

**SKRIPSI**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASETALDEHID MELALUI  
HIDROGENASI ASAM ASETAT  
KAPASITAS 36.000 TON/TAHUN**

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



**Vivi Agustin Gunawan**

NIM 03031381520041

**E. A. Rizky Putri**

NIM 03031381520071

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2019**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASETALDEHID  
MELALUI HIDROGENASI ASAM ASETAT  
KAPASITAS 36.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Vivi Agustin Gunawan  
NIM 03031381520041

E. A. Rizky Putri  
NIM 03031381520071

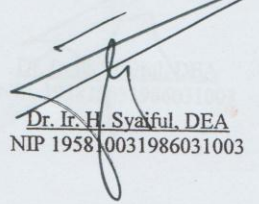
Palembang, Juli 2019

Pembimbing,



Dr. David Bahrin, S.T., M.T.  
NIP 198110312005011003

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 Asetaldehid melalui Hidrogenasi Asam Asetat Kapasitas 36.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan **Vivi Agustin Gunawan dan E. A. Rizky Putri** di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada 15 Juli 2019.

Palembang, Juli 2019

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi


1. Dr. Ir. Hj. Tri Kurnia Dewi, M. Sc  
NIP 195207031983032001

(  )

2. 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 di bawah ini:

Nama : Vivi Agustin Gunawan  
NIM : 03031381520041  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asetaldehid melalui  
Hidrogenasi Asam Asetat Kapasitas 36.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **E. A. Rizky Putri** 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 2019



**Vivi Agustin Gunawan**

NIM. 03031381520041



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : E. A. Rizky Putri

NIM : 03031381520071

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asetaldehid melalui  
Hidrogenasi Asam Asetat Kapasitas 36.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Vivi Agustin Gunawan** 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 2019



**E. A. Rizky Putri**

NIM. 03031381520071



## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa sehingga penulisan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asetaldehid melalui Hidrogenasi Asam Asetat dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan tepat pada waktunya. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat kelulusan gelar Sarjana Strata Satu (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Penyelesaian Tugas Akhir ini tentunya dibantu dengan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini terima kasih disampaikan kepada:

- 1) Bapak Dr. David Bahrin, S.T., M.T., selaku Dosen pembimbing tugas akhir.
- 2) Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan baik secara materi maupun moril.
- 3) Teman-teman yang telah memberikan dukungan dan saran.

Akhirnya, semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Juli 2019

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN.....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN .....</b>	<b>iii</b>
<b>HALAMAN PERBAIKAN.....</b>	<b>iv</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....</b>	<b>v</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>vii</b>
<b>INTISARI .....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xiv</b>
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	<b>xv</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xxiii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Asetaldehid.....	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	6
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK.....</b>	<b>13</b>
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	13
2.2. Penentuan Kapasitas.....	14
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	15
2.4. Pemilihan Proses .....	16
2.5. Uraian Proses.....	17
2.6. Flowsheet Proses Pembuatan Asetaldehid .....	19
<b>BAB III LOKASI DAN LETAK PABRIK.....</b>	<b>20</b>
3.1. Lokasi Pabrik.....	20
3.2. Tata Letak Peralatan.....	20

3.3. Tata Letak Pabrik.....	21
3.4. Luas Area Pabrik .....	22
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS .....</b>	<b>23</b>
4.1. Neraca Massa.....	23
4.2. Neraca Panas.....	39
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>48</b>
5.1. Unit Pengadaan Steam.....	48
5.2. Unit Pengadaan Air.....	49
5.3. Unit Pengadaan Refrigeran.....	53
5.4. Unit Pengadaan Listrik .....	54
5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	56
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>59</b>
6.1. Accumulator-01 (ACC-01).....	59
6.2. Accumulator-02 (ACC-02).....	60
6.3. Accumulator-03 (ACC-03).....	61
6.4. Accumulator-04 (ACC-04).....	62
6.5. Condensor-01 (CD-01) .....	63
6.6. Condensor-02 (CD-02) .....	64
6.7. Condensor-03 (CD-03) .....	65
6.8. Condensor-04 (CD-04) .....	66
6.9. Cooler-01 (C-01) .....	67
6.10. Cooler-02 (C-02) .....	68
6.11. Cooler-03 (C-03) .....	69
6.12. Cooler-04 (C-04) .....	70
6.13. Cooler-05 (C-05) .....	71
6.14. Cooler-06 (C-06) .....	72
6.15. Cooler-07 (C-07) .....	73
6.16. Heat Exchanger-01 (HE-01) .....	74
6.17. Knock Out Drum-01 (KOD-01) .....	75
6.18. Kolom Distilasi-01 (KD-01).....	76



6.19. Kolom Distilasi-02 (KD-02) .....	77
6.20. Kolom Distilasi-03 (KD-03) .....	78
6.21. Kolom Distilasi-04 (KD-04) .....	79
6.22. Kompresor-01 (K-01).....	80
6.23. Kompresor-02 (K-02).....	80
6.24. Kompresor-03 (K-03).....	81
6.25. Partial Condenser-01 (PC-01) .....	82
6.26. Pompa-01 (P-01) .....	83
6.27. Pompa-02 (P-02) .....	84
6.28. Pompa-03 (P-03) .....	85
6.29. Pompa-04 (P-04) .....	86
6.30. Pressure Swing Adsorber-01 (PSA-01).....	87
6.31. Reaktor-01 (R-01) .....	88
6.32. Reboiler-01 (RB-01) .....	89
6.33. Reboiler-02 (RB-02) .....	90
6.34. Reboiler-03 (RB-03) .....	91
6.35. Reboiler-04 (RB-04) .....	92
6.36. Tangki-01 (T-01) .....	93
6.37. Tangki-02 (T-02).....	94
6.38. Tangki-03 (T-03).....	95
6.39. Tangki-04 (T-04).....	96
6.40. Vaporizer-01 (VP-01) .....	97
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>98</b>
7.1. Bentuk Organisasi .....	98
7.2. Struktur Organisasi.....	98
7.3. Tugas dan Wewenang .....	101
7.4. Kepegawaian .....	106
7.5. Sistem Kerja .....	106
7.6. Penentuan Jumlah Karyawan .....	107
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>112</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas) .....	113

