

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN ETILEN  
KAPASITAS 560.000 TON/TAHUN**



**CAMELIA MAHARANI**

**NIM 03031281419083**

**YOSUA ARISTIDES**

**NIM 03031281419090**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2018**

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN ETILEN  
KAPASITAS 560.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti  
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Sriwijaya**

**OLEH :**

**CAMELIA MAHARANI                      03031281419083**

**YOSUA ARISTIDES                        03031281419090**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2018**

# HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN ETILEN  
KAPASITAS 560.000 TON/TAHUN

## SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Camelia Maharani            03031281419083  
Yosua Aristides            03031281419090

Palembang,    Mei 2018

Pembimbing



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

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810051986031003

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas 560.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan Camelia Maharani dan Yosua Aristides di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 14 Mei 2018.


Palembang, Mei 2018

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Hj. Asyeni Miftahul Jannah, S.T., M.Si  
NIP. 198606292008122002
2. Ir. Hj. Siti Miskah, M.T.  
NIP. 195602241984032002
3. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.  
NIP. 197502012000122001
4. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 197502012000122001

(  )

(  )

(  )

(  )

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

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

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Camelia Maharani  
NIM : 03031281419083  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas  
560.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Yosua Aristides 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, Mei 2018

Camelia Maharani  
NIM. 03031281419083

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Yosua Aristides  
NIM : 03031281419090  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas  
560.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Camelia Maharani** 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, Mei 2018

**Yosua Aristides**  
NIM. 03031281419090

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur kepada Allah SWT, atas berkat, rahmat dan karunia-Nya tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas 560.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Penulis menyampaikan banyak terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan selama pengerjaan tugas akhir ini, yaitu:

1. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan baik secara materiil maupun moril.
2. Ibu Dr. Ir. Hj. Susila Arita R., DEA., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
3. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah berkontribusi hingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Mei 2018

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS</b> .....	iv
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vi
<b>DAFTAR ISI</b> .....	vii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	x
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xi
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xii
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xxii
<b>RINGKASAN DAN ABSTRAK</b> .....	xxiii
<b>BAB 1 PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1.Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam Proses Pembuatan Etilen .....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia Produk dan Bahan Baku.....	5
<b>BAB 2 PERENCANAAN PABRIK</b> .....	11
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	11
2.2. Penentuan Kapasitas.....	12
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	13
2.4. Pemilihan Proses .....	14
2.5. Uraian Proses.....	14
2.6. Flowsheet Proses Pembuatan Etilen dari Etanol.....	17
<b>BAB 3 LOKASI DAN LETAK PABRIK</b> .....	18
3.1. Pemilihan Lokasi.....	18



3.2. Layout Pabrik .....	22
3.3. Perkiraan Luas Tanah yang Diperlukan .....	23
<b>BAB 4 NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>26</b>
4.1. Neraca Massa .....	26
4.2. Neraca Panas .....	30
<b>BAB 5 UTILITAS .....</b>	<b>36</b>
5.1. Unit Pengadaan Steam .....	36
5.2. Unit Pengadaan Air .....	37
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran .....	42
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik .....	42
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	44
<b>BAB 6 SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>47</b>
6.1. Akumulator-01 (ACC-01).....	47
6.2. Akumulator-01 (ACC-02).....	48
6.3. Chiller-01 (CH-01).....	49
6.4. Chiller-02 (CH-02).....	50
6.5. Expander-01 (EXP-01).....	51
6.6. Furnace-01 (F-01) .....	52
6.7. Furnace-02 (F-02) .....	53
6.8. Heater-01 (H-01).....	54
6.9. Heat Exchanger-01 (HE-01) .....	55
6.10. Heat Exchanger-02 (HE-02) .....	56
6.11. Heat Exchanger-03 (HE-03) .....	57
6.12. Kompresor-01 (K-01).....	58
6.13. Kompresor-02 (K-02).....	58
6.14. Kompresor-03 (K-03).....	59
6.15. Kolom Distilasi-01 (KD-01) .....	60
6.16. Kolom Distilasi-02 (KD-02) .....	61
6.17. Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	62

