

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN METIL ASETAT
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik

Oleh :

Adillah Risqika	03031382126110
Desma Azzahra	03031382126116

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2025

HALAMAN PENGESAHAN
PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN METIL ASETAT
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik

Oleh :

Adillah Risqika	03031382126110
Desma Azzahra	03031382126116

Palembang, Juli 2025

Pembimbing

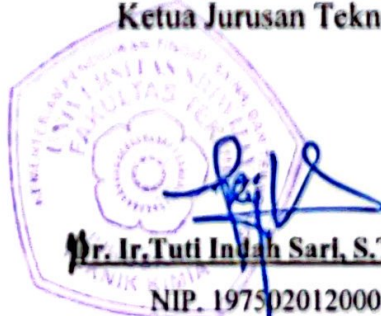


Dr. Ir. David Bahrin, S.T., M.T.

NIP. 198010312003011003

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

NIP. 197502012000122001

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Asetat Kapasitas 50.000 ton/tahun” telah dipertahankan oleh Adillah Risqika dan Desma Azzahra dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 Juli 2025.

Palembang, Juli 2025

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA, IPU
NIP. 195610241981032001
2. Dr. Nina Haryani, S.T., M.T.
NIP. 198311152008122002
3. Ir. Rizka Wulandari Putri, S.T., M.T.
NIP. 199007112019032018

: (.....)

: (.....)

: (.....)

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

Palembang, Juli 2025

Pembimbing Tugas Akhir



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

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

ADILLAH RISQIKA

03031382126110

DESMA AZZAHRA

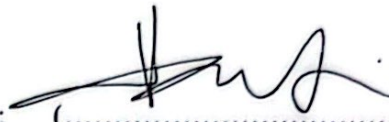
03031382126116

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN METIL ASETAT
KAPASITAS 50.000 TON PER TAHUN ”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 Juli 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA, IPU
NIP. 195610241981032001
2. Dr. Nina Haryani, S.T., M.T.
NIP. 198311152008122002
3. Ir. Rizka Wulandari Putri, S.T., M.T.
NIP. 199007112019032018

:  (.....)

:  (.....)

:  (.....)

Palembang, Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Ir. David Bahrin, S.T, M.T.

NIP. 198110312005011003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini :

Nama	: Adillah Risqika
NIM	: 03031382126110
Judul Tugas Akhir	: Pra Rancangan Pabrik Metil Asetat dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun
Fakultas / Jurusan	: Teknik / Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Desma Azzahra** didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan / plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, Juli 2025



Adillah Risqika

03031382126110



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Desma Azzahra
NIM : 03031382126116
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Metil Asetat dengan
Kapasitas 50.000 Ton/Tahun
Fakultas / Jurusan : Teknik / Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Adillah Risqika** didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Karya ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan / plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, Juli 2025



Desma Azzahra

03031382126116



KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, serta hidayah-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Metil Asetat Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”. Penulisan Tugas Akhir ini diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Pada kesempatan ini, kami ingin mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bimbingan, dukungan, serta motivasi dalam penyusunan tugas akhir berjalan dengan baik. Kami ucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orangtua penulis serta kakak dan adik yang selalu memberikan dukungan doa restu, motivasi dan segala usaha.
2. Dr. Ir. David Bahrin, S. T., M. T selaku dosen pembimbing Tugas Akhir.
3. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T selaku Koordinator Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
6. Seluruh Dosen dan Staff Akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
7. Sahabat, teman-teman serta kakak tingkat yang telah memberikan semangat, saran, serta dukungan.