8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	114
8.3. Total Modal Akhir .....	116
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	118
8.5. Break Even Point (BEP) .....	119
<b>BAB 9 KESIMPULAN.....</b>	<b>122</b>

**DAFTAR PUSTAKA**

**LAMPIRAN**

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1.</b> Data Impor Asetaldehid.....	14
<b>Tabel 2.2.</b> Harga Bahan Baku dan Produsen di Indonesia .....	15
<b>Tabel 2.3.</b> Kelebihan dan Kekurangan Proses Pembuatan Asetaldehid .....	16
<b>Tabel 3.1.</b> Rincian Area Pabrik .....	22
<b>Tabel 5.1.</b> Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> .....	48
<b>Tabel 5.2.</b> Kebutuhan Air Pendingin .....	49
<b>Tabel 5.3.</b> Kebutuhan Air Domestik.....	52
<b>Tabel 5.4.</b> Total Kebutuhan Air dalam Pabrik .....	53
<b>Tabel 5.5.</b> Kebutuhan Listrik Peralatan .....	54
<b>Tabel 5.6.</b> Total Kebutuhan Listrik Pabrik Asetaldehid.....	55
<b>Tabel 5.7.</b> Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	58
<b>Tabel 7.1.</b> Pembagian Jadwal Kerja Karyawan Shift .....	107
<b>Tabel 7.2.</b> Perincian Jumlah Total Karyawan .....	110
<b>Tabel 8.1.</b> Angsuran Pengembalian Modal TCI.....	115
<b>Tabel 8.2.</b> Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	121

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1.</b> Data Impor Asetaldehid di Indonesia .....	14
<b>Gambar 2.2.</b> Diagram Alir Proses Pabrik Pembuatan Asetaldehid dari Hidrogenasi Asam Asetat .....	19
<b>Gambar 3.1.</b> Peta Rencana Letak Lokasi Pabrik di Cilegon.....	20
<b>Gambar 3.2.</b> Tata Letak Peralatan Pabrik .....	21
<b>Gambar 3.3.</b> Tata Letak Pabrik .....	22
<b>Gambar 7.1.</b> Jumlah Karyawan.....	108
<b>Gambar 7.2.</b> Struktur Organisasi Perusahaan.....	111
<b>Gambar 8.1.</b> <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	120

## 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
...	=	Densitas, lb/ft <sup>3</sup>

### 2. COOLER, HEAT EXCHANGER, CONDENSOR, PARTIAL CONDENSER, REBOILER

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
$h_i, h_o$	=	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. KNOCK OUT DRUM

$A$  = Vessel 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 <sub>L</sub>	= Tinggi <i>Liquid</i> , m
H <sub>T</sub>	= Tinggi <i>Vessel</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
Q <sub>V</sub>	= Laju alir <i>Volumetric</i> massa, m <sup>3</sup> /jam
Q <sub>L</sub>	= <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m <sup>3</sup> /jam
S	= <i>Working stress Allowable</i> , psi
t	= tebal dinding tangki, m
U <sub>v</sub>	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V <sub>t</sub>	= Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>h</sub>	= Volume <i>Head</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	= Volume <i>Vessel</i> , m <sup>3</sup>
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>
μ	= Viskositas, cP
ρ <sub>g</sub>	= Densitas gas, kg/m <sup>3</sup>
ρ <sub>l</sub>	= Densitas <i>Liquid</i> , kg/m <sup>3</sup>

#### 4. DISTILLATION COLUMN

A <sub>d</sub>	= Downcomer area, m <sup>2</sup>
A <sub>t</sub>	= Tower area, m <sup>2</sup>
A <sub>n</sub>	= Net area, m <sup>2</sup>
A <sub>a</sub>	= Active area, m <sup>2</sup>
A <sub>b</sub>	= Hole area, m <sup>2</sup>
A <sub>da</sub>	= Aerated area, m <sup>2</sup>
C	= Faktor korosi yang dizinkan, m
C <sub>sb</sub>	= Kapasitas vapor, m/det
DI	= Clearance, mm
d <sub>h</sub>	= Diameter hole, mm
d <sub>c</sub>	= 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
$R$	=	[L/D] refluks ratio, dimensionless
$R_h$	=	Radius Hydrolic, m
$R_m$	=	Refluks minimum
$R_{eh}$	=	Reynold modulus, dimensionless
$S$	=	Working stress, N/m <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>
$\epsilon$	=	Fractional entrainment, dimensionless

## 5. COMPRESSOR

$k$	=	$C_v / C_p$
$n$	=	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

## 6. 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, ft/s <sup>2</sup>
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 (ft $lb_m/lb_f$ )
$H_{fe}$	= Sudden expansion friction loss (ft $lb_m/lb_f$ )
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

