**Rizka Shafira  
NIM. 03031381722088**

**Dwi Shavira Marlin  
NIM. 03031381722098**

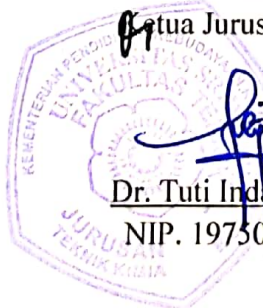
**Palembang, Juli 2021  
Pembimbing,**

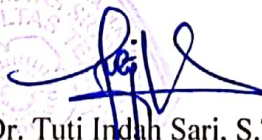


**Novia, S.T., M.T., Ph.D.  
NIP. 197311052000032003**

**Mengetahui**

**Ketua Jurusan Teknik Kimia**



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

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan N-Propanol Kapasitas 35.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh **Rizka Shafira dan Dwi Shavira Marlin** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 15 Juli 2021.

Palembang,

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi


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

(  )  
29 Juli 2021


2. Prahady Susmanto, S.T., M.T.  
NIP. 198208042012121001

(  )

3. Asyeni Miftahul Jannah, S.T., M.Si.  
NIP. 198606292008122002

(  26/7'21 )

Mengetahui,

 Ketua Jurusan Teknik Kimia

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

## BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan N-Propanol Kapasitas Produksi 35.000 Ton/Tahun” oleh Rizka Shafira dan Dwi Shavira Marlin telah diperbaiki sesuai arahan/tugas perbaikan dari Dosen Penguji dan Pembimbing.

Palembang,


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

(  )  
29 Juli 2021

2. Prahady Susmanto, S.T., M.T.  
NIP. 198208042012121001

(  )

3. Asyeni Miftahul Jannah, S.T., M.Si.  
NIP. 198606292008122002

(  26/7'21 )

Mengetahui,  
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

(  )

Novia, S.T., M.T., Ph.D.  
NIP. 197311052000032003

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Rizka Shafira

NIM : 03031381722088

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan N-Propanol Kapasitas  
35.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Dwi Shavira Marlin 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 2021



Rizka Shafira

NIM. 03031381722088

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Dwi Shavira Marlin  
NIM : 03031381722098  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan N-Propanol Kapasitas  
35.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Rizka Shafira** 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 2021



**Dwi Shavira Marlin**

NIM. 03031381722098



## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur dipanjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan n-Propanol Kapasitas 35.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Tugas akhir disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Laporan penelitian ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan, dan bantuan dari beberapa pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini ucapan terima kasih disampaikan kepada:

- 1) Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dukungan baik secara materil maupun moril.
- 2) Ibu Novia Sumardi, S.T., M.T., Ph.D., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
- 3) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
- 4) Ibu Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
- 5) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Teman-teman seperjuangan yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan beserta pihak yang turut serta berpartisipasi dalam kelancaran pengerjaan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan tugas akhir ini masih banyak terdapat kekurangan dan kesalahan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan laporan ini. Penulis berharap tugas akhir ini dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Juli 2021

Penulis

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN PROPANOL KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2021

Rizka Shafira dan Dwi Shavira Marlin; Dibimbing oleh Novia, S.T., M.T., Ph.D.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xxii + 493 halaman, 11 tabel, 13 gambar, 4 lampiran

### RINGKASAN

Pabrik pembuatan propanol dengan kapasitas produksi 35.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2026 di desa Rawa Arum, Kecamatan Gerogol, Kota Cilegon dengan perkiraan luas area sebesar 2,5 Ha. Bahan baku untuk pembuatan propanol adalah gliserin dan hidrogen. Proses pembuatan propanol pada rancangan pabrik ini mengacu pada US Patent No. US2020407299A1 dengan proses hidrogenasi gliserin dengan gas hidrogen membentuk produk propanol. Reaktor yang digunakan adalah reaktor tipe *fixed bed reactor* yang beroperasi pada temperatur 250°C dan tekanan 50 bar.

Bentuk perusahaan yang digunakan pada rancangan pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line* dan *Staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 127 orang. Berdasarkan hasil Analisa ekonomi, pabrik propanol ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi yaitu:

- Biaya Investasi = US\$ 71.684.848,06
- Hasil penjualan per tahun = US\$ 420.000.000,00
- Biaya produksi per tahun = US\$ 347.301.688,47
- Laba bersih per tahun = US\$ 56.428.101,78
- *Pay Out Time* = 1,25 tahun
- *Return on Investment* = 70,99%
- *Discounted Cash Flow-ROR* = 78,58%
- *Break Even Point* = 31,29%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci:** Propanol, *Fixed Bed Reactor*, Hidrogenasi, Perseroan Terbatas



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN.....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN .....</b>	<b>iii</b>
<b>BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN .....</b>	<b>iv</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....</b>	<b>v</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>vii</b>
<b>RINGKASAN .....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xi</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xii</b>
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xxii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan N-Propanol .....	3
1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Bahan Pendukung .....	6
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK.....</b>	<b>11</b>
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	11
2.2. Penentuan Kapasitas .....	12
2.3. Pemilihan Proses.....	13
2.4. Pemilihan Bahan Baku.....	14
2.5. Uraian Proses .....	14
2.6. Flowsheet Proses.....	16
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....</b>	<b>17</b>
3.1. Lokasi Pabrik .....	17
3.2. Tata Letak Peralatan .....	19
3.3. Tata Letak Pabrik.....	20
3.4. Perkiraan Luas Area yang Diperlukan.....	21

