

**SKRIPSI**  
**PRA RENCANA**  
**PABRIK PEMBUATAN DIKLOROPROPANOL**  
**KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**



**Anastasia Putri Anugerah**

NIM. 03031181419070

**Bella Anggraini**

NIM. 03031181419158

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNIK**  
**UNIVERSITAS SRIWIJAYA**  
**2018**

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN DIKLOROPROPANOL  
KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh  
gelar Sarjana Teknik Kimia

pada

Universitas Sriwijaya



Anastasia Putri Anugerah

NIM. 03031181419070

Bella Anggraini

NIM. 03031181419158

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2018**

# HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA  
PABRIK DIKLOROPROPANOL  
KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

## SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Anastasia Putri Anugerah	03031181419070
Bella Anggraini	03031181419158

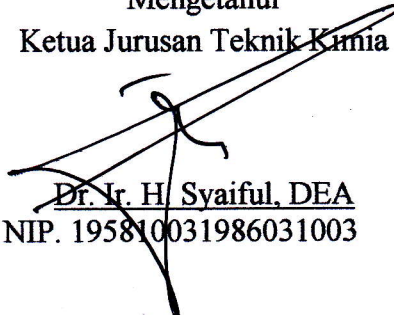
Indralaya, Juli 2018

Pembimbing



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

Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

## HALAMAN PERSETUJUAN


Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Dikloropropanol Kapasitas 24.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Anastasia Putri Anugerah dan Bella Anggraini di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 11 Juli 2018.

Palembang, Juli 2018

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

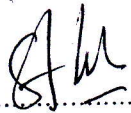
1. Dr. Ir. Hj. Susila Arita R., DEA

NIP. 196010111985032002

()

2. Ir. Hj. Siti Miskah, M.T

NIP. 195602241984032002

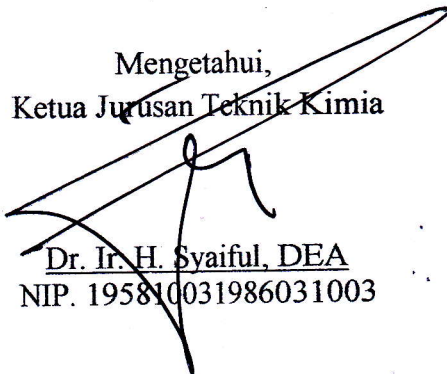
()

3. Dr. David Bahrin, S.T., M.T., Ph.D

NIP. 19801031200501100

( 15/7/2018)

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

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

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Anastasia Putri Anugerah  
NIM : 03031181419070  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Dikloropropanol Kapasitas 24.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Bella Anggraini 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.

Dibuat di Palembang, Juli 2018



**METERAI TEMPEL**  
TGL 20  
3E5C4AEF716722910  
**6000**  
ENAM RIBU RUPIAH

Anastasi Putri Anugerah  
NIM. 03031181419070



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

### KATA PENGANTAR

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Bella Anggraini

NIM : 03031181419158

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Dikloropropanol Kapasitas 24.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Anastasia Putri Anugerah 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.



Bella Anggraini  
NIM. 03031181419158



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa sehingga penyusunan laporan tugas akhir yang berjudul “**Pra-Rencana Pabrik Pembuatan Propilena dengan Kapasitas 250.000 Ton/Tahun**” dapat diselesaikan tepat waktu. Laporan tugas akhir ini merupakan salah satu mata kuliah yang harus ditempuh oleh mahasiswa Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya sebagai syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Strata Satu (S1).

Laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, terima kasih diberikan kepada:

1. Ibu Lia Cundari, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
2. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
3. Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Ir. Rosdiana Moeksin, M.T., dan Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku koordinator Tugas Akhir.
5. Para dosen yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir.
6. Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan dukungan dan saran sehingga tugas akhir ini berjalan lancar.

Akhir kata semoga laporan tugas akhir ini dapat menjadi sumber referensi pembaca dan masukan pada berbagai pihak.

Indralaya, Agustus 2018

Penulis

## UCAPAN TERIMA KASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis banyak menerima bimbingan, petunjuk, dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak yang bersifat moral maupun material. Penulis mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Allah SWT. Yang memberikan kekuatan bagi hambanya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
5. Ibu Novia S.T., M.T., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan, dorongan, dan semangat kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
6. Ibu Ir. Rosdiana Moeksin, M.T., dan Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku koordinator Tugas Akhir.
7. Seluruh Dosen dan Staff Akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Juli 2018

Penulis



## INTISARI

PRA RENCANA PABRIK DIKLOROPROPANOL KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN  
Karya tulis ilmiah berupa skripsi , Juli 2018

Anastasia Putri Anugerah. dan Bella Anggraini;

Dibimbing oleh Novia, S.T., M.T., Ph.D.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

XIII + 339 halaman, 4 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

### RINGKASAN

Pabrik pembuatan DCP (*Dichloropropanol*) direncanakan berdiri pada tahun 2022 di Cilegon, Tangerang, Banten dengan luas area sebesar 3,2 Ha. Proses pembuatan dikloropropanol menggunakan reaktor jenis *Stirred Tank Reactor* (R-01) dengan katalis *liquid* asam asetat ( $C_2H_4O_2$ ). Kondisi operasi pembuatan DCP adalah  $125^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm.