## 7. REACTOR

$C_{Ao}$	= konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
C	= Tebal korosi yang diizinkan, atm
$D_K$	= Diameter katalis, cm
$F_{Ao}$	= Laju alir umpan, $kmol/jam$
g	= Gravitasi
Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
N	= Bilangan Avogadro
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
$Q_f$	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C

$t$	= Tebal dinding vessel
$V_K$	= Volume katalis, $m^3$
$V_t$	= Volume reaktor, $m^3$
$W_k$	= Berat katalis
$X$	= Konversi
$\rho$	= Densitas
$A$	= Voidage
$\varphi$	= Porositas Katalis
	= Diameter Partikel, cm

## 8. 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, $kg/m^3$

**9. PRESSURE SWING ADSORBER**

A	=	Cross sectional area tower, m <sup>2</sup>
BM <sub>avg</sub>	=	BM rata-rata, kg/kmol
C	=	Corrosion maksimum, in
D	=	Diameter kolom, m
$\rho_g, \rho_L$	=	Densitas gas dan liquid, kg/m <sup>3</sup>
P	=	Tekanan desain, psi
S	=	Working stress allowable, psi
Z	=	Tinggi packing, m
$\Delta P$	=	Perbedaan tekanan, N/m <sup>2</sup>

## DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
<b>Lampiran 1.</b> Perhitungan Neraca Massa .....	124
<b>Lampiran 2.</b> Perhitungan Neraca Panas .....	189
<b>Lampiran 3.</b> Perhitungan Spesifikasi Peralatan .....	265
<b>Lampiran 4.</b> Perhitungan Ekonomi .....	421

## ABSTRAK

### PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN ASETALDEHID MELALUI HIDROGENASI ASAM ASETAT KAPASITAS PRODUKSI 36.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 15 Juli 2019

Vivi Agustin Gunawan dan E. A. Rizky Putri; Dibimbing oleh Dr. David Bahrin, S.T., M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya  
xvii + 438 halaman, 15 tabel, 7 gambar, 4 lampiran

#### ABSTRAK

Pabrik pembuatan asetaldehid dengan kapasitas produksi 36.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2023 di Jalan Raya Bojonegara, Cilegon, Banten, dengan luas area sebesar 4,2 Ha. Pabrik berjalan secara kontinyu selama 24 jam/hari dalam 300 hari/tahun. Bahan baku pembuatan asetaldehid adalah asam asetat dan hidrogen. Proses pembuatan asetaldehid dalam pra rencana ini mengacu pada US Patent No. 2016/0176796 A1 dengan proses hidrogenasi asam asetat. Proses hidrogenasi menggunakan katalis 20%wt Palladium (Pd) pada *iron oxide* ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) dalam reaktor *fixed bed* yang beroperasi pada suhu 300°C dan tekanan 16,77 atm atau 1,7 MPa.

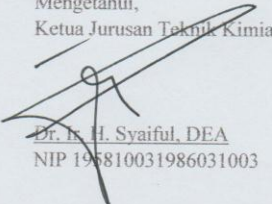
Pabrik akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan sistem organisasi *Line and Staff* yang dipimpin oleh Direktur dengan total karyawan 130 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik asetaldehid ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam syarat dari parameter ekonomi sebagai berikut:

- *Total Capital Investment* (TCI) = US \$ 23.354.466,95
- *Total Production Cost* (TPC) = US \$ 86.640.476,96
- Total Penjualan per Tahun (SP) = US \$ 49.473.362,15
- *Annual Cash Flow* = US \$ 28.427.624,47
- *Pay Out Time* = 1,07 tahun
- *Rate of Return* = 83,48%
- *Break Even Point* = 23,14%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci:** Asetaldehid, *Fixed Bed Reactor*, Analisa Ekonomi

Kepustakaan : 42 (1965-2018)

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia,

  
Dr. H. Syaiful, DEA  
NIP 196810031986031003

Palembang, Juli 2019  
Menyetujui,  
Dosen Pembimbing Tugas Akhir,

  
Dr. David Bahrin, S.T., M.T.  
NIP 198110312005011003

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Industri manufaktur adalah salah satu sektor yang dikembangkan oleh pemerintah Indonesia saat ini. Pada tahun 2017, pertumbuhan industri manufaktur di Indonesia mencapai 4,74% dibandingkan dengan tahun 2016. Peningkatan tersebut sebagian besar disumbang dari sektor industri makanan. Pertumbuhan industri pengolahan tersebut berbanding lurus peningkatan jumlah barang yang diimpor baik yang terkait dengan bahan baku, bahan penolong, peralatan dan mesin-mesin pabrik dan sebagainya. Saat ini, Indonesia mengalami defisit neraca perdagangan yang mana jumlah barang yang diimpor lebih besar dibandingkan dengan jumlah barang yang diekspor terutama pada sembilan sektor industri salah satunya adalah industri pengolahan. Industri pengolahan menggunakan barang impor sebagai bahan baku, bahan penunjang, dan barang modal untuk menunjang proses produksi. Salah satu barang impor yang banyak digunakan dalam industri pengolahan adalah bahan-bahan kimia. Ketergantungan industri Indonesia terhadap barang impor tersebut mencapai 64% dari total kebutuhan bahan kimia tahun 2014.

