

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 140.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat Untuk Memenuhi Syarat Mengikuti Ujian Sarjana
pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

Oleh :

IKRIMA

03031182126005

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2025**

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 140.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

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

Oleh:

Ikrima

(03031182126005)

Indralaya, 08 Juli 2025

Pembimbing,



Dr. Ir. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

NIP. 197808222002122001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.

NIP. 197502012000122001

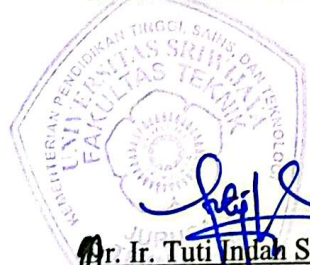
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Asetat Kapasitas 140.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Ikrima dihadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 23 Juni 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Prof. Ir. Novia, S.T., M.T., Ph.D
NIP. 197311052000032003
2. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.
NIP. 197706052003121004
3. Ir. Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 198412182008122002

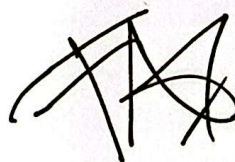
()
03/07/2025
()

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

Indralaya, 08 Juli 2025
Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Ir. Fitri Hadiah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

IKRIMA

03031182126005

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 140.000 TON/TAHUN“**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 23 Juni 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Ir. Novia, S.T., M.T., Ph.D
NIP. 197311052000032003
2. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.
NIP. 197706052003121004
3. Ir. Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 198412182008122002


(03/07/2025)

()

()

Imdralaya, 08 Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Ir. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

NIP. 197808222002122001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ikrima

NIM : 03031182126005

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Asetat Kapasitas
140.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Ikrima** 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 sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, Juli 2025



Ikrima

NIM. 03031182126005



KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas rahmat dan karunia-Nya, penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Asetat Kapasitas 140.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Tugas akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan studi akademik di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Dalam proses penyusunannya, penulis mendapatkan banyak dukungan dari berbagai pihak, baik berupa bimbingan, arahan, bantuan, maupun dorongan secara moral dan materi. Untuk itu, penulis menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

- 1) Kedua orang tua penulis yang telah memberikan dukungan kepada penulis dalam bentuk perhatian, semangat, dan doa demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
- 2) Ibu Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S.T., M. T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Dr. Ir. Fitri Hadiyah, S.T., M.T. selaku Sektetaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya sekaligus dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 4) Seluruh dosen dan staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Seluruh pihak, termasuk rekan-rekan yang telah memberikan bantuan sejak tahap awal pengerjaan tugas akhir hingga proses penyusunan laporan.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat memberikan wawasan terkait perancangan pabrik dan menjadi referensi yang bermanfaat dalam pengembangan ilmu pengetahuan.

Indralaya, Juni 2025

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM ASETAT KAPASITAS 140.000 TON/TAHUN

Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi, Juni 2025

Ikrima

Dibimbing oleh Dr. Ir. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan Asam Asetat dengan kapasitas produksi 140.000 ton/tahun ini direncanakan akan berdiri pada tahun 2034 berlokasi di Kawasan Industri Kaltim Industrial Estate (KIE) Bontang, Kalimantan Timur dengan luas 3,42 ha. Proses pembuatan Asam Asetat ini mengacu pada Patent US RE50,062 E, dimana proses yang digunakan adalah karbonilasi metanol dengan karbon monoksida yang membentuk produk asam asetat. Reaksi berlangsung dalam *Continous Stirred Tank Reactor* (CSTR) (180°C, 15 atm). Sistem organisasi perusahaan ini adalah *line and staff* dengan karyawan sebanyak 158 orang. Pabrik asam asetat layak didirikan karena telah memenuhi parameter kelayakan ekonomi:

- | | |
|--|-------------------------|
| a) <i>Total Capital Investment</i> (TCI) | = US\$ 99.268.834,0909 |
| b) Total Penjualan | = US\$ 137.327.980,0923 |
| c) <i>Total Production Cost</i> (TPC) | = US\$ 77.502.114,2945 |
| d) <i>Annual Cash Flow</i> | = US\$ 34.891.534,8106 |
| e) <i>Pay Out time</i> | = 2,7262 tahun |
| f) <i>Rate of return on investment</i> | = 39,1732% |
| g) <i>Discounted Cash Flow –ROR</i> | = 47,1732% |
| h) <i>Break Even Point</i> (BEP) | = 32,5631% |
| i) <i>Service Life</i> | = 11 tahun |

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

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
HALAMAN PERSETUJUAN.....	iii
LEMBAR PERBAIKAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	v
KATA PENGANTAR	vi
RINGKASAN	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR NOTASI.....	xii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxii
BAB I PEMBAHASAN UMUM.....	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Asam Asetat.....	2
1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik.....	4
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	4
1.5. Proses Pembuatan Asam Asetat	9
BAB II PERENCANAAN PABRIK	14
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	14
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	15
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	19
2.4. Pemilihan Proses.....	19
2.5. Uraian Proses	20
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	22
3.1. Lokasi Pabrik	22
3.2. Tata Letak Pabrik	26
3.3. Luas Tanah	28
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	30
4.1. Neraca Massa	30
4.2. Neraca Panas	36
BAB V UTILITAS.....	43

5.1.	Unit Pengadaan Air.....	43
5.2.	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	47
5.3.	Unit Pengadaan Listrik	48
5.4.	Unit Pengadaan Bahan Bakar	51
BAB VI PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT		53
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN		83
7.1	Bentuk Perusahaan	83
7.2.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	84
7.3.	Tugas dan Wewenang	88
7.4.	Sistem Kerja.....	94
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan.....	96
BAB VIII ANALISA EKONOMI		102
8.1.	Profitabilitas.....	103
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal.....	104
8.3.	Total Modal Akhir.....	106
8.4.	Laju Pengembalian Modal.....	108
8.5.	Break Event Point (BEP).....	109
BAB IX KESIMPULAN		113
DAFTAR PUSTAKA		114

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Perbandingan Teknologi Proses Produksi Asam Asetat	13
Tabel 2.1. Data Impor Asam Asetat di Indonesia	15
Tabel 2.2. Data Produksi Asam Asetat Global.....	16
Tabel 2.3. Data <i>Supply</i> Asam Asetat di Indonesia	17
Tabel 2.4. Data Konsumsi Asam Asetat di Indonesia.....	17
Tabel 2.5. Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia.....	18
Tabel 2.6. Peluang Asam Asetat di Indonesia.....	18
Tabel 3.1. Luas Daerah Kompleks Pabrik	29
Tabel 5.1. Kebutuhan Utilitas	43
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin	44
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Air.....	47
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 250°C	47
Tabel 5.5. Total Kebutuhan <i>Steam</i>	48
Tabel 5.6. Kebutuhan Listrik Peralatan	49
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Listrik	50
Tabel 5.8. Total Kebutuhan Bahan Bakar	52
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal Tenaga Kerja	96
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan Pabrik Produksi Asam Asetat	98
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk	103
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal (US\$).....	106
Tabel 8.3. Nilai Slope dan Intercept <i>Break Event Point</i> (BEP)	110
Tabel 8.4. Kesimpulan Analisa Ekonomi	111