<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....</b>	<b>23</b>
4.1. Neraca Massa.....	23
4.2. Neraca Panas.....	29
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>36</b>
5.1. Unit Penyediaan Steam.....	36
5.2. Unit Penyediaan Air.....	37
5.3. Unit Penyediaan Refrigeran.....	42
5.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik .....	43
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	45
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>47</b>
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>93</b>
7.1. Sistem Organisasi .....	93
7.2. Manajemen Perusahaan .....	94
7.3. Kepegawaian.....	94
7.4. Penentuan Jumlah Karyawan.....	95
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>100</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) .....	101
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	102
8.3. Total Modal Akhir .....	104
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	106
8.5. Break Even Point (BEP) .....	107
<b>BAB IX KESIMPULAN.....</b>	<b>110</b>
<b>BAB X TUGAS KHUSUS .....</b>	<b>111</b>
10.1.Extractive Distillation Column .....	111
10.2.Reaktor.....	115
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>121</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>124</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Perbandingan Proses Pembuatan N-Propanol .....	5
Tabel 2.1.	Data Impor n-propanol .....	12
Tabel 5.1.	Kebutuhan Steam Untuk Peralatan .....	36
Tabel 5.2.	Kebutuhan Refrigeran Untuk Peralatan .....	42
Tabel 5.3.	Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan .....	43
Tabel 7.1.	Perincian Jumlah Karyawan .....	97
Tabel 8.1.	Total Penjualan Produk.....	101
Tabel 8.2.	Angsuran Pengembalian Modal (US\$).....	103
Tabel 8.3.	Nilai Slope dan Intersep <i>Break Event Point</i> .....	108
Tabel 8.4.	Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	109
Tabel 10.1.	Komponen dan <i>Liquid Solvent</i> yang Digunakan .....	114

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.	Grafik Data Impor n-propanol di Indonesia .....	12
Gambar 3.1.	Denah Lokasi Pabrik Propanol di Rawa Arum, Cilegon .....	17
Gambar 3.2.	Denah lokasi pabrik propanol dengan PT. Air Liquide Indonesia .....	18
Gambar 3.3.	Tata letak peralatan di pabrik Propanol .....	20
Gambar 3.4.	Tata letak Pabrik Propanol .....	21
Gambar 3.5.	Peta Lokasi Pendirian Pabrik, Kota Cilegon.....	22
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan .....	99
Gambar 8.1.	Grafik Analisa BEP dan SDP.....	108
Gambar 10.1.	<i>Extractive Distillation Column</i> Tradisional .....	112
Gambar 10.2.	<i>Stirred Reactor</i> .....	118
Gambar 10.3.	<i>Tubular Reactor</i> .....	119
Gambar 10.4.	<i>Packed Bed Reactor</i> .....	119
Gambar 10.5.	<i>Fluidized Bed Reactor</i> .....	120

## DAFTAR NOTASI

### 1. *Knock Out Drum*

- A : Vessel area minimum,  $m^2$   
C : Corrosion maksimum, in  
D : Diameter vessel minimum, m  
E : Joint efisiensi  
H<sub>L</sub> : Tinggi liquid, m  
H<sub>t</sub> : Tinggi vessel, m  
P : Tekanan desain, psi  
Q<sub>V</sub> : Laju alir volumetric massa,  $m^3/jam$   
Q<sub>L</sub> : Liquid volumetric flowrate,  $m^3/jam$   
S : Working stress allowable, psi  
t : Tebal dinding tangki, m  
U<sub>v</sub> : Kecepatan uap maksimum, m/s  
V<sub>t</sub> : Volume vessel,  $m^3$   
V<sub>h</sub> : Volume head,  $m^3$   
 $\rho$  : Densitas,  $kg/m^3$   
 $\mu$  : Viskositas, Cp  
 $\rho_g$  : Densitas gas,  $kg/m^3$   
 $\rho_L$  : Densitas liquid,  $kg/m^3$

### 2. *Furnace*

- A<sub>cp</sub> : Cold plate area shield tube,  $ft^2$   
A<sub>cpw</sub> : Cold plate area shield wall,  $ft^2$   
A<sub>r</sub> : Luas area radian,  $ft^2$   
A<sub>Rt</sub> : Luas permukaan radian,  $ft^2$   
A<sub>rt</sub> : Total exposed radiant length,  $ft^2$   
F : Jumlah fuel yang dibutuhkan,  $kg/jam$   
H : Tinggi radian total, ft  
L<sub>beam</sub> : Mean beam length, ft  
L<sub>r</sub> : Lebar seksi radian, ft

$L_s$  : Lebar bagian shield, ft  
 $N_t$  : Jumlah tube, buah  
 $Q$  : Beban panas, Btu/jam  
 $q_n$  : Net heat release, Btu/jam  
 $q_r$  : Radiant duty, Btu/jam  
 $T_f$  : Temperatur rata-rata fluida, °F  
 $T_t$  : Temperatur rata-rata dinding, °F

**3. *Heat Exchanger (Cooler, Condensor, Heater, Partial Condensor, Vaporizer, Reboiler)***

$A$  : Area perpindahan panas, ft<sup>2</sup>  
 $a_o, a_p$  : Area alir pada annulus, inner pipe, ft<sup>2</sup>  
 $a_s, a_t$  : Area alir pada shell and tube, ft<sup>2</sup>  
 $a''$  : *External surface per 1 in, ft<sup>2</sup>/in ft*  
 $B$  : *Baffle spacing, in*  
 $C''$  : *Clearence antar tube, in*  
 $C_p$  : *Spesific heat, Btu/lb°F*  
 $D$  : Diameter dalam tube, in  
 $De$  : Diameter ekuivalen, in  
 $D_s$  : Diameter shell, in  
 $f$  : Faktor friksi, ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>  
 $G_t, G_s$  : Laju alir pada tube, shell, lb/h.ft<sup>2</sup>  
 $g$  : Percepatan gravitasi  
 $h$  : Koefisien perpindahan panas, Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F  
 $h_i, h_o$  : Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam, bagian luar tube  
 $j_H$  : Faktor perpindahan panas  
 $k$  : Konduktivitas termal, Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F  
 $L$  : Panjang tube pipa, ft  
 $LMTD$  : *Logaritmic Mean Temperature Difference, °F*  
 $N$  : Jumlah baffle  
 $N_t$  : Jumlah tube  
 $P_T$  : *Tube pitch, in*

