

**SKRIPSI**

**PRA RANCANG PABRIK ASAM ASETAT MELALUI PROSES  
KARBONILASI METANOL KAPASITAS 71.000 TON/TAHUN**

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

**Teknik Kimia**

**Pada**

**Universitas Sriwijaya**



**OLEH :**

**ELVIN ANDRE KHAILA**

**03031382025112**

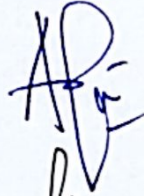


**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2025**




## HALAMAN PERSETUJUAN

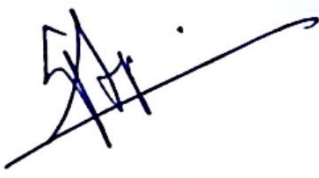
Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat Melalui Proses Karbonilasi Metanol Kapasitas 71.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Elvin Andre Khaila dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada Tanggal 26 Februari 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM (  )  
NIP. 197208092000032001
2. Dr. Budi Santoso, S.T, M.T (  )  
NIP. 197706052003121004
3. Lia Cundari, S.T, M.T (  )  
NIP. 198412182008122002

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

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

Palembang,     Maret 2025  
Pembimbing Tugas Akhir

  
Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D M.T.  
NIP. 198204252023212029

## HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:




ELVIN ANDRE KHAILA

03031382025112

Judul:

### **“PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT MELALUI PROSES KARBONILASI METANOL KAPASITAS 71.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 26 Februari 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Hj. Tuty Emilia Agustina, S.T, M.T, Ph.D, IPM (  )  
NIP. 197208092000032001
2. Dr. Budi Santoso, S.T, M.T (  )  
NIP. 197706052003121004
3. Lia Cundari, S.T, M.T (  )  
NIP. 198412182008122002

Palembang,       Maret 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



Tine Aprianti, S.T, M.T, Ph.D M.T,

NIP\_198204252023212029



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Elvin Andre Khaila

NIM : 03031382025112

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat Melalui Proses  
Karbonilasi Metanol Kapasitas 71.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya yang didampingi oleh 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, 14 Maret 2025



Elvin Andre Khaila

NIM. 03031382025112

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT MELALUI PROSES KARBONILASI METANOL KAPASITAS 71.000 TON/TAHUN

Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi, Februari 2025

Elvin Andre Khaila

Dibimbing oleh Tine Aprianti, S.T., M.T., Ph.D.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

## ABSTRAK

Pabrik pembuatan Asam Asetat dengan kapasitas produksi 71.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2030 berlokasi di Kawasan Industri Kaltim Industrial Estate (KIE) di Jl. R.E Martadinata, Gg. Kapal Loktuan, Kec. Bontang Utara, Kota Bontang, Provinsi Kalimantan Timur dengan luas 3,5 ha. Proses pembuatan asam asetat ini mengacu pada Patent CN 2023/117101550 A, di mana proses yang digunakan adalah karbonilasi metanol dengan bahan baku berupa metanol dan karbon monoksida. Reaksi berlangsung dengan temperatur 180°C dan tekanan 28 atm menggunakan reaktor berjenis *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh direktur. Sistem organisasi perusahaan ini adalah *line and staff* dengan karyawan sebanyak 120 orang. Pabrik asam asetat layak dipertimbangkan untuk didirikan karena telah memenuhi parameter dari kelayakan ekonomi:

- *Total Capital Investment* = US\$ 29.601.804,90
- *Selling Price per Year* = US\$ 82.892.979,38
- *Total Production Cost* = US\$ 62.879.583,99
- *Annual Cash Flow* = US\$ 16.162.020,02
- *Pay Out time* = 1,979 tahun
- *Rate of return on investment* = 47,33%
- *Discounted Cash Flow –ROR* = 54,13%
- *Break Even Point* = 29,78%
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci:** Asam Asetat, Karbonilasi Metanol, *Continuous Stirred Tank Reactor*

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa karena berkat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat Melalui Proses Karbonilasi Metanol Kapasitas 71.000 Ton/Tahun” sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Penyusunan tugas akhir ini dapat diselesaikan berkat bantuan serta dukungan dari berbagai pihak, penulis sangat menghargai setiap dukungan dalam proses yang dilalui dan dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada.

- 1) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 2) Ibu Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Tine Aprianti, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing tugas akhir.
- 4) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Seluruh staf administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Februari 2025

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>COVER</b> .....	i
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	iii
<b>HALAMAN PERBAIKAN</b> .....	iv
<b>HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS</b> .....	v
<b>RINGKASAN</b> .....	vi
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	viii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	x
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xi
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xii
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	xxi
<b>BAB I PEMBAHASAN UMUM</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Proses Produksi Asam Asetat .....	2
1.3. Proses Pembuatan Asam Asetat .....	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia .....	7
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK</b> .....	10
2.1. Alasan Pendirian Pabrik .....	10
2.2. Penentuan Kapasitas .....	11
2.3. Pemilihan Proses .....	14
2.4. Pemilihan Bahan Baku .....	14
2.5. Uraian Proses .....	15
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK</b> .....	18
3.1. Lokasi Pabrik .....	18
3.2. Tata Letak Pabrik .....	22
3.3. Luas Area .....	24
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS</b> .....	25
4.1. Neraca Massa .....	25
4.2. Neraca Panas .....	31
<b>BAB V UTILITAS</b> .....	40



5.1. Unit Pengadaan <i>Steam</i> .....	40
5.2. Unit Pengadaan Air .....	42
5.3. Unit Pengadaan Listrik .....	46
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	48
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN</b> .....	<b>51</b>
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN</b> .....	<b>89</b>
7.1. Bentuk Perusahaan .....	89
7.2. Struktur Organisasi .....	90
7.3. Tugas dan Wewenang .....	91
7.4. Sistem Kerja .....	93
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan .....	95
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI</b> .....	<b>100</b>
8.1. Profitabilitas (Keuntungan) .....	101
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal .....	102
8.3. Total Modal Akhir .....	104
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	106
8.5. <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	107
<b>BAB IX KESIMPULAN</b> .....	<b>109</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	<b>110</b>
<b>LAMPIRAN</b> .....	<b>115</b>