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Data Impor Asam Asetat 2017-2023.....	16
Gambar 3.1. Lokasi Pabrik Asam Asetat dan Penyedia Bahan Baku.....	23
Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik Asam Asetat	27
Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan Pabrik Asam Asetat	28
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	101
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Event Point</i> (BEP) Pabrik Pembuatan Asam Asetat Kapasitas 140.000 ton/tahun	111

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	: Allowable corrosion, m
E	: Efisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	: Inside Diameter, Outside Diameter, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan operasi, bar
S	: Working stress yang diizinkan, atm
T	: Temperatur operasi, K
t	: Tebal dinding accumulator, m
V	: Volume total, m ³
V _s	: Volume silinder, m ³
ρ	: Densitas, kg/m ³

2. DECANTER

A _i	: Interphase area, m ²
A _p	: Area of pipe, m ²
C	: Allowable Corrosion, m
D	: Diameter vessel, m
D _p	: Diameter pipa, m
E	: Joint efficient
h	: Tinggi vessel, m
I	: Dispersi band, m
L _c	: Laju alir volumetric continous phase, m ³ /s
OD	: Outside Diamter, m
P	: Tekanan vessel, atm
Q	: Laju alir volumetrik, m ³ /jam
r	: Jari-jari vessel, m
S	: Working stress allowable, psi
t _s	: Tebal silinder, m
t _h	: Tebal ellipsoidal head, m
T	: Temperatur vessel, K
U _d	: Setting velocity, m/s

ρ : Densitas, kg/m^3
 μ : Viskositas, Cp
 θ : Fase disperse

3. FLASH TANK

A_t : Luas area vessel total, m
 A_v : Luas *cross sectional vessel* minimum, m^2/s
 C : *Allowable corrosion*, m
 D : Diameter vessel, m
 E : *Joint efficient*
 F_{lv} : Parameter aliran
 H : Tinggi vessel, m
 H_L : Tinggi *liquid*, m
 H_v : Tinggi *vapor*, m
 OD : *Outside Diamter*, m
 P : Tekanan vessel, atm
 Q : Laju alir volumetrik, m^3/jam
 S : *Working stress allowable*, psi
 r : Jari-jari vessel, m
 t : Tebal vessel, m
 T : Temperatur vessel, K
 u_f : Kecepatan *flooding*, m/s
 $U_{V \max}$: Laju alir volumetrik maksimum, m^3/s
 V_L : Volume *liquid*, m^3
 W : Laju alir massa, kg/jam
 ρ : Densitas, kg/m^3

4. HEAT EXCHANGER (CONDENSER, PARTIAL CONDENSER, COOLER, HEATER, DAN REBOILER)

A : Luas area perpindahan panas, ft^2
 a'' : Luas satu buah tube, ft^2
 a_a : Area *flow annulus*, ft^2
 a_p : Area *flow inner pipe*, ft^2
 $a't$: *Flow area tube*, ft^2

B	: Jarak <i>baffle</i> , in
C _p	: Panas spesifik, Btu/lb.°F
D _e	: Diameter ekivalen, ft
D _p	: Diameter <i>inner pipe</i> , ft
f	: Faktor friksi
Fl	: kecepatan <i>head</i> /hairpn. ft
G _a	: Laju alir massa <i>annulus</i> , lb/jam ft ²
G _p	: Laju alir massa <i>inner pipe</i> , lb/jam ft ²
G _s	: Laju alir massa <i>shell</i> , lb/jam ft ²
G _t	: Laju alir massa <i>tube</i> , lb/jam ft ²
h _i	: Koefisien perpindahan panas bagian dalam, Btu/hr ft ² °F
h _o	: Koefisien perpindahan panas bagian luar, Btu/hr ft ² °F
ID	: <i>Inside Diameter</i> , ft
j _H	: Faktor perpindahan panas
k	: Konduktivitas termal, Btu/hr ft.°F
L	: Panjang <i>tube</i> , ft
N _{Re}	: Bilangan Reynold, tak berdimensi
N _t	: Jumlah <i>tube</i> , buah
OD	: <i>Outside Diameter</i> , ft
P _r	: Bilangan Prandtl, tak berdimensi
Q	: Beban panas, Btu/hr
R _d	: <i>Dirt factor</i> , Btu/jam ft ² F
s	: Rasio densitas
T ₁ , t ₁	: Temperatur masuk shell, tube, °F
T ₂ , t ₂	: Temperatur keluar shell, tube, °F
t _c	: Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
T _c	: Temperatur rata-rata fluida panas, °F
U _c	: <i>Clean overall coefficient</i> , Btu/jam ft ² F
U _d	: Koefisien overall perpindahan panas, Btu/ jam ft ² °F
V	: Kecepatan, ft/s
W, w	: Laju alir massa di shell, tube, lb/jam
ΔP	: <i>Pressure drop</i> , psi

ΔT_{lm} : *Difference log mean temperatur, °F*
 μ : Viskositas, Cp
 ρ : Densitas, lb/ft³

5. KOLOM DISTILASI

α : Realifis volatilitas
 N_m : *Stage minimum*
 L/D : Refluks
 N : *Stage/tray*
 m : *Rectifying section*
 p : *Stripping section*
 F_{LV} : *Liquid-vapor flow factor*
 U_f : *Kecepatan flooding, m/s*
 U_v : *Volumetric flowrate, m³/s*
 A_n : *Net area, m²*
 A_c : *Cross section/luas area kolom, m²*
 D_c : *Diameter kolom, m*
 A_a : *Active area, m²*
 A_d : *Downcomer area, m²*
 A_h : *Hole are, m²*
 l_w : *Weir length, m²*
 h_w : *Weir henght, m²*
 d_h : *Hole diameter, mm*
 L_m : *Liquid rate, kg/det*
 h_{ow} : *Weir liquid crest, mm liquid*
 U_h : *Minimum design vapor velocity, m/s*
 C_o : *Orifice coefficient*
 h_d : *Dry plate drop, mm liquid*
 h_r : *Residual liquid, mm liquid*
 h_t : *Total pressure drop, mm liquid*
 h_{ap} : *Downcomer pressure loss, mm*
 A_{ap} : *Area under apron, m²*
 H_{dc} : *Head loss in the downcomer, mm*

h_b	: Backup di downcomer, m
t_r	: Check residence time, s
θ	: Sudut sub <i>intended</i> antara pinggir <i>plate</i> dengan <i>underforated strip</i>
L_m	: Mean length, <i>underforated edge strips</i> , m
A_{up}	: Area of <i>underforated edge strip</i> , m ²
L_{cz}	: Mean length of <i>calming zone</i> , m
A_{cz}	: Area of <i>calming zone</i> , m ²
A_p	: Total area perforated, A_p
A_{oh}	: Area untuk 1 <i>hole</i> , m ²
t	: Tebal dinding, cm
r	: Jari-jari tangka, m
S	: Tekanan kerja yang diizinkan, Bar
C_c	: Korosi yang diizinkan, m
E_j	: Efisiensi pengelasan
OD	: <i>Outside diameter</i>
ID	: <i>Inside diameter</i>
E_{mV}	: Efisiensitray, %
ρ	: Densitas, kg/m ³
μ	: Viskositas, N.s/m ²
F_A	: <i>Fractional area</i>
H_e	: Tinggi tutup ellipsoidal, m
H_t	: Tinggi Tangki
Ψ	: Fractional entrainment