Pabrik pembuatan DCP ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang pimpinannya adalah Direktur. Sistem organisasi perusahaan ini adalah *line and staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 148 orang. Hasil dari analisa ekonomi Pra-rencana Pabrik Pembuatan Metanol sebagai berikut:

- |                                  |                        |
|----------------------------------|------------------------|
| a. <i>Selling Price per Year</i> | = US \$ 146,400,000.00 |
| b. <i>Total Production Cost</i>  | = US \$ 90,367,758.87  |
| c. <i>Annual Cash Flow</i>       | = US \$ 30.582.057,89  |
| d. <i>Pay Out time</i>           | = 2,06 tahun           |
| e. <i>Rate of Return</i>         | = 70 %                 |
| f. <i>Discounted Cash Flow</i>   | = 62,97 %              |
| g. <i>Break Even Point</i>       | = 25,37 %              |
| h. <i>Service Life</i>           | = 11                   |

**Kata kunci :** Pabrik, dikloropropanol, kondisi operasi, analisa ekonomi

Indralaya, Juli 2018

Disetujui oleh,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

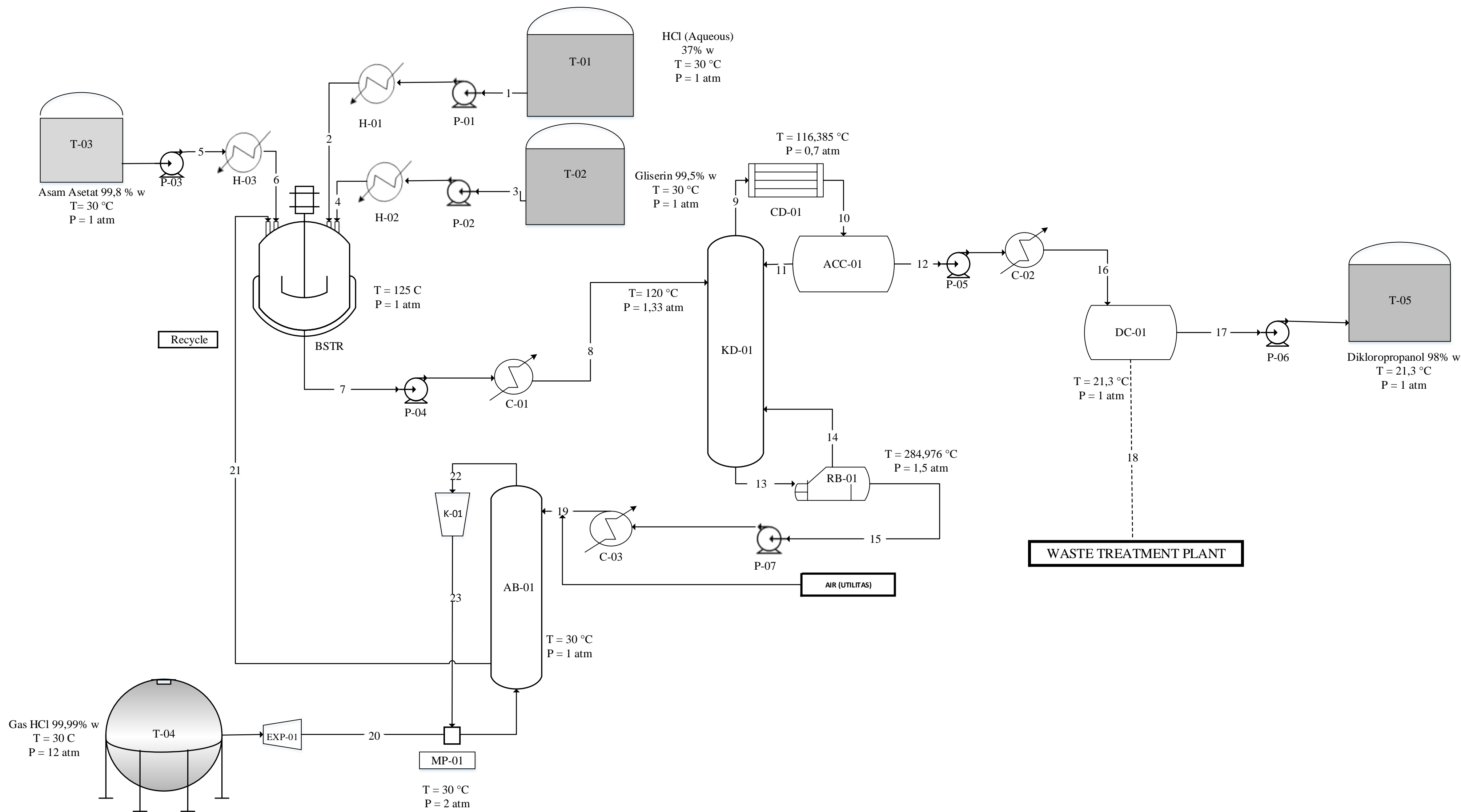


Novia, S.T., M.T., Ph.D.  
NIP. 197311052000032003

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia




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



**Keterangan:**

- |                   |                                   |
|-------------------|-----------------------------------|
| T = Tank          | P = Pump                          |
| H = Heater        | MP = Mix Point                    |
| EXP = Expander    | BSTR = Batch Stirred Tank Reactor |
| DC = Decanter     | C = Cooler                        |
| AB = Absorber     | RB = Reboiler                     |
| CD = Condenser    | KD = Distillation Column          |
| ACC = Accumulator | MP = Mixing Point                 |
| K = Kompresor     |                                   |

 UNIVERSITAS SRIWIJAYA FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK KIMIA	Gambar 2.1
	<b>DIAGRAM ALIR PROSES PABRIK PEMBUATAN DIKLOROPROPANOL DARI GLISERIN DAN ASAM KLORIDA</b>
Digambar oleh	
1. Anastasia Putri Anugerah (03031181419070)	Juli 2018
2. Bella Anggraini (03031181419158)	
Diperiksa oleh : Novia S.T.,M.T.,Ph.D.	
Disetujui oleh : Novia S.T.,M.T.,Ph.D.	

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN COVER LUAR</b>	
<b>HALAMAN COVER DALAM</b>	
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b>	
<b>PERNYATAAN INTEGRITAS</b>	
<b>KATA PENGANTAR</b>	
<b>RINGKASAN</b>	
<b>UCAPAN TERIMAKASIH</b>	
<b>DAFTAR ISI</b> .....	iii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	v
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	vi
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	vii
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xvi
<b>BAB 1 PEMBAHASAN UMUM</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Proses Pembuatan .....	3
1.4. Sifat-Sifat Fisika dan Kimia.....	6
<b>BAB 2 PERENCANAAN PABRIK</b> .....	13
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	13
2.2. Pemilihan Kapasitas .....	13