Asetaldehid merupakan salah satu bahan kimia yang diimpor oleh Indonesia sebesar 40.823 ton per tahun pada tahun 2017. Kebutuhan impor asetaldehid tersebut sebagian besar digunakan sebagai bahan baku dari industri pengolahan karena asetaldehid memiliki reaktivitas yang tinggi. Asetaldehid digunakan sebagai bahan intermediet dalam produksi asam asetat, asetat anhidrat, etil asetat, asam parasetat, butanol, *2-ethylhexanol*, *pantaerythritol*, *chlorinated acetaldehyde (chloral)*, *glyoxal*, alkil amin, dan pirin. Asetaldehid juga digunakan dalam manufaktur pewarna anilin, karet sintetis, *silver mirrors*, pengeras serat gelatin, serta produksi resin asetal polivinil, komposisi bahan bakar dan *inhibit mold growth* di kulit. Asetaldehid juga digunakan dalam manufaktur disinfektan, obat-obatan, parfum, bahan peledak, *lacquers* dan *varnishes*, bahan kimia fotografi, resin fenolik dan urea, antioksidan dan *accelerator* karet, dan pestisida. Salah satu pabrik yang

memerlukan asetaldehid di Indonesia adalah PT Indo Acidatama. PT Indo Acidatama memerlukan asetaldehid sebagai bahan baku pembuatan asam asetat.

Prospek pemasaran dari asetaldehid itu sendiri sangat baik, tidak hanya di Indonesia tapi juga Asia Pasifik yang menjadi konsumen asetaldehid terbesar di dunia. Cina mendominasi pasar di region Asia Pasifik dan dunia pada tahun 2017 dengan persentase sebesar 46% dari pasar. India menduduki posisi kedua sebagai konsumen asetaldehid. Hal ini disebabkan karena asetaldehid dibutuhkan untuk pembuatan piridin dan pentaeritritol yang mana sedang berkembang pesat di kedua negara tersebut dalam beberapa tahun terakhir. Selain itu, pertumbuhan permintaan *downstream* untuk pestisida, farmasi, cat alkil resin, dan *coating* juga meningkat sehingga penggunaan asetaldehid sebagai bahan tambahan (*additive*) diperlukan.

## **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Asetaldehid diobservasi pada 1774 oleh Scheele selama reaksi dari mangan oksida hitam dan asam sulfat dengan alkohol. Prinsip proses dijelaskan pada 1835 oleh Liebig yang mendapatkan asetaldehid murni dengan oksidasi etanol dan asam kromat dan memperkenalkan produk ini 'aldehid', yang mana singkatan dari 'alkohol dehidrogenasi' (Eckert, 2012).

Aplikasi asetaldehid secara komersial digunakan untuk memproduksi aseton melalui asam asetat pada tahun 1914 hingga 1918 di Jerman oleh Wacker dan di Kanada oleh Shawinigan. Asetaldehid juga diproduksi secara komersial di Amerika Serikat pada tahun 1916. Produksi asetaldehid di Amerika mencapai puncaknya pada tahun 1969 yaitu sekitar 1,64 juta lb. Pada tahun 1970, kapasitas dunia dari proses Wacker-Hoechst atau proses oksidasi langsung mengalami peningkatan hingga lebih  $2 \times 10^6$  ton per tahun.

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

Asetaldehid dapat diproduksi melalui berbagai macam proses. Proses produksi asetaldehid komersial antara lain dehidrogenasi atau oksidasi etanol, penambahan air terhadap asetilen, oksidasi parsial dari hidrokarbon, oksidasi langsung dari etilen, dan hidrogenasi asam asetat (Eckert, 2012).

### **1.3.1. Proses Dehidrogenasi Etanol**



*Feed stock* : Etanol, hidrogen, katalis Pt/Cu/Oksida seperti Zn, Ni, Co.

Reaksi :  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}_{(l)} \rightarrow \text{CH}_3\text{CHO}_{(l)} + \text{H}_2_{(g)}$

Proses ini pertama kali dilakukan pada tahun 1886. *Vapor* etanol dilewatkan pada katalis yang mengandung *copper sponge* atau tembaga yang sudah diaktivasi dengan kromium oksida dalam reaktor *tubular* dengan suhu 260°C-290°C. Konversi yang didapatkan dari proses ini adalah sekitar 25% sampai 50%. Alkohol dicampurkan dengan air, sedangkan asetaldehid dan etanol dipisahkan dari *exhaust gas* yang mengandung hidrogen. Asetaldehid murni didapatkan dengan destilasi, etanol dipisahkan dari air dan produk yang memiliki titik didih tinggi dengan destilasi dan *flow back* ke reaktor. *Yield* akhir asetaldehid adalah 90%. Produk samping adalah asam butirat, krotonaldehid, dan etil asetat.

### 1.3.2. Proses Oksidasi Etanol (*Veba Process*)

*Feed stock* : Etanol, oksigen/udara, katalis Cu/Ag/Oksida atau *alloy*

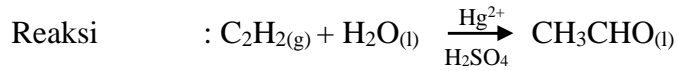
Reaksi :  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}_{(g)} + 1/2 \text{O}_{2(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{CHO}_{(l)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)}$

Oksidasi etanol merupakan metode tertua dan terbaik untuk skala laboratorium dalam produksi asetaldehid. Proses komersial adalah etanol dioksidasi secara katalitik dengan oksigen atau udara dalam fase *vapor*. Etanol dicampur dengan udara dan dilewatkan pada katalis perak dengan suhu 500-650°C. Suhu bergantung pada rasio dari alkohol dengan udara dan laju alir dari gas melalui katalis. Konversi alkohol bervariasi antara 50-70% dan *yield* antara 97% hingga 99% tergantung dengan kondisi reaksi.