6. KOMPRESOR

BHP	: <i>Brake Horse Power</i> , power yang dibutuhkan, HP
K	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah <i>stage</i>
η	: Efisiensi kompressor
P_{IN}	: Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	: Tekanan keluar, bar
T_1	: Temperatur masuk kompressor, °C
T_2	: Temperatur keluar kompressor, °C

P_w : Power kompressor, HP
 Q : Kapasitas kompressor, lb/menit
 R_c : Rasio kompresi
 W : Laju alir massa, lb/jam
 ρ : Densitas, kg/m³

7. MIXING TANK

C : *Corrosion* maksimum, in
 D_t : Diameter tangki, m
 D_i : Diameter *impeller*, m
 E : *Joint efisiensi*
 G : Lebar *baffle* pengaduk, m
 H : Tinggi *head*, m
 H_L : Tinggi *liquid*, m
 H_s : Tinggi silinder, m
 H_T : Tinggi tangki, m
 N : Kecepatan putaran pengaduk, rpm
 P : Tekanan desain, psi
 r : Panjang *blade* pengaduk, m
 r_b : Posisi *baffle* dari dinding tangki, m
 r_i : jari-jari vessel, in
 S : *Working stress allowable*, psi
 T : tebal dinding tangki, m
 V_s : Volume silinder, m³
 V_E : Volume ellipsoidal, m³
 V_t : Volume tangki total, m³
 W_b : Lebar *baffle*, m
 ρ : Densitas, kg/m³
 μ : Viskositas, kg/m·s

8. POMPA

T : Temperatur, K
 m_s : *Flowrate*, lb/jam
 ρ : Densitas fluida, lb/ft³

μ	: Viskositas, lb/ft. Hr
P_{uap}	: Tekanan uap, psi
Q_f	: Kapasitas pompa, ft ³ /s
m_f	: <i>Flowrate</i> dengan faktor keamanan, lb/min
D_{opt}	: Diameter dalam optimum pipa, in
ε	: <i>Equivalent roughness</i> , ft
f	: <i>Fanning factor</i>
A	: Luas penampang, ft ²
BHP	: <i>Brake Horse Power</i> , HP
g	: Percepatan gravitasi, ft/s ²
g_c	: Konstanta percepatan gravitasi, ft/s ²
H_f	: Total friksi, ft
H_{fs}	: <i>Skin friction loss</i> , ft. lbf/ lb
H_{fc}	: <i>Sudden contraction friction loss</i> , ft. lbf/ lb
H_{fe}	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft. lbf/ lb
H_{ff}	: Friksi karena fitting dan valve, ft. lbf/ lb
H_d, H_s	: <i>Head discharge, suction</i> , ft
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
K_c, K_e	: <i>Contaction, ekspansion contraction</i>
L	: Panjang pipa, ft
L_s	: Panjang ekuivalen pipa, ft
MHP	: <i>Motor Horse Power</i> , HP
NPSH	: <i>Net Positive Suction Head</i> , ft .lbf/ lb
Q_f	: Laju alir volumetrik, ft ³ /s
N_R	: <i>Reynold Number, dimensionless</i>
V_s	: <i>Suction velocity</i> , ft/s
V_d	: <i>Discharge velocity</i> , ft/s
ΔP	: <i>Differential pressure</i> , psi
η	: Efisiensi pompa

9. REAKTOR

σ	: <i>Surface tension</i> , dyne/cm
----------	------------------------------------

A_c	: Luas permukaan terluar solid per satuan volume liquid, m^{-1}
A_g	: Luas permukaan terluar partikel gas per satuan volume liquid, m^{-1}
A_o	: Luas tiap lubang <i>orifice</i> , cm^2
A_{pp}	: Luas <i>Perforated Plate</i> , m^2
C	: <i>Corrosion</i> maksimum, in
C_A	: Konsentrasi akhir umpan, $kmol/m^3$
C_{ao}	: Konsentrasi reaktan mula-mula, $kmol/m^3$
D	: Diameter reaktor, m
D_{AB}	: Difusivitas molekul reaktan pada fase liquid, m^2/s
D_b	: Diameter <i>bubble</i> , m
D_{pp}	: Diameter <i>perforated plate</i> , cm
E	: Energi aktivasi
F_{ao}	: Jumlah <i>feed</i> mula-mula, kmol
F_{AO}	: Laju alir umpan, $kmol/jam$
g_c	: percepatan gravitasi, 1000 cm/s^2
h	: Tinggi elipsoidal head, m
H_e	: Tinggi elipsoidal, m
H_R	: Tinggi total reaktor, m
H_s	: Tinggi silinder, m
k	: Konstanta kecepatan reaksi, $m^3/kmol.s$
K_c	: Koefisien perpindahan massa liquid ke partikel solid, cm/s
K_L	: Koefisien perpindahan massa antara gas-liquid, cm/s
K_O	: Konstanta kecepatan reaksi, m/s
L	: Lebar blade pengaduk
M_A	: Berat molekul A
M_B	: Berat molekul B
N_{or}	: Jumlah lubang <i>orifice</i>
NRe	: Bilangan Reynold
OD	: Outside Diameter, m
P	: Power, HP
P	: Tekanan desain, psi
Q	: Volumetrik <i>flowrate</i> , m^3/jam

R	: Konstanta umum gas = $1,987 \cdot 10^{-3}$ kkal/mol·K
$-r_A'$	: Laju reaksi
R_d	: <i>Fouling factor</i> , W/m ² ·°C
r_i	: Jari-jari vessel, in
r_v	: Laju reaksi, kmol/m ³ ·s
S	: <i>Working stress allowable</i> , psi
t	: Tebal dinding tanki, m
T	: Temperatur operasi, K
T	: Tebal dinding reaktor, cm
U_c	: <i>Overall heat transfer coefficient</i> , W/m ² ·°C
V	: Volume reaktor, m ³
V_A	: Volume difusi atomik komponen senyawa 1
V_B	: Volume difusi atomik komponen senyawa 2
V_E	: Volume ellipsoidal, m ³
V_h	: Volume <i>head</i> , m ³
V_k	: Volume katalis
V_O	: Kecepatan gelembung gas lepas <i>orifice</i> , m/s
V_s	: Volume silinder, m ³
V_t	: Volume total, m ³
V_{TR}	: Volume total reaktor, m ³
W	: Berat katalis, kg
W	: Laju alir massa, kg/jam
W	: Tinggi blade pengaduk, m
X	: Konversi
ε	: Gas <i>hold-up</i>
μ_G, μ_L	: Viskositas gas dan liquid, kg/ms
ρ, ρ_k	: Densitas fluida dan katalis, kg/m ³
σ_A	: Diameter molekul
τ	: Waktu tinggal, jam