6.18. Partial Condenser-01 (PC-01).....	62
6.19. Partial Condenser-02 (PC-02).....	63
6.20. Partial Condenser-03 (PC-03).....	64
6.21. Pompa-01 (P-01).....	64
6.22. Pompa-02 (P-02).....	65
6.23. Pompa-03 (P-03).....	65
6.24. Reaktor-01 (R-01).....	66
6.25. Reboiler-01 (RB-01).....	67
6.26. Reboiler-02 (RB-02).....	68
6.27. Tangki-01 (T-01).....	69
6.28. Tangki-02 (T-02).....	70
6.29. Tangki-03 (T-03).....	70
<b>BAB 7 ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>71</b>
7.1. Bentuk Organisasi Perusahaan .....	71
7.2. Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan.....	72
7.3. Tugas dan Wewenang .....	73
7.4. Sistem Kerja .....	77
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	79
<b>BAB 8 ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>85</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	86
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	87
8.3. Total Modal Akhir.....	89
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	92
8.5. Break Even Point (BEP).....	93
<b>BAB 9 KESIMPULAN .....</b>	<b>96</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	
<b>LAMPIRAN</b>	
<b>BIODATA MAHASISWA</b>	

## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1. Data Impor Etilen di ASEAN .....	12
Tabel 2.1. Data Impor Etilen di Indonesia .....	13
Tabel 7.1. Pembagian Waktu Kerja Pekerja Shift .....	79
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	82
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal .....	89
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	95

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Data Impor Etilen di Indonesia .....	13
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik .....	19
Gambar 3.2. Lokasi Pabrik Etilen di Lawang – Jawa Timur .....	19
Gambar 3.3. <i>Layout</i> Pabrik.....	24
Gambar 3.4. Tata Letak Peralatan .....	25
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	84
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i> .....	94

## 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, VAPORIZER

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
$LMTD$	= Logarithmic 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

$P$  = Tekanan, atm

$Q_k$  = Beban Kompresi, kJ/jam

$W$  = Laju alir massa, kg/jam

$V$  = Laju alir volume, m<sup>3</sup>/jam

$\rho$  = Densitas, kg/m<sup>3</sup>

### 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, ft<sup>2</sup>

$OD$  : diameter luar tube, in

$L$  : panjang tube, ft

$N_t$  : Jumlah tube

$A_{cp}$  : cold plane surface, ft<sup>2</sup>

$V$  : Volume furnace, ft<sup>3</sup>

$L_{beam}$  : 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>

#### 4. KNOCK OUT DRUM

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

#### 5. KOLOM DISTILASI

- $A_d$  : Downcomer area, m<sup>2</sup>  
 $A_t$  : Tower area, m<sup>2</sup>



$A_n$	:	Net area, $m^2$
$A_a$	:	Active area, $m^2$
$A_b$	:	Hole area, $m^2$
$A_{da}$	:	Aerated area, $m^2$
$C$	:	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, $m^3/det$
$Q$	:	Laju alir volume umpan gas, $m^3/det$
$Q_p$	:	Aeration factor, dimensionless
$R$	:	[L/D] refluks ratio, dimensionless
$R_h$	:	Radius Hydrolic, m

$R_m$	:	Refluks minimum
$R_{eh}$	:	Reynold modulus, dimensionless
$S$	:	Working stress, $N/m^2$
$S_s$	:	Stage umpan
$St$	:	Jumlah stages
$t$	:	Tebal dinding vessel, m
$T$	:	Temperatur operasi, $^{\circ}C$
$T_{av}$	:	Temperatur rata-rata, $^{\circ}C$
$U_f$	:	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, $kg/m^3$
$\rho_l$	:	Densitas liquid, $kg/m^3$
$\psi$	:	Fractional entrainment, dimensionless

## 6. KOMPRESSOR

$k$	=	$C_v / C_p$
$n$	=	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, $\text{lb/jam}$

## 7. POMPA

$A$	= Area alir pipa, $\text{in}^2$
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 ( $\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$ )
$H_{fc}$	= 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 volumetrik
$V_f$	= Kapasitas pompa, $\text{lb/jam}$

