

## **SKRIPSI**

### **PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ETILEN KAPASITAS 530.000 TON PER TAHUN**



**Achmad Daniel Rifky**  
NIM 03031181419053

**Irwanto Sanjaya**  
NIM 03031181419041

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

## **SKRIPSI**

### **PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ETILEN KAPASITAS 530.000 TON PER TAHUN**

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



Achmad Daniel Rifky  
NIM 03031181419053

Irwanto Sanjaya  
NIM 03031181419041

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

## HALAMAN PENGESAHAN

### PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ETILEN KAPASITAS 530.000 TON/TAHUN

#### SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Achmad Daniel Rifky. 03031181419053  
Irwanto Sanjaya 03031181419041

Palembang, Agustus 2018

Pembimbing

  
Hj. Tuty Emilia A., ST., MT., Ph.D  
NIP. 197208092000032001

Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
  
Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas 530.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Achmad Daniel Rifky dan Irwanto Sanjaya di hadapan Tim Pengaji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 11 Juli 2018.

Palembang, Juli 2018

Tim Pengaji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA.  
NIP. 195810031986031003
2. Dr. Ir. H. M. Hatta Dahlan, M.Eng.  
NIP. 195910191987111001
3. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T  
NIP. 197502012000122001
4. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T., M.T., Ph.D  
NIP. 197208092000032001



Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
  
Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Achmad Daniel Rifky  
NIM : 03031181419053  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen  
Kapasitas 530.000 ton per tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Irwanto Sanjaya** 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, September 2018



Achmad Daniel Rifky

NIM. 03031181419053



#### HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Irwanto Sanjaya  
NIM : 03031181419041  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etilen  
Kapasitas 530.000 ton per tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Achmad Daniel Rifky** 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, September 2018



Irwanto Sanjaya

NIM. 03031181419041

## **KATA PENGANTAR**

Puji dan syukur Penulis ucapkan kepada Allah Yang Maha Esa atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Etilen Kapasitas 530.000 Ton/Tahun”.

Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Dalam laporan ini mencangkup perencanaan pabrik dan perancangan alat-alat proses pra rencana pabrik pembuatan etilen dengan pertimbangan kelayakan berdasarkan analisa ekonomi. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi seluruh pihak yang membacanya.

Indralaya, September 2018

Penulis

## RINGKASAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ETILEN KAPASITAS 530.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2018

Achmad Daniel Rifky dan Irwanto Sanjaya;

Dibimbing oleh Hj. Tuty Emilia A, S.T., M.T., Ph.D

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ix + 472 halaman, 48 tabel, 6 gambar, 4 lampiran

## RINGKASAN

Pabrik pembuatan gas etien dengan kapasitas 530.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri tahun 2023 di Kawasan Jaten, Kabupaten Karanganyar, Jawa Tengah 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. 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 \$ 119.874.338,282
- *Selling Price per Year* = US \$ 1.206.210.818,247
- *Total Production Cost* = US \$ 1.056.233.710,834
- *Annual Cash Flow* = US \$ 114.246.992.239
- *Pay Out time* = 1,37 tahun
- *Rate of Return* = 87,578%
- *Discounted Cash Flow* = 95,254%
- *Break Even Point* = 39,291%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci** : Etilen, Dehidrasi Etanol, Analisa Ekonomi, Spesifikasi Peralatan

Kepustakaan : 51 (1965-2018)

## **UCAPAN TERIMAKASIH**

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

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini
2. Kedua orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. M. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, S.T , M.T selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Ibu Hj. Tuty Emilia A, S.T., M.T., Ph.D selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
6. Seluruh dosen dan Staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya
7. Serta masih banyak lagi pihak-pihak yang sangat berpengaruh dalam proses penyelesaian tugas akhir ini.