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1.</b> Perbandingan Proses Produksi Asam Asetat.....	6
<b>Tabel 2.1.</b> Total Konsumsi Asam Asetat di Indonesia .....	11
<b>Tabel 2.2.</b> Data Impor dan Ekspor Asam Asetat di Indonesia .....	12
<b>Tabel 2.3.</b> Data Pertumbuhan Rata-Rata Tahunan Asam Asetat.....	12
<b>Tabel 3.1.</b> Perincian Luas Area Pembangunan Pabrik Asam Asetat.....	24
<b>Tabel 5.1.</b> Kebutuhan Utilitas .....	40
<b>Tabel 5.2.</b> Peralatan dengan Kebutuhan <i>Steam</i> 250°C.....	40
<b>Tabel 5.3.</b> Total Kebutuhan <i>Steam</i> .....	41
<b>Tabel 5.4.</b> Kebutuhan Air Proses .....	42
<b>Tabel 5.5.</b> Kebutuhan Air Pendingin .....	42
<b>Tabel 5.6.</b> Kebutuhan Air Domestik .....	45
<b>Tabel 5.7.</b> Total Kebutuhan Air dalam Pabrik .....	45
<b>Tabel 5.8.</b> Kebutuhan Listrik Peralatan .....	46
<b>Tabel 5.9.</b> Kebutuhan Penerangan .....	47
<b>Tabel 5.10.</b> Kebutuhan Listrik Pabrik Asam Asetat.....	48
<b>Tabel 5.11.</b> Total Kebutuhan Bahan Bakar .....	50
<b>Tabel 7.1.</b> Tugas dan Wewenang Setiap Jabatan .....	91
<b>Tabel 7.2.</b> Pembagian Jam Kerja Karyawan Shift <b>Kesalahan! Bookmark tidak ditentukan.</b>	
<b>Tabel 7.3.</b> Rincian Jumlah Karyawan.....	96
<b>Tabel 8.1.</b> Tabel Penjualan Produk .....	101
<b>Tabel 8.2.</b> Rincian Angsuran Pengembalian Modal .....	103
<b>Tabel 8.3.</b> Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	108

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 3.1.</b> Lokasi Pendirian Pabrik Asam Asetat.....	19
<b>Gambar 3.2.</b> Peta Jarak Antara Lokasi Pabrik dan PT. Kaltim Metanol Industri	19
<b>Gambar 3.3.</b> Peta Jarak Antara Lokasi Pabrik dan PT. Samator Bontang.....	20
<b>Gambar 3.4.</b> Tata Letak Peralatan Pabrik Pembuatan Asam Asetat .....	23
<b>Gambar 3.5.</b> Tata Letak Pabrik Pembuatan Asam Asetat .....	24
<b>Gambar 7.1.</b> Struktur Organisasi Perusahaan .....	99
<b>Gambar 8.1.</b> Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP).....	107

## DAFTAR NOTASI

### 1. **ACCUMULATOR**

Cc	= Tebal korosi maksimum, in
Ej	= Efisiensi pengelasan
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
h	= Panjang <i>ellipsoidal</i> , m
L	= Panjang <i>accumulator</i> , m
LT	= Panjang total <i>accumulator</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
r	= Jari-jari, m
S	= Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	= Temperatur operasi, °C
th	= Tebal dinding <i>head</i> , m
ts	= Tebal dinding <i>accumulator</i> , m
V <sub>H</sub>	= Volume <i>ellipsoidal head</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>T</sub>	= Volume total <i>accumulator</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>S</sub>	= Volume silinder, m <sup>3</sup>

### 2. **COOLER, HEATER, PARTIAL CONDENSOR, CONDENSOR, REBOILER**

A	= Area perpindahan panas, ft <sup>2</sup>
a	= <i>Flow area</i> , ft <sup>2</sup>
B	= <i>Baffle space</i> , in
BWG	= <i>Birmingham Wire Gage</i>
C	= <i>Clearance antar tube</i> , in
D	= Diameter dalam <i>tube</i> , in
De	= Diameter ekivalen, in
Ds	= Diameter dalam <i>shell</i> , in
f	= Faktor friksi, ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
Gs	= Laju alir massa fluida pada <i>shell</i> , lb/jam.ft <sup>2</sup>
Gt	= Laju alir massa fluida pada <i>tube</i> , lb/jam.ft <sup>2</sup>
g	= Percepatan gravitasi, m/s <sup>2</sup>
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
hi	= Koefisien perpindahan panas fluida pada <i>tube</i> ;

	Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
h <sub>io</sub>	= Nilai koreksi h <sub>i</sub> pada <i>tube</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
h <sub>o</sub>	= Koefisien perpindahan panas fluida pada <i>shell</i> , Btu/ jam.ft <sup>2</sup> .°F
jH	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
L	= Panjang <i>tube</i> , pipa, ft
LMTD	= <i>Logarithmic Mean Temperature Difference</i> , °F
N <sub>t</sub>	= Jumlah <i>tube</i>
n	= <i>Pass</i>
ID	= <i>Inside Diameter</i> , ft
OD	= <i>Outside Diameter</i> , ft
PT	= <i>Tube pitch</i> , in
ΔPr	= <i>Return loss pressure drop</i> , Psi
ΔPs	= Penurunan tekanan pada <i>shell</i> , Psi
ΔPt	= Penurunan tekanan <i>tube</i> , Psi
ΔPT	= Penurunan tekanan total pada <i>tube</i> , Psi
Q	= Beban panas pada <i>heat exchanger</i> , Btu/jam
R <sub>d</sub>	= <i>Dirt factor</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Re	= Bilangan Reynold, <i>dimensionless</i>
Pr	= Bilangan Prandtl, <i>dimensionless</i>
s	= <i>Specific gravity</i>
T <sub>1</sub> ,T <sub>2</sub>	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t <sub>1</sub> ,t <sub>2</sub>	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T <sub>c</sub>	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t <sub>c</sub>	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U <sub>c</sub> ,U <sub>d</sub>	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , Btu/jam.ft <sup>2</sup> . °F
W <sub>1</sub> , W <sub>2</sub>	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
μ	= Viskositas fluida, lb/ jam ft

### 3. **COMPRESSOR AND EXPANDER**

BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , power yang dibutuhkan, HP
c	= <i>Clearance</i>
E <sub>v</sub>	= <i>Volumetric efficiency</i>



$f$	= <i>Compressibility ratio</i>
$K$	= Konstanta Kompresi
$N$	= Jumlah <i>stage</i>
$\eta$	= Efisiensi kompresor
$P_{IN}$	= Tekanan masuk, atm
$P_{OUT}$	= Tekanan keluar, atm
$T$	= Temperatur masuk kompresor, K
$P_C, P_W$	= <i>Power compressor, power expander</i> , HP
$Q$	= Kapasitas kompresor, lb/menit
$R_c$	= Rasio kompresi
$W$	= Laju alir massa, lb/jam
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

#### 4. ***DISTILLATION COLUMN***

$A_a$	= <i>Active area</i> , m <sup>2</sup>
$A_{ap}$	= <i>Area under apron</i> , m <sup>2</sup>
$A_c$	= <i>Cross section/luas area kolom</i> , m <sup>2</sup>
$A_{cz}$	= <i>Area of calming zone</i> , m <sup>2</sup>
$A_d$	= <i>Downcomer area</i> , m <sup>2</sup>
$A_h$	= <i>Hole area</i> , m <sup>2</sup>
$A_n$	= <i>Net area</i> , m <sup>2</sup>
$A_{oh}$	= Area untuk 1 <i>hole</i> , m <sup>2</sup>
$A_p$	= <i>Total area perforated</i> , m <sup>2</sup>
$A_t$	= <i>Tower area</i> , m <sup>2</sup>
$A_{up}$	= <i>Area of unperforated edge strip</i> , m <sup>2</sup>
$C_c$	= Tebal korosi maksimum, m
$C_o$	= <i>Orifice coefficient</i>
$D_c$	= Diameter kolom, m
$d_h$	= Diameter <i>hole</i> , mm
$E$	= <i>Total entrainment</i> , kg/s
FLV	= <i>Liquid-Vapour Flow Parameter</i>
$H$	= Tinggi kolom, m
$h_b$	= <i>Back up di downcomer</i> , m
$h_{ap}$	= <i>Downcomer pressure loss</i> , m
$h_d$	= <i>Dry plate drop</i> , mm liquid
$h_{dc}$	= <i>Head loss in the downcomer</i> , m