$V$	= Kecepatan alir
$\Delta P$	= Beda tekanan, Psi

## 8. REAKTOR

$A_t$	= Luas keseluruhan jumlah tube, $m^2$
$A_f$	= Free area, $m^2$
$A_s$	= Area shell, $m^2$
$a'_t$	= Luas area per tube, $m^2$
$B$	= Baffle spacing
$C_{Ao}$	= konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
$C$	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
$D_K$	= Diameter katalis, cm
$D_T$	= Diameter tube, in
$D_S$	= Diameter shell, m
$F_{Ao}$	= Laju alir umpan, $kmol/jam$
$g$	= Gravitasi
$H_r$	= Tinggi Reaktor, m
$ID$	= Inside Diameter, m
$k$	= Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
$L_t$	= Panjang tube, m
$M_{fr}$	= Laju alir massa umpan, $kg/h$
$N$	= Bilangan Avogadro
$N_t$	= Jumlah Tube
$OD$	= Outside Diameter, m
$P$	= Tekanan, atm
$P_T$	= tube pitch, atm
$Q_f$	= Volumetric Flowrate Umpan
$Re$	= Bilangan Reynold

S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
$V_f$	= Total free volume, m <sup>3</sup>
$V_K$	= Volume katalis, m <sup>3</sup>
$V_K$	= Volume shell, m <sup>3</sup>
$V_t$	= Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$V_{TR}$	= Volume tube reaktor, m <sup>3</sup>
$W_k$	= Berat katalis
X	= Konversi
$\rho$	= Densitas
$\varepsilon_A$	= Voidage
$\phi$	= Porositas Katalis
$\sigma$	= Diameter Partikel, cm
$\Delta P_b$	= Pressure Drop, kPa

## 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 <sup>3</sup>

$V_s$	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
$V_t$	= Volume tangki, m <sup>3</sup>
$W$	= Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
<b>Lampiran 1.</b> Perhitungan Neraca Massa .....	101
<b>Lampiran 2.</b> Perhitungan Neraca Panas .....	140
<b>Lampiran 3.</b> Perhitungan Spesifikasi Peralatan .....	201
<b>Lampiran 4.</b> Perhitungan Ekonomi .....	424
<b>Lampiran 5.</b> Tugas Khusus .....	435

## RINGKASAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ETILEN KAPASITAS 560.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Mei 2018

Camelia Maharani dan Yosua Aristides;

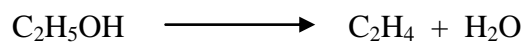
Dibimbing oleh Dr. Ir. Hj. Susila Arita R., DEA

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

xix + 434 halaman, 6 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

## ABSTRAK

Pabrik pembuatan gas etilen dengan kapasitas 560.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri tahun 2022 di Lawang, Kabupaten Malang, Jawa Timur yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 8 ha. Proses pembuatan etilen menggunakan proses dehidrasi etanol dalam reaktor jenis *multitube fixed bed* (R-01) dengan katalis ZSM-5. Kondisi operasi pembuatan etilen adalah 440°C dan tekanan 5,87 atm dengan reaksi:



Produk gas etilen yang dihasilkan selanjutnya melewati proses separasi menggunakan *partial condenser* (PC-01) dan *knock out drum* (KOD-01) dilanjutkan dengan purifikasi gas etilen melalui proses *cryogenic distillation* menggunakan kolom distilasi (KD-01).

Pabrik ini merupakan perusahaan perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh Dewan Komisaris dengan jumlah karyawan sebanyak 225 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik etilen ini layak didirikan dengan perincian sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* = US \$ 132.258.243,00
- *Selling Price per Year* = US \$ 1.370.656.247,53
- *Total Production Cost* = US \$ 1.202.544.008,65
- *Annual Cash Flow* = US \$ 128.053.067,81



- *Pay Out time* = 1,37 tahun
- *Rate of Return* = 87,65%
- *Discounted Cash Flow* = 95,33%
- *Break Even Point* = 39,55%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci :** Perancangan Pabrik, Etilen, Olefin, Etanol, Dehidrasi

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Saat ini, pertumbuhan ekonomi di Indonesia yang cenderung lambat dan tidak merata menyebabkan kondisi perekonomian Indonesia mengalami pemerosotan. Indonesia sebagai negara berkembang harus dapat meningkatkan kondisi ekonomi, khususnya di bidang perindustriaan agar dapat bersaing dalam perekonomian dunia. Berkembangnya industri-industri dalam negeri diharapkan dapat membantu meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Pembangunan industri di Indonesia menjadi salah satu solusi untuk menambah devisa negara. Selain itu, keberadaan suatu industri juga dapat meningkatkan ekspor, memperluas lapangan pekerjaan, menambah nilai guna suatu bahan baku, dan mengurangi ketergantungan dengan negara lain.