$\Delta P_T$  : Return drop shell, psi  
 $\Delta P_S$  : Penurunan tekanan pada shell, psi  
 $\Delta P_t$  : 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<sup>2</sup>.°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  
 $T_a$  : Temperatur rata-rata fluida panas, °F  
 $t_a$  : Temperatur rata-rata fluida dingin, °F  
 $tf$  : Temperatur film, °F  
 $tw$  : Temperatur pipa bagian luar, °F  
 $\Delta t$  : Beda temperatur yang sebenarnya, °F  
 $U$  : Koefisien perpindahan panas  
 $U_C, U_D$  : Clean overall coefficient, Design overall coefficient, Btu.hr.ft<sup>2</sup>.°F  
 $V$  : Kecepatan alir, ft/s  
 $W$  : Kecepatan alir massa fluida panas, lb/hr  
 $w$  : Kecepatan alir massa fluida dingin, lb/hr  
 $\mu$  : Viskositas, Cp

#### 4. Kompresor dan Ekspander

$K$  : Konsanta kompresi  
 $n$  : Jumlah stage  
 $\eta$  : Efisiensi kompresor  
 $P_{IN}$  : Tekanan masuk, bar  
 $P_{OUT}$  : Tekanan keluar, bar  
 $T_1$  : Temperatur masuk kompresor, °C  
 $T_2$  : Temperatur keluar kompresor, °C  
 $P_w$  : Power kompresor, HP

Q : Kapasitas kompresor, lb/menit  
Rc : Rasio kompresi  
W : Laju alir massa, lb/jam  
 $\rho$  : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

## 5. Kolom Distilasi dan Kolom Distilasi Ekstraktif

$\alpha$  : *Relatif volatilitas*  
Nm : *Stage minimum*  
L/D : *Refluks*  
N : *Stage/tray*  
m : *Rectifying section*  
p : *Stripping section*  
F<sub>LV</sub> : *Liquid-vapor flow factor*  
U<sub>f</sub> : *Kecepatan flooding, m/s*  
U<sub>v</sub> : *Volumetric flowrate, m<sup>3</sup>/s*  
A<sub>n</sub> : *Net area, m<sup>2</sup>*  
A<sub>c</sub> : *Cross section / luas area kolom, m<sup>2</sup>*  
D<sub>c</sub> : *Diameter kolom, m*  
A<sub>d</sub> : *Downcomer area, m<sup>2</sup>*  
A<sub>a</sub> : *Active area, m<sup>2</sup>*  
lw : *Weir length, m*  
A<sub>h</sub> : *Hole area, m<sup>2</sup>*  
hw : *Weir height, mm*  
dh : *Hole diameter, mm*  
L<sub>m</sub> : *Liquid rate, kg/det*  
how : *Weir liquid crest, mm liquid*  
U<sub>h</sub> : *Minimum design vapor velocity, m/s*  
C<sub>o</sub> : *Orifice coefficient*  
hd : *Dry plate drop, mm liquid*  
hr : *Residual head, mm liquid*  
ht : *Total pressure drop, mm liquid*  
hap : *Downcomer pressure loss, mm*



$A_{ap}$  : Area under apron,  $m^2$   
 $H_{dc}$  : Head loss in the downcomer, mm  
 $h_b$  : Backup di downcomer, m  
 $t_r$  : Check resident time, s  
 $\theta$  : Sudut sub intended antara pinggir plate dengan unperforated strip  
 $L_m$  : Mean length, unperforated edge strips, m  
 $A_{up}$  : Area of unperforated edge strip,  $m^2$   
 $L_{cz}$  : Mean length of calming zone, m  
 $A_{cz}$  : Area of calming zone,  $m^2$   
 $A_p$  : Total area perforated,  $A_p$   
 $A_{oh}$  : Area untuk 1 hole,  $m^2$   
 $t$  : Tebal dinding, cm  
 $r$  : Jari-jari tanki, m  
 $S$  : Tekanan kerja yang diijinkan, Bar  
 $C_c$  : Korosi yang diijinkan, m  
 $E_j$  : Efisiensi pengelasan  
 $OD$  : Diameter luar, m  
 $ID$  : Diameter dalam, m  
 $E_{mV}$  : Efisiensi tray, %  
 $\rho$  : Densitas,  $kg/m^3$   
 $\mu$  : Viskositas,  $N.s/m^2$   
 $FA$  : Fractional Area  
 $H_e$  : Tinggi tutup elipsoidal, m  
 $H_t$  : Tinggi tanki, m  
 $M_{cat}$  : Massa katalis

## 6. Kolom Ekstraksi

$V_o$  : Kecepatan melalui Orifice  
 $A_{per}$  : Area bolongan  
 $N_o$  : Jumlah bolongan  
 $A_p$  : Plate are untuk bolongan  
 $A_d$  : Downspout area

AT	: Total plate area
DT	: Diameter tower
Eo	: Efisiensi tray
C	: Flowrate solven, kg/jam
$\rho_C$	: Densitas solven, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_D$	: Densitas campuran propanol, kg/m <sup>3</sup>
D	: Laju alir campuran propanol
$\mu_C$	: Viskositas campuran solven, Cp
$\mu_D$	: Viskositas campuran propanol, Cp
qC	: Laju volumetrik campuran solven
qD	: Laju volumetrik campuran propanol
gc	: Faktor konversi
g	: Percepatan gravitasi
$\sigma$	: Interfacial Tension