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

Inderalaya, September 2018

Penulis

## DAFTAR ISI

	<b>Halaman</b>
<b>COVER .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN .....</b>	<b>iii</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN .....</b>	<b>iv</b>
<b>PERYATAAN INTEGRITAS .....</b>	<b>v</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>vii</b>
<b>RINGKASAN.....</b>	<b>viii</b>
<b>UCAPAN TERIMAKASIH .....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>vi</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR NOTASI .....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xix</b>
<b>BAB III PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
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 II PERENCANAAN PABRIK .....</b>	<b>10</b>
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	10
2.2. Penentuan Kapasitas .....	11
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	12

2.4. Pemilihan Proses.....	14
2.5. Uraian Proses .....	15
2.6. Flowsheet Proses Pembuatan Etilen dari Etanol .....	17
<b>BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK.....</b>	<b>18</b>
3.1. Pemilihan Lokasi .....	18
3.2. Layout Pabrik .....	21
3.3. Perkiraan Luas Tanah yang Diperlukan .....	23
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....</b>	<b>25</b>
4.1. Neraca Massa .....	25
4.2. Neraca Panas .....	34
<b>BAB V UTILITAS.....</b>	<b>45</b>
5.1. Unit Pengadaan Steam.....	45
5.2. Unit Pengadaan Air .....	48
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran .....	49
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	51
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	52
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>53</b>
6.1. Akumulator-01 (ACC-01).....	53
6.2. Akumulator-02 (ACC-02).....	54
6.3. Akumulator-03 (ACC-03).....	55
6.4. Chiller-01 (CH-01) .....	56
6.5. Cooler-01 (C-01) .....	57
6.6. Furnace-01 (F-01).....	58
6.7. Heater-01 (H-01) .....	59
6.8. Heat Exchanger-01 (HE-01) .....	60

6.9. Heat Exchanger-02 (HE-02) .....	61
6.10. Heat Exchanger-03 (HE-03) .....	62
6.11. Heat Exchanger-04 (HE-04) .....	63
6.12. Knock Out Drum-01 (KOD-01) .....	64
6.13. Kolom Distilasi-01 (KD-01).....	65
6.14. Kolom Distilasi-02 (KD-02).....	66
6.15. Kolom Distilasi-03 (KD-03).....	67
6.16. Kompresor-01 (K-01).....	58
6.17. Kompresor-02 (K-02).....	69
6.18. Kondensor-02 (CD-01) .....	70
6.19. Partial Condenser-01 (PC-01).....	71
6.20. Partial Condenser-02 (PC-02).....	72
6.21. Partial Condenser-03 (PC-03).....	73
6.22. Pompa-01 (P-01).....	74
6.23. Pompa-02 (P-02).....	75
6.24. Pompa-03 (P-03).....	76
6.25. Reaktor-01 (R-01) .....	77
6.26. Reboiler-01 (RB-01) .....	78
6.27. Reboiler-02 (RB-02) .....	79
6.28. Reboiler-02 (RB-02) .....	80
6.29. Tangki-01 (T-01) .....	81
6.30. Tangki-02 (T-02) .....	82
6.31. Tangki-03 (T-03) .....	83

<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>84</b>
7.1. Bentuk Organisasi Perusahaan.....	84
7.2. Manajemen dan Struktur Organisasi Perusahaan .....	85
7.3. Tugas dan Wewenang.....	86
7.4. Sistem Kerja .....	90
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	92
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>96</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) .....	97
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	99
8.3. Total Modal Akhir .....	99
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	102
8.5. Break Even Point (BEP).....	103
<b>BAB IX KESIMPULAN.....</b>	<b>107</b>