Industri kimia di Indonesia masih dihadapkan pada persoalan ketergantungan impor bahan baku nafta, kondensat, dan etilen yang nilainya mencapai US\$ 5,1 miliar pada tahun 2011. Nilai impor akan meningkat terus menerus pada tahun-tahun yang akan datang apabila tidak dilakukan upaya-upaya pembangunan industri kimia nasional. Perkembangan industri petrokimia dapat dilakukan secara bertahap dan terpadu melalui peningkatan keterkaitan antara industri dengan sektor ekonomi yang memasok bahan baku industri kimia dan melakukan pembangunan industri petrokimia nasional (Kemenperin, 2017).

Di Indonesia, etilen merupakan salah satu bahan baku industri petrokimia yang banyak dikonsumsi. Etilen (*unsaturated hydrocarbon* atau olefin) adalah salah satu produk hulu petrokimia yang dapat diolah menjadi beberapa produk *intermediate* maupun produk akhir seperti plastik, resin, solven, *coating*, surfaktan, elastomer, *antifreeze*, dan *fiber*. Etilen sendiri memiliki rumus molekul berupa  $C_2H_4$  dan merupakan salah satu golongan alkena (Aziz, 2014).

Produksi etilen dapat melalui beberapa jenis proses antara lain pirolisis hidrokarbon, dehidrasi etanol, dan dispropionasi propilen. Pembuatan etilen melalui proses dehidrasi etanol merupakan proses yang paling sederhana dan

ekonomis dibandingkan dengan proses lainnya. Hal ini disebabkan dehidrasi etanol dapat berlangsung pada temperatur yang lebih rendah dibandingkan proses pirolisis hidrokarbon, bahan baku etanol lebih murah dibandingkan gas dan minyak bumi, dan produk yang dihasilkan oleh dehidrasi etanol lebih sedikit dibandingkan proses pirolisis hidrokarbon, sehingga tidak diperlukan unit pemisah yang kompleks. Mengingat bahwa cadangan gas alam dan minyak bumi di Indonesia hanya tinggal waktu eksplorasi dalam jangka pendek, maka produksi etilen melalui pirolisis hidrokarbon tidak tepat jika diterapkan di Indonesia.

Etilen dari dehidrasi etanol juga sangat bernilai ekonomis untuk Indonesia sebagai negara penghasil biomassa karena etanol sebagai bahan baku dapat diperoleh dari proses fermentasi biomassa tersebut. Dengan demikian, pabrik etilen dengan menggunakan proses dehidrasi etanol merupakan salah satu solusi tepat untuk memenuhi kebutuhan etilen di Indonesia.

## **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Sejak zaman mesir kuno, etilen telah digunakan untuk menstimulasi pematangan buah dan pada tahun 1935, ahli kimia yang berasal dari Belanda menemukan bahwa etilen merupakan hormon tumbuhan yang berperan dalam pematangan buah dan penghambatan jaringan vegetatif. Pada tahun 1795, sintesa etilen pertama kali dilakukan oleh empat ahli kimia yang berasal dari Belanda. Kemudian pada tahun 1975, etilen dikombinasikan dengan gas klorin untuk membuat 1,2-dikloroetana (*oil of the dutch*) yang dikenal sebagai gas olefin. Seiring waktu berjalan, produksi etilen berkembang dari masa ke masa.

Produksi etilen biasanya menggunakan bahan baku berupa minyak dan gas bumi. Pada tahun 1989, PT. Chandra Asri Petrochemical Centre didirikan sebagai industri penghasil etilen yang berlokasi di Banten. Hingga tahun 2005, PT. Chandra Asri Petrochemical Centre merupakan satu-satunya industri terbesar penghasil etilen yang ada di Indonesia, sebelum akhirnya industri penghasil etilen yang lain didirikan. Seiring dengan peningkatan kebutuhan etilen, pada tahun 2009 sudah berdiri empat pabrik di Indonesia yang memproduksi etilen. Berikut daftar nama pabrik penghasil etilen beserta kapasitas produksinya:

No.	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT. Salim Group, Pulau Bintan, Riau	250.000
2.	PT. Pertamina/Mitsui/Marubeni/Toyo Menka Cilacap	500.000
3.	PT. Shell/Mitsubishi Corp/C Itoh, Cilacap	375.000
4.	PT. Chandra Asri, Serang, Jawa Barat	550.000

(Sumber: ICIS, 2009)

### 1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Etilen

Pada proses pembuatan etilen terdapat beberapa macam proses, antara lain dehidrasi etanol, pirolisis hidrokarbon (*thermal cracking*), disproporsionasi etilen, dan sintesa *syn-gas*.