#### 7. *Mixing Tank*

C	: Korosi yang diizinkan, m
E	: Efisiensi pengelasan, dimensionless
S	: Working stress yang diizinkan, psi
Dt	: Diameter tanki, m
Di	: Diameter pengaduk, m
Hi	: Tinggi pengaduk dari dasar tanki
H1	: Tinggi pengaduk
W	: Lebar daun impeller
L	: Panjang daun impeller
Vs	: Volume silinder, m <sup>3</sup>
Ve	: Volume elipsoid, m <sup>3</sup>
th	: Tebal tanki, m
Nt	: Jumlah pengaduk
P	: Densitas liquid
$\mu$	: Viscosity, cP
tm	: waktu pengadukan, menit

## 8. Pompa

- $A$  : Area alir pipa, in<sup>2</sup>
- $BHP$  : *Brake Horse Power*, HP
- $D_{opt}$  : Diameter optimum pipa, in
- $f$  : Faktor friksi
- $g$  : Percepatan gravitasi, ft/s<sup>2</sup>
- $g_c$  : Konstanta percepatan gravitasi, ft/s<sup>2</sup>
- $H_f$  : Total friksi, ft
- $H_{fs}$  : Friksi pada dinding pipa, 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
- $H_d, H_s$  : *Head discharge, suction*, ft
- $ID$  : *Inside diameter*, in
- $OD$  : *Outside diameter*, in
- $K_c, K_e$  : *Contaction, ekspansion contraction*, ft
- $L$  : Panjang pipa, m
- $L_e$  : Panjang ekuivalen pipa, m
- $m_f, m_s$  : Kapasitas pompa, laju alir, lb/h
- $MHP$  : *Motor Horse Power*, HP
- $NPSH$  : *Net Positive Suction Head*, ft .lbf/ lb
- $P_{uap}$  : Tekanan uap, psi
- $Q_f$  : Laju alir volumetrik, ft<sup>3</sup>/s
- $Re$  : *Reynold Number, dimensionless*
- $V_s$  : *Suction velocity*, ft/s
- $V_d$  : *Discharge velocity*, ft/s
- $\Delta P$  : *Differential pressure*, psi
- $\varepsilon$  : *Equivalent roughness*, ft
- $\eta$  : Efisiensi pompa
- $\mu$  : Viskositas, kg/m.hr
- $\rho$  : Densitas, kg/m<sup>3</sup>

## 7. Reaktor

- $BM_{av}$  : BM rata – rata, kg/kmol  
 $g$  : Percepatan Gravitasi,  $m/s^2$   
 $H_S$  : Tinggi Head Reaktor, m  
 $H_R$  : Tinggi reaktor total, m  
 $k$  : Konstanta reaksi ,  $m^3/kmol.s, s^{-1}$   
 $M_{fr}$  : Laju alir massa, kg/jam  
 $Q_f$  : Volumetric Flowrate Umpan,  $m^3/h$   
 $t$  : Tebal dinding reaktor, m  
 $V_f$  : Total free volume,  $m^3$   
 $V_{HR}$  : Volume head reaktor, m  
 $V_R$  : Volume Total Reaktor, m  
 $V_s$  : Volume Shell,  $m^3$   
 $\mu$  : Viskositas Campuran, kg m/s

## 7. Tangki

- $C$  : Allowable corrosion, m  
 $D$  : Diameter tanki, m  
 $E$  : Joint efisiensi  
 $h$  : Tinggi head, m  
 $He$  : Tinggi elipsoidal, m  
 $H_s$  : Tinggi silinder tanki, m  
 $H_t$  : Tinggi total tanki, m  
 $P$  : Tekanan, Bar  
 $S$  : Allowable stress, psi  
 $t$  : Tebal dinding tanki, m  
 $V_h$  : Volume head,  $m^3$   
 $V_s$  : Volume silinder,  $m^3$   
 $V_t$  : Kapasitas tanki,  $m^3$   
 $W$  : Laju alir massa, kg/jam  
 $\rho$  : Densitas,  $kg/m^3$

## **DAFTAR LAMPIRAN**

Lampiran 1.	Perhitungan Neraca Massa.....	124
Lampiran 2.	Perhitungan Neraca Panas.....	162
Lampiran 3.	Perhitungan Spesifikasi Peralatan.....	220
Lampiran 4.	Perhitungan Ekonomi.....	480

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1. Latar Belakang

Pertumbuhan dan perkembangan industri nonmigas tertinggi salah satunya dicapai oleh kelompok industri kimia pada triwulan 2020. Pertumbuhan industri kimia mengalami peningkatan dikarenakan meningkatnya permintaan dalam negeri, terkait meningkatnya permintaan obat-obatan dan peralatan kesehatan akibat adanya pandemi *COVID-19* (Kemenperin, 2020).

Sektor industri kimia merupakan salah satu industri penggerak utama pembangunan ekonomi nasional, karena dapat memberikan kontribusi yang signifikan dalam peningkatan nilai tambah, lapangan kerja, dan devisa, serta mampu memberikan kontribusi yang besar dalam pembentukan daya saing nasional. Perkembangan industri yang maju dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor serta memacu percepatan alih teknologi, peningkatan efisiensi, dan produktivitas produksi, serta komoditas ekspor yang mempunyai potensial.

Perkembangan industri kimia yang terus meningkat disebabkan karena terjadinya peningkatan kebutuhan dan penggunaan bahan kimia di Indonesia. Salah satu bahan kimia yang dibutuhkan di Indonesia ialah n-propanol. Senyawa n-propanol merupakan alkohol sekunder sederhana. N-propanol memiliki karakteristik berupa cairan yang tidak berwarna, memiliki bau alkohol yang menyengat, dan mudah terbakar. N-propanol memiliki nama lain yaitu isopropil alkohol, 1-propanol, 2-propanol, propan-2-ol, sec-propanol, isopropanol, dan 2-hidroksil propan. N-propanol digunakan dalam pembuatan kosmetik, parfum, larutan pewarna, *antifreeze*, sabun, pembuatan aseton, dan produk kimia lainnya.