**DAFTAR PUSTAKA**

**LAMPIRAN**

## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2.1. Data Impor Etilen .....	11
Tabel 2.2. Perbandingan Proses Pembuatan Etilen .....	14
Tabel.4.1. Neraca Massa <i>Mixing Point-01</i> (MP-01) .....	25
Tabel.4.2. Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	25
Tabel.4.3. Neraca Massa <i>Partial Condensor-01</i> (PC-01).....	26
Tabel.4.4. Neraca Massa <i>Knock Out Drum-01</i> (KOD-01) .....	26
Tabel.4.5. Neraca Massa Kolom Distilasi-01 (KD-01) .....	27
Tabel.4.6. Neraca Massa <i>Parsial Condenser-02</i> (PC-02) .....	28
Tabel.4.7. Neraca Massa <i>Accumulator-01</i> (ACC-01).....	28
Tabel.4.8. Neraca Massa <i>Reboiler-01</i> (RB-01) .....	29
Tabel.4.9. Neraca Massa Kolom Distilasi-02 (KD-02) .....	29
Tabel.4.10. Neraca Massa <i>Parsial Condenser-03</i> (PC-03) .....	30
Tabel.4.11. Neraca Massa <i>Accumulator-02</i> (ACC-02).....	30
Tabel.4.12. Neraca Massa <i>Reboiler-02</i> (RB-02) .....	31
Tabel.4.13. Neraca Massa Kolom Distilasi-03 (KD-03) .....	31
Tabel.4.14. Neraca Massa <i>Condenser-01</i> (CD-01) .....	32
Tabel.4.15. Neraca Massa <i>Accumulator-03</i> (ACC-03).....	32
Tabel.4.16. Neraca Massa <i>Reboiler-03</i> (RB-03) .....	32
Tabel.4.17. Neraca Massa <i>Mixing Point-02</i> (MP-02) .....	33
Tabel.4.18. Neraca Panas <i>Mixing Point-01</i> (MP-01) .....	34
Tabel.4.19. Neraca Panas <i>Heat Exchanger-01</i> (HE-01) .....	34
Tabel.4.20. Neraca Panas <i>Heat Exchanger-02</i> (HE-02) .....	34
Tabel.4.21. Neraca Panas <i>Heat Exchanger-03</i> (HE-03) .....	35
Tabel.4.22. Neraca Panas <i>Heat Exchanger-04</i> (HE-04) .....	35
Tabel.4.23. Neraca Panas <i>Furnace-01</i> (F-01) .....	35
Tabel.4.24. Neraca Panas Reaktor-01 (R-01).....	36
Tabel.4.25. Neraca Panas <i>Cooler-01</i> (C-01) .....	36
Tabel.4.26. Neraca Panas <i>Partial Condenser-01</i> (PC-01).....	36

Tabel.4.27.	Neraca Panas <i>Knock Out Drum</i> -01 (KOD-01) .....	37
Tabel.4.28.	Neraca Panas <i>Heater</i> -01 (H-01) .....	37
Tabel.4.29.	Neraca Panas <i>Chiller</i> -01 (CH-01) .....	37
Tabel.4.30.	Neraca Panas Kolom Distillasi- 01 (KD-01) .....	38
Tabel.4.31.	Neraca Panas <i>Partial Condenser</i> -02 (PC-02).....	38
Tabel.4.32.	Neraca Panas <i>Accumulator</i> -01 (ACC-01).....	39
Tabel.4.33.	Neraca Panas <i>Reboiler</i> -01 (RB-01).....	39
Tabel.4.34.	Neraca Panas Kolom Distillasi- 02 (KD-02) .....	40
Tabel.4.35.	Neraca Panas <i>Partial Condenser</i> -03 (PC-03).....	40
Tabel.4.36.	Neraca Panas <i>Accumulator</i> -02 (ACC-02).....	41
Tabel.4.37.	Neraca Panas <i>Reboiler</i> -02 (RB-02).....	41
Tabel.4.38.	Neraca Panas Kolom Distillasi-03 (KD-03) .....	42
Tabel.4.39.	Neraca Panas <i>Condenser</i> -01 (CD-01).....	42
Tabel.4.40.	Neraca Panas <i>Accumulator</i> -03 (ACC-03).....	43
Tabel.4.41.	Neraca Panas <i>Reboiler</i> -03 (RB-03).....	43
Tabel.4.42.	Neraca Panas <i>Mixing Point</i> -02 (MP-02).....	44
Tabel 7.1.	Pembagian Waktu Kerja Pekerja Shift .....	92
Tabel 7.2.	Perincian Jumlah Karyawan .....	94
Tabel 8.1.	Angsuran Pengembalian Modal.....	99
Tabel 8.2.	Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	105