10. TANGKI

C	: Tebal korosi yang diizinkan
D	: Diameter tangki, m

E	: Efisiensi penyambungan, <i>dimensionless</i>
He	: Tinggi <i>head</i> , m
Hs	: Tinggi silinder, m
Ht	: Tinggi total tangki, m
P	: Tekanan Desain, atm
S	: <i>Working stress</i> yang diizinkan, psia
T	: Temperatur Operasi, K
V _h	: Volume elipsoid <i>head</i> , m ³
V _s	: Volume silinder, m ³
V _t	: Volume tangki, m ³
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m ³

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA	118
LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	178
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERLATAN	240
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI	485
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....	503

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Pendahuluan

Asam asetat (CH_3COOH) merupakan senyawa organik yang memiliki peran penting dalam berbagai sektor industri dan kehidupan sehari-hari. Senyawa ini dalam industri makanan dikenal sebagai komponen utama cuka yang digunakan sebagai bahan pengawet dan penambah rasa. Di luar sektor kuliner, asam asetat menjadi bahan baku utama untuk produksi poliester, perekat, pelarut, dan senyawa kimia lain seperti vinil asetat monomer (VAM) dan asam tereftalat (PTA). Selain itu, senyawa ini berperan dalam penelitian ilmiah sebagai pelarut dan reagen, serta dimanfaatkan dalam bidang medis sebagai agen antibakteri dalam konsentrasi tertentu. Asam asetat juga bermanfaat dalam sektor pertanian, misalnya dapat meningkatkan ketahanan tanaman terhadap kekeringan, khususnya pada tanaman kacang kedelai (Rahman dkk, 2020).

Permintaan global terhadap asam asetat terus meningkat seiring berkembangnya industri manufaktur, tekstil, plastik, dan farmasi. Produksi senyawa ini umumnya menggunakan proses karbonilasi metanol yang efisien, meskipun metode lain seperti oksidasi asetaldehida dan fermentasi bahan organik juga digunakan. Namun, ketergantungan pada bahan baku fosil menimbulkan tantangan keberlanjutan terkait lingkungan dan ketersediaan sumber daya. Dengan potensi pasar yang besar dan permintaan yang terus tumbuh, pendirian pabrik asam asetat menawarkan peluang bisnis menarik sekaligus menuntut inovasi yang ramah lingkungan untuk mendukung keberlanjutan produksi.

Secara global, produksi asam asetat mencapai jutaan ton per tahun. Meskipun asam asetat sudah diproduksi secara komersial di banyak negara, Indonesia masih sangat bergantung pada impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia (2024), sebagian besar senyawa asam asetat diimpor dari negara China, Jerman, Korea Selatan, Malaysia, dan Singapura. Hal ini menyebabkan biaya produksi industri pengguna asam asetat di Indonesia menjadi lebih tinggi karena adanya biaya impor dan fluktuasi harga di pasar internasional. Untuk mengatasi masalah ini, diperlukan pembangunan pabrik asam asetat di dalam negeri yang mampu untuk memproduksi

senyawa tersebut secara efisien dan ekonomis. Tantangan lain dalam pendirian pabrik asam asetat adalah pemilihan metode produksi yang tepat, penyediaan bahan baku yang cukup dan berkelanjutan, serta pengelolaan dampak lingkungan yang dihasilkan selama proses produksi. Oleh karena itu, diperlukan kajian mendalam mengenai kelayakan teknis dan ekonomi dari pendirian pabrik asam asetat, termasuk pemilihan lokasi serta strategi pengelolaan limbah.

Analisis mendalam terhadap kebutuhan pasar akan dilakukan untuk menentukan kapasitas produksi yang optimal dalam pembangunan pabrik asam asetat ini. Berbagai metode produksi akan dievaluasi, dengan metode karbonilasi metanol melalui proses Monsanto sebagai pilihan utama karena efisiensinya dan keunggulan ekonomis dibandingkan metode lain. Rancangan proses produksi yang terperinci akan disusun berdasarkan paten US RE50,062 E. Selain itu, studi kelayakan teknis dan ekonomi akan dilakukan untuk memastikan proyek ini layak secara finansial. Hasil akhir dari kajian ini diharapkan dapat memberikan rekomendasi yang komprehensif mengenai perencanaan dan strategi pendirian pabrik asam asetat di Indonesia, sehingga dapat mengurangi ketergantungan pada impor dan meningkatkan kemandirian industri kimia dalam negeri.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Asam Asetat

Asam asetat atau dikenal sebagai asam etanoat dan asam cuka merupakan senyawa kimia yang telah dikenal manusia sejak ribuan tahun lalu. Pengasinan makanan dalam cuka atau larutan yang mengandung cuka termasuk di antara metode pengawetan tertua. Cuka yang terbuat dari proses fermentasi anggur telah dikenal di Timur sejak 5000 SM (Lück dan Jager, 1997). Pada zaman Romawi Kuno, cuka digunakan sebagai bahan pengawet makanan, baik sendiri maupun dicampur dengan garam, anggur, atau madu (*oxymel*). Asam asetat juga telah dimanfaatkan sebagai pereaksi kimia sejak abad ke-3 SM oleh seorang filsuf Yunani Kuno bernama Theophrastos. Ia menjelaskan bahwa asam ini dapat bereaksi dengan logam untuk menghasilkan berbagai zat pewarna, seperti timbal putih dan vedigris, yaitu zat hijau dari garam tembaga yang mengandung senyawa tembaga (II) asetat.

Perkembangan asam asetat berlanjut pada abad ke-8 ketika ilmuwan Persia, Jabir Ibnu Hayyan, pada tahun 750 M berhasil menghasilkan asam asetat pekat dari cuka melalui distilasi. Hingga awal Abad Pertengahan, asam asetat diproduksi

secara eksklusif di rumah tangga dengan membiarkan cairan beralkohol, seperti anggur teroksidasi secara alami menjadi asam karena pengaruh bakteri cuka ketika terkena udara. Produksi asam asetat secara industri dimulai di Prancis pada abad keempat belas, menggunakan proses Orleans. Proses Orleans melibatkan oksidasi etanol menjadi asam asetat dengan bantuan oksigen dari udara. Proses ini memanfaatkan bakteri dari genus *Acetobacter*, dengan kondisi fermentasi selama 20 hari pada suhu 32°C (Maestre dkk, 2021).

Proses produksi asam asetat terus berkembang setiap tahunnya. Pada tahun 1847, ahli kimia Jerman, Herman Kolbe berhasil mensintesis asam asetat dari bahan baku anorganik untuk pertama kalinya. Kolbe melakukan reaksi klorinasi karbon disulfida menjadi karbon tetraklorida, kemudian diikuti oleh pirolisis untuk menghasilkan tetrakloroetilena, dan klorinasi dalam air yang menghasilkan trikloroasetat. Langkah terakhir adalah reduksi melalui elektrolisis yang menghasilkan asam asetat. Mulai tahun 1910, asam asetat biasanya diperoleh dari cairan *piroligneous*. Cairan tersebut didapat melalui distilasi kayu dan kemudian direaksikan dengan kalsium asetat dan diasamkan dengan asam sulfat untuk menghasilkan asam asetat.