$h_f$	= Froth height, m
$h_{ow}$	= Wet liquid crest, mm liquid
$h_q$	= Weep point, m
$h_r$	= Residual head, mm liquid
$h_t$	= Total pressure drop, mm liquid
$h_w$	= Weir height, m
$K^*$	= Koreksi untuk tegangan permukaan
$L_W$	= Mass flowrate liquid, kg/s
$L_{cz}$	= Mean length of calming zone, m
$L_m$	= Mean length, unperforated edge strip, m
$L_m, max$	= Laju cairan maksimum, kg/s
$L_m, min$	= Laju cairan minimum, kg/s
$l_w$	= Weir length, m
$N$	= Jumlah stage/tray
$N_{min}$	= Jumlah tray minimum
$N_r$	= Jumlah tray pada <i>rectifying section</i>
$N_s$	= Jumlah tray pada <i>stripping section</i>
$R$	= Rasio refluks
$R_{min}$	= Rasio refluks minimum
$S_{min}$	= Jumlah stage minimum
$U_f$	= Kecepatan vapor flooding, m/s
$\check{u}_h$	= Minimum design vapour velocity, kg/s
$u_v$	= Persen flooding actual, m/s
$U_v$	= Laju alir volume, m <sup>3</sup> /s
$V_W$	= Mass flowrate vapor, kg/s
$\Delta P_{total}$	= Total Pressure drop, atm
$\Delta P_1$	= Pressure drop Rectifying section, atm
$\Delta P_2$	= Pressure drop Stripping section, atm
$\rho_v$	= Densitas vapor, kg/m <sup>3</sup>
$\rho_L$	= Densitas liquid, kg/m <sup>3</sup>
$\psi$	= Fractional entrainment
$\alpha$	= Relatif volatilitas
$\theta$	= Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip
$\sigma$	= Surface tension, N/m

## 5. **DECANTER**

$A_i$	= <i>Interphase area</i> , $m^2$
$A_p$	= <i>Area of pipe</i> , $m^2$
$C$	= <i>Allowable Corrosion</i> , m
$D$	= <i>Diameter vessel</i> , m
$D_p$	= <i>Diameter pipa</i> , m
$E$	= <i>Joint efficient</i>
$H$	= <i>Tinggi vessel</i> , m
$I$	= <i>Dispersi band</i> , m
$L_c$	= <i>Laju alir volumetric continous phase</i> , $m^3/s$
$OD$	= <i>Outside Diamter</i> , m
$P$	= <i>Tekanan vessel</i> , atm
$Q$	= <i>Laju alir volumetric</i> , $m^3/jam$
$r$	= <i>Jari-jari vessel</i> , m
$S$	= <i>Working stress allowable</i> , psi
$t_s$	= <i>Tebal silinder</i> , m
$t_h$	= <i>Tebal ellipsoidal head</i> , m
$T$	= <i>Temperatur vessel</i> , K
$U_d$	= <i>Setting velocity</i> , m/s
$\rho$	= <i>Densitas</i> , $kg/m^3$
$\mu$	= <i>Viskositas</i> , Cp
$\theta$	= <i>Fase disperse</i>

## 6. **FLASH DRUM**

$A_t$	= <i>Luas area vessel total</i> , m
$A_v$	= <i>Luas cross sectional vessel minimum</i> , $m^2/s$
$C_c$	= <i>Allowable corrosion</i> , m
$D$	= <i>Diameter vessel</i> , m
$E$	= <i>Joint efficient</i>
$FLV$	= <i>Parameter aliran</i>
$H$	= <i>Tinggi vessel</i> , m
$H_L$	= <i>Tinggi liquid</i> , m
$H_v$	= <i>Tinggi vapor</i> , m
$OD$	= <i>Outside Diameter</i> , m
$P$	= <i>Tekanan vessel</i> , atm

Q	= Laju alir <i>volumetric</i> , m <sup>3</sup> /jam
S	= <i>Working stress allowable</i> , psi
r	= Jari-jari <i>vessel</i> , m
t	= Tebal <i>vessel</i> , m
T	= Temperatur <i>vessel</i> , K
U <sub>f</sub>	= Kecepatan <i>flooding</i> , m/s
U <sub>v max</sub>	= Laju alir <i>volumetric</i> maksimum, m <sup>3</sup> /s
VL	= Volume <i>liquid</i> , m <sup>3</sup>
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 7. ***KNOCK OUT DRUM***

A <sub>min</sub>	= Luas permukaan minimum <i>vessel</i> , m <sup>2</sup>
C	= <i>Corrosion</i> maksimum, m
D <sub>min</sub>	= Diameter minimum <i>vessel</i> , m
E	= <i>Joint efisiensi</i>
H <sub>L</sub>	= Tinggi <i>liquid</i> , m
H <sub>s</sub>	= Tinggi <i>shell</i> , m
H <sub>t</sub>	= Tinggi <i>vessel</i> , m
H <sub>v</sub>	= <i>Vapour space minimum</i> , m
OD	= <i>Outside diameter vessel</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
Q	= <i>Vapour volumetric flowrate</i> , m <sup>3</sup> /jam
Q	= <i>Liquid volumetric flowrate</i> , m <sup>3</sup> /jam
S	= <i>Working stress allowable</i> , psi
t	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
(u <sub>max</sub> ) <sub>nozzle</sub>	= Kecepatan maksimum <i>feed</i> pada <i>inlet nozzle</i> , ft/s
(u <sub>min</sub> ) <sub>nozzle</sub>	= Kecepatan minimum <i>feed</i> pada <i>inlet nozzle</i> , ft/s
U <sub>v,max</sub>	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V <sub>h</sub>	= Volume <i>head</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>s</sub>	= Volume <i>shell</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	= Volume <i>vessel</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>T</sub>	= Volume total, m <sup>3</sup>
W <sub>L</sub>	= Laju Alir <i>Liquid</i> , kg/jam
W <sub>V</sub>	= Laju Alir <i>Vapour</i> , kg/jam
ρ	= Densitas, kg/ m <sup>3</sup>

$\rho_{\text{vap}}$	= Densitas <i>vapour</i> , kg/ m <sup>3</sup>
$\rho_{\text{liq}}$	= Densitas <i>liquid</i> , kg/ m <sup>3</sup>
$\mu$	= Viskositas, cP