## **DAFTAR GAMBAR**

	Halaman
Gambar 2.1. Grafik Data Impor Etilen di Indonesia .....	11
Gambar 3.1. Lokasi Pembangunan Pabrik.....	21
Gambar 3.2. <i>Layout</i> Pabrik .....	23
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan .....	24
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan .....	97
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i> .....	104

## 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 <sub>s</sub>	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft <sup>2</sup>
G <sub>t</sub>	=	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
$R_e$	= Bilangan Reynold, dimensionless
$s$	= Specific gravity
$T_1, T_2$	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
$t_1, t_2$	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
$T_c$	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
$t_c$	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
$U_c, U_d$	= Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft <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

$$V \quad = \text{Laju alir volume, m}^3/\text{jam}$$

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

#### 4. FURNACE

$q_n$	: Neat heat release, Btu/jam
$q_r$	: Radiant duty, Btu/jam
$t_f, t_t$	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
$A_{rt,a}$	: Luas area radiant section, luas tube, ft <sup>2</sup>
OD	: diameter luar tube, in
L	: panjang tube, ft
Nt	: Jumlah tube
$A_{cp}$	: cold plane surface, ft <sup>2</sup>
V	: Volume furnace, ft <sup>3</sup>
$L_{beam}$	: Mean beam Length, ft
Eg	: gas emisivitas
qs	: 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 effisiensi
$H_L$	: Tinggi Liquid, m
$H_T$	: Tinggi Vessel,m
P	: Tekanan desain, psi

$Q_V$	: Laju alir <i>Volumetric</i> massa, $\text{m}^3/\text{jam}$
$Q_L$	: <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , $\text{m}^3/\text{jam}$
$S$	: <i>Working stress Allowable</i> , psi
$t$	: tebal dinding tangki, m
$U_v$	: Kecepatan uap maksimum, m/s
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , $\text{m}^3$
$V_h$	: Volume <i>Head</i> , $\text{m}^3$
$V_t$	: Volume <i>Vessel</i> , $\text{m}^3$
$\rho$	: Densitas, $\text{kg}/\text{m}^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho_g$	: Densitas gas, $\text{kg}/\text{m}^3$
$\rho_l$	: Densitas <i>Liquid</i> , $\text{kg}/\text{m}^3$

## 5. KOLOM DISTILASI

$A_d$	: Downcomer area, $\text{m}^2$
$A_t$	: Tower area, $\text{m}^2$
$A_n$	: Net area, $\text{m}^2$
$A_a$	: Active area, $\text{m}^2$
$A_b$	: Hole area, $\text{m}^2$
$A_{da}$	: Aerated area, $\text{m}^2$
$C$	: Faktor korosi yang dizinkan, m
$C_{sb}$	: Kapasitas vapor, m/det
$D_l$	: Clearance, mm
$d_h$	: Diameter hole, mm
$d_c$	: Diameter kolom, mm
$e$	: Total entrainment, $\text{kg}/\text{det}$
$E$	: 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
$S_t$	:	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, kg/m <sup>3</sup>
$R_c$	= Rasio Kompresi
$W$	= Laju alir massa, lb/jam

## 7. POMPA

$A$	= Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	= Brake Horse Power, HP
$D_{i\ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
$E$	= Equivalent roughness
$f$	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
$g_c$	= Percepatan gravitasi, ft/s <sup>2</sup>
Gpm	= Gallon per menit
$H_{f\ suc}$	= Total friksi pada suction, ft
$H_{f\ dis}$	= Total friksi pada discharge, ft
$H_{fs}$	= Skin friction loss
$H_{fsuc}$	= Total suction friction loss
$H_{fc}$	= Sudden Contraction Friction Loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
$H_{fc}$	= Sudden expansion friction loss (ft lb <sub>m</sub> /lb <sub>f</sub> )
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

$A_t$	= 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 Umpam
$Re$	= 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
$\varphi$	= 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 .....	112
<b>Lampiran 2.</b> Perhitungan Neraca Panas .....	162
<b>Lampiran 3.</b> Perhitungan Spesifikasi Peralatan.....	241
<b>Lampiran 4.</b> Perhitungan Ekonomi .....	462