Penulis berharap Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Juli 2025

Tim Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN METIL ASETAT KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi, Juli 2025

Adillah Risqika dan Desma Azzahra

Dibimbing oleh Dr. Ir. David Bahrin, S.T., M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan metil asetat dengan kapasitas 50.000 ton/tahun yang direncanakan akan berdiri pada tahun 2031 di daerah Kariangau, Kota Balikpapan, Provinsi Kalimantan Timur yang diperkirakan memiliki luas sebesar 1,3 Ha. Proses produksi metil asetat ini juga mengacu pada Patent CN118479966A dengan melakukan reaksi esterifikasi antara asam asetat dan metanol dengan bantuan katalis *Amberlyst-15* di dalam reaktor *multitube fixed bed*. Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi line dan staff, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan sebanyak 106 orang. Berdasarkan hasil Analisa ekonomi, pabrik metil asetat ini dipertimbangkan layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai parameter kelayakan ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 16.150.530,17
- *Selling Price* = US\$ 60.000.000
- *Total Production Cost (TPC)* = US\$ 44.713.670
- *Annual Cash Flow (ACF)* = US\$ 9.212.324,37
- *Pay Out Time (POT)* = 2 Tahun
- *Rate of Return Investment (ROR)* = 57,74%
- *Discounted Cash Flow- ROR* = 45 %
- *Break Even Point (BEP)* = 36,12%
- *Service Life* = 11 Tahun

Kata kunci : Metil Asetat, Reaktor *Multitube Fixed bed*, Esterifikasi.

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	
SKRIPSI.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	i
HALAMAN PERSETUJUAN.....	ii
LEMBAR PERBAIKAN	iii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME	v
RINGKASAN	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
DAFTAR NOTASI.....	xvi
BAB I PEMBAHASAN UMUM.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Sejarah dan Perkembangan Metil Asetat	2
1.3 Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik.....	3
1.4 Proses Pembuatan Metil Asetat.....	5
1.4.1 Reaksi Esterifikasi.....	5
1.4.2 Reaksi Karbonilasi	6
BAB II PERENCANAAN PABRIK	7
2.1 Alasan Pendirian Pabrik.....	7
2.2 Pemilihan Kapasitas Produksi.....	8
2.3 Pemilihan Proses	10
2.4 Pemilihan Bahan Baku.....	10
2.5 Uraian Proses	11
2.5.1 Tahap <i>Pretreatment</i>	11
2.5.2 Tahap Sintesa	11
2.5.3 Tahap separasi.....	12
2.5.4 Tahap Pemurnian Produk.....	12
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	14
3.1 Lokasi Pabrik	14
3.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	14

3.1.2	Ketersediaan Utilitas	15
3.1.3	Pemasaran Produk.....	15
3.1.4	Kondisi Iklim dan Karakterisasi Lingkungan	16
3.2	Luas Area Pabrik.....	16
BAB IV NERACA MASSA DAN PANAS		19
4.1	Neraca Massa	20
4.1	<i>Mixing Point</i> -01 (MP-01).....	20
4.1.2	<i>Reaktor</i> -01 (R-01).....	20
4.1.3	<i>Partical Condenser</i> -01 (PC-01)	20
4.1.4	<i>Condenser</i> -01 (CD-01)	21
4.1.5	<i>Accumulator</i> -01 (ACC-01).....	21
4.1.6	<i>Accumulator</i> -02 (ACC-02).....	21
4.1.7	<i>Kolom Distilasi</i> -01 (KD-01)	22
4.1.8	<i>Condenser</i> -02 (CD-02)	22
4.1.9	<i>Accumulator</i> -03 (ACC-03).....	22
4.1.10	<i>Reboiler</i> -01 (RB-01)	23
4.2	Neraca Panas	24
4.2.1	<i>Mixing Point</i> -01 (MP-01).....	24
4.2.2	<i>Heater</i> -01 (HE-01).....	24
4.2.3	<i>Heater</i> -02 (HE-02).....	24
4.2.4	<i>Vaporizer</i> -01 (VP-01)	24
4.2.5	<i>Compressor</i> -01 (CMP-01)	25
4.2.6	<i>Heater</i> -03 (HE-03).....	25
4.2.7	<i>Reaktor</i> -01 (R-01).....	25
4.2.8	<i>Expander</i> -01 (EXP-01)	25
4.2.9	<i>Partical Condenser</i> -01 (PC-01)	26
4.2.10	<i>Condenser</i> -01 (CD-01)	26
4.2.11	<i>Accumulator</i> -01 (ACC-01).....	26
4.2.12	<i>Expander</i> -02 (EXP-02)	26
4.2.13	<i>Accumulator</i> -02 (ACC-02).....	27
4.2.14	<i>Heater</i> -04 (HE-04).....	27
4.2.15	<i>Kolom Distilasi</i> (KD-01)	27
4.2.16	<i>Condenser</i> -02 (CD-02).....	27
4.2.17	<i>Accumulator</i> -03 (ACC-03).....	28
4.2.18	<i>Cooler</i> -01 (C-01).....	28