Menurut data Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan n-propanol di Indonesia dan di dunia perdagangan Internasional cenderung mengalami peningkatan pada setiap tahun. Data kebutuhan n-propanol pada tahun 2014 ialah 26.307.244 kg dan terus meningkat hingga pada tahun 2020 dengan kebutuhan n-propanol sebesar 35.596.744 kg. Kebutuhan n-propanol di Indonesia terpenuhi dengan mengekspor dari negara lain karena kebutuhan dalam negeri yang belum terpenuhi. Oleh karena itu, pembangunan pabrik n-propanol di Indonesia sangat diperlukan ditinjau dari kebutuhan dalam negeri dan manfaat dari n-propanol

tersebut, sehingga pendirian pabrik n-propanol diharapkan dapat membantu memenuhi kebutuhan masyarakat maupun industri serta dapat bersaing secara Internasional hingga menaikkan nilai ekspor Indonesia. Selain itu, pendirian pabrik bertujuan untuk memberikan lapangan pekerjaan baru dan memacu berdirinya pabrik lain terutama pengguna n-propanol.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan

Produksi n-propanol ( $C_3H_8O$ ) pertama kali secara komersial pada tahun 1930 oleh *Standard Oil of New Jersey*. Proses pembuatan n-propanol dilakukan dengan mereaksikan propilen dan air. Proses produksi n-propanol pertama di Amerika Serikat menggunakan bahan baku berupa propena dengan kualitas yang rendah, sedangkan Eropa memproduksi n-propanol menggunakan propena yang memiliki tingkat kemurnian yang tinggi. Produksi n-propanol terus mengalami perkembangan di berbagai negara seperti Jepang, Inggris, dan Jerman.

Negara-negara besar seperti Amerika Serikat, Texas Eastman, Union Carbide, dan Hoescht Celanese memproduksi n-propanol menggunakan teknologi oxo. Teknologi oxo konvensional awalnya menggunakan katalis  $HCo(CO)_4$ , kemudian beralih ke katalis Rh yang dimodifikasi fosfin pada tahun 1989. Kemudian pada tahun 1973, teknologi hidroformilasi atau oxo telah menjadi proses pembuatan n-propanol di Amerika Serikat dan Eropa secara komersial. Produksi n-propanol terus mengalami peningkatan (Kirk dan Othmer, 1965).

Senyawa n-propanol di Jerman sebelum terjadi perang dunia ke II diproduksi dengan proses reppe yang dikembangkan oleh W. Reppe. Proses reppe awalnya dilakukan dengan mereaksikan asetil dan karbon monoksida yang kemudian menghasilkan *acrylic acid*. W. Reppe kemudian mengembangkan teknologi proses ini untuk memproduksi n-propanol dengan cara mereaksikan senyawa olefin dan air dan mulai diperkenalkan pada tahun 1945 (Comyn, 2014).

Senyawa n-propanol memiliki karakteristik yaitu mudah larut dalam air, alkohol, eter, dan kloroform sehingga mudah untuk melarutkan etil selulosa, polivinil butiral, alkalodi, gusi, maupun resin alami. Karakteristik dari n-propanol yang larut dalam senyawa non-polar, mudah menguap dan relatif tidak beracun mendasari pemanfaatan dari senyawa tersebut secara meluas dalam berbagai industri maupun kehidupan sehari-hari. Contoh pemanfaatan umum dari senyawa

n-propanol adalah sebagai pelarut, zat perantara dalam reaksi kimia, bahan baku pembuatan aseton dan n-propylamin, parfum, larutan pewarna, dan *antifreeze*.

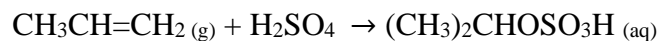
### 1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan N-Propanol

Senyawa n-propanol diproduksi secara komersial dalam skala pabrik dengan berbagai metode, antara lain menggunakan metode reaksi hidrasi secara langsung, reaksi hidrasi secara tidak langsung, reaksi hidrogenasi aseton, dan reaksi hidrogenasi katalitik gliserin. Berikut ialah penjelasan metode produksi:

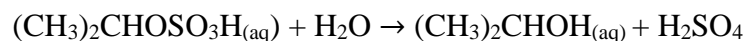
#### 1.3.1. Metode Reaksi Hidrasi Tidak Langsung (*Indirect Hydration*)

Proses pembuatan n-propanol secara tidak langsung terdiri dari dua tahap reaksi, berikut ialah kedua tahap reaksi hidrasi tidak langsung:

Langkah 1: esterifikasi propilen dan As. sulfat menjadi isopropil hidrogen sulfat



Langkah 2: Hidrolisis hidro-propil sulfat dan air menjadi n-propanol dan as. sulfat



Proses reaksi hidrasi tidak langsung umumnya dilakukan dengan dua reaktor dengan jenis yang berbeda. Pereaksian propilen dan air pada proses pertama menggunakan absorber dengan katalis asam kuat (konsentrasi asam >80%) pada T 20-30°C dan P 1-1,2 MPa. Katalis asam lemah (konsentrasi asam 60-80%) dilakukan untuk proses reaksi kedua dengan cara menghidrolisis ester sulfat pada T 60-65°C dan P 2,5 MPa. Konversi terhadap propilen sebesar 93% dan selektivitas n-propanol 98% dengan kemurnian produk 87% dan 97 vol%.

#### 1.3.2. Metode Reaksi Hidrasi Langsung (*Direct Hydration*)

Pembuatan n-propanol menggunakan metode reaksi hidrasi langsung dapat dibagi menjadi tiga macam yaitu proses *liquid-gas direct hidration*, *liquid phase*, dan *gas phase*. Berikut ialah penjelasan tiga macam proses tersebut.