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1. Latar Belakang**

Pembangunan industri merupakan bagian dari usaha jangka panjang untuk mencapai suatu struktur ekonomi yang kuat. Salah satu sektor yang memegang peran penting yaitu industri petrokimia. Namun perkembangan industri petrokimia di Indonesia tergolong berjalan secara lambat. Hal tersebut disebabkan oleh pasokan bahan baku domestik yang rendah, sehingga menyebabkan ketergantungan terhadap impor bahan baku. Pembangunan industri petrokimia mutlak diperlukan, khususnya pabrik yang memproduksi bahan dasar seperti senyawa etilen.

Etilen dengan rumus molekul  $C_2H_4$  adalah senyawa olefin yang paling ringan dan paling banyak dikonsumsi di dunia. Etilen dapat disentesa dari gas alam, batubara maupun etanol. Secara garis besar produk etilen dibagi menjadi dua kelompok, yaitu *polymer grade* dan *chemical grade*. Menurut Zhang dan Yu (2013) dewasa ini, sekitar 75% produk petrokimia diproduksi dari etilen antara lain asetaldehid, asam asetat, etilen oksida, etilen glikol, stirena, dan sebagainya. Etilen juga digunakan sebagai bahan baku untuk polimerisasi menghasilkan berbagai produk kimia seperti polietilen, polivinil klorida, polistirena dan masih banyak lagi. Banyaknya kegunaan senyawa etilen menjadikan produksi etilen sebagai indikator pembangunan petrokimia suatu negara di seluruh dunia.

Produksi etilen dari etanol akan bernilai ekonomis sangat tinggi untuk suatu negara yang tidak mempunyai sumber gas alam dan minyak bumi, tetapi mempunyai produk etanol hasil fermentasi yang cukup melimpah. Cadangan minyak bumi Indonesia diperkirakan hanya tinggal untuk waktu eksplorasi yang pendek saja, dan produk etanol dari hasil fermentasi senyawa organik sangat luas dihasilkan di Indonesia, maka dengan demikian teknologi produksi maupun pabrik etilen dari etanol sangat dibutuhkan di Indonesia.

Pembangunan pabrik etilen ini diharapkan akan mempercepat perkembangan industri petrokimia di Indonesia karena akan mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan baku, sehingga akan meningkatkan daya

saing. Dengan adanya pabrik etilen ini maka kebutuhan bahan baku industri Indonesia diharapkan akan terpenuhi dan mampu menekan ketergantungan sektor industri negara terhadap ketergantungan akan impor etilen.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan

Dalam penemuannya Johann J. Becher berhasil membuat senyawa dengan memanaskan etanol dan asam sulfat yang produknya diberi nama etilen. Pada tahun 1669 ia memperkenalkan gas etilen dalam buku yang berjudul *Physica Subterranea*. Pada tahun 1920 perusahaan Union Carbide and Carbon Co di Amerika Serikat mensintesis senyawa etilen melalui teknologi *cracking* senyawa hidrokarbon pertama kali dalam skala *pilot plant* dan mengeluarkan paten produksi komersial senyawa etilen untuk pertama kali pada tahun 1922. Tiga tahun kemudian dibangun, pabrik etilen komersial pertama kali dibangun di West Virginia, Amerika Serikat. Sejak saat itu, industri senyawa olefin terus berevolusi. Pada tahun 1946 Shell Chemical membangun kompleks petrokimia skala dunia dengan menggunakan minyak bumi sebagai bahan baku (**Chauvel dan Lefebvre, 1989**). Pada rentang tahun 1950 sampai dengan 1960 dikembangkan proses sintesa etilen melalui dehidrasi etanol di Brazil dan India. Sejak tahun 1950 etilen menggantikan senyawa asetilen sebagai senyawa dasar yang paling banyak digunakan.

Sejak tahun 1975, etilen disebut sebagai gas olefin karena dikombinasikan dengan klorin untuk membuat *oil of the dutch* (1,2-dikloroetana). Etilen pertama kali dilakukan proses sintesa pada tahun 1795. Proses sintesa tersebut dilakukan oleh empat ahli kimia yang berasal dari Belanda. Proses pembuatan etilen selalu mengalami perkembangan dari tahun ke tahun.