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	15
2.4. Pemilihan Proses .....	16
2.5. Uraian Proses .....	16
<b>BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK</b> .....	18
3.1. Lokasi Pabrik .....	18
3.2. Tata Letak Pabrik .....	20
3.3. Perincian Luas Area .....	21
<b>BAB 4 NERACA MASSA DAN NERACA PANAS</b> .....	23
4.1. Neraca Massa .....	23
4.2. Neraca Panas .....	29
<b>BAB 5 UTILITAS</b> .....	37

5.1. Unit Penyediaan <i>Steam</i> .....	37
5.2. Unit Penyediaan Air .....	38
5.3. Unit Penyediaan <i>Refrigerant</i> .....	41
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik .....	42
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	43
<b>BAB 6 SPESIFIKASI PERALATAN</b> .....	48
<b>BAB 7 ORGANISASI PERUSAHAAN</b> .....	78
7.1. Sistem Organisasi .....	78
7.2. Manajemen Perusahaan .....	46
7.3. Kepegawaian .....	47
7.4. Penentuan Jumlah Pekerja .....	49
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	50
<b>BAB 8 ANALISA EKONOMI</b> .....	90
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) .....	91
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	92
8.3. Total Modal Akhir .....	94
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	96
8.5. Break Even Point (BEP) .....	97
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	100
<b>BAB 9 KESIMPULAN</b> .....	101
<b>BAB 10 TUGAS KHUSUS</b> .....	102
10.1. Furnace .....	102
10.2. Reaktor .....	111
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	112

## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Perbandingan Pembentukan Propilen .....	11
Tabel 2.1. Statistik Impor Propilen .....	14
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift.....	85
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	87
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal .....	93

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Kebutuhan Propilen di Indonesia pada Tahun 2010-2016 ..	14
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik .....	20
Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik .....	21
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan .....	22
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	89
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i> .....	99
Gambar 10.A.1.Alat Furnace .....	103
Gambar 10.A.2.Jenis-Jenis Furnace.....	104
Gambar 10.A.3.Furnace Tipe Box .....	105
Gambar 10.A.4.Furnace Tipe Kabin .....	106
Gambar 10.A.5.Furnace Tipe Silinder Vertikal .....	107
Gambar 10.B.1.Reaktor <i>Single Bed</i> .....	111
Gambar 10.B.2.Reaktor <i>Multibed Bed</i> .....	112
Gambar 10.B.3.Reaktor <i>Multitube</i> .....	113

## DAFTAR NOTASI

### 1. ACCUMULATOR

C	:	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	:	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	:	Inside diameter, Outside diameter, m
L	:	Panjang accumulator, m
P	:	Tekanan operasi, atm
S	:	Working stress yang diizinkan
t	:	Temperatur Operasi, °C
V	:	Volume total, m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	:	Volume silinder, m <sup>3</sup>
W	:	Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	:	Densitas, lb/ft <sup>3</sup>