## 8. MIXING TANK

C	= <i>Corrosion</i> maksimum, in
D <sub>t</sub>	= Diameter tangki, m
D <sub>i</sub>	= Diameter <i>impeller</i> , m
E	= <i>Joint efisiensi</i>
G	= Lebar <i>baffle</i> pengaduk, m
H	= Tinggi <i>head</i> , m
H <sub>L</sub>	= Tinggi <i>liquid</i> , m
H <sub>S</sub>	= Tinggi silinder, m
H <sub>T</sub>	= Tinggi tangki, m
N	= Kecepatan putaran pengaduk, rpm
P	= Tekanan desain, psi
r	= Panjang <i>blade</i> pengaduk, m
r <sub>b</sub>	= Posisi <i>baffle</i> dari dinding tangki, m
r <sub>i</sub>	= Jari-jari <i>vessel</i> , in
S	= <i>Working stress allowable</i> , psi
T	= Tebal dinding tangki, m
V <sub>S</sub>	= Volume silinder, m <sup>3</sup>
V <sub>E</sub>	= Volume <i>ellipsoidal</i> , m <sup>3</sup>
V <sub>t</sub>	= Volume tangki total, m <sup>3</sup>
W <sub>b</sub>	= Lebar <i>baffle</i> , m
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	= Viskositas, kg/m.s

## 9. PUMP

A	= <i>Area</i> alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , HP
D <sub>opt</sub>	= Diameter optimum pipa, in
f	= Faktor friksi
g	= Percepatan gravitasi ft/s <sup>2</sup>
g <sub>c</sub>	= Konstanta percepatan gravitas, ft/s <sup>2</sup>
H <sub>d</sub> , H <sub>s</sub>	= <i>Head discharge, suction</i> , ft



$H_f$	= Total friksi, ft
$H_{fc}$	= Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
$H_{fe}$	= Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
$H_{ff}$	= Friksi karena <i>fitting</i> dan <i>valve</i> , ft
$H_{fs}$	= Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	= Diameter dalam, in
$K_C, K_E$	= Konstanta kompresi, ekspansi, ft
L	= Panjang pipa, m
$L_e$	= Panjang ekivalen pipa, m
MHP	= <i>Motor Horse Power</i> , HP
NPSH	= <i>Net positive suction head</i> , ft.lbf/lb
$N_{RE}$	= Bilangan Reynold
OD	= Diameter luar, in
$P_{uap}$	= Tekanan uap, psi
$Q_f$	= Laju alir volumetrik, ft <sup>3</sup> /s
$V_d$	= <i>Discharge velocity</i> , ft/s
$V_s$	= <i>Suction velocity</i> , ft/s
$\epsilon$	= <i>Equivalent roughness</i> , ft
$\eta$	= Efisiensi pompa
$\mu$	= Viskositas, kg/ms
$\rho$	= Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 10. **REACTOR**

CA0	= konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m <sup>3</sup>
C	= Tebal korosi yang diizinkan, mm
FA0	= Laju alir umpan, kmol/jam
Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
k	= Konstanta laju reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
N	= Bilangan Avogadro
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
P	= Tekanan, atm
$Q_f$	= Laju volumetrik <i>feed</i> , m <sup>3</sup> /jam
Re	= Bilangan Reynold
S	= <i>Working Stress</i> yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C

$t$	=	Tebal dinding vessel, mm
$V_t$	=	Volume reaktor, $m^3$
$X$	=	Konversi
$\rho$	=	Densitas, $kg/m^3$
$\sigma$	=	Diameter Partikel, cm

## 11. **TANK**

$C_c$	=	Tebal korosi yang diizinkan, m
$D$	=	diameter tangki, m
$E$	=	Efisiensi penyambungan, <i>dimensionless</i>
$H_e$	=	Tinggi <i>head</i> , m
$H_s$	=	Tinggi silinder, m
$H_t$	=	Tinggi total tangki, m
$OD$	=	<i>Outside diameter</i> tangki, m
$P$	=	Tekanan desain, atm
$R$	=	Jari-jari tangki, m
$S$	=	<i>Working stress</i> yang diizinkan, Psia
$t$	=	Tebal dinding silinder, m
$t_h$	=	Tebal dinding <i>head</i> , m
$T$	=	Temperatur operasi, K
$V_e$	=	Volume <i>ellipsoidal head</i> , $m^3$
$V_s$	=	Volume silinder, $m^3$
$V_t$	=	Volume tangki, $m^3$
$W$	=	Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	=	Densitas, $kg/m^3$

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA.....</b>	<b>115</b>
<b>LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS.....</b>	<b>193</b>
<b>LAMPIRAN III PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>280</b>
<b>LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI.....</b>	<b>470</b>
<b>LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS .....</b>	<b>487</b>

# BAB I

## PEMBAHASAN UMUM

### 1.1. Latar Belakang

Peningkatan pembangunan industri di Indonesia terus dilakukan dengan dibutuhkan, dan menciptakan lapangan kerja baru. Pembangunan industri juga didasarkan Undang - Undang Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 1984 Tentang Perindustrian Pasal 3 ayat 1 bahwa pembangunan industri bertujuan meningkatkan penerimaan devisa melalui peningkatan ekspor hasil produksi nasional yang bermutu, di samping penghematan devisa melalui pengutamaan pemakaian hasil produksi dalam negeri, guna mengurangi ketergantungan kepada luar negeri. Salah satu bentuk pesatnya perkembangan industri dapat dilihat pada pabrik kimia yang semakin banyak berdiri di Indonesia sebagai bagian dari industri kimia.

Asam asetat menjadi salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan di Indonesia. Menurut Badan Pusat Statistik Indonesia (2023) bahwa dari tahun 2017-2023 didapatkan rerata untuk impor asam asetat ke Indonesia sebesar 68.875,19 ton/tahun. Nilai impor yang tinggi dari komoditas ini selaras dengan kebutuhannya yang ada di dalam negeri. Asam asetat menjadi bahan kimia penting karena banyak digunakan di berbagai industri dalam negeri. Asam asetat memiliki kegunaan yang luas dan termasuk ke dalam produk industri yang penting dengan banyaknya permintaan dari berbagai industri seperti pada industri *vinyl acetate monomer*, *acetic anhydride*, dan *purified terephthalic acid* (Bidgoli dkk, 2012). Kebutuhan yang tinggi pada asam asetat ini tidak diikuti dengan jumlah pemasok kebutuhan dari dalam negeri, di mana hanya ada satu pabrik yang memasok asam asetat yaitu PT Indo Acidatama yang berkapasitas 36.600 ton/tahun.

Kebutuhan asam asetat yang tinggi ini akan terus meningkat setiap tahunnya sehingga di dalam negeri diperlukan peningkatan produksi untuk memasok kebutuhan asam asetat dan pendirian pabrik baru dapat menjadi salah satu solusi. Pendirian pabrik juga akan menurunkan tingkat impor dari luar negeri dan ekonomi negara pun dapat berkembang dengan lebih mandiri. Pembangunan pabrik asam asetat juga diharapkan dapat menjadi pemicu untuk mendukung pertumbuhan dari industri – industri lain di Indonesia.

## 1.2. Sejarah dan Perkembangan Proses Produksi Asam Asetat

Asam asetat atau asam cuka termasuk ke dalam golongan senyawa asam karboksilat yang dikenal sejak lama dan masih banyak digunakan hingga saat ini. Sejarah penggunaan asam asetat dalam bidang industri kimia sudah dimulai sejak abad ke-3 sebelum masehi. Filsuf Yunani kuno Theophrastos memberikan penjelasan terkait asam asetat yaitu bahwa asam asetat dapat bereaksi dengan logam-logam sehingga membentuk berbagai zat warna, misalnya warna yang terjadi pada timbal putih (timbal karbonat) dan verdigris, warna ini didapatkan dari suatu zat hijau campuran dari berbagai garam-garam dan mengandung tembaga (II) asetat (Taneh dkk, 2014). Bangsa Romawi menghasilkan sebuah sirup yang amat manis yaitu dengan mendidihkan anggur yang sudah asam yang dikenal dengan nama sapa. Di mana sapa mengandung timbal asetat yang merupakan suatu zat manis atau yang biasa disebut juga sebagai gula timbal dan gula saturnus.