#### 1) Dehidrasi Etanol

Dehidrasi etanol merupakan cara sederhana untuk menghasilkan gas etilen (etena). Pada proses ini terjadi reaksi berikut:



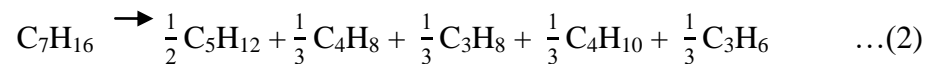
Reaksi dehidrasi etanol berlangsung pada reaksi yang endotermik. Reaksi ini menggunakan reaktor *fixed bed multitubular* dengan menggunakan *acidic catalyst*, seperti  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan ZSM-5. Pada umumnya, etanol dipanaskan bersama dengan asam sulfat pekat pada suhu lebih dari  $170^\circ\text{C}$ . Gas-gas yang dihasilkan dilewatkan ke dalam larutan natrium hidroksida untuk menghilangkan  $\text{CO}_2$  dan  $\text{SO}_2$  yang dihasilkan dari reaksi-reaksi sampingan.

Proses dehidrasi etanol juga dapat terjadi dengan bantuan katalisator alumina aktif dan asam fosfat. Penggunaan katalis ini menyebabkan pembentukan eter terjadi pada suhu  $230^\circ\text{C}$ , sedangkan pada suhu  $300\text{-}400^\circ\text{C}$  diperoleh etilen dengan kandungan eter minimum. Hasil etilen dapat mencapai 94-99% dari nilai teoritis tergantung pada proses yang dipakai. Pemurnian yang lebih lanjut dipakai untuk memisahkan asetaldehid, asam, hidrokarbon lain, dan air. Proses ini berkembang dalam skala kecil di Eropa, Amerika, dan Australia

pada tahun 60-an, sebelum berkembangnya pabrik etilen yang menghasilkan etilen lebih murah, yaitu dari hidrokarbon.

## 2) Pirolisis Hidrokarbon (*Thermal Cracking*)

Pirolisis hidrokarbon sering juga dikatakan sebagai *thermal cracking*, merupakan teknik yang paling banyak dipakai dalam pembuatan etilen. Secara umum, reaksi yang terjadi pada pirolisis hidrokarbon seperti berikut:



Proses *thermal cracking* (pirolisis) akan mengubah hidrokarbon jenuh menjadi bentuk yang lebih sederhana yang berlangsung pada temperatur tinggi. Bahan baku yang digunakan dapat berupa etana ataupun naphtha. Salah satu contoh reaksi pirolisis dari senyawa hidrokarbon untuk menghasilkan produk etilen, yaitu:



Pada pirolisis hidrokarbon, bahan baku di-*preheating* dan dilarutkan dengan *steam* kemudian direngkah. Campuran antara etana dan *steam* masuk ke dalam reaktor tubular pada suhu 750-875°C. Produk keluaran reaktor memiliki temperatur tinggi dan dimanfaatkan untuk pembuatan steam. Pirolisis biasanya digunakan untuk memproduksi senyawa alkena seperti senyawa olefin berupa etilen atau propilen (Gulf, 2010). Penambahan *steam* berfungsi untuk mengurangi tekanan parsial hidrokarbon dan jumlah karbon yang terdeposit dalam dinding *tube*. Perbandingan berat steam dengan hidrokarbon bervariasi dari 0,3 untuk etan hingga 1,0 untuk gas oil. Perubahan rantai karbon parafinik dan naftenik menjadi olefin terjadi secara *endotermis*.

## 3) Dispropionasi Propilen

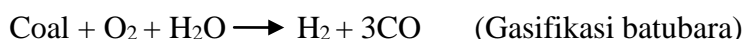
Pada proses ini propilen yang relatif murah diubah menjadi etilen dan butilen yang lebih tinggi harganya dengan bantuan katalis tungsten oksid-silika. Reaksi yang terjadi adalah:



#### 4) Sintesa *Syn-gas*

Etilen dapat disintesa dari *syn-gas* yang terdiri dari karbon monoksida (CO) dan Hidrogen (H<sub>2</sub>) dengan proses katalitik yang dikenal dengan *Fischer-Tropsch synthesis* (FT-*Catalyst*). Bahan baku berupa *syn-gas* dapat diperoleh dari *reforming* gas alam (metana) dan gasifikasi batubara.