### 2. CHILLER, COOLER, HEAT EXCHANGER, KONDENSOR, REBOILER, EVAPORATOR

A	=	Area perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
a <sub>a</sub> , a <sub>p</sub>	=	Area pada annulus, inner pipe, ft <sup>2</sup>
a <sub>s</sub> , a <sub>t</sub>	=	Area pada shell, tube, ft <sup>2</sup>
a''	=	external surface per 1 in, ft <sup>2</sup> /in ft
B	=	Baffle spacing, in
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
D <sub>e</sub>	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
G <sub>a</sub>	=	Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>p</sub>	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft <sup>2</sup>

$G_s$	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$G_t$	=	Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft <sup>2</sup>
$g$	=	Percepatan gravitasi
$h$	=	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$h_i, h_{io}$	=	Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
$jH$	=	Faktor perpindahan panas
$k$	=	Konduktivitas termal, Btu/jam.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
$\Delta P_r$	=	Return drop sheel, Psi
$\Delta P_s$	=	Penurunan tekanan pada shell, Psi
$\Delta P_t$	=	Penurunan tekanan tube, Psi
$ID$	=	Inside Diameter, ft
$OD$	=	Outside Diameter, ft
$\Delta P_T$	=	Penurunan tekanan total pada tube, Psi
$Q$	=	Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
$R_d$	=	Dirt factor, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$Re$	=	Bilangan Reynold, dimensionless
$s$	=	Specific gravity
$T_1, T_2$	=	Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
$t_1, t_2$	=	Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
$T_c$	=	Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	=	Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$U_c, U_d$	=	Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$W$	=	Laju alir massa fluida panas, lb/jam



$w$  = Laju alir massa fluida dingin, lb/jam

$\mu$  = Viscositas, cp

### 3. EXPANDER, KOMPRESOR

$k$  =  $C_v / C_p$

$n$  = Jumlah Stage

$P_i$  = Tekanan input, atm

$P_o$  = Tekanan output, atm

$P$  = Power kompresor (HP)

$Q$  = Kapasitas kompresor

$T_i$  = Temperatur input, K

$T_o$  = Temperatur output, K

$\eta$  = Efisiensi

$V$  = Volumetrik gas masuk

$\rho$  = Densitas,  $\text{kg/m}^3$

$R_c$  = Rasio Kompresi

$W$  = Laju alir massa, lb/jam

### 4. FURNACE

$q_n$  : Neat heat release, Btu/jam

$q_r$  : Radiant duty, Btu/jam

$t_f, t_t$  : Temperatur fluida, temperatur dinding, °F

$A_{r,a}$  : Luas area radiant section, luas tube,  $\text{ft}^2$

OD : diameter luar tube, in

L : panjang tube, ft

$N_t$  : Jumlah tube

$A_{cp}$  : cold plane surface,  $\text{ft}^2$

V : Volume furnace,  $\text{ft}^3$

$L_{\text{beam}}$	: Mean beam Length, ft
$E_g$	: gas emisivitas
$q_s$	: Heat loss fuel gas, Btu/jam
$h_{cc}$	: koefisien konveksi, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$h_{cl}$	: koefisien gas radiant, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$h_{cw}$	: koefisien wall radiant, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$A_{cw}$	: wall area per row, ft <sup>2</sup>
$f$	: factor seksi konveksi
$U_c$	: overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$\rho_g$	: densitas fuel gas, lb/ft <sup>3</sup>
$G$	: mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft <sup>2</sup>

## 5. KNOCK OUT DRUM

$A$	: <i>Vessel</i> Area Minimum, m <sup>2</sup>
$C$	: <i>Corrosion</i> maksimum, in
$D$	: Diameter <i>Vessel</i> minimum, m
$E$	: <i>Joint</i> efisiensi
$H_L$	: Tinggi <i>Liquid</i> , m
$H_T$	: Tinggi <i>Vessel</i> , m
$P$	: Tekanan desain, psi
$Q_V$	: Laju alir <i>Volumetric</i> massa, m <sup>3</sup> /jam
$Q_L$	: <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m <sup>3</sup> /jam
$S$	: <i>Working stress Allowable</i> , psi
$t$	: tebal dinding tangki, m
$U_V$	: Kecepatan uap maksimum, m/s
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>
$V_h$	: Volume <i>Head</i> , m <sup>3</sup>
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>

$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho_g$	: Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	: Densitas <i>Liquid</i> , kg/m <sup>3</sup>

## 6. KOLOM DISTILASI

$A_d$	: Downcomer area, m <sup>2</sup>
$A_t$	: Tower area, m <sup>2</sup>
$A_n$	: Net area, m <sup>2</sup>
$A_a$	: Active area, m <sup>2</sup>
$A_b$	: Hole area, m <sup>2</sup>
$A_{da}$	: Aerated area, m <sup>2</sup>
$C$	: Faktor korosi yang dizinkan, m
$C_{sb}$	: Kapasitas vapor, m/det
$DI$	: Clearance, mm
$d_h$	: Diameter hole, mm
$d_c$	: Diameter kolom, mm
$e$	: Total entrainment, kg/det
$E$	: Joint efficiency, dimensionless
$F$	: Friction factor, dimensionless
$F_{iv}$	: Paramater aliran, dimensionless
$h_a$	: Aerated liquid drop, m
$h_f$	: Froth height, mm
$h_w$	: Weir height, mm
$h_\sigma$	: Weep point, cm
$H$	: Tinggi kolom, m
$L_w$	: Weir length
$L$	: Laju alir massa liquid solvent, kg/det