##### 1.3.2.1. *Liquid-Gas Direct Hidration Process*

Proses *liquid-gas direct hidration* diterapkan oleh perusahaan *Deutsche-Texaci* dengan menggunakan prinsip proses *trickle bed* yaitu menggabungkan air dan propilen dalam bentuk gas ke reaktor dari bagian atas dan turun melalui resin penukar ion. Reaksi dapat terjadi pada kondisi operasi T 130-160°C dan P 8-10 MPa dan memproduksi n-propanol fasa *liquid*. Propilen yang bereaksi pada metode



ini lebih dari 75% dan selektivitas n-propanol 93%, produk samping yang terbentuk berupa diisopropil eter.

#### 1.3.2.1. *Liquid Phase Direct Hydration Process*

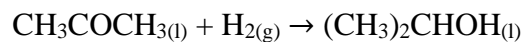
Perusahaan Tokuyama Soda memproduksi dan menggunakan proses hidrasi fase cair dengan bantuan katalis fase *liquid* asam lemah. Bahan yang digunakan proses ini yaitu propilena 95% dan air. Propilen dan air ditingkatkan suhunya dan dimasukkan ke reaktor dengan T 270°C dan P 20,3 MPa. Dilakukan pemisahan *Soluble catalyst* dan *directcycle*. Propilen yang terkonversi ialah sekitar 60-70% dengan 90% dan 99% selektivitas untuk n-propanol.

#### 1.3.2.1. *Gas Phase Direct Hydration Process*

*Gas Phase Direct Hydration Process* dikemukakan pada tahun 1951 dengan T 230-290°C dan P 20,3-25,3 MPa menggunakan katalis WO<sub>3</sub>-ZnO. Metode *Veba-Chemie* juga dikenalkan pada tahun yang sama, proses tersebut diawali engan menguapkan air dan propilen yang keudian dilalui pada reaktor dengan katalis H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>. Reaksi berlangsung pada T 240-260°C dan P 2,5-6,6 MPa. Puritas produk n-propanol yang dihasilkan ialah 91% dan selektiitas 96%, propilen yang bereaksi sekitar 4-5% sedangkan zat yang tidak dapat bereaksi akan *directcycle*.

#### 1.3.3. Metode Reaksi Hidrogenasi Aseton (*Acetone Hydrogenation*)

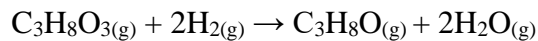
Proses metode reaksi hidrogenasi aseton menggunakan bahan baku aseton yang kemudian direaksikan dengan hidrogen pada kondisi temperatur antara 50-40°C dan tekanan antara 3-50 atm. Untuk mempercepat reaksi pembentukan n propanol, digunakan katalis logam seperti Ni atau Pd. Berikut ialah reaksi pembentukan n-propanol melalui metode hidrogenasi aseton:



#### 1.3.4. Metode Reaksi Hidrogenasi Katalitik Gliserin (*Catalytic Hydrogenation*)

Proses produksi n-propanol dengan metode reaksi hidrogenasi katalitik menggunakan bahan baku gliserin yang direaksikan dengan hidrogen. Kondisi operasi metode ini berlangsung pada temperatur 200-250°C dan tekanan 25-50 bar. Proses metode reaksi hidrogenasi katalitik gliserin termasuk ke metode hidrogenasi secara langsung. Mekanisme hidrogenasi katalitik gliserin dimulai dari dehidrogenasi alkohol menggunakan ion H<sup>+</sup> yang akan teradsopsi di bagian

permukaan logam katalis, basa konjugat RO<sup>-</sup> gliserin teradsorpsi pada bagian aktif logam membentuk senyawa alkoksi. Senyawa alkoksi yang berada pada bagian aktif logam banyak mengandung H<sup>+</sup>, maka akan mengalami hidrogenasi. Senyawa alkoksi yang apabila berada pada bagian aktif logam yang sedikit mengandung H<sup>+</sup>, maka akan mengalami dehidrasi akibat berinteraksi dengan sisi aktif asam pada katalis. Berikut ialah reaksi pembentukan n-propanol melalui metode hidrogenasi katalitik gliserin:



Perbandingan proses pembuatan n-propanol terdapat pada Tabel 1.1 di bawah berikut ini:

**Tabel 1.1.** Perbandingan Proses Pembuatan N-Propanol.

Proses	Keuntungan	Kekurangan
<i>Indirect Hydration</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Konversi reaksi 93%</li> <li>• Kemurnian produk 87%</li> <li>• Suhu rendah reaksi terbilang rendah 20-30°C dan 60-65°C</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mempunyai reaksi samping</li> <li>• Menggunakan dua reaktor</li> </ul>
<i>Direct Hydration</i>		
Fase gas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kemurnian produk 91%</li> <li>• Fase yang sama</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Suhu tinggi 240-260°C</li> <li>• Propilen yang bereaksi hanya sekitar 4-5%</li> </ul>
Fase cair- gas	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Konversi reaksi 75%</li> <li>• Fase yang berbeda</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>By product</i> yang tidak diinginkan</li> </ul>
Fase cair	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Penggunaan katalis berulang</li> <li>• Fase yang sama</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Membutuhkan bahan baku yang murni minimal 95%</li> <li>• Kondisi suhu operasi tinggi 270°C</li> </ul>

---

		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Nilai konversi yang terbilang kecil yaitu 60-70%.</li> </ul>
<i>Acetone Hydrogenation</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kondisi operasi pada suhu rendah</li> <li>• Konversi 80%</li> <li>• Proses menggunakan alat yang sederhana</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Bahan baku bersifat korosif pada bahan material.</li> </ul>
<i>Catalytic Hydrogenation</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Konversi 100%</li> <li>• Bahan baku tidak bersifat korosif</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Suhu operasi cenderung tinggi.</li> </ul>