Reaksi pembentukan *syn-gas*:



Reaksi Fischer-Tropsch:



Proses Fischer-Tropsch dapat berlangsung pada *fixed bed reactor* atau *fluidized bed reactor* dengan katalis  $\text{CoMn}_a\text{La}_b\text{P}_c\text{M}_d\text{O}_x$  pada temperatur reaksi 150-350°C dan tekanan 5 Mpa.

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

#### 1.4.1. Bahan Baku

##### 1. Etanol

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
2.	Berat molekul (gr/mol)	46,07
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,7893
4.	Viskositas (cP)	1,17
5.	Wujud	Cair
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	78,37
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-112
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	63,1
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	516,3
11.	ΔH <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-51,3
12.	ΔG <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-26,06

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

#### 1.4.2. Bahan Penunjang

##### 1. Zeolite Socony Mobile-5

Simbol	: Zeolite Socony Mobile-5 (ZMS-5)
Fase	: Padat
Bentuk	: Pellet
Porositas	: 0,25
Diameter	: 2 mm
Bulk density	: 0,72 kg/m <sup>3</sup>

(Sumber: *ACS Material*, 2017)

#### 1.4.3. Produk

##### 1. Etilen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
2.	Berat molekul (gr/mol)	28,05
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,1178
4.	Viskositas (cP)	1,03 E-4
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	-103,71
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-169,1
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	50,5
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	283,1
11.	ΔH <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-12,496
12.	ΔG <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	16,282

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 2. Dietil Eter (DEE)

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	$(C_2H_5)_2O$
2.	Berat molekul (gr/mol)	74,12
3.	Densitas ( $gr/cm^3$ )	0,714
4.	Viskositas (cP)	0,224
5.	Wujud	Cair
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ ( $^{\circ}C$ )	34,6
8.	Titik lebur, $T_f$ ( $^{\circ}C$ )	-116
9.	Tekanan kritis, $P_c$ (atm)	35,6
10.	Temperatur kritis, $T_c$ (K)	467
11.	$\Delta H^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	-64,81
12.	$\Delta G^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	-29,32

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 3. Etana

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	$C_2H_6$
2.	Berat molekul (gr/mol)	30,07
3.	Densitas ( $gr/cm^3$ )	1,353
4.	Viskositas (cP)	0,095
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ ( $^{\circ}C$ )	-88,58
8.	Titik lebur, $T_f$ ( $^{\circ}C$ )	-182,8
9.	Tekanan kritis, $P_c$ (atm)	48,2
10.	Temperatur kritis, $T_c$ (K)	305,4
11.	$\Delta H^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	-20,236
12.	$\Delta G^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	-7,86

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)



## 4. Propilen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	$C_3H_8$
2.	Berat molekul (gr/mol)	42,08
3.	Densitas ( $gr/cm^3$ )	0,612
4.	Viskositas (cP)	0,09
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ ( $^{\circ}C$ )	-47,70
8.	Titik lebur, $T_f$ ( $^{\circ}C$ )	-149,6
9.	Tekanan kritis, $P_c$ (atm)	45,4
10.	Temperatur kritis, $T_c$ (K)	365,1
11.	$\Delta H^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	4,879
12.	$\Delta G^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	14,99

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 5. Butilen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	$C_4H_8$
2.	Berat molekul (gr/mol)	56,11
3.	Densitas ( $gr/cm^3$ )	0,62
4.	Viskositas (cP)	0,007
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ ( $^{\circ}C$ )	-6,47
8.	Titik lebur, $T_f$ ( $^{\circ}C$ )	-185,3
9.	Tekanan kritis, $P_c$ (atm)	39,7
10.	Temperatur kritis, $T_c$ (K)	419,6
11.	$\Delta H^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	-0,095
12.	$\Delta G^{\circ}f_{(l)}$ (kkal/mol)	17,2

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 6. Asetaldehid

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O
2.	Berat molekul (gr/mol)	44,06
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,79
4.	Viskositas (cP)	0,295
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	20,8
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-123,5
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	63,2
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	461
11.	ΔH <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-714,209
12.	ΔG <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-558,1456