$N_m$	:	Jumlah tray minimum
$\Delta P$	:	Pressure drop
$P$	:	Tekanan desain, atm
$q$	:	Laju alir volume umpan solvent, m <sup>3</sup> /det
$Q$	:	Laju alir volume umpan gas, m <sup>3</sup> /det
$Q_p$	:	Aeration factor, dimensionless
$R$	:	[L/D] reflux ratio, dimensionless
$R_h$	:	Radius Hydrolic, m
$R_m$	:	Reflux minimum
$Re_h$	:	Reynold modulus, dimensionless
$S$	:	Working stress, N/m <sup>2</sup>
$S_s$	:	Stage umpan
$St$	:	Jumlah stages
$t$	:	Tebal dinding vessel, m
$T$	:	Temperatur operasi, °C
$T_{av}$	:	Temperatur rata-rata, °C
$U_f$	:	Kecepatan aerated mass, $U_f$
$V$	:	Laju alir massa umpan gas, kg/det
$V_d$	:	Downcomer velocity, m/det
$\alpha$	:	Relatif volatil, dimensionless
$\Delta$	:	Liquid gradien, cm
$\rho_g$	:	Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_l$	:	Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
$\psi$	:	Fractional entrainment, dimensionless

## 7. POMPA

$A$  = Area alir pipa, in<sup>2</sup>

$BHP$  = Brake Horse Power, HP

$D_i \text{ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
$E$	= Equivalent roughness
$f$	= Faktor friksi
$FK$	= Faktor keamanan
$g_c$	= Percepatan gravitasi, $\text{ft/s}^2$
$Gpm$	= Gallon per menit
$H_{f \text{ suc}}$	= Total friksi pada suction, ft
$H_{f \text{ dis}}$	= Total friksi pada discharge, ft
$H_{fs}$	= Skin friction loss
$H_{fsuc}$	= Total suction friction loss
$H_{fc}$	= Sudden Contraction Friction Loss ( $\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$ )
$H_{fe}$	= Sudden expansion friction loss ( $\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$ )
$ID$	= Inside diameter pipa, in
$K_C, K_S$	= Contraction, expansion loss contraction, ft
$L$	= Panjang pipa, ft
$L_e$	= Panjang ekuivalen pipa, ft
$NPSH$	= Net positive suction head (ft)
$N_{Re}$	= Reynold number, dimension less
$P_{vp}$	= Tekanan uap, Psi
$Q_f$	= Laju alir volumeterik
$V_f$	= Kapasitas pompa, lb/jam
$V$	= Kecepatan alir
$\Delta P$	= Beda tekanan, Psi

## 8. REAKTOR

$a_c$	: Luas permukaan katalis, $\text{m}^{-1}$
$A_j$	: Luas kontak jaket pendingin, $\text{m}^2$
$C$	: Tebal korosi yang diizinkan, m

$C_X$	: Konsentrasi Zat X
$C_j$	: Panas spesifik fluida jaket, btu/lb °F
$C_r$	: Panas spesifik fluida reaktor, btu/lb °F
$d_p$	: Diameter partikel katalis, m
$D_{AB}$	: Bulk diffusivity, $\text{cm}^2/\text{s}$
$D_R$	: Diameter reaktor, m
$E$	: Energi Aktivasi, kkal/mol
$F_{A0}$	: Laju alir umpan, kmol/jam
$\Delta H_f$	: Entalpi pembentukan, kkal/mol
$H_R$	: Tinggi reaktor, m
$J_D$	: Nilai faktor perpindahan massa
$k$	: Konstanta kecepatan reaksi
$k_b$	: Koonstanta Boltsman, $\text{m}^2.\text{kg}/\text{s}^2.\text{K}$
$k_c$	: Koefisien transfer massa katalis
$k_o$	: Konstanta global rate
$k_g$	: Koefisien transfer massa reaktan ke permukaan katalis
$k_s$	: Koefisien transfer massa pada permukaan internal katalis
$M$	: Berat molekul, g/mol
$N$	: Bilangan Avogrado, $\text{mol}^{-1}$
$P_t$	: Tekanan operasi, atm
$q$	: Laju volumetric, $\text{m}^3/\text{s}$
$R$	: Konstanta gas, kkal/mol K
$-r_A$	: Laju reaksi
$S$	: Working stress yang diizinkan, atm
$S_{\text{ext}}$	: Luas permukaan eksternal katalis, $\text{m}^2/\text{kg}$
$S_{\text{int}}$	: Luas permukaan internal katalis, $\text{m}^2/\text{kg}$
$t$	: Tebal dinding reaktor, mm
$T$	: Temperatur, K
$U$	: Superficial velocity, m/s