Pembuatan asam asetat secara ilmiah pada zaman dahulu umumnya dikenal dengan proses orkana yang dipopulerkan oleh Schutzenbach, proses orkana dilakukan dengan mengoksidasi minuman beralkohol dengan oksigen dan dengan memanfaatkan bantuan bakteri sehingga asam asetat terbentuk (Nurika dkk, 2016). Proses orkana menjadi titik awal dalam perkembangan proses produksi asam asetat yang lain, salah satu proses yang diciptakan dari modifikasi proses orkana adalah pembuatan asam asetat dengan proses destilasi kayu kering dengan bantuan katalis asam sulfat dengan hasil produk asam cuka kayu. Proses lain pada pembuatan asam asetat yaitu dengan oksidasi asetaldehid dan proses oksidasi butana. Proses oksidasi asetaldehid dengan bantuan katalis pada kondisi operasi 15 atm dan temperatur 200°C. Sedangkan proses oksidasi butana dengan kondisi operasi tekanan 3,5 atm dan temperatur sekitar 120°C yang juga dibantu katalis untuk mempercepat reaksi.

Proses yang banyak digunakan dalam pembuatan asam asetat diantaranya adalah oksidasi etana dan karbonilasi metanol. Proses oksidasi etana dilakukan dengan bantuan katalis dengan cara mengoksidasi gas etana dengan oksigen pada tekanan operasi 50 bar dan temperatur sekitar 150-500°C dengan bantuan katalis. Proses lain yang sering digunakan ialah karbonilasi metanol. Dari Kalck dkk (2020) menyatakan bahwa 85% produksi asam asetat dilakukan menggunakan reaksi karbonilasi metanol. Pada karbonilasi terdapat dua macam proses yaitu proses



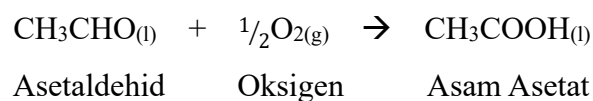
monsanto yang ditemukan pada tahun 1966 yang dalam prosesnya menggunakan katalis rhodium kompleks, sedangkan proses cativa merupakan pengembangan karbonilasi metanol pada tahun 1996 yang dalam prosesnya menggunakan katalis iridium untuk proses pembuatan asam asetat yang didukung oleh ruthenium.

### 1.3. Proses Pembuatan Asam Asetat

Asam asetat termasuk senyawa organik dengan rumus molekul  $\text{CH}_3\text{COOH}$  yang memiliki ciri-ciri berwarna jernih, berbau tajam dan berbau asam, larut dalam air, alkohol dan ether serta dapat menimbulkan korosi pada beberapa jenis logam. Asam asetat memiliki titik didih sebesar  $117,9^\circ\text{C}$  pada 1 atm. Asam asetat dalam industri dapat dibuat dengan berbagai macam, yaitu:

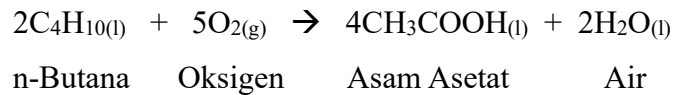
#### 1.3.1. Proses Oksidasi Asetaldehid

Asam asetat dapat diperoleh dengan cara mengoksidasikan asetaldehida pada fase cair dengan perbandingan 4 mol udara yang masuk untuk setiap 1 mol asetaldehida. Kondisi operasi proses pada umumnya temperatur sekitar  $60\text{-}150^\circ\text{C}$  dan tekanan 3-10 bar. Pada kondisi ini, larutan asetaldehid diumpankan ke dalam suatu reaktor, di mana oksigen atau udara digelembungkan (*bubble*) melalui *liquid* yang mengandung 0,1-0,5 mangan asetat. Katalis lain yang digunakan adalah cobalt. Campuran reaksi disirkulasi dengan cepat melalui sebuah *heat exchanger* untuk menghilangkan panas reaksinya. Campuran reaksi dimurnikan pada kolom *recovery* aldehyd, sedangkan *vent gas* didinginkan dan diabsorpsi menggunakan produk *crude*. Berikut reaksi untuk proses oksidasi asetaldehid (Suprpto, 2022).



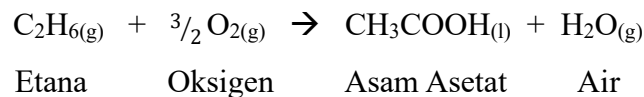
#### 1.3.2. Proses Oksidasi n-Butana

Proses reaksi oksidasi butana terjadi pada fase cair dengan menggunakan katalis cobalt atau mangan asetat. Proses oksidasi n-butana dilakukan pada kondisi operasi di temperatur  $150^\circ\text{C}$  pada tekanan 55 atm dengan *yield* 70-80% (Tegar, 1995). n-Butana (secara komersial terdiri dari 95% n-Butana, 2,5% isobutana, dan 2,5% pentana) dioksidasi oleh oksigen dengan bantuan katalis sehingga menghasilkan asam asetat. Produk sampingan dimungkinkan terbentuk seperti metil etil keton dan metil asetat. Berikut reaksi oksidasi n-butana :



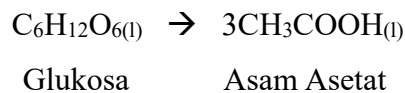
### 1.3.3. Proses Oksidasi Etana

Pembuatan asam asetat dengan proses oksidasi etana yaitu dengan mereaksikan oksigen dan etana dengan bantuan katalis molibdenum. Generasi awal reaksi ini menggunakan reaktor *fluidized bed* dengan kelemahan pada kemurnian produk yang rendah, penggunaan reaktor pun diganti menjadi reaktor multitubular hasilnya kemurnian produk pun menjadi lebih tinggi. Proses oksidasi etana memiliki konversi tinggi yaitu 97% dengan kemurnian produk sekitar 45% pada kondisi operasi tekanan 50 bar dan temperatur 150°C. Berikut reaksi oksidasi etana.