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 7. Hidrogen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	H <sub>2</sub>
2.	Berat molekul (gr/mol)	2,014
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,089E-3
4.	Viskositas (cP)	0,88 E-4
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	-252,87
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-259,1
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	12,8
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	33,3
11.	ΔH <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	0,00
12.	ΔG <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	0,00

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## 8. Air

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	H <sub>2</sub> O
2.	Berat molekul (gr/mol)	18,02
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	1,00
4.	Viskositas (cP)	1,00
5.	Wujud	Cair
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	100,0
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	0,00
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	218,3
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	647
11.	ΔH <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-57,7979
12.	ΔG <sup>o</sup> f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-54,6351

(Sumber: *Yaws, C. L., 1999*)

## DAFTAR PUSTAKA

- ACS Material. 2017. *ZSM-5 Catalyst*. (Online). <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-catalyst-1029.html>. (Diakses pada 28 September 2017)
- Alibaba. 2017. *Ethanol Industrial Price*. (Online). [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). (Diakses pada 25 September 2017)
- Anonim. 2010. *Gambar Reactor Fixbed Multi Tube*. (Online). <http://bukanlelakiistimewa.blogspot.co.id/2010/10/gambar-reactor-fixbed-multi-tube.html> (Diakses pada 7 Mei 2018)
- Anonim. 2017. *Datapedia Marketplace*. (Online). <http://duniaindustri.com/datapedia-marketplace/>. (Diakses pada 10 November 2017).
- Anonim. 2013. *Ethanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)*. (Online). <http://www.acidatama.co.id/produk-chemical-detail>. (Diakses 25 September 2017).
- Anonim. 2015. *Economic Indicators*. (Online). <http://www.chemengonline.com/pci>. (Diakses 21 Februari 2018).
- Anonim. 2015. *Indeks Harga Perdagangan Besar Bahan Bangunan/Konstruksi Indonesia 2002-2015*. (Online). [http://www.bps.go.id/website/tabelExcelIndo/indo\\_20\\_1458.xls](http://www.bps.go.id/website/tabelExcelIndo/indo_20_1458.xls). (Diakses 22 Maret 2018).
- Anonim. 2016. *Kurs Dollar*. (Online). <http://kursdollar.net/grafik/USD>. (Diakses pada 12 April 2018).
- Anonim. 2017. *Column Revaps*. (Online). <http://www.raschig.de/Column-Revaps>. (Diakses pada 24 April 2018).
- Anonim. 2018. *Distillation Tower*. (Online). <https://www.mathworks.com/help/mpc/examples/design-and-cosimulate-control-of-high-fidelity-distillation-tower-with-aspen-plus-dynamics.html>. (Diakses pada 24 April 2018)
- Arthur, K. 2017. *Distillation Fundamentals*. (Online). <https://neutrium.net/unit-operations/distillation-fundamentals/>. (Diakses pada 24 April 2018)
- Aziz, M. D. dan Sujio, F. A. 2014. *Pra Rencana Pabrik Etilen dan Nafta Kapasitas 700.000 Ton/Tahun*. Skripsi. Universitas Gadjah Mada.