$U_r$	: Koefisien perpindahan panas, Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F
$V_r$	: Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$V_k$	: Volume katalis, m <sup>3</sup>
$W$	: Laju aliran massa, kg/jam
$W_K$	: Berat katalis, Kg
$X$	: Persen konversi
$\rho, \rho_k$	: Densitas fluida, katalis, kg/m <sup>3</sup>
$\varepsilon$	: Void fraksi, tidak berdimensi
$\sigma_{AB}$	: Konstanta <i>Lennard-Jones</i> , A <sup>o</sup>
$y$	: Fraksi mol, tidak berdimensi
$\Phi$	: Porositas partikel katalis, tidak berdimensi
$\Omega_{AB}$	: Integral Collision, tidak berdimensi
$\mu$	: Viskositas, kg/m.hr
$\eta$	: Effectiveness factor
$\Omega$	: Overall effectiveness factor
$\phi_{s2}$	: Modulus Thiele, m <sup>2</sup> /s
$\sigma$	: Constriction factor
$\tau$	: Waktu tinggal, s
$\tau_{cw}$	: Waktu tinggal air pendingin, s

## 9. TANGKI

$C$	= Tebal korosi yang diizinkan
$D$	= Diameter tangki, m
$E$	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
$h$	= Tinggi head, m
$H$	= Tinggi silinder, m
$H_T$	= Tinggi total tangki, m
$P$	= Tekanan Operasi, atm

S	= Working stress yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
t	= Lama persediaan/penyimpanan, hari
$V_h$	= Volume ellipsoidal head, $m^3$
$V_s$	= Volume silinder, $m^3$
$V_t$	= Volume tangki, $m^3$
W	= Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	= Densitas, $kg/m^3$



## DAFTAR LAMPIRAN

<b>Lampiran 1.</b> Paten Utama.....	160
<b>Lampiran 2.</b> Paten Pendukung.....	190
<b>Lampiran 3.</b> Tugas Khusus.....	217
<b>Lampiran 4.</b> Biodata Penulis.....	489

# BAB I

## PEMBAHASAN UMUM

### 1.1. Pendahuluan

DCP (*dichloropropanol*) merupakan senyawa yang dikategorikan dalam kelas *halohydrin*, yang termasuk *halogenated alcohol*. DCP yang terdiri dari atom karbon, hidrogen, klorin dan oksigen dengan rumus kimia  $C_3H_6Cl_2O$  adalah salah satu chlorohydrin gliserin yang dimana gugus hidroksil gliserolnya digantikan dengan atom klorin. Komponen hidroksi tersebut biasa disebut dengan *choropropanol*.

Biasanya DCP digunakan dalam jumlah banyak sebagai *intermediate* produksi epiklorohidrin. Beberapa penelitian menyatakan fungsi DCP sebagai konversi enzimatis aktif bagi epoklorohidrin. DCP juga biasa digunakan sebagai pelarut untuk resin keras, nitroselulosa, pembuatan *lacquer* pada industri fotografi, dan digunakan sebagai bahan baku analisa vitamin A.

Tercatat oleh Chemcyclopedia pada tahun 2003 bahwa terdapat total 3 penyuplai DCP didunia yaitu dari Jerman (Raschig GmbH) dan dari Amerika (Contract Chemicals, Inc., di Virginia dan SACHEM, Inc., di Texas). DCP dengan kemurnian tinggi bisa didapatkan dari perusahaan tersebut dengan jumlah yang sedikit.

Di Indonesia, manufaktur daripada DCP masih belum bisa ditemukan, hal ini mengakibatkan kegiatan impor yang tidak terelakkan karena kebutuhan DCP yang belum dipenuhi. Kebutuhan akan DCP yang tinggi, harus diimbangi dengan banyaknya produksi DCP di Indonesia, maka dari itu dilakukan rancangan pabrik metanol untuk memenuhi kebutuhan DCP.

### 1.2. Proses Pembuatan Dikloropropanol

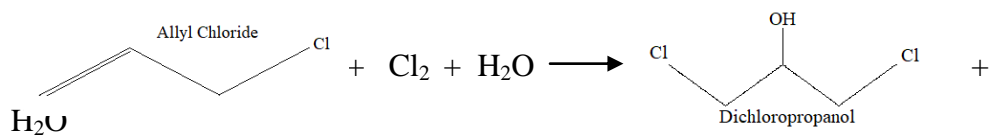
Pada umumnya proses pembuatan dikloropropanol dibagi menjadi 2, yaitu:

#### 1.2.1. Dikloropropanol dari Klorohidrinasi Alil Klorida

Produksi DCP dari klorohidrinasi *allyl chloride* dilakukan pada tahun 1984 oleh *Shell Chemical* di Norco, Louisiana. Pembuatan DCP ini dilakukan

untuk memmanufaktur epiklorohidrin dan disuplai ke pasar. Proses klorohidrinasi menggunakan bahan baku allil klorida yang direaksikan dengan klorin dan air. Proses ini menggunakan katalis padat Zeolit Titanium Silikat. Proses ini adalah proses yang pertama yang ditemukan untuk memproduksi DCP.