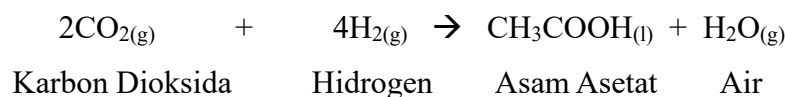


### 1.3.4. Fermentasi Anaerob

Metode ini menggunakan bakteri anaerob, termasuk anggota dari genus *Clostridium*, yang dapat mengubah gula menjadi asam asetat secara langsung, tanpa menghasilkan etanol sebagai produk perantara (Nurika dkk, 2016). Bahan baku yang digunakan berupa buah-buahan, nira aren, nira kelapa, dan nira tebu. Reaksi kimia secara keseluruhan dilakukan oleh bakteri ini yang diuraikan sebagai berikut:



Keuntungan metode ini dalam sudut pandang kimia industri yaitu pada bakteri *acetogenic* dapat menghasilkan produk berupa asam asetat dari suatu senyawa karbon, seperti metanol, karbon monoksida, atau campuran karbon dioksida dan hidrogen. Reaksinya sebagai berikut ini:

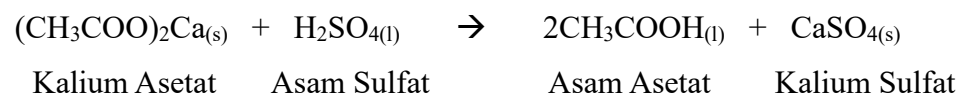


Karena *Clostridium* dapat mengubah gula secara langsung menjadi asam asetat maka dapat menekan biaya produksi dalam artian penggunaan metode ini lebih efisien jika dibandingkan dengan metode oksidasi etanol dengan bantuan *Acetobacter*. Namun yang menjadi kendala adalah bakteri *Clostridium* kurang toleran terhadap asam dibandingkan dengan *Acetobacter* sehingga ketika asam

asetat terbentuk maka bakteri *Clostridium* akan mengalami gangguan pertumbuhan yang dapat menyebabkan kematian. Bahkan yang paling toleran asam-strain *Clostridium* cuka hanya dapat menghasilkan beberapa persen asam asetat, dibandingkan dengan *strain Acetobacter* cuka yang dapat menghasilkan hingga 20% asam asetat. Saat ini, penggunaan *Acetobacter* lebih efektif untuk memproduksi asam asetat dibandingkan memproduksi asam setat dengan *Clostridium*. Rendahnya produksi asam asetat dari keduanya menjadi suatu kesulitan untuk mengembangkannya di industri.

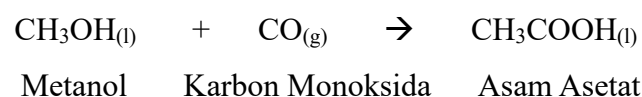
#### 1.3.5. Proses Distilasi Kayu Kering

Proses ini dilakukan dengan menggunakan bahan baku berupa serbuk kayu yang dikeringkan terlebih dahulu dan kemudian dilanjutkan dengan proses destilasi. Hasil dari proses ini yaitu mengandung sekitar 10% asam asetat, aseton, metanol, dan bagian yang paling banyak adalah tar. Destilat yang mengandung asam asetat didapatkan dengan mereaksikan kalsium asetat dan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ), dan kemudian dilanjutkan dengan proses destilasi. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



#### 1.3.6. Proses Karbonilasi Metanol

Proses karbonilasi metanol menjadi proses yang paling banyak digunakan untuk menghasilkan asam asetat murni karena konversinya yang tinggi. Proses dilakukan dengan mereaksikan metanol dan karbon monoksida dengan bantuan katalis sehingga terbentuk asam asetat dengan konversi >90%. Pengembangan pada proses karbonilasi metanol dilakukan sehingga saat ini terdapat dua jenis, yaitu proses Monsanto dan proses BASF. Keduanya menggunakan bahan baku yang sama tetapi secara kondisi operasi, katalis, *yield* serta biaya operasi semuanya berbeda. Reaksi pada proses karbonilasi metanol adalah sebagai berikut.



##### 1. Proses BASF

Proses BASF diindustrialisasi oleh BASF pada 1960 yaitu proses karbonilasi metanol dengan bantuan katalis cobalt dan melakukan komersialisasi pada 1963 (Kalck dkk, 2020). Kondisi operasi untuk proses BASF, pada temperatur

berkisar pada 230-250 °C dengan tekanan yang tinggi yaitu berkisar dari 60-80 bar dan menghasilkan *yield* sebesar 90% (Martín-Espejo dkk, 2022).

## 2. Proses Monsanto

Pada pertengahan tahun 1960, pengembangan proses BASF dilakukan dan menghasilkan asam asetat dengan *yield* sebesar 99% pada kondisi operasi yang lebih rendah yaitu dengan temperatur yang berkisar 150-200 °C pada tekanan 30-60 bar (Martín-Espejo dkk, 2022). Katalis yang digunakan pada proses Monsanto berupa rhodium dengan promotor katalis metil iodida dengan enam langkah siklik dalam prosesnya (Budiman dkk, 2016).

Berdasarkan proses-proses produksi asam asetat di atas, dapat dilakukan perbandingan proses dalam pembuatan asam asetat terkhusus pada metode proses pembuatan secara sintesis yaitu karbonilasi metanol, oksidasi asetaldehid, oksidasi n-butana, dan oksidasi etana. Pertimbangan pemilihan proses dilakukan dengan membandingkan proses pembuatan asam asetat secara rinci yang ditunjukkan pada Tabel 1.1 yaitu sebagai berikut.

**Tabel 1.1.** Perbandingan Proses Produksi Asam Asetat

No	Parameter	Proses Pembuatan				
		Oksidasi Asetaldehid	Oksidasi n-Butana	Oksidasi Etana	BASF	Monsanto
1.	Bahan Baku	Oksigen dan Asetaldehid	Oksigen dan n-Butana	Oksigen dan Etana	Metanol dan Karbon Monoksida	Metanol dan Karbon Monoksida
2.	Kondisi Operasi	60-150 °C dan 3-10 bar	150 °C dan 55 atm	150-500 °C dan 50 bar	230-250 °C dan 60-80 bar	150-500 °C dan 30-60 bar
3.	Katalis	Mangan Asetat	Mangan	Molibdenum	Cobalt	Rhodium
4.	<i>Yield</i>	95%	70-80%	45%	90%	99%

Sesuai dengan Tabel 1.1. dapat disimpulkan bahwa pada proses karbonilasi metanol dengan proses Monsanto menjadi yang paling unggul dengan kemurnian produk asam asetat yang paling tinggi dibandingkan dengan proses lain. Kondisi operasi yang juga tidak terlalu tinggi yaitu dengan temperatur berkisar pada 150-200 °C dengan tekanan sebesar 30-60 bar. Bahan baku pun tergolong mudah untuk didapatkan sehingga proses ini menjadi pilihan untuk pendirian pabrik.