Asetaldehid dan alkohol yang tidak terkonversi dihilangkan dari *waste gas* dengan *washing* menggunakan *cold alcohol* dan dipisahkan dengan destilasi fraksionasi setelah konsentrasi alkohol kembali ke reaktor. Panas yang terbentuk dalam reaksi dialirkan ke unit utilitas untuk proses produksi *steam* menggunakan sistem *waste heat recovery* setelah keluar dari zona reaksi. Sebagian besar *waste gas* terdiri dari nitrogen, hidrogen, metana, karbon monoksida dan karbon dioksida. Gas dibakar sebagai *lean gas* dengan nilai kalor yang rendah dalam *steam generator*. Sejumlah kecil asam asetat didapatkan sebagai produk samping.

### 1.3.3. Proses *Wet Oxidation* (Hoechst Process)

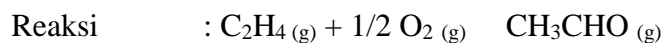
*Feed stock* : Asetilen, air, katalis merkuri, besi (III) sulfat



Pada proses jenis ini, penggunaan katalis merkuri dapat berubah menjadi logam merkuri. Reaksi *secondary* seperti oksidasi asetaldehid untuk menghasilkan asam asetat dan karbon dioksida menyebabkan reduksi ion  $\text{Hg}^{2+}$  menjadi logam merkuri. Besi (III) sulfat ditambahkan untuk me-reoksidasi logam merkuri ke garam merkuri (II) yang menjaga konsentrasi katalis aktif cukup. Asetilen bereaksi pada suhu 90-95°C dengan larutan *aqueous* katalis. Sekitar 30-50% asetilen diinjeksikan dalam satu kali jalannya reaksi. Sekitar 8-10% larutan *aqueous* asetaldehid didapatkan setelah gas asetaldehid dan air dikondensasi kemudian di-*washed out* dengan air. Pada reaksi juga terbentuk besi (II) sulfat dan dioksidasi pada reaktor terpisah dengan 30% asam nitrat pada suhu 95°C. Asetaldehid murni didapatkan dengan destilasi fraksinasi pada tekanan 200 kPa.

### 1.3.4. Proses Oksidasi Langsung Etilen (Wacker Process)

*Feed stock* : Etilen, oksigen, katalis  $\text{PdCl}_2$  dan  $\text{CuCl}_2$



Proses ini dikembangkan antara tahun 1957 dan 1959 oleh Wacker dan Hoechst. Pembentukan asetaldehid telah diteliti dalam reaksi antara etilen dan larutan *aqueous* palladium klorida. Larutan *aqueous*  $\text{PdCl}_2$  dan  $\text{CuCl}_2$  digunakan sebagai katalis. Proses Wacker menggunakan  $\text{CuCl}_2$  untuk mereoksidasi logam palladium. Oleh sebab itu, hanya sedikit jumlah palladium klorida yang dibutuhkan untuk konversi etilen. Reaksi etilen dan palladium klorida merupakan langkah yang menentukan laju reaksi. Jenis *one stage* dan *two stage* proses ada di aliran. Pada metode *one stage*, campuran etilen dan oksigen dengan larutan katalis. Pada reaksi ini, keadaan statis terjadi dimana pembentukan asetaldehid dan reduksi cuprum klorida dengan oksidasi cuprum klorida berjalan dalam waktu bersamaan. Pada *two stage process*, reaksi dilakukan dengan etilen dan kemudian dengan oksigen di reaktor yang berbeda.

Pada proses *one stage* memasukkan etilen dan oksigen ke bagian bawah menara reaktor. Kondisi reaksi sekitar 130°C dan tekanan 400 kPa. Campuran

*vapour* asetaldehid dan air bersamaan dengan gas yang tidak terkonversi dikeluarkan dari tangki pemisahan dimana produk dipisahkan dan didinginkan. Proses *two stage* menggunakan *tubular reactor* untuk reaksi dan oksidasi. Gas-gas hampir seluruhnya bereaksi dengan adanya katalis. Kondisi operasi reaksi etilen terjadi antara 105-110°C dan tekanan 900-1000 kPa. Larutan katalis yang mengandung asetaldehid kemudian di *expand* dalam *flash tower* dengan menurunkan tekanan hingga *atmospheric level*. Campuran *vapor* asetaldehid dan air didestilasi sedangkan katalis dipompa ke reaktor oksidasi dimana katalis akan bereaksi dengan oksigen pada tekanan sekitar 1000 kPa. Berbeda dengan proses *one stage*, proses ini tidak memerlukan gas dengan kemurnian yang tinggi sehingga dapat menggunakan udara biasa daripada gas oksigen. Campuran *vapour* asetaldehid dari *flash tower* dikonsentrasi dalam kolom untuk mendapatkan asetaldehid 60-90%. Kedua proses ini memberikan *yield* asetaldehid sekitar 95%.

#### 1.3.5. Proses Produksi dari Metanol, Metil Asetat, atau Asetat Anhidrat

Hidroformilasi dari metanol dengan CO atau H<sub>2</sub> telah diketahui sejak penemuan proses oksidasi. Proses ini dibantu dengan katalis hidroformilasi seperti kobalt, nikel, garam besi atau logam karbonil yang sesuai. Temperatur proses dalam rentang 180-200°C dan tekanannya tinggi yaitu 30-40 MPa. Asetaldehid memiliki selektifitas 80% atau lebih menggunakan katalis *iron cobalt carbonyl* atau alternatifnya katalis *cobalt nickel* dengan *tertiary amine*, *phosphines*, atau *nitriles*. Seperti halnya proses dengan menggunakan metanol, selektivitas hidrokarbonilasi metil asetat dengan katalis palladium atau rhodium dengan *tertiary phosphines* dan komponen iodine, juga katalis *cobalt ruthenium* dengan *metil* dan *sodium iodides*.