Produksi asam asetat skala industri kemudian mencakup proses oksidasi etanol dari fermentasi, hidrolisis asetilena, dan oksidasi hidrokarbon seperti butana atau nafta. Pada akhir 1950-an, proses *Wacker* yang mengoksidasi etilena menggunakan katalis $\text{PdCl}_2/\text{CuCl}_2$, memungkinkan produksi asetaldehida yang dapat diubah menjadi asam asetat melalui oksidasi lebih lanjut. Namun, sejak ditemukannya proses karbonilasi metanol yang dikembangkan oleh Reppe dan timnya di BASF pada tahun 1960, proses ini menjadi lebih disukai di industri karena menghasilkan *yield* asam asetat sebesar 90%. Proses ini menggunakan katalis kobalt dan ko-katalis iodida pada suhu (250°C) dan tekanan (600 bar) (Haynes, 2010).

Pada tahun 1966, Monsanto menemukan bahwa katalis rhodium dengan ko-katalis iodida sangat selektif (>99% berbasis metanol) untuk karbonilasi metanol menjadi asam asetat di bawah kondisi yang lebih ringan (tekanan 30-60 bar dan suhu 150-200°C). Proses Monsanto, yang pertama kali dikomersialkan di Texas City pada tahun 1970, menjadi dasar utama produksi asam asetat global. Hak lisensi

eksklusif proses ini diakuisisi oleh BP Chemicals pada tahun 1986. Pada tahun 1996, BP Chemicals meluncurkan proses karbonilasi metanol baru, bernama Cativa™, menggunakan katalis iridium/iodida yang lebih efisien, dan pertama kali digunakan untuk meningkatkan kapasitas produksi pabrik asam asetat Sterling Chemicals di Texas City, AS pada November 1995.

1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik

1.3.1. Tujuan Pendirian Pabrik

- 1) Memenuhi kebutuhan asam asetat dalam negeri.
- 2) Mengurangi ketergantungan pada impor asam asetat.
- 3) Menciptakan lapangan kerja baru dan memicu perkembangan ekonomi daerah serta nasional.
- 4) Membantu menjaga stabilitas harga asam asetat di pasar domestik.

1.3.2. Manfaat Pendirian Pabrik

- 1) Memberikan kontribusi signifikan terhadap pendapatan negara melalui pajak dan retribusi.
- 2) Mendorong pengembangan teknologi produksi dan transfer pengetahuan kepada tenaga kerja lokal.
- 3) Memperkuat sektor industri hilir karena asam asetat merupakan bahan baku penting bagi industri, seperti produksi plastik, serat sintesis, dan farmasi.
- 4) Memproduksi asam asetat di dalam negeri dapat mengurangi biaya transportasi dan logistik yang sebelumnya digunakan untuk impor.

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

1) Metanol

Rumus molekul	: CH_3OH	
Berat molekul	: 32,042 g/mol	
Fase (25°C)	: <i>Liquid</i>	
Titik didih	: 337,80 K	
Temperatur kritis (T_c)	: 512,64 K	
Tekanan kritis (P_c)	: 80,97 bar	
Volume kritis (V_c)	: 118,00 ml/mol	
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,2715 g/ml	
Densitas (25°C)	: 0,7870 g/ml	(Carl L. Yaws, edisi 2)

2) Karbon Monoksida

Rumus molekul	: CO
Berat molekul	: 28,010 g/mol
Fase (25°C)	: Gas
Titik didih	: 81,64 K
Temperatur kritis (T_c)	: 132,92 K
Tekanan kritis (P_c)	: 34,99 bar
Volume kritis (V_c)	: 93,10 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,3009 g/ml
Densitas (25°C)	: 0,7902 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

3) Asam Asetat

Rumus molekul	: CH ₃ COOH
Berat molekul	: 60,053 g/mol
Fase (25°C)	: <i>Liquid</i>
Titik didih	: 391,20 K
Temperatur kritis (T_c)	: 591,95 K
Tekanan kritis (P_c)	: 57,86 bar
Volume kritis (V_c)	: 179,70 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,3342 g/ml
Densitas (25°C)	: 1,0432 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

4) Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 g/mol
Fase (25°C)	: <i>Liquid</i>
Titik beku	: 273,15 K
Titik didih	: 373,15 K
Temperatur kritis (T_c)	: 647,13 K
Tekanan kritis (P_c)	: 220,55 bar
Volume kritis (V_c)	: 55,95 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,3220 g/ml

Densitas (25°C) : 0,9990 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

5) Metil Iodida

Rumus molekul : CH_3I

Berat molekul : 141,939 g/mol

Fase (25°C) : *Liquid*

Titik didih : 315,70 K

Temperatur kritis (T_c) : 522,43 K

Tekanan kritis (P_c) : 68,89 bar

Volume kritis (V_c) : 179,06 ml/mol

Densitas kritis (ρ_c) : 0,7927 g/ml

Densitas (25°C) : 2,2800 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

6) Asetaldehida

Rumus molekul : CH_3CHO

Berat molekul : 44,053 g/mol

Fase (25°C) : *Liquid*

Titik didih : 293,90 K

Temperatur kritis (T_c) : 466,00 K

Tekanan kritis (P_c) : 68,69 bar

Volume kritis (V_c) : 154,00 ml/mol

Densitas kritis (ρ_c) : 0.2861 g/ml

Densitas (25°C) : 0,7740 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

7) Metil Asetat

Rumus molekul : $\text{CH}_3\text{COOCH}_3$

Berat molekul : 74,079 g/mol

Fase (25°C) : *Liquid*

Titik didih : 330,00 K

Temperatur kritis (T_c) : 506,55 K

Tekanan kritis (P_c) : 47,50 bar

Volume kritis (V_c) : 228,00 ml/mol

Densitas kritis (ρ_c)	: 0,3249 g/ml
Densitas (25°C)	: 0,9270 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

8) Karbon Dioksida

Rumus molekul	: CO ₂
Berat molekul	: 44,010 g/mol
Fase (25°C)	: <i>Gas</i>
Titik beku	: 216,58 K
Titik didih	: 194,70 K
Temperatur kritis (T_c)	: 304,19 K
Tekanan kritis (P_c)	: 73,82 bar
Volume kritis (V_c)	: 94,00 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,4682 g/ml
Densitas (25°C)	: 1,1806 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

9) Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂
Berat molekul	: 2,016 g/mol
Fase (25°C)	: <i>Gas</i>
Titik beku	: 13,95 K
Titik didih	: 20,39 K
Temperatur kritis (T_c)	: 33,18 K
Tekanan kritis (P_c)	: 13,13 bar
Volume kritis (V_c)	: 64,15 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,0314 g/ml
Densitas (25°C)	: 0,0776 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