#### 1.4. Sifat Fisika dan Kimia

##### 1. Metanol

Rumus molekul	: CH <sub>3</sub> OH
Berat molekul	: 32 kg/kmol
Fase (25 °C)	: <i>liquid</i>
Berat jenis	: 791 kg/m <sup>3</sup>
Titik didih	: 337,74 K
Titik beku	: 175,5 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -201,3 kJ/mol
Temperatur kritis	: 512,6 K
Tekanan kritis	: 81 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

##### 2. Karbon Monoksida

Rumus molekul	: CO
Berat molekul	: 28 kg/kmol
Fase (25 °C)	: gas
Berat jenis	: 0,803 g/cm <sup>3</sup> (81 K)
Titik didih	: 81,65 K
Titik beku	: 68,05 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -110,62 kJ/mol
Temperatur kritis	: 132,9 K
Tekanan kritis	: 35 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

##### 3. Rhodium

Rumus molekul	: Rh	
Berat molekul	: 103 kg/kmol	
Fase (25 °C)	: Solid	
Titik lebur	: 2.237 K (1.966 °C)	
Titik didih	: 3.968 K (3.727 °C)	
Diameter partikel	: 10-50 $\mu\text{m}$	(American Elements, 2024)
Luas permukaan	: >1000 m <sup>2</sup> /g	
Kemurnian	: 99%	



Selektivitas : 99% (asam asetat) (Haynes, 2010)

4. Metil Iodida

Rumus molekul :  $\text{CH}_3\text{I}$   
 Berat molekul : 141 kg/kmol  
 Fase (25 °C) : *liquid*  
 Berat jenis : 2.279 kg/m<sup>3</sup>  
 Titik didih : 315,55 K  
 Titik beku : 206,65 K  
 $\Delta H_f(298)$  : 13,98 kJ/Kmol  
 Temperatur kritis : 528 K  
 Tekanan kritis : 65,9 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

5. Asam Asetat

Rumus molekul :  $\text{CH}_3\text{COOH}$   
 Berat molekul : 60 kg/kmol  
 Fase (25 °C) : *liquid*  
 Berat jenis : 1.049 kg/m<sup>3</sup>  
 Titik didih : 391,05 K  
 Titik beku : 289,75 K  
 $\Delta H_f(298)$  : -435,13 kJ/mol  
 Temperatur kritis : 594,4 K  
 Tekanan kritis : 57,9 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

6. Metil Asetat

Rumus molekul :  $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$   
 Berat molekul : 74 kg/kmol  
 Fase (25 °C) : *liquid*  
 Berat jenis : 934 kg/m<sup>3</sup>  
 Titik didih : 330,05 K  
 Titik beku : 174,95 K  
 $\Delta H_f(298)$  : -409,71 kJ/mol  
 Temperatur kritis : 506,8 K

Tekanan kritis : 46,9 bar  
(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

7. Air

Rumus molekul : H<sub>2</sub>O  
Berat molekul : 18 kg/kmol  
Fase (25 °C) : *liquid*  
Berat jenis : 998 kg/m<sup>3</sup>  
Titik didih : 373,15 K  
Titik beku : 273,15 K  
 $\Delta H_{f(298)}$  : -242 kJ/mol  
Temperatur kritis : 647,3 K  
Tekanan kritis : 220,50 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

8. Hidrogen

Rumus molekul : H<sub>2</sub>  
Berat molekul : 2 kg/kmol  
Fase (25 °C) : gas  
Titik didih : 20,35 K  
Titik beku : 13,95 K  
Temperatur kritis : 33,2 K  
Tekanan kritis : 13 bar

(Coulson and Richardson's, Ed. 4, Vol. 6, 2005)

## DAFTAR PUSTAKA

- Adiasa, I., Suarantalla, R., Rafi, M.S., dan Hermanto, K. 2020. Perancangan Ulang Tata Letak Fasilitas Pabrik di CV. Apindo Brother Sukses Menggunakan Metode Systematic Layout Planning (SLP). *Performa: Media Ilmiah Teknik Industri*, 19 (2) : 151-158.
- Airpack. 2023. *Reciprocating Compressors - Horizontal, Vertical or V-type*. <https://airpack.nl/product/reciprocating-compressors/>.
- American Elements. 2024. *Rhodium Powder*. (Online). <https://www.americanelements.com/rhodium-powder-7440-16-6>. (Diakses pada tanggal 16 November 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2017. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2018. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2019. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2020. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2021. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2022. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 12 Januari 2024).
- Badan Pusat Statistika. 2023. *Data Ekspor dan Impor Bahan Industri*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim>. (Diakses pada tanggal 28 Juni 2024).
- Badan Standarisasi Nasional. 2001. SNI 03-6197-2000. *Konservasi energi pada sistem pencahayaan*. Badan Standarisasi Nasional: Jakarta.
- Bangju, L., Runxing, X., Hongping, T., Tingzheng, Y., dan Tiejong, L. 2023. *Production Device and Production Method for Synthesizing Acetic Acid by Low-Pressure Carbonylation of Methanol* (Patent CN 2023 / 117101550A).
- Bidgoli, R. G., Naderifar, A., Mohammadrezaei, A. R., dan Nasr, M. R. J. 2012. Kinetic Study, Modeling and Simulation of Homogeneous Rhodium-Catalyzed Methanol Carbonylation to Acetic Acid. *Iranian Journal Of Chemistry & Chemical Engineering-International English Edition*, 31 (1) : 57-73.
- Brown, R. N. 1997. *Compressors Selection and Sizing (Second Edition)*. Houston : Gulf Publishing Company.

- Budiman, A. W., Nam, J. S., Park, J. H., Mukti, R. I., Chang, T. S., Bae, J. W., & Choi, M. J. 2016. Review of Acetic Acid Synthesis from Various Feedstocks Through Different Catalytic Processes. *Catalysis Surveys from Asia*, 20 (3) : 173–193.
- Couper, J.R., Penney, W.R., Fair, J.R., dan Walas, S.M. *Chemical Process Equipment Selection and Design (Revised Second Edition)*. Elsevier.
- Chilev, C. Lamari, F., Dicko, M., dan Simeonov, E. Investigation of Acetic Acid Dehydration by Various Methods. *Journal of Chemical Technology and Metallurgy*, 51 (1) : 73-84.
- Dimian, A. C. Dan Kiss, A.A. 2020. Novel Energy Efficient Process for Acetic Acid Production by Methanol Carbonylation. *Chemical Engineering Research and Design*, 159 : 1–12.
- Engineering ToolBox. 2001. *Fuels – Higher and Lower Calorific Values*. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com>. (Diakses pada 07 Desember 2024).
- Felder, R. M. dan Rousseau, R. W. 2016. *Elementary Principles of Chemical Engineering (3<sup>rd</sup> Edition)*. USA : WILEY.
- Froment, G. F., Bischoff, K.B., dan De Wilde, J. 2011. *Chemical Reactor Analysis and Design (Third Edition)*. New Jersey: John Wiley and Sons.
- Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations (Third Edition)*. USA : Prentice-Hall International.
- Golhosseini, B.R., Naderifar, A., Mohammadrezaei, A.R., dan Nasr, M.R.J. 2012. Kinetic Study, Modeling and Simulation of Homogeneous Rhodium-Catalyzed Methanol Carbonylation to Acetic Acid. *Iranian Journal of Chemistry & Chemical Engineering-international English Edition*, 31 (1) : 57-73.
- Google Earth. 2025. *Peta Lokasi Rencana Pendirian Pabrik*. (Online). <https://earth.google.com/web/search/Bontang,+Kota+Bontang,+Kalimantan+Timur/>. (Diakses tanggal 21 Januari 2025).
- Google Maps. 2024. *Lokasi Bahan Baku*. (Online). [https://www.google.com/maps/@0.1765547,117.4797245,3655m/data=!3m1!1e3?entry=ttu&g\\_ep=EgoyMDI1MDExNS4wIKXMDS0ASAFQAw%3D%3D](https://www.google.com/maps/@0.1765547,117.4797245,3655m/data=!3m1!1e3?entry=ttu&g_ep=EgoyMDI1MDExNS4wIKXMDS0ASAFQAw%3D%3D). (Diakses 20 Desember 2024).
- Halinan, N.C. Salisbury, B.A., Brtko, W.J., dan Fitzpatrick, M.E. 2021. *Process for The Production of Acetic Acid* (Patent EP 2021/ 2864283B1).
- Hall, S.M. 2018. *Rules of Thumb for Chemical Engineers (Sixth Edition)*. Elsevier.
- Harmiyanto, L. 2012. Menentukan Suhu Minimal pada Condensor dan Reboiler dengan Menggunakan Kesetimbangan. *Forum Teknologi*, 2 (2) : 57-64.