Allil klorida dikontakkan dengan gas klorin dan air fase uap dalam reaktor untuk menghasilkan DCP fase *liquid*. Proses sintesa ini dilakukan dalam tekanan 100-1200 mmHg dan temperatur 50-150°C. Proses ini memiliki tingkat *hazardous* yang tinggi sehingga tidak lagi digunakan dalam proses pembuatan DCP.



### 1.2.2. Dikloropropanol dari Klorinasi Gliserin

Proses klorinasi gliserin adalah pembuatan DCP dengan bahan baku senyawa gliserin yang direaksikan dengan asam klorida dengan katalis *liquid* asam karboksilat. Proses ini berlangsung pada kondisi operasi tekanan rendah atau tekanan normal atm dan suhu 70-200°C. Proses ini memiliki tingkat *hazardous* yang rendah dibandingkan dengan proses klorohidrinasi.

Dalam proses klorinasi, gliserin fase *liquid* dikontakkan dengan asam klorida fase *liquid* atau gas dimana terjadi reaksi substitusi halogen gugus klorida dengan gugus hidroksil. Proses reaksi ini memiliki konversi tinggi karena terjadi pengadukan dalam reaktor sehingga tumbukkan antar atom terjadi dengan efisien dan kondisi reaksi terjadi secara homogen disetiap titik reaktor.

**Tabel.1.1.** Perbandingan Proses Sintesis Dikloropropanol

No.	Klasifikasi	Klorinasi	Klorohidrinasi
1.	Kondisi operasi		
	Temperatur (°C)	70-200°C	50-150°C
	Tekanan (mmHg)	Tekanan rendah	100-1200 mmHg
2.	Tipe Reaktor	<i>Stirred Tank Reactor</i>	Fixed Bed Reaktor
3.	Katalis	Asam Karboksilat	Zeolit Titanium Silikat
4.	Konversi	Tinggi	-

5.	Kelebihan	Proses lebih efisien Konversi lebih tinggi Tingkat <i>hazardous</i> lebih rendah	-
6.	Kekurangan	-	Tingkat <i>hazardous</i> yang tinggi

---

Berdasarkan perbandingan proses diatas yang di ambil pada pra rancangan pabrik pembuatan DCP ini adalah proses klorinasi dengan pertimbangan antara lain konversi yang tinggi dan tingkat *hazardous* yang rendah.

### 1.3. Sifat Fisika Komponen

#### 1.3.1. Sifat Fisika Bahan Baku

##### 1. Gliserin

Rumus molekul	: $C_3H_8O_3$
Wujud	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak Berwarna
Berat molekul (g/mol)	: 92.095
<i>Specific gravity</i>	: 1.263
Titik beku (K)	: 291.33
Titik didih (K)	: 563.15
Melting point (K)	: 290.9
Temperatur Kritis (K)	: 723
Tekanan Kritis (bar)	: 40
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	: 264.0
Critical density (g/cm <sup>3</sup> )	: 0.3488
Kompresibilitas kritis (Zc)	: 0.176
Faktor asentrik ( $\omega$ )	: 1.320

##### 2. Asam Klorida

Rumus molekul	: HCl
Berat molekul (g/mol)	: 36.461
Wujud	: <i>Liquid</i> atau gas
Warna	: Tidak Berwarna
<i>Specific gravity</i>	: 1.268

Titik beku (K)	: 158,97
Titik didih (K)	: 188,15
Temperatur Kritis (K)	: 324,65
Tekanan Kritis (bar)	: 83,09
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	: 81,0
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	: 0,4500
Kompresibilitas kritis (Z <sub>c</sub> )	: 0,249
Faktor asentrik (ω)	: 0,132

### 3. Asam Asetat

Rumus molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>
Berat molekul (g/mol)	: 60,053
Wujud	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak Berwarna
<i>Specific gravity</i>	: 1,052
Titik beku (K)	: 289,91
Titik didih (K)	: 391,05
Temperatur Kritis (K)	: 592,71
Tekanan Kritis (bar)	: 57,86
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	: 171,0
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	: 0,3512
Kompresibilitas kritis (Z <sub>c</sub> )	: 0,201
Faktor asentrik (ω)	: 0,462
ΔH <sub>f</sub> (KJ/mol) 298,15 °K	: 11,715

### 1.3.2. Sifat Fisika Produk

#### 1. Dikloropropanol (DCP)

Rumus molekul	: C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> Cl <sub>2</sub> O
Berat molekul (g/mol)	: 128,98
Wujud	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak Berwarna
Titik didih (K)	: 447,039
Temperatur Kritis (K)	: 633,00

Melting pont (K)	: 269,261
Flash point (K)	: 347,038
Tekanan Kritis (bar)	: 46,03
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	: 308,00
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	: 1,3506 at 291,483 K
Kompresibilitas kritis (Zc)	: 0,269
Faktor asentrik ( $\omega$ )	: 0,359
$\Delta H_f$ (KJ/g mol) 298,15 K	: 385,6