10) Asam Propionat

Rumus molekul	: CH ₃ CH ₂ COOH
Berat molekul	: 74,079 g/mol
Fase (25°C)	: <i>Liquid</i>
Titik didih	: 414,00 K

Temperatur kritis (T_c)	: 600,81 K
Tekanan kritis (P_c)	: 46,17 bar
Volume kritis (V_c)	: 233,00 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,3179 g/ml
Densitas (25°C)	: 0,9950 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

11) Rhodium

Rumus molekul	: Rh
Berat molekul	: 102,906 g/mol
Fase (25°C)	: Padat
Titik beku	: 2237,15 K
Titik didih	: 3968,15 K
Temperatur kritis (T_c)	: 12906,60 K
Tekanan kritis (P_c)	: 8024,40 bar
Volume kritis (V_c)	: 40,12 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 2,5649 g/ml
Densitas (25°C)	: 10,6500 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

12) Litium Iodida

Rumus molekul	: LiI
Berat molekul	: 133,845 g/mol
Fase (25°C)	: Padat
Titik beku	: 742,00 K
Titik didih	: 1447,00 K
Temperatur kritis (T_c)	: 2370,00 K
Tekanan kritis (P_c)	: 170,00 bar
Volume kritis (V_c)	: 302,50 ml/mol
Densitas kritis (ρ_c)	: 0,4425 g/ml
Densitas (25°C)	: 3,1020 g/ml

(Carl L. Yaws, edisi 2)

1.5. Proses Pembuatan Asam Asetat

Asam asetat atau yang dikenal juga sebagai asam cuka, adalah senyawa kimia penting yang memiliki berbagai aplikasi, mulai dari industri makanan, tekstil, hingga pembuatan plastik. Perkembangan dunia industri menyebabkan peningkatan kebutuhan asam asetat, sehingga untuk memenuhi permintaan tersebut proses pembuatan asam asetat terus dikembangkan. Masing-masing proses tersebut memiliki karakteristik dan keuntungan tersendiri. Berikut ini adalah beberapa proses utama yang digunakan dalam industri untuk memproduksi asam asetat.

1.5.1. Oksidasi Asetaldehid

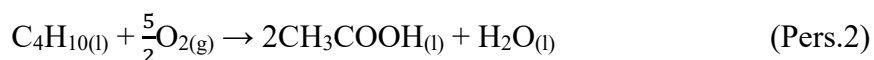
Proses oksidasi asetaldehid adalah salah satu metode atau teknik untuk memproduksi asam asetat melalui oksidasi langsung asetaldehida (CH_3CHO). Proses ini melibatkan reaksi asetaldehid dalam fase cair dengan oksigen di bawah kondisi yang terkendali menggunakan katalis *Cuprous-oxide*. Reaksi oksidasi asetaldehida menjadi asam asetat dituliskan dalam Persamaan 1 berikut:



Campuran asetaldehida dan udara dipanaskan menggunakan *sparger* sebelum masuk ke dalam reaktor, di mana asetaldehida dioksidasi dengan bantuan katalis. Konversi reaksi dalam reaktor mencapai 90% pada temperatur 260–280°C dan tekanan 30–60 atm (Haryati dan Bustan, 2022). Produk reaktor, yang mengandung asam asetat dan senyawa turunan sebagai pengotor, kemudian dipisahkan melalui beberapa tahap distilasi. Distilasi terakhir menghasilkan asam asetat dengan kemurnian 95%.

1.5.2. Oksidasi Butana

Pada proses ini, butana (C_4H_{10}) dalam fase cair dioksidasi sebagian dengan oksigen (O_2) di dalam reaktor bertekanan tinggi sekitar 50-100 atm dan temperatur 150-200°C, menggunakan katalis berbasis logam seperti mangan (Mn) (Haryati dan Bustan, 2022). Katalis ini berperan dalam menguraikan molekul butana menjadi senyawa antara, termasuk butanol, butanal, dan asam asetat. Persamaan reaksi oksidasi butana ditunjukkan dalam Persamaan 2 berikut:

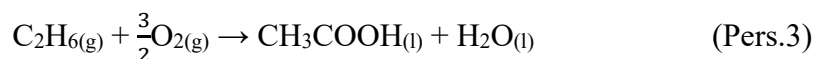


Secara umum, proses produksi dimulai dengan pemanasan aliran butana dan udara sebelum dimasukkan ke dalam reaktor melalui *sparger*. Di dalam reaktor,

butana dioksidasi dan berinteraksi dengan katalis, menghasilkan konversi reaksi sebesar 60%. Produk reaktor yang mengandung asam asetat, senyawa karbon jenuh, serta gas yang tidak bereaksi, memerlukan proses pemisahan dan daur ulang (*recycle*). Pemisahan produk dari gas-gas yang tidak bereaksi digunakan separator vessel, sedangkan untuk memurnikan asam asetat dari produk sampingnya digunakan proses distilasi. Terdapat empat tahap distilasi, di mana distilasi terakhir menghasilkan asam asetat dengan kemurnian 90%.

1.5.3. Oksidasi Etana

Proses oksidasi etana merupakan metode yang dapat menghasilkan asam asetat dengan mengoksidasi etana melalui beberapa tahap. Proses ini mengubah etana menjadi etilena, kemudian asetaldehida, dan akhirnya menjadi asam asetat. Reaksi utama proses oksidasi etana dinyatakan dalam Persamaan 3 berikut:



Namun, reaksi ini biasanya berlangsung dalam beberapa tahap, dengan asetaldehida (CH_3CHO) sebagai produk antara sebelum dioksidasi menjadi asam asetat. Proses ini dilakukan pada temperatur tinggi, yaitu sekitar 220-300°C dan tekanan 12 bar, serta membutuhkan katalis berbasis logam, seperti molibdenum, vanadium, atau niobium. Katalis ini juga berfungsi untuk meningkatkan selektivitas asam asetat dan mengurangi produk samping. Reaksi oksidasi etana memiliki *yield* yang cukup rendah, yaitu di bawah 20% (Espejo dkk, 2022).

1.5.4. Fermentasi Anaerob

Fermentasi anaerob dalam produksi asam asetat adalah proses biologis yang berlangsung tanpa adanya oksigen dan melibatkan mikroorganisme tertentu, seperti *Pyromices sp.* dan *M. ruminantium*. Proses ini biasanya digunakan dalam industri untuk menghasilkan asam asetat dari bahan organik, seperti karbohidrat melalui serangkaian reaksi enzimatik yang dikendalikan oleh bakteri. Reaksi kimia yang terjadi selama fermentasi anaerob dapat diringkas dalam Persamaan 4 berikut:



Fermentasi diawali dengan pemecahan molekul kompleks, seperti glukosa atau bahan organik lainnya, menjadi senyawa-senyawa sederhana. Pada tahap ini, glukosa diuraikan melalui glikolisis menjadi piruvat, menghasilkan sejumlah kecil *adenosine triphosphate* (ATP) dan NADH yang akan digunakan oleh bakteri di

tahap selanjutnya. Selama proses fermentasi yang menghasilkan asam asetat, etanol sering berperan sebagai senyawa antara yang dihasilkan oleh beberapa jenis bakteri. Etanol ini diubah menjadi asetaldehida dengan bantuan bakteri, kemudian dioksidasi menjadi asam asetat. Proses fermentasi anaerob berlangsung di dalam bioreaktor CSTR pada suhu 36-38°C, pH 7, dan menghasilkan konversi sebesar 78,070% (Wang dkk, 2021).