- Haynes, A. 2006. *Acetic Acid Synthesis by Catalytic Carbonylation of Methanol*. In: Beller, M. (eds) *Catalytic Carbonylation Reactions. Topics in Organometallic Chemistry*, vol 18. Springer, Berlin, Heidelberg.
- Hjortkjaer, J., dan Jensen, V. W. 1976. Rhodium Complex Catalyzed Methanol Carbonylation. *Industrial & Engineering Chemistry Product Research and Development*, 15 (1) : 46–49.
- Indo Acidatama. 2015. *Produk Chemical PT Indo Acidatama*. (Online). <https://www.acidatama.co.id/produk-chemical.php>. (Diakses pada tanggal 28 Juni 2024).
- Kalck, P., Le Berre, C., dan Serp, P. 2020. Recent Advances in The Methanol Carbonylation Reaction into Acetic Acid. *Coordination Chemistry Reviews*, 402 : 1-14.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo : McGraw-Hill Book Company.
- Komariah, L.N., Ramdja, A.F., dan Leonard, N. 2009. Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri. *Jurnal Teknik Kimia*, 16 (4) : 19-27.
- Kumar, S. 1987. *Gas Production Engineering (Vol. 4)*. Houston : Gulf Publishing Company.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering (Third Edition)*. John Wiley and Sons.
- Ludwig, E.E. 2001. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants (Third Edition, Vol. 2)*. Houston : Gulf Publishing Company.
- Martín-Espejo, J. L., Gandara-Loe, J., Odriozola, J. A., Reina, T. R., dan Pastor-Pérez, L. 2022. Sustainable Routes for Acetic Acid Production: Traditional Processes vs A Low-Carbon, Biogas-Based Strategy. *Science of The Total Environment*, 840.
- Matche. 2014. Data Harga Peralatan. (Online): <http://www.matche.com>. (Diakses pada 29 November 2024).
- McCabe, W.L., Smith, J.L., dan Harriot, P. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering (Fifth Edition)*. Singapore : McGraw-Hill.
- Ningtyas, D. dan Hendrawati, N. 2022. Analisis Ekonomi Pra Rancangan Pabrik Kimia Cucumber Soap Kapasitas 6.300 Ton/Tahun. *Distilat*, 8 (4) : 695-703.
- Nowicki, L., Ledakowicz, S., dan Zarzycki, R. 1992. Kinetics of Rhodium-Catalyzed Methanol Carbonylation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 31 (11) : 2472-2475.

- Nurika, W., Putra, G., dan Semadi, N. 2016. Pengaruh Lama Fermentasi secara Anaerob Cairan Pulpa Hasil Samping terhadap Karakteristik Alkohol. *Jurnal Jurusan Teknologi Industri Pertanian Universitas Udayana*, 4 (1) : 82-91.
- Perry, R. H. Dan Green, D. W. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook (Seventh Edition)*. New York: McGraw-Hill Company.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers (Fourth Edition)*. New York: McGraw-Hill Company.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., dan West, R. E. 2003. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering (Fifth Edition)*. New York: McGraw-Hill Company.
- Phapros. 2021. *Board Manual*. <https://www.phapros.co.id/>. Diakses pada 10 Desember 2024.
- PT Bukit Asam Tbk. 2024. *Sekretaris Perusahaan*. (Online). <https://www.ptba.co.id/tata-kelola/sekretaris-perusahaan>. (Diakses pada 10 Desember 2024).
- PT Kaltim Industrial Estate. 2023. *Tata Kelola Perusahaan Good Corporate Governance (GCG)*. (Online). <https://kie.co.id/>. (Diakses pada tanggal 02 Juli 2024).
- PT PUSRI. 2021. *Direksi*. (Online). <https://www.pusri.co.id/id/tata-kelola>. (Diakses pada 10 Desember 2024).
- Saefrudin. 2018. Pengorganisasian dalam Manajemen. *Jurnal Dirasah*, 1(1): 1-16.
- Shimizu, M., Saito, R., dan Miura, H. 2017. *Process for Producing Acetic Acid* (Patent US 2017 / 9776941 B2).
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Series : Chemical Engineering Design (4<sup>th</sup> Edition, Volume 6)*. Elsevier.
- Smith, J. M. 1970. *Chemical Engineering Kinetics (Second Edition)*. New York: McGraw-Hill Company.
- Smith, J. M., Van Ness, H.C., dan Abbot, M.M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics (Sixth Edition)*. New York: McGraw-Hill Company.
- Sofyan, D. K. dan Syarifuddin. 2015. Perancangan Ulang Tata Letak Fasilitas dengan Menggunakan Metode Konvensional Berbasis 5s (Seiri, Seiton, Seiso, Seiketsu dan Shitsuke). *Jurnal Teknovasi*, 2 (2) : 27-41.
- Suprpto. 1999. Kinerja Reaktor Semi Kontinyu Berpengaduk Untuk Oksidasi Dua Fasa Gas-Cair Asetaldehid. *Jurnal Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS*, 3 (1) : 12-17.
- Taneh, R., Leman, M., dan Khoman. 2014. Pengaruh Rendaman Cuka (Asam Asetat) terhadap Kekerasan Amalgam. *Jurnal Teknik Mesin Universitas Sam Ratulangi Manado*, 5 (2) : 144-147.

- Tegar, G. J. 1995. *Teknologi Kimia Bagian 2*. Jakarta: PT. Pradnya Paramita.
- Trambouze, P., Van Landeghem, H., dan Wauquier, J.P. 1988. *Chemical Reactors*. Gulf Publishing Company.
- Treybal, R. E. 1981. *Mass Transfer Operation (Third Edition)*. Singapore : McGraw-Hill.
- Undang-undang No. 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan.
- Undang-undang No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas.
- Vilbrandt, F. C. 1959. *Chemical Engineering Plant Design (Fourth Edition)*. McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.
- Walas, S.M. 1990. *Chemical Process Equipment*. USA : Butterworth-Heinernam.
- Wibowo, R.S., Sugesta, M.Y.I., dan Boy Prakoso Gunawan, B.P. 2023. Pra-Rancangan Pabrik Kalsium Sulfat Anhidrat dari Gypsum Dengan Proses Kalsinasi Kapasitas 287.000 Ton/Tahun. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 7 (1) : 45-49.
- Winkle, M.V. 1967. *Distillation*. New York : Mc Graw Hill.
- Yaws, C. L.1999. *Chemical Properties Handbook*. New York : McGraw Hill.
- Yaws, C. L.2015. *The Yaws Handbook of Vapor Pressure : Antoine Coefficients (Second Edition)*. Elsevier.