4.2.19	<i>Reboiler-01 (RB-01)</i>	28
BAB V UTILITAS		29
5.1.1.	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	29
5.1.1	<i>Steam</i> Peralatan	29
5.1.2	<i>Steam</i> Penggerak Turbin	30
5.2	Unit Pengadaan Air	30
5.2.1	Air Pendingin	30
5.2.2	Air Umpan <i>Boiler</i>	33
5.2.3	Air Domestik.....	33
5.2.4	Kebutuhan Air Keseluruhan.....	34
5.3	Unit Pengadaan Listrik.....	34
5.3.1	Listrik untuk Peralatan	35
5.3.2	Listrik untuk Penerangan	35
5.3.3	Listrik untuk Keperluan Pabrik, Kantor, Perumahan dan Lainnya ..	36
5.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar	37
5.4.1	Bahan Bakar <i>Boiler</i>	37
5.4.2	Bahan Bakar Generator	38
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN		39
6.1	Tangki-01 (T-01).....	39
6.2	Tangki-02 (T-02).....	40
6.3	Tangki-03 (T-03).....	41
6.4	Pompa-01 (P-01)	42
6.5	Pompa-02 (P-02)	43
6.6	Pompa-03 (P-03)	44
6.7	Pompa-04 (P-04)	45
6.8.	Pompa-05 (P-05)	46
6.8	Heater-01 (HE-01)	47
6.9	Heater-02 (HE-02)	48
6.10	Heater-03 (HE-03)	49
6.11	Heater-04 (HE-04)	50
6.12	Vaporizer-01 (VP-01)	51
6.13	Compressor-01 (CMP-01).....	52
6.14	Reaktor-01 (R-01).....	53
6.15	Expander (EXP-01).....	54
6.16	Partical Condenser-01 (PC-01)	55

6.17	Condenser-01 (CD-01).....	56
6.18	Condenser-02 (CD-02).....	57
6.19	Kolom Distilasi-01 (KD-01)	58
6.20	Reboiler-01 (RB-01)	59
6.21	Accumulator-01 (ACCC-01).....	60
6.21	Accumulator-02 (AAC-02).....	61
6.22	Accumulator-03 (AAC-03).....	62
6.23	Cooler-01 (C-01).....	63
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN.....		64
7.1	Bentuk Perusahaan	64
7.2	Struktur Organisasi	65
7.2.1	Organisasi Fungsional.....	65
7.2.2	Organisasi Lini.....	65
7.2.3	Organisasi <i>Line</i> and <i>Staff</i>	66
7.3	Tugas dan Wewenang	67
7.3.1	Dewan Komisaris.....	67
7.3.2	Direktur Utama	68
7.3.3	Direktur Teknik dan Produksi.....	68
7.3.4	Direktur Pemasaran dan Keuangan.....	68
7.3.5	Direktur Kepegawaian dan Umum.....	69
7.3.6	Kepala Bagian.....	69
7.3.7	Kepala Seksi.....	70
7.3.8	Karyawan atau Operator	70
7.4	Sistem Kerja.....	70
7.4.1	Sistem Kerja Karyawan <i>Shift</i>	70
7.4.2	Sistem Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i>	71
7.5	Penentuan Jumlah Karyawan	71
7.5.1	<i>Direct Operating Labor</i>	72
7.5.2	<i>Indirect Operating Labor</i>	73
BAB VIII ANALISA EKONOMI		77
8.1	Profitabilitas (Keuntungan).....	78
8.1.1	Total Penjualan Produk.....	78
8.1.2	Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> (ACF).....	78
8.2	Lama Waktu Pengembalian Modal.....	79
8.2.1	Perhitungan Depresiasi	79