---

#### 1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Bahan Pendukung

##### 1.4.1. Gliserin

###### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>
Massa molekul	: 92,095 gr/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Titik beku	: 17 °C
Titik didih	: 289°C
Titik nyala	: 160°C
Temperatur kritis	: 726 K
Tekanan kritis	: 66,9000 bar
Warna	: Tidak berwarna

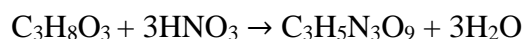
(Yaws, 1999)

###### 2) Sifat Kimia

- a. Reaksi antara gliserin dan urea membentuk gliserol karbonat



- b. Reaksi antara gliserin dan asam nitrat membentuk nitrogliserin dan air



- c. Larut dalam air dan alkohol  
d. Stabil dalam suhu ruang

- e. Membentuk campuran yang dapat meledak dengan udara pada pemanasan terus menerus

#### 1.4.2. Hidrogen

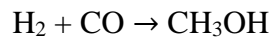
##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub>
Berat molekul	: 2,0159 gr/mol
Densitas	: 0,0898 g/cm <sup>3</sup>
Fase pada suhu kamar	: gas
Titik didih	: -252,8790°C
Titik lebur	: -259,1600°C
Titik beku	: -259,1000°C
Titik nyala	: -17,0000°C
Temperatur kritis	: 32,9380 K
Tekanan kritis	: 12,7640 atm
Warna	: Tidak berwarna

(Perry, R. H., 1997)

##### 2) Sifat Kimia

- a. Reaksi hidrogen dan karbon dioksida membentuk metanol



- b. Tidak cocok dengan oxidizer termasuk air, oksigen, dan halogen.

#### 1.4.3. Air

##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Massa molekul	: 18,015 gr/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Titik beku	: 0°C
Titik didih	: 100°C
Temperatur kritis	: 374,15°C
Tekanan kritis	: 220,5 bar
Densitas (30°C)	: 998 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten	: 40,683 kJ/kmol

(Perry, R. H., 1997)

2) Sifat Kimia

- a. Bereaksi dengan  $K_2O$ , sulfur oksida membentuk basa kalium dan asam sulfat.
- b. Bereaksi dengan mineral (Ca, Mg, Na, dan logam reaktif lainnya) membebaskan  $H_2$ .
- c. Bereaksi dengan atom karbon membentuk gas metana, hidrogen, karbondioksida, karbon monoksida, natrium dan logam reaktif lainnya.
- d. Bereaksi dengan anhidrid asam karboksilat membentuk asam karboksilat.

1.4.4. N-propanol

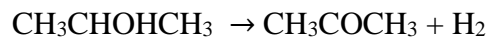
1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_3H_8O$
Massa molekul	: 60,0960 g/mol
Fase pada suhu kamar	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Densitas	: 0,78600 g/cm <sup>3</sup> (20°C)
Titik didih	: 97°C
Titik leleh	: -89°C
Temperatur kritis	: 786 kg/m <sup>3</sup>
Tekanan kritis	: 47,6000 atm

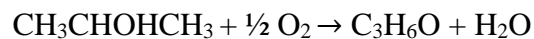
(Perry, R. H., 1997)

2) Sifat Kimia

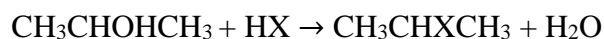
- a. Reaksi dehidrogenasi n-propanol membentuk aseton dengan katalis:



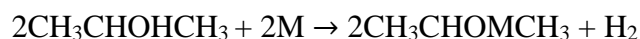
- b. Reaksi oksidasi parsial n-propanol membentuk aseton:



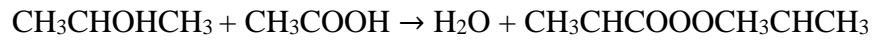
- c. Reaksi n-propanol dan asam halogen membentuk isopropil halida:



- d. Reaksi isopropil alkohol dengan logam aktif (*sodium* dan *potassium*) membentuk metal isopropoksida dan hidrogen:



- e. Reaksi isopropil alkohol dengan asam asetat dan bantuan katalis asam sulfat membentuk isopropil asetat:



- f. Stabil pada temperatur dan tekanan normal.  
g. Mudah terbakar baik dalam bentuk cairan dan gas.

#### 1.4.5. N-Methyl-2-Pyrrolidone

##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C <sub>5</sub> H <sub>9</sub> NO
Massa molekul	: 99,133 g/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak berwarna
Densitas	: 1,028 g/cm <sup>3</sup>
Titik didih	: 202°C
Titik leleh	: -24°C

(Yaws, 1999)

##### 2) Sifat Kimia

- a. Larut dalam air pada berbagai komposisi.  
b. Stabil pada temperatur dan tekanan normal.  
c. Uap dapat membentuk campuran mudah meledak dengan udara pada kondisi pemanasan.

#### 1.4.6. Toluena

##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>
Massa molekul	: 92,14 g/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak berwarna
Densitas	: 0,8623 g/cm <sup>3</sup>
Titik didih	: 110,6°C
Titik leleh	: -94,9°C

(Yaws, 1999)

##### 2) Sifat Kimia

- a. Tidak larut dalam air, larut dalam etanol, eter, aseton, chloroform, carbondisulfida, asam asetat, etil asetat, dan turunan petroleum.
- b. Bereaksi keras dengan beberapa halogen dan *oxidizers*.
- c. Stabil dalam temperatur dan tekanan normal.