Bahan baku yang sering digunakan berasal dari minyak dan gas bumi yang berlimpah di dalam negeri. Di Indonesia, pendirian pabrik etilen dibangun oleh PT. Chandra Asri Petrochemical Centre, didirikan pada bulan Maret 1989 di Banten. Pabrik tersebut sampai sekarang berproduksi mencapai 70% dari kebutuhan di Indonesia. Pabrik PT. Chandra Asri Petrochemical Centre juga merupakan pabrik penghasil etilen terbesar di Indonesia. Proses yang digunakan pabrik merupakan proses dehidrasi etanol.

**Tabel 1.1 Produsen Etilen di Indonesia**

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	SPT. 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 (eten). 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  $300-400^\circ\text{C}$  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 naptha. 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) Disproposionasi Propilen

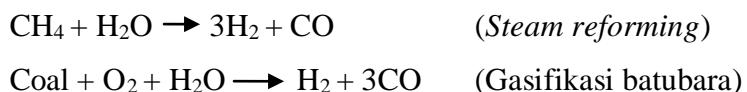
Pada proses ini propilen yang relatif murah diubah menjadi etilen dan butilen yang lebih tinggi harganya dengan bantuan katalis tungsten oksid-silika. Reaksi yang terjadi adalah:



#### 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 CoMn<sub>a</sub>La<sub>b</sub>P<sub>c</sub>M<sub>d</sub>O<sub>x</sub> 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°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-51,3
12.	ΔG°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°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-12,496
12.	ΔG°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 <sup>3</sup> )	0,714
4.	Viskositas (cP)	0,224
5.	Wujud	Cair
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ (°C)	34,6
8.	Titik lebur, $T_f$ (°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 <sup>3</sup> )	1,353
4.	Viskositas (cP)	0,095
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, $T_d$ (°C)	-88,58
8.	Titik lebur, $T_f$ (°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 <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
2.	Berat molekul (gr/mol)	42,08
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,612
4.	Viskositas (cP)	0,09
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	-47,70
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-149,6
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	45,4
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	365,1
11.	ΔH°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	4,879
12.	ΔG°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	14,99

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

#### 5. Butilen

No.	Sifat-sifat	Keterangan
1.	Rumus molekul	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>
2.	Berat molekul (gr/mol)	56,11
3.	Densitas (gr/cm <sup>3</sup> )	0,62
4.	Viskositas (cP)	0,007
5.	Wujud	Gas
6.	Warna	Tidak Berwarna
7.	Titik didih, T <sub>d</sub> (°C)	-6,47
8.	Titik lebur, T <sub>f</sub> (°C)	-185,3
9.	Tekanan kritis, P <sub>c</sub> (atm)	39,7
10.	Temperatur kritis, T <sub>c</sub> (K)	419,6
11.	ΔH°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-0,095
12.	ΔG°f <sub>(l)</sub> (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°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	-714,209
12.	ΔG°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°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	0,00
12.	ΔG°f <sub>(l)</sub> (kkal/mol)	0,00

(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 1 Januari 2018)
- Alibaba. 2017. *Ethanol Industrial Price*. (Online). [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). (Diakses pada 5 Januari 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 Januari 2018).
- Anonim. 2013. *Ethanol ( $C_2H_5OH$ )*. (Online). <http://www.acidatama.co.id/produkt-chemical-detail>. (Diakses 25 Desember 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/tabelExcel/Indo/indo\\_20\\_1458.xls](http://www.bps.go.id/website/tabelExcel/Indo/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-Revamps>. (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-halo-gen/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.
- Couvard, 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 2018)
- 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 1 Januari 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 Perarancangan 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 2 Februari 2018).
- 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.
- Shao, Baixiang., Wie Shen., Zhi He dan Yiming Wu. 2017. Apparatus For Producing Ethylene and Producing Method Thereof. US Patent Publication No. 9,738,575 B2.
- Sinnott, 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.