8.2.2	Lama Pengembalian Modal.....	80
8.3	Total Modal Akhir	81
8.3.1	Net Profit Over Total Lifetime of the Project (NPOTLP)	81
8.3.2	Total Capital Sink (TCS)	83
8.4	Laju Pengembalian Modal	83
8.4.1	Rate of Return on Investment (ROR).....	83
8.4.2	Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR).....	84
8.5	Break Even Point (BEP)	84
BAB IX KESIMPULAN		87
DAFTAR PUSTAKA		88
LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA.....		91
LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS		114
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN.....		159
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI		312
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....		327

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Esterifikasi dan Proses Karbonilasi	6
Tabel 2.1 Data Pertumbuhan Rata-rata Metil Asetat	9
Tabel 2.2 Pertimbangan Pemilihan Jenis Kolom Distilasi.....	340
Tabel 3.1 Rincian Pembangunan Area Pabrik	16
Tabel 4.1 Indeks Harga Tahun 1980-2023.....	312
Tabel 4.2 Daftar Harga Peralatan Tahun 2031.....	314
Tabel 4.3 Daftar Gaji Karyawan/Bulan	317
Tabel 4.4 Angsuran Pembayaran Pinjaman dan Bunga	323
Tabel 4.5 Kesimpulan Analisa Ekonomi	325
Tabel 5.1 Kebutuhan Utilitas	29
Tabel 5.2 Peralatan <i>Steam</i>	29
Tabel 5.3 Kebutuhan <i>Steam</i>	30
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Pendingin.....	31
Tabel 5.5 Kebutuhan Air Domestik	33
Tabel 5.6 Total Kebutuhan Air	34
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Peralatan.....	35
Tabel 5.8 Kebutuhan Listrik yang disuplai PLN	36
Tabel 5.9 Kebutuhan Listrik yang disuplai PLN	37
Tabel 5.10 Kebutuhan Listrik yang disuplai Generator	38
Tabel 7.1 Pembagian Jadwal Shift	71
Tabel 7.2 Jumlah Tenaga Kerja Untuk <i>Direct</i> Dan <i>Indirect Operating Labor</i>	73
Tabel 8.1. Rincian Angsuran pengembalian Modal.....	80
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi	86

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 <i>Fluized Bed Reactor</i>	330
Gambar 1.2 <i>Single Bed</i>	331
Gambar 1.3 <i>Multiple Bed</i>	332
Gambar 1.4 <i>Multi Tube Fixed Bed Reactor</i>	333
Gambar 1.5 Reaktor CSTR	333
Gambar 1.6 <i>Packed Bed Reactor</i>	334
Gambar 1.7 Skema pada <i>Packed Bed Reactor</i>	335
Gambar 2.1 Rangkaian Peralatan Distilasi	338
Gambar 2.2 <i>Buble Cap Trays</i>	341
Gambar 2.3 <i>Valve Tray</i>	342
Gambar 2.4 <i>Sieve Tray</i>	342
Gambar 3.1 Lokasi Pembangunan Pabrik Metil Asetat	14
Gambar 3.2 Lokasi Bahan Baku Metanol	15
Gambar 3.3 Tata Letak Pabrik	18
Gambar 3.4 Tata Letak Peralatan	18
Gambar 4.1 Indeks Harga	313
Gambar 4.2 Grafik <i>Break Even Point</i> (BEP)	326
Gambar 7.1 Grafik Jumlah Karyawan.	72
Gambar 8. 1 Grafik Break Even Point (BEP)	85

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	91
LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS	114
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN.....	159
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI	312
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....	327

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	= Allowable corrosion, m
E	= Efisiensi pengelasan, <i>dimensionless</i>
ID	= Diameter dalam, Diameter luar, m
L	= Panjang <i>accumulator</i> , m
P	= Tekanan operasi, atm
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, atm
T	= Temperatur operasi, K
t	= Tebal dinding <i>accumulator</i> , m
V	= Volume total, m ³
V_s	= Volume silinder, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³