## 2. Air

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul (g/mol)	: 18,016
Wujud	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak Berwarna
<i>Specific gravity</i>	: 0,792
Titik beku (K)	: 273,2
Titik didih (K)	: 373,2
Temperatur Kritis (K)	: 647,3
Tekanan Kritis (bar)	: 220,4288
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	: 56
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	: 1
Kompresibilitas kritis (Zc)	: 0,229
Faktor asentrik ( $\omega$ )	: 0,344
$\Delta H_f$ (KJ/g mol) 298,15°K	: -241,8352
$\Delta H_v$ (KJ/g mol) Tb	: 40,708

### 1.3.3. Sifat Fisika Bahan Pendukung

#### 1. Amoniak

Rumus Molekul	: NH <sub>3</sub>
Wujud	: <i>Liquid</i> /Cair dan Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Berat Molekul (g/mol)	: 17,03
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	: 686

<i>Specific Gravity</i>	: 0,59
Tekanan Kritis (Bar)	: 112,8
Temperatur Kritis (K)	: 406,15
Titik Didih (K)	: 240,15
Titik Lebur (K)	: 196,15

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2018. *Harga Jual Beli Katalis*. (online). [www.shop.riogeninc.com](http://www.shop.riogeninc.com). (Diakses 10 Juli 2018).
- Anonim. 2018. *Kurs Jual Beli Dollar*. (Online). [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id). (Diakses 9 Juli 2018).
- Anshary, M Isa. 2012. *Pembuatan Biodiesel dari Minyak Kelapa Sawit dengan Katalis Padat Berpromotor Ganda Dalam Reaktor Fixed Bed*. Jurnal Teknik Pomits. 1(1): 1-4.
- Badan Pusat Statistika. 2018. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri Kimia*. Jakarta: BPS, Departemen Perindustrian dan Perdagangan RI.
- Bhuiyan, Tazul I. 2014. *Kinetics Modelling Of 2-Butene Metathesis Over Tungsten Oxide Containing Mesoporous Silica Catalyst*. The Canadian Journal of Chemical Engineering: Canada.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York.
- Dennis, C. 2006. *Fired Heater*. Engineering Design Seminar, UOP LLC.
- Felder, R. M. dan Rousseau R. W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process*, 3rd Edition. John Wiley & Sons, Inc : New York.
- Fogler, S. 1992. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 2nd Edition. New Jersey: Prentice Hall, Inc.
- Google Earth. 2018. *Tata Letak Pabrik*. (Online): <http://earth.google.co.id>. (Diakses pada 20 Juni 2018).
- Guo, Xiaoyan. 2014. *Fixed Bed Reactor Design Program Development Based on Java*. Journal of Software. 9(5): 1263-1269.
- Hill, Charles G. 1977. *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reaction Design*. John Willey & Sons : New York
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang.
- Kardjono, S.A. 2005. *Furnace dan Boiler*. Diktat Akamigas Prodi Refinery Diploma III Akamigas: Cepu.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.



- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering, Third Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2, Third Edition*. Gulf Publishing Co: Houston
- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Matches. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). [www.matche.com](http://www.matche.com). (Diakses 13 Juli 2018).
- Nursetyowatu, Primita. 2015. *Kinerja Upflow Anaerobic Fixed Bed Reactor dengan Media Penunjang Batu Apung dalam Penyisihan Organik dan Pembentukan Biogas dari Biowaste Fase Cair*. Jurnal Rekayasa Kimia dan Lingkungan. 10(4): 148-156.
- Padmono, Djoko. 2007. *Distribusi Substrat di Dalam Fixed Bed Reactor (FBR)*. Jurnal Teknik Lingkungan. 8(1): 29-33.
- Perry, R. H dan Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 8th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Pratama. 2016. *Peralatan LPG*. Diktat Akamigas Prodi Refinery Diploma III, Akamigas; Cepu.
- Purnomo, Tri Tjahjo, M.Si. 2014. *Statistika Daerah Kota Cilegon 2014*. Badan Pusat Statistik Kota Cilegon: Cilegon
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition: Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford
- Smith, J.M. dan H. C. Van Ness. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treyball, R.E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.

- US Patent No. 2017/0001926A1. Shaikh et al. 2017. *Systems and Method For Producing Propylene*. Diakses pada 17 Februari 2018 dari [www.google.com/patents](http://www.google.com/patents)
- US Patent No. 2017/0001927A1. Al-Khattaf et al. 2017. *Dual Catalyst System for Propylene Production*. Diakses pada 25 Maret 2018 dari [www.google.com/patents](http://www.google.com/patents).
- US Patent No. 6,586,649. Botha et al. 2003. *Production of Propylene*. Diakses pada 1 maret 2018 dari [www.google.com/patents](http://www.google.com/patents)
- Walas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann: New York.
- Winkle, M.V. 1967. *Distillation*. McGraw - Hill Book Co: New York.
- Welty et.al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Book Co: New York.