1.5.5. Elektrolisis

Proses pembuatan asam asetat melalui elektrolisis umumnya dilakukan dengan mengoksidasi etanol. Larutan etanol ditempatkan dalam sel elektrolisis yang menggunakan elektroda inert, seperti grafit atau platinum dan dialiri arus listrik. Etanol akan teroksidasi menjadi asetaldehida di anoda yang kemudian mengalami oksidasi lebih lanjut menjadi asam asetat. Adapun di katoda, ion hidrogen (H^+) menerima elektron dan membentuk gas hidrogen (H_2) sebagai produk sampingan. Reaksi yang terjadi meliputi:



Asam asetat yang terbentuk di sekitar anoda kemudian dipisahkan dan dimurnikan hingga mencapai tingkat kemurnian yang diinginkan. Produk samping yang sering muncul adalah asam format dan propanol. Proses ini berlangsung pada temperatur 25°C dan tekanan 4 bar dengan bantuan katalis seperti tembaga (Cu), katalis bimetalik, OD-Cu, atau platinum (Wang dkk, 2023). Tingkat konversi elektrolisis mencapai sekitar 35-70%. Meskipun proses elektrolisis ini ramah lingkungan dan menghasilkan sedikit limbah, konsumsi energinya tinggi sehingga kurang ekonomis dibandingkan metode lain untuk menghasilkan asam asetat.

1.5.6. Karbonilasi Metanol

Karbonilasi metanol adalah metode utama yang digunakan dalam industri untuk menghasilkan asam asetat. Proses ini melibatkan reaksi antara metanol dan karbon monoksida untuk membentuk asam asetat dengan tingkat konversi yang sangat tinggi, yaitu lebih dari 90%. Reaksi berlangsung melalui beberapa tahap dan sangat efisien berkat penggunaan katalis, biasanya berbasis rodium atau iridium. Reaksi utamanya adalah sebagai berikut:



Seiring waktu, proses karbonilasi metanol berkembang menjadi dua metode utama, yaitu proses Monsanto dan proses BASF. Kedua proses ini memiliki perbedaan terutama pada kondisi operasi dan jenis katalis yang digunakan. Berikut adalah penjelasan tentang kedua proses tersebut:

1) Proses Monsanto

Dikembangkan oleh perusahaan Monsanto pada tahun 1960-an, proses ini menggunakan katalis berbasis rodium dengan iodida sebagai ko-katalis, sering kali dalam bentuk metil iodida. Reaksi berlangsung dalam fase cair pada tekanan 30-60 atm dan temperatur 150-200°C, menghasilkan konversi hingga 99% (Maitlis dkk., 1996). Metanol pertama-tama bereaksi dengan iodida membentuk metil iodida, yang kemudian mengalami karbonilasi dengan karbon monoksida di hadapan katalis rodium. Reaksi tersebut menghasilkan asetil iodida sebagai produk antara. Asetil iodida kemudian dihidrolisis menjadi asam asetat, sementara iodida dikembalikan ke dalam siklus reaksi. Proses ini sangat efisien karena katalis rodium tersebut memungkinkan reaksi berlangsung cepat pada tekanan dan suhu yang lebih rendah, sehingga menghemat energi. Walaupun katalis rodium mahal, penggunaannya sedikit dan memiliki masa pakai yang panjang.

2) Proses BASF

Proses BASF yang dikembangkan oleh perusahaan BASF di Jerman pada tahun 1970-an, menggunakan pendekatan berbeda dengan kondisi reaksi yang lebih ekstrem. Proses ini menggunakan katalis berbasis kobalt dan dilakukan dalam fase gas, tidak seperti proses Monsanto yang terjadi dalam fase cair. Reaksi berlangsung pada tekanan dan temperatur sangat tinggi, yaitu sekitar 600 atm dan 230°C, dengan selektivitas sekitar 90% (Maitlis dkk, 1996). Keunggulan proses BASF adalah kecepatannya yang tinggi dalam menghasilkan asam asetat karena kondisi yang lebih intens, tetapi kelemahannya adalah tingginya energi yang dibutuhkan. Selain itu, katalis berbasis kobalt umumnya kurang efisien dibandingkan rodium, sehingga memerlukan lebih banyak pemurnian dalam proses ini.

Tabel 1.1. Perbandingan Teknologi Proses Produksi Asam Asetat

Parameter	Proses Pembuatan						
	Oksidasi Asetaldehid	Oksidasi Butana	Oksidasi Etana	Fermentasi Anaerob	Elektrolisis	Monsanto	BASF
Bahan	Asetaldehid	Butana	Etana	Bahan	Etanol Cu	Metanol	Metanol
Baku	Oksigen	Oksigen	Oksigen	organik		dan CO	dan CO
Katalis	<i>Cuprous-oxide</i>	Mangan	Mo	Pyromices	<i>Bimetallic</i>	Rodium	Kobalt
			V Nb	sp. dan M. ruminatia	<i>Catalysts</i> OD-Cu Platinum		
Kondisi	Suhu: 260–280°C	Suhu: 150-200°C	Suhu: 220-300°C	Suhu: 36-38°C	Suhu: 25°C	Suhu: 150-200°C	Suhu: 230°C
Operasi	Tekanan: 30-60 atm	Tekanan: 50-100 atm	Tekanan: 12 bar	pH: 7	Tekanan: 4 bar	Tekanan: 30-60 atm	Tekanan: 600 atm
Konversi	90%	60%	<20%	78,07%	35-70%	99%	90%

Berdasarkan Tabel 1.1., diketahui bahwa proses karbonilasi metanol Monsanto menawarkan efisiensi tinggi dalam memproduksi asam asetat karena bekerja pada kondisi tekanan dan temperatur yang relatif rendah dibandingkan metode lain. Katalis utama yang digunakan adalah kompleks rhodium yang menghasilkan konversi metanol menjadi asam asetat secara langsung dan cepat dengan hasil yang tinggi serta kemurnian produk yang baik. Proses ini juga lebih hemat energi dan menghasilkan lebih sedikit limbah, membuatnya lebih ramah lingkungan. Selain itu, penggunaan iodida sebagai promotor dalam reaksi membuat sistem lebih stabil dan meminimalkan dekomposisi katalis sehingga mengurangi biaya operasional secara keseluruhan.