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

A	= Area perpindahan panas, ft ²
a_a, a_p	= Area pada annulus, inner pipe, ft ²
a_s, a_t	= Area pada shell, tube, ft ²
a''	= external surface per 1 in, ft ² /in ft
B	= Baffle spacing, in
C	= Clearance antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
D_e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft ² /in ²
G_a	= Laju alir massa fluida pada annulus, lb/jam.ft ²
G_p	= Laju alir massa fluida pada inner pipe, lb/jam.ft ²
G_s	= Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²
G_t	= Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	= Percepatan gravitasi
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam. ft ² .°F
h_i, h_{io}	= Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	= Faktor perpindahan panas

k	= Konduktivitas termal, Btu/jam. ft ² .°F
L	= Panjang tube, pipa, ft
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
N	= Jumlah baffle
N_t	= Jumlah tube
P_T	= Tube pitch, in
ΔP_r	= Return drop sheel, Psi
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	= Penurunan tekanan tube, Psi
ID	= Inside Diameter, ft
OD	= Outside Diameter, ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	= Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	= Dirt factor, Btu/jam. ft ² .°F
R_e	= Bilangan Reynold, dimensionless
s	= Specific gravity
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c	= Clean overall coefficient, Btu/jam. ft ² .°F
U_d	= Design overall coefficient, Btu/jam.ft ² . °F
W	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viscositas, cp

3. KOLOM DISTILASI

A_d	= Downcomer area, m ²
A_t	= Tower area, m ²
A_n	= Net area, m ²
A_a	= Active area, m ²
A_b	= Hole area, m ²
A_{da}	= Aerated area, m ²

C	= Faktor korosi yangizinkan, m
C_{sb}	= Kapasitas vapor, m/det
DI	= Clearance, mm
d_h	= Diameter hole, mm
d_c	= Diameter kolom, mm
e	= Total entrainment, kg/det
E	= Joint efficiency, dimensionless
F	= Friction factor, dimensionless
F_{iv}	= Paramater aliran, dimensionless
h_a	= Aerated liquid drop, m
h_f	= Froth height, mm
h_w	= Weir height, mm
h_{σ}	= Weep point, cm
H	= Tinggi kolom, m
L_w	= Weir length
L	= Laju alir massa liquid solvent, kg/det
N_m	= Jumlah tray minimum
ΔP	= Pressure drop
P	= Tekanan desain, atm
q	= Laju alir volume umpan solvent, m ³ /det
Q	= Laju alir volume umpan gas, m ³ /det
R	= $[L/D]$ refluks ratio, dimensionless
R_h	= Radius Hydrolic, m
R_m	= Refluks minimum
Re_h	= Reynold modulus, dimensionless
S	= Working stress, N/m ²
S_s	= Stage umpan
St	= Jumlah stages
t	= Tebal dinding vessel, m
T	= Temperatur operasi, °C
T_{av}	= Temperatur rata-rata, °C
U_f	= Kecepatan aerated mass, U_f

V	= Laju alir massa umpan gas, kg/det
V_d	= Downcomer velocity, m/det
α	= Relatif volatil, dimensionless
Δ	= Liquid gradien, cm
ρ_g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m ³
ψ	= Fractional entrainment, dimensionless

4. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
ID	= Diameter optimum dalam pipa baja, in
$D_{i\ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
G_c	= Percepatan grafitasi, ft/
$H_{f\ suc}$	= Total friksi pada <i>suction</i> , ft
$H_{f\ dis}$	= Total friksi pada <i>Discharge</i> , ft
H_d	= <i>Discharge head</i> , ft
H_s	= <i>Suction head</i> , ft
H_{fs}	= Friksi pada permukaan pipa, ft
H_{fc}	= Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
K_c	= <i>Contraction loss</i> , ft
K_e	= <i>Expansion loss</i> , ft
L	= Panjang pipa, m
L_e	= Panjang ekivalen pipa, m
ΔP	= Total <i>static head</i> , ft
V_L	= Volume fluida, lb/jam
V	= Kecepatan alir, ft/det
W_s	= <i>Work shaft</i> , ftlbf/lbm
f	= Faktor friksi
ρ	= Densitas, lb/ft ³
μ	= Viskositas, cp
ε	= Ekivalen <i>roughness</i> , dimensionless
η	= Efisiensi, dimensionless