Beberapa paten mendeskripsikan pembentukan asetaldehid dapat dilakukan dengan mereduksi asetat anhidrat dengan hidrogen dengan katalis palladium atau platinum pada tekanan yang rendah dan temperatur yang tidak terlalu tinggi. Jika kepentingan asetaldehid sebagai intermedit organik berkurang di masa depan, metode ini dapat digunakan untuk memproduksi asetaldehid secara ekonomis.

#### 1.3.6. Proses Hidrogenasi Asam Asetat

*Feed stock* : Asam asetat, hidrogen, katalis Pd-Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

Reaksi : CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>OH<sub>(g)</sub> + H<sub>2(g)</sub> → CH<sub>3</sub>CHO<sub>(g)</sub> + H<sub>2</sub>O<sub>(g)</sub>

Reaksi ini dilakukan dalam reaktor *packed bed* pada rentang suhu antara 250-400°C, namun yang lebih dipilih rentang suhu antara 270-350°C. Tekanan reaktor memiliki rentang antara 0,1-10 MPa, namun lebih dipilih antara 0,1-3 MPa. Hidrogen dan asam asetat yang diumpankan ke reaktor memiliki molar rasio antara 0,5-50, namun lebih dipilih antara 2-25. Pada reaktor, asam asetat maksimal dikonversi hingga 50%. Apabila konversi asam asetat lebih dari 50% dapat menghasilkan produk samping seperti etanol dan etil asetat sehingga menyebabkan selektivitas produk asetaldehid rendah. Persen berat palladium dalam besi oksida sebagai katalis memiliki rentang antara 2,5-90%. Selektivitas asetaldehid adalah sekitar 86%.

#### 1.4. Sifat Fisika dan Kimia

##### 1.4.1. Bahan Baku

###### 1) Asam Asetat

###### Sifat Fisika

Rumus molekul	: CH <sub>3</sub> COOH
Berat molekul	: 60,052 g/mol
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 117°C (tekanan 1 atm)
Titik lebur	: 16,2°C
Tekanan kritis	: 57,9 bar
Temperatur kritis	: 592,7 K
Densitas pada 25°C	: 1,049 g/L
<i>Specific gravity</i>	: 1,05
Panas laten	: 23697 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 123,1 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: -484,5 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnot, 2005)

###### Sifat Kimia

- Asam asetat merupakan asam lemah dan asam karboksilat.
- Larut dengan air, etanol, etil eter, aseton, dan *benzene*.
- Colorless* dan korosif.

## 2) Hidrogen

## Sifat Fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub>
Berat molekul	: 2,016 g/mol
Titik didih	: -252,879°C (tekanan 1 atm)
Titik lebur	: -259,16°C
Titik nyala	: -17°C
Tekanan kritis	: 13 bar
Temperatur kritis	: 33,2 K
Densitas pada 0°C	: 0,08988 g/L
<i>Specific gravity</i>	: 0,07
Panas laten	: 904 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 28,84 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: 0 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnott, 2005)

## Sifat Kimia

- Pada tekanan dan temperatur standar, hidrogen merupakan senyawa yang *nontoxic, nonmetallic, odorless, tasteless, colorless*, dan gas diatomik yang sangat mudah terbakar.
- Hidrogen tidak reaktif pada temperatur normal, namun menjadi sangat reaktif pada temperatur tinggi (*autoignition temperature = 500°C*).
- Hidrogen lebih larut dalam pelarut organik dibandingkan dalam air.
- Banyak logam yang menyerap hidrogen dimana dapat menyebabkan *brittle steel*, sehingga berujung pada korosi peralatan proses.

**1.4.2. Produk**

## 1) Asetaldehid

## Sifat Fisika

Rumus molekul	: CH <sub>3</sub> CHO
Berat molekul	: 44,05 mol
Wujud	: Cair

Titik didih	: 20,16°C (tekanan 1 atm)
Titik beku	: -123,5°C
Titik nyala	: -17°C
Tekanan kritis	: 6,44 MPa
Temperatur kritis	: 181,5°C
Densitas (30°C)	: 0,8045 g/cm <sup>3</sup>
Viskositas pada 20°C	: 0,21 mPa.s
H <sup>o</sup> f <sub>298</sub> (gas)	: -166,19 kJ/mol
Kelarutan dalam air	: 8,3 g/100mL (20°C)

(Sinnot, 2005)

#### Sifat Kimia

- Flammable* (mudah terbakar)
- Asetaldehid merupakan senyawa sangat reaktif yang menunjukkan tipe reaksi aldehid dan juga alkil dimana atom hidrogen diaktifkan dengan karbonil.
- Saat dipanaskan pada temperatur 420°C, asetaldehid terdekomposisi menjadi metana dan karbon monoksida.
- Asetaldehid larut dalam air, etanol, benzene, dan aseton.

## 2) Air

#### Sifat Fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat molekul	: 18 g/mol
Titik beku	: 0°C
Titik didih	: 100°C (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 647,3 K
Tekanan kritis	: 220,5 bar
Densitas (30°C)	: 998 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten	: 40683 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 75,4 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: -242 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnot, 2005)

### Sifat Kimia

- a. Air merupakan senyawa *colorless* dan *tasteless*.
- b. Air berperan besar sebagai pelarut universal karena air dapat melarutkan banyak senyawa dibandingkan pelarut lain.
- c. Air memiliki titik didih yang tinggi karena memerlukan energi yang lebih besar untuk memutus ikatan hidrogen sebelum mulai mendidih.