DAFTAR PUSTAKA

- Airpack. (2023). *Reciprocating compressors - Horizontal, Vertical or V-type*.
<https://airpack.nl/product/reciprocating-compressors/>
- Alibaba. (2025). *Carbon Monoxide Price*. <https://www.alibaba.com/>
- Alibaba. (2025) *High Quality Lithium Iodide Price*. <https://www.alibaba.com/>
- Alibaba. (2025). *Methanol Prices 99,9%*. <https://www.alibaba.com/>
- Badan Pusat Statistik. (2024). *Ekspor dan Impor*.
bps.go.id/id/publication/2024/02/28/c1bacde03256343b2bf769b0/statistik-indonesia-2024.html.
- Brown, R. N. (1951). *Compressors Selection and Sizing*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Brown, R. N. (1986). *Compressors Selection and Sizing* (Second Edition). Texas: Gulf Publishing Company.
- Career Henan Chemical Co. (2024). *Products*.
<https://www.coreychem.com/en/product.html>.
- Cenna, N., & Evi, C. (2021). Penentuan Lokasi Pabrik Menggunakan Metode Factor Rating Pada Pra-Rancangan Pabrik Virgin Coconut Oil (VCO) Dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. *Jurnal Teknologi Separasi*, 7(9), 655–663.
- Chemical Book. (2025). *Rhodium Price*.
https://www.chemicalbook.com/ProductIndex_EN.aspx.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design* (4th Edition Volume VI). Swansea: University Wales.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1999). *Chemical Engineering Volume 6* (Third Edition). Elsevier: Buttenworth - Heinemann.
- Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2005). *Chemical process equipment: Selection and design* (Second edition.). Oxford: Gulf Professional Publishing
- Dinas Komunikasi dan Informasi Kalimantan Timur. (2023). *Jumlah Angkatan Kerja di Kaltim Naik*. <https://diskominfo.kaltimprov.go.id/berita/jumlah-angkatan-kerja-di-kaltim-naik>.

- Espejo, J. L. M., Loe, J. G., Odriozola, J. A., Reina, T. R., & Perez, L. P. (2022). Sustainable Routes for Acetic Acid Production: Traditional Processes VS A Low-Carbon, Biogas-Based Strategy. *Science of the Total Environment*, 80, 1-16. <http://dx.doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.156663>.
- Felder, R. M. (2005). *Elementary Principles of Chemical Processes* (Second Edition). New York: John Wiley & Sons.
- Fogler, H. S. (2006). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice-Hall of India.
- Frontmen, G. F., dkk. (2011). *Chemical Reactor Analysis and Design* (Third edition). New Jersey: John Wiley and Sons, Inc.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations* (Third edition). New Jersey: Prentice Hall International, Inc.
- Haryati, S., & Bustan, D. (2022). *Proses Industri Kimia*. Palembang: UNSRI Press.
- Haynes, A. (2010). Chapter 1 - Catalytic Methanol Carbonylation. *Advances in Catalysis*, 53, 1-45. DOI: 10.1016/S0360-0564(10)53001-3.
- Holland, F. A., & Chapman, F. S. (1966). *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks. Bioprocess Engineering Principles*.
- Independent Commodity Intelligence Services. (2024). <https://www.icis.com/explore/>.
- Indiamart. (2025) *Hidrogen Iodide Price*. <https://www.indiamart.com/>
- Indo Acidatama. (2019). *Produk Chemical PT Indo Acidatama*. <https://acidatama.co.id/>.
- Kaltim Methanol Industri. (2015). *Manufaktur*. <https://kaltimmethanol.com/id/manufaktur.html>.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw-Hill International Edition.
- Kumar, S. (1987). *Gas production engineering*. Vol.4. Gulf Publishing Company.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering* (Third edition). New York: Wiley India Pvt. Limited.
- Lück, E., & Jager, M. (1997). *Antimicrobial Food Additives* (Second Edition). Springer Berlin, Heidelberg.

- Ludwig, E. E., 1983. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 3* (Second Edition). Texas: Gulf Publishing Co
- Ludwig, E. E., 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2* (Third Edition). Texas: Gulf Publishing Co.
- Maestre, K. L., Passos, F. R. D., Triques, C. C., Fiorentin-Ferrari, L. D., Slusarski-Santana V., Garcia, H. A., Silva, E. A. D., & Fiorese, M. L. (2021). Cheese Whey Permeate Valorization Using Sequential Fermentations: Case Study Performed in The Western Region of Paraná. *Research, Society and Development*, 10(13), 1-23. <http://dx.doi.org/10.33448/rsd-v10i13.21082>.
- Maitlis, P. M., Haynes, A., Sunley, G. J., & Howard, M. J. (1996). Methanol Carbonylation Revisited: Thirty Years On. *Journal of the Chemical Society - Dalton Transactions*, 11, 2187–2196. <https://doi.org/10.1039/dt9960002187>.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering* (Fifth Edition). New York: McGraw-Hill.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1999). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (Seventh Edition). New York: McGraw-Hill.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (8th Edition). New York: McGraw-Hill
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Fourth Edition). New York: McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Fifth Edition). New York: McGraw-Hill.
- Rahman, M. M., Mustofa, M. G., Keya, S. S., Rahman, M. A., Das, A. K., Islam, M. R., Abdelrahman, M., Bhuiyan, M. S. U., Nanzin, T., Ansary, M. M. U., & Tran, L. S. P. (2020). Acetic Acid Improves Drought Acclimation in Soybean: An Integrative Response of Photosynthesis, Osmoregulation, Mineral Uptake and Antioxidant Defense. *Physiologia Plantarum*, 172(2), 334-350. <https://doi.org/10.1111/ppl.13191>.
- Saefrudin. (2018). Pengorganisasian dalam Manajemen. *Jurnal Dirasah*, 1(1), 1-16.

- Smith, J. M. (1970). *Chemical Engineering Kinetics* (2nd Edition). New York: McGraw-Hill.
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. (2001). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. New York: Mc Graw-Hill Book Co.
- Trambouze, P., van Landeghem, H., & Wauquier, J.-P. (1988). *Chemical Reactors*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Treyball, R. E. (1981). *Mass Transfer Operations* (3rd Edition). New York: McGraw-Hill Book Co.
- Vilbrandt, F. C. (1959). *Chemical Engineering Plant Design* (Fourth Edition). McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.
- Walas, S. M. (1959). *Chemical process equipment: Selection and design*. New York: McGraw-Hill.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Wang, H., Xue, J., Liu, C., Chen, Z., Li, C., Li, X., Zheng, T., Jiang, Q., & Xia, C. (2023). CO₂ electrolysis toward acetate: A review. *Energy Transformation*, 39(101253), 1-22. <https://doi.org/10.1016/j.coelec.2023.101253>.
- Wang, R., Lv, N., Li, C., Cai, G., Pan, X., Li, Y., & Zhu, G. (2021). Novel Strategy for Enhancing Acetic and Formic Acids Generation in Acidogenesis of Anaerobic Digestion Via Targeted Adjusting Environmental Niches. *Water Research*, 193, 1-10. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2021.116896>.
- William, V. M. (2022). Updating the CE Plant Cost Index. *Chemical Engineering*, 109(1), 62–70.
- Winkle, V. (1967). *Distillation*. New York: McGraw-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. www.elsevierdirect.com/rights