- Badan Pusat Statistik. 2016. *Indeks Harga Perdagangan Besar Menurut Sektor (Tahunan) 2000-2016*. (Online). <http://www.bps.go.id/linkTableDinamis/view/id/930> (Diakses pada 18 Maret 2018)
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Indeks Harga Produsen (IHP) Indonesia Triwulan Menurut Sektor 2010-2017*. (Online). <https://www.bps.go.id/dynamictable/2015/10/31/969/indeks-harga-produsen-ihp-indonesia-triwulanan-menurut-sektor-2010-100-2010-2017.html> (Diakses pada 19 April 2018)
- Badan Standarisasi Nasional. 2011. *Konservasi Energi Sistem Pencahayaan*. (Online). <https://www.philips.co.id/id/c-p/8718696715185/led-bohlam-lampu/spesifikasi> (Diakses pada 11 April 2018)
- Badan Standarisasi Nasional. 2011. *Konservasi Energi Sistem Pencahayaan*. (Online). <https://www.philips.co.id/id/p/8727900808575/lampu-linier-halogen/spesifikasi> (Diakses pada 11 April 2018)
- Bank Indonesia. 2016. *Foreign Exchange Rates*. (Online). <http://www.bi.go.id/en/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi.aspx> (Diakses pada 12 April 2018).
- Brownell, L. E. dan Young, E. H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York.
- Chauvel, A. dan Levebvre, G. 1989. *Petrochemical Processes*. Techcip: Paris.
- Coupard, V., Touchais, N., Plennevaux, T., Kobel, E., Fleurier, S., Vermeiren, W., Minoux, D., Smedt, P. D., Adam, C., dan Nesterenko, N. 2017. *Process for Dehydration of Ethanol Into Ethylene Using Pretreatment of The Feedstock*. US Patent Publication No. 9,725,376 B2.
- Craig, B. D. dan Anderson, D. B. 1995. *Handbook of Corrosion Data*. ASM International: Colorado.
- Daniel, W. 2012. *Laporan Kerja Praktek PT. Molindo Raya Industrial*. Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Institut Teknologi Bandung.
- Engineers Guide. 2011. *Types of Reactor Used for Chemical Reactions and Chemical Process*. (Online). <http://enggyd.blogspot.co.id/2011/05/types-of-reactors.html> (Diakses pada 1 Mei 2018)
- Haar, L. dan John S. G. 1978. *Thermodynamic Properties of Ammonia*. Jurnal Phys. Chem. Ref. Data, Volume 7, Nomor 3.

- Hadi, A. 2007. *Pengolahan Limbah Cair Industri*. Jurnal Prinsip Pengelolaan Pengambilan Sampel Lingkungan, (Hal: 1-40)
- ICIS. 2009. *Ethylene Prices, Markets & Analysis*. (Online). <https://www.icis.com/chemicals/ethylene/> (Diakses pada 18 Maret 2017)
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang
- Kemenperin. 2017. *Industri Kimia Ketergantungan Bahan Baku Impor*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/artikel/3772/Industri-Kimia-ketergantungan-bahanBaku-Impor> (Diakses pada 28 September 2017)
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Komariah, L. N., Ramdja, A. F., dan Leonard, N. 2009. *Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi Untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri*. Jurnal Teknik Kimia. 4(16): 19-27.
- Kundari, N. A., Marjanto, D., dan Ardhani, D. W. 2009. *Evaluasi Unjuk Kerja Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Menggunakan Perunut Radioisotop*. Jurnal Forum Nuklir. Vol. 3(1): 49-60.
- Kusmiyati. 2014. *Kinetika Reaksi Kimia dan Reaktor; Teori dan Soal Penyelesaian dengan Scilab*. Yogyakarta: Graha Ilmu.
- 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. 2015. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). [www.matche.com](http://www.matche.com). (Diakses 29 November 2016).
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7<sup>th</sup> 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.
- Peterson, C. J., dkk. 2015. *Processes for Producing Acrylic Acid and Acrylates*. US Patent Publication No. 9,193,661 B2.

- Pilling, M., Holden, dan Bruce, S. 2009. *Choosing Trays and Packings for Distillation*. CEP (Chemical Engineering Progress): 44-50.
- PSE. 2017. *Multitubular Reactors*. (Online). <https://www.psenterprise.com/sectors/chemicals/reaction/cases/multitubular-reactors>. (Diakses pada 29 April 2018).
- Putri, S. K. 2013. *Penggunaan Reaktor Fixed Bed dan Fluidized Bed dalam Industri*. (Online). [http://www.academia.edu/7756836/PENGGUNAAN\\_REAKTOR\\_FIXED\\_BED\\_DAN\\_FLUIDIZED\\_BED\\_DALAM\\_INDUSTRI](http://www.academia.edu/7756836/PENGGUNAAN_REAKTOR_FIXED_BED_DAN_FLUIDIZED_BED_DALAM_INDUSTRI) (Diakses pada 7 Mei 2018).
- Rachmaniar, R. 2015. *Macam-macam Reaktor, Natural Gas Reforming, Downstream Process*. Resume Teknik Reaksi Kimia. Program Studi Diploma III Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sebelas Maret.
- 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.
- Vilbrandt, F. C. dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design, Fourth Edition*. Japan: McGraw-Hill Book Company.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann: New York.
- Welty et. al. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, Fifth Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Werner, V. S. 2014. *Refrigerants and Specialities*. Tega: Wuerzburg.