### 3) Etanol

#### Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_2H_5OH$
Berat molekul	: 46,07 g/mol
Titik beku	: $-114,14^{\circ}C$
Titik didih	: $78,2^{\circ}C$ (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 513,9 K
Tekanan kritis	: 61,48 bar
Densitas ( $30^{\circ}C$ )	: $789 \text{ kg/m}^3$
Panas laten	: 38770 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 112,4 J/mol K
Panas pembentukan ( $25^{\circ}C$ )	: $-277,69 \text{ kJ/m}^3$

(Sinnot, 2005)

#### Sifat Kimia

- a. Etanol merupakan senyawa *flammable*, *colorless* dan *tasteless*.
- b. Etanol mudah menguap dan dingin jika disentuh pada suhu ruangan dan tekanan atmosfer.

### 4) Aseton

#### Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_3H_6O$
Berat molekul	: 58 g/mol
Titik beku	: $-95^{\circ}C$
Titik didih	: $56,2^{\circ}C$ (tekanan 1 atm)

Temperatur kritis	: 508,2 K
Tekanan kritis	: 47,01 bar
Densitas (30°C)	: 790 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten	: 29140 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 75 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: -217,71 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnot, 2005)

#### Sifat Kimia

- c. Aseton merupakan senyawa *flammable* dan *colorless*.
- d. Aseton mudah menguap dan dapat digunakan sebagai pelarut.
- e. Aseton larut dalam air, etanol, dan eter.

#### 5) Metana

##### Sifat Fisika

Rumus molekul	: CH <sub>4</sub>
Berat molekul	: 16 g/mol
Titik beku	: -182,5°C
Titik didih	: -161,5°C (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 190,6 K
Tekanan kritis	: 46 bar
Densitas (30°C)	: 0,656 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten	: 8185 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 125,45 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: -74,52 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnot, 2005)

##### Sifat Kimia

- a. Metana hanya sedikit larut dalam air.
- b. Metana bersifat *flammable*.



## 6) Etana

## Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_2H_4$
Berat molekul	: 30,07 g/mol
Titik beku	: $-183,3^{\circ}C$
Titik didih	: $-88,7^{\circ}C$ (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 305,4 K
Tekanan kritis	: 48,8 bar
Densitas ( $30^{\circ}C$ )	: $1,36 \text{ kg/m}^3$
Panas laten	: 14717 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 52,49 J/mol K
Panas pembentukan ( $25^{\circ}C$ )	: $-83,82 \text{ kJ/m}^3$

(Sinnot, 2005)

## Sifat Kimia

- Etana tidak larut di dalam air, tapi larut dalam eter, etanol, dan *benzene*.
- Etana bersifat *flammable*, *colorless*, *odorless*, *non-reactive* (stabil) dan merupakan gas hidrokarbon. Etana akan cepat menguap pada tekanan dan temperatur normal.

## 7) Etilen

## Sifat Fisika

Rumus molekul	: $C_2H_2$
Berat molekul	: 38,05 g/mol
Titik beku	: $-169,2^{\circ}C$
Titik didih	: $-103,8^{\circ}C$ (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 282,4 K
Tekanan kritis	: 50,4 bar
Densitas ( $30^{\circ}C$ )	: $1,18 \text{ kg/m}^3$
Panas laten	: 13553 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 42,9 J/mol K
Panas pembentukan ( $25^{\circ}C$ )	: $52,33 \text{ kJ/m}^3$

(Sinnot, 2005)

### Sifat Kimia

Etilen bersifat *colorless, reactive, flammable* dan *explosive*.

#### 8) Karbon dioksida

##### Sifat Fisika

Rumus molekul	: CO <sub>2</sub>
Berat molekul	: 44 g/mol
Titik beku	: -56,6°C
Titik didih	: -78,5°C (tekanan 1 atm)
Temperatur kritis	: 282,4 K
Tekanan kritis	: 50,4 bar
Densitas (30°C)	: 1,98 kg/m <sup>3</sup>
Panas laten	: 13553 kJ/kmol
Kapasitas panas	: 8,87 J/mol K
Panas pembentukan (25°C)	: -393,51 kJ/m <sup>3</sup>

(Sinnott, 2005)

##### Sifat Kimia

- Karbon dioksida larut dalam air, etanol, dan aseton.
- Karbon dioksida tidak beracun dan tidak *flammable*.
- Karbon dioksida digunakan sebagai *inert medium* dimana kehadiran udara dapat menyebabkan pengaruh yang tidak diinginkan.

#### 1.4.3. Katalis

Nama katalis = 20% wt *Palladium (Pd) on Iron oxide (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)*

Porositas, = 0,219

Diameter katalis = 3 mm

Densitas katalis,  $\rho_k$  = 5,916 kg/m<sup>3</sup> (*bulk density*)

(Farrag, 2018)