5. REAKTOR

C_i	= konsentrasi awal umpan i masuk, kmol/m ³
P	= Tekanan, atm
P_i^*	= Tekanan Parsial Senyawa i, atm
$-r'_A$	= Laju Reaksi Reaktan A, kmol/kg cat h
W_T	= Massa katalis, Kg
Y_i	= Fraksi mol senyawa i
$\dot{m}$	= laju alir massa, kg/jam
k	= Konstanta Laju Reaksi
K'	= Konstanta Laju Adsorpsi, atm
K_c	= Konstanta Keseimbangan Laju Reaksi
E	= Energi Aktivasi, kJoule/kmol
C	= Tebal korosi yang diizinkan, atm
DK	= Diameter katalis, cm
F_{Ao}	= Laju alir umpan, kmol/jam
g	= Gravitasi
H_r	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, m ³ /kmol.s
N	= Bilangan Avogadro
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
V_K	= Volume katalis, m ³
V_t	= Volume reaktor, m ³
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ϵ_A	= Voidage

ϕ = Porositas Katalis
 σ = Diameter Partikel, cm

6. TANGKI

C = Tebal korosi yang diizinkan, m
 D_T = Diameter tangki, m
E = Efisiensi penyambungan, *dimensionless*
 H_s = Tinggi silinder, m
 H_T = Tinggi tangki, m
h = Tinggi *head*, m
P = Tekanan operasi, atm
S = *Working stress* yang diizinkan, atm
t = Tebal dinding tangki, m
 V_s = Volume silinder, m³
 V_e = Volume elipsoidal, m³
 V_t = Volume tangki, m³

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1 Latar Belakang

Perkembangan sejarah industri di Indonesia seiring berjalan waktu harus dapat bersaing dengan berbagai negara lainnya. Kebutuhan metil asetat terus menerus akan mengalami peningkatan secara signifikan, oleh karena itu pendirian pabrik metil asetat baru dapat memberikan peluang serta potensi bagi Indonesia. Potensi tersebut dapat menciptakan lapangan kerja serta dapat meningkatkan perekonomian Indonesia agar dapat bersaing dengan negara maju lainnya. Indonesia telah banyak melakukan upaya diversifikasi seiring dengan berkembangnya industri di Asia Tenggara.

Berdasarkan data Kemperin (2025), nilai peningkatan industri kimia yaitu 6,59% dan peningkatan tersebut juga mencakup produksi bahan kimia. Kinerja ini juga berkontribusi dengan Produk Domestik Bruto (PDB) sebesar 24,479 triliun pada tahun 2025 meningkat secara signifikan sebanyak 5%. Pengembangan industri ini sedang terus-menerus dilakukan secara optimal dengan cara meningkatkan sumber daya alam dan manajemen sumber daya manusia untuk dapat menghasilkan produk yang berkualitas. Oleh karena itu, permintaan bahan baku berupa bahan kimia akan semakin meningkat dengan adanya kenaikan produksi industri kimia ini. Salah satu industri kimia yang sangat dibutuhkan dalam negeri dan kebutuhan tersebut masih impor dari negara lain yaitu metil asetat. Metil asetat merupakan cairan yang tak berwarna dengan memiliki aroma yang khas dan mudah terbakar, dalam industri kimia metil asetat seringkali digunakan sebagai pelarut organik.

Metil asetat sering digunakan sebagai campuran produk pembersih yang ramah lingkungan, karena kemampuannya terurai dari alam. Selain itu, dapat juga digunakan sebagai pelarut dalam produksi tinta, lem, penghilang cat dan minyak. Perkembangan terbaru dalam produksi metil asetat fokus pada optimasi proses untuk mengurangi konsumsi energi dan meningkatkan unit produk. Inovasi seperti penggunaan katalis heterogen dan integrasi teknologi membran telah menunjukkan potensi untuk membuat proses produksi lebih ekonomis dan berkelanjutan. Karena toksisitasnya yang rendah dan dekomposisi yang sedikit terurai, agar metil asetat semakin dipandang sebagai salah satu solusi hijau dalam industri kimia modern,

menggantikan pelarut yang sangat berbahaya bagi lingkungan dan juga kesehatan bagi manusia.