#### 1.4.7. Nickel Alumina

##### 1) Sifat Fisika

Rumus molekul	: Ni-Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Massa molekul	: 160,6534 g/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Solid</i>
Warna	: Abu-abu
Konduktivitas Thermal	: 2,6 W/m.K
Densitas	: 573 kg/m <sup>3</sup>

##### 2) Sifat Kimia

- a. Tidak larut dalam air.
- b. Stabil dalam temperatur dan tekanan normal.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2010. Chemical Reaction Engineering. (Online).  
[http://homes.nano.aau.dk/lg/ChemReact2010\\_files/Chemical%20Reaction%20Engineering1\\_2010.pdf](http://homes.nano.aau.dk/lg/ChemReact2010_files/Chemical%20Reaction%20Engineering1_2010.pdf). Diakses pada tanggal 2 Juni 2021.
- Ardhiany, S. dan Wahyuningsi, A. 2020. Proses Konversi Limbah Pelumas Ringan Jenis SAE 15W-40 Menjadi Fuel Oil Alternatif. *Jurnal Teknik Patra Akademika*. Vol. 11(2):42-55.
- Badan Pusat Statistik. 2021. Export dan Import. (Online).  
<https://www.bps.go.id/exim/>. Diakses pada tanggal 15 Januari 2021.
- Branan, C., R. 2005. *Rules of Thumb for Chemical Engineering 4<sup>th</sup> Edition*. United States: Elsevier Inc.
- Caesar, V. 2012. Macam-Macam Reaktor (Reactor). (Online).  
<https://www.caesarvery.com/2012/11/macam-macam-reaktor-reactor.html>.  
Diakses pada tanggal 2 Juni 2021.
- Coker, A., K. 2001. *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*. New York: Elsevier Inc.
- Dean, J., A. 1999. *Lane's Handbook of Chemistry 15<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Evans, F., L., Jr. 1980. *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants 2<sup>nd</sup> Ed*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Felder, R., M. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 2<sup>nd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Fermander, F., A., N. dan Lona, L., M., F. 2000. Fluidized Bed Reactor for Polyethylene Production, The Influence of Polyethylene Prepolymerization. *Braz Journal of Chemical Engineering*. Vol. 17(2): 9-15.
- Fink, J. 2016. *Guide to the Practical Use of Chemicals in Refineries and Pipelines*. Austria: Gulf Professional Publishing.
- Fogler, H., S. 2016. *Elements of Chemical Reaction Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. United States: Pearson Education, Inc.
- Foutch, G., L. dan Johannes, A., H. 2003. *Encyclopedia of Physical Science and Technology, Reactors in Process Engineering*. 23-43.



- Gil, I. D., Gomez, J. M., dan Rodriguez, G. 2012. Control of an Extractive Distillation Process to Dehydrate Ethanol Using Glycerol as Entrainer. *Journal of Computers and Chemical Engineering*. Vol. 39: 129-142.
- Hafeez, S., Pallari, E., Manos, G., dan Constantinou, A. 2019. *Plastics to Energy, Fuel, Chemicals, and Sustainability Implications, Plastics Design Library*. New York: Elsevier, Inc.
- Ismail, S. 2002. *Alat Industri Kimia*. Palembang: Universitas Sriwijaya.
- Kern, D., Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill Inc.
- King, M. 2011. *Process Control a Practical Approach*. United Kingdom: John Wiley and Sons.
- Kirk, R., E. dan Othmer, D., F. 1965. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. New Jersey: John Wiley & Sons.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Ludwig, E., E. 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, 3<sup>rd</sup> Edition*. Houston: Gulf Publishing.
- Matches Engineering. 2021. *Equipment Cost Index*. <http://ww.matche.com/equipcost.html>. (Diakses pada Tanggal 5 Mei 2021).
- McCabe, W., L., Smith, J., C., dan Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Oxtoby, D., W., Gillis, H., P., dan Nachtrieb, N., H. 2001. *Prinsip-Prinsip Kimia Modern Edisi Keempat Jilid 1*. Jakarta: Erlangga.
- Perry, R., H. dan Green, D., W. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Perry, R. H., dan Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peter, M., S. dan Timmerhaus, K., D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Ray, B. dan Das, G. 2020. *Process Equipment and Plant Design, Principles and Practices*. Cambridge: Elsevier, Inc.

- SCHOFFL, P. dan Gallneukirchen. 2020. US20200407299A1, *Method for the Catalytic Conversion of Glycerol to Propanol*. United States: Patent Application Publication.
- Sinnott, R., K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Inc.
- Sinnott, R. dan Towler, G. 2008. *Chemical Engineering Design, Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Amsterdam: Elsevier Inc.
- Smith, R., 2005. *Chemical Process Design and Integration*. England: John Wiley and Sons.
- Smith, J., M., Van Ness, H., C. dan Abbott, M., M. 2005. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 7<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Suharto, M., Wibowo, A. A., dan Suharti, P. H. 2020. Optimasi Pemurnian Etanol dengan Distilasi Ekstraktif Menggunakan CHEMCAD. *Jurnal Teknologi Separasi*. Vol. 6(1): 1-7.
- Sulistyo, H. 2004. Perilaku Kolom Ekstraktif pada Destilasi Ekstraktif untuk Pemisahan Campuran Azeotrop dengan Entrainer Bertitik Didih Tidak Maksimum. *Jurnal Media Teknik*. Vol. 3(1).
- Treybal, R., E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Van Winkle, M. 1967. *Distillation*. New York: McGraw-Hill Inc.
- Vilbrandt, F., C. dan Dryden, C., E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. Tokyo: McGraw-Hill Inc.
- Walas, S., M. 1990. *Chemical Process Equipment, Selection and Design*. Newton: Butterworth-Heinemann.
- Yasmin, A. 2013. *Analisis Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Perusahaan Melakukan Pergantian KAP (Studi pada Perusahaan Manufaktur yang Terdaftar di BEI Tahun 2008-2011)*. [SKRIPSI]. Semarang: Universitas Diponegoro.
- Yaws, C., L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill Inc.

Zhang, W., A., Dong, H., Guo, G., dan Yu, L. 2014. Distributed Sampled-Data H Filtering for Sensor Network with Nonuniform Sampling Periods. *IEEE Transactions on Industrial Informatics*. Vol. 10(2): 871-881.