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba.com. 2019. *Catalysts and Chemical Auxiliary Agents*. (Online). [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com). (Diakses pada 28 April 2019).
- Badan Pusat Statistik. 2013. *Tabel Ekspor-Impor Dinamis*. (Online) <https://www.bps.go.id/>. (Diakses pada 25 Maret 2019).
- Bank Indonesia. 2013. *BI 7-day (Reverse) Repo Rate*. (Online). [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id). (Diakses pada 1 Mei 2019).
- Bastos-Neto, M., Moeller, A., Staudt, R., dan Glaser, R. 2011. Dynamic Bed Measurements of CO Adsorption on Microporous Adsorbents at High Pressures for Hydrogen Purification Processes. *Separation and Purification Technology*. Vol. 77(2001): 251-260.
- Branan, C. R. 2005. *Rules of Thumb for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. United State: Elsevier Inc.
- Calorex Australia. 2019. *Pressure Reducing Valves*. (Online). [https://www.calorex.com.au/pressure\\_reducing\\_valves](https://www.calorex.com.au/pressure_reducing_valves). (Diakses pada 28 April 2019).
- DaRosa, C., Ghatak, A., dan Pinto, C. 2002. *Production of Acetaldehyde from Acetic Acid*. Pennsylvania: University of Pennsylvania.
- Eckert, M. 2012. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Acetaldehyde*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmbH & Co KGaA.
- Farrag, M. 2018. Preparation of Mesoporous Palladium Nanoclusters Supported over Hematite ( $\alpha$ - $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) for Selective Catalytic Hydrogenation of  $\alpha$ ,  $\beta$ -Unsaturated Aldehydes. *Microporous and Mesoporous Materials*. Vol. 257(2018): 110-117.
- Felder, R. M. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 2<sup>nd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- ICF International. 2014. *Diesel Generators: Improving Efficiency and Emission Performance in India*. New Delhi: Shakti Sustainable Energy Foundation.
- Ismail, S. 1996. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.

- Johnston, V. J. 2011. *Direct and Selective Production of Acetaldehyde from Acetic Acid Utilizing A Supported Metal Catalysts*. US Patent No. 7994368 B2.
- Kawabe, M. dan Mizutani, Y. 2016. *Acetaldehyde Production Method*. US Patent No. 2016/0176796 A1.
- Kementrian Perindustrian Republik Indonesia. 2016. *Industri Kimia Ketergantungan Bahan Baku Impor*. (Online). <http://www.kemenperin.go.id/>. (Diakses pada 8 April 2019).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill.
- Kohl, A. L. dan Nielsen, R. B. 1997. *Gas Purification 5<sup>th</sup> Edition*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Lee, C. Jaeyoung, Y. dan Ahn, H. 1999. Effects of Carbon to Zeolite Ratio on Layered Bed H<sub>2</sub> PSA for Coke Oven Gas. *AiChe Journal*. Vol. 45(3): 535-545.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3<sup>rd</sup> Edition*. Oregon: John Wiley and Sons.
- Markets and Markets. 2018. *Acetaldehyde Market Worth 1,80 Billion USD by 2022*. (Online). <https://www.marketsandmarkets.com/>. (Diakses pada 8 April 2019).
- Matches Engineering. 2017. *Equipment Cost*. (Online). [www.matche.com](http://www.matche.com). (Diakses pada 25 April 2019).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Mordor Intelligence. 2018. *Acetaldehyde Market Growth, Trends, and Forecast (2019-2024)*. (Online). <https://www.mordorintelligence.com/>. (Diakses pada 8 April 2019).
- Perry, Robert H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook Seventh Edition*. United State: McGraw Hill.
- Pestman, R. 1998. Identification of the Active Sites in the Selective Hydrogenation of Acetic Acid to Acetaldehyde on Iron Oxide Catalysts. *Journal of Catalysis*. Vol. 174(1998): 142-152.

- Peter, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition*. New York: Mc Graw Hill.
- PT Air Liquide. 2019. *Air Liquide in Indonesia*. (Online). <https://www.airliquide.com/indonesia>. (Diakses pada 12 Oktober 2019).
- PT Indo Acidatama Tbk. *Produk Chemical*. 2015. (Online). <https://www.acidatama.co.id/>. (Diakses pada 12 Oktober 2019).
- PubChem. 2004. *Chemical Information*. (Online). <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>. (Diakses pada 30 Oktober 2019).
- Ruthven, D. M., Farooq, S., dan Knaebel, K. S. 1994. *Pressure Swing Adsorber*. New York: VCH Publishers.
- Sari, E. V. 2017. *Indonesia Masih Ketergantungan Impor dari China*. (Online) <https://www.cnnindonesia.com/>. (Diakses pada 8 April 2019).
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Sircar, S. dan Golden, T. C. 2000. Purification of Hydrogen by Pressure Swing Adsorption. *Separation Science and Technology*. Vol. 35(5): 667-687.
- Smith, J. M. 1970. *Chemical Engineering Kinetics 2<sup>th</sup> Edition*. Texas: McGraw Hill.
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6<sup>th</sup> Edition*. Boston: McGraw Hill.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass-Transfer Operation 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Tustin, G. C., Depew, L. S., dan Collins, N. A. 2000. *Method for Producing Acetaldehyde from Acetic Acid*. US Patent No. 6121498A.
- United Nation Statistics Division. 2013. *Commodity Trade Statistics Database Ethanal (Acetaldehyde)*. (Online). <http://data.un.org/>. (Diakses pada 25 Maret 2019).
- Vatavuk, W. M. 2002. *Updating the Chemical Engineering Plant Cost Index*. (Online). [www.che.com](http://www.che.com). (Diakses pada 21 April 2019).
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann.

Welty, J. R., Wicks, C. E., Wilson, R. E., dan Rorrer G. L. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer 5<sup>th</sup> Edition*. Oregon: John Wiley and Sons.

Winkle, M. V. 1967. *Distillation*. Texas: McGraw Hill.

Yaws. C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Texas: Mc-Graw-Hill.