Indonesia masih mengimpor senyawa metil asetat dari beberapa negara yakni, China, Singapura, dan Korea Selatan. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2019-2024, impor metil asetat di Indonesia cenderung lebih meningkat secara signifikan dalam beberapa tahun. Pembangunan pabrik metil asetat di Indonesia akan dapat membantu untuk mengurangi ketergantungan impor serta pembangunan tersebut membuka lapangan kerja baru yang akan mendorong pertumbuhan industri. Kemudian dapat meningkatkan pendapatan negara yang diharapkan dapat mensubstitusi impor di Indonesia dan mampu menarik investor baru yang akan memberikan dampak positif terhadap perekonomian Indonesia.

1.2 Sejarah dan Perkembangan Metil Asetat

Seiring waktu, teknologi produksi metil asetat mengalami perkembangan secara signifikan dari tahun ke tahun. Metil asetat pertama kali berhasil diisolasi pada abad ke-19 sebagai produk sampingan dari penelitian esterifikasi asam asetat. Pada tahun 1895, ahli kimia Jerman Leopold Gmelin menemukan sintesis senyawa ini melalui reaksi antara asam asetat dan metanol dengan menggunakan katalis asam sulfat. Reaksi esterifikasi ini bersifat reversibel dan juga memerlukan katalis asam (Fessenden, 1992). Awalnya, metil asetat hanya digunakan sebagai pelarut pada industri pernis dan parfum, karena sifatnya yang mudah menguap.

Seiring perkembangan pada abad ke-20 tahun 1983, industri otomotif Amerika Serikat mulai memanfaatkannya sebagai pengganti aseton dalam produksi lapisan cat. Eastman Chemical Company dimulai dengan produksi senyawa dari batubara seperti metanol, metilsiginasi, dan acetatan hidrida melalui gasifikasi, esterifikasi dan proses karbon (Zoeller, 2009). Metil asetat diproduksi oleh proses esterifikasi antara asam asetat (AcOH) dan metanol (MeOH). Senyawa yang berasal dari batubara pertama kali tersedia secara komersial menggunakan teknik flap, dan batubara Texaco digunakan untuk menghasilkan sintesis dan kemudian menghasilkan senyawa asetil. Teknologi ini mencakup penggunaan karburator batubara Texaco, merupakan inovasi oleh Eastman untuk Methylacetat Production (MEOAC) dan Anhydridacetat (AC_2O).

1.3 Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik

Pendirian pabrik metil asetat bertujuan untuk dapat meningkatkan produksi, memenuhi kebutuhan metil asetat serta membuka lapangan pekerjaan yang baru di Indonesia. Manfaat pendirian pabrik metil asetat yaitu untuk dapat mengurangi ketergantungan akan impor metil asetat serta dapat menghasilkan diversifikasi produk dari metil asetat dan dapat membantu mengembangkan industri baru yang dapat menggunakan Metil Asetat sebagai bahan baku utama.

1.1. Sifat Fisika dan Kimia

1) Asam Asetat

Rumus molekul	: $C_2H_4O_2$
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Bau Asam/Menyengat
Berat molekul	: 60,05 gr/mol
pH	: 2,4 (0,1 mol/L)
Titik didih	: 118°C
Titik leleh	: 17°C
<i>Flash Point</i>	: 39°C
Tekanan kritis	: 45300 hPa
Tekanan uap	: 20,79 hPa (25°C)
Spesifik graviti	: 1040 kg/m ³ (25°C)
Auto Ignitor Temperature	: 463°C
Temperature kritis	: 332°C
Kelarutan	: Mudah larut dengan air

(Material Safety Data Sheet *Acetid Acid* LabChem, 2020)

2) Metanol

Rumus molekul	: CH_3OH
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Bau Alkohol
Berat molekul	: 32,042 gr/mol
Titik didih	: 65°C
Titik leleh	: -98°C
<i>Flash Point</i>	: 9,7°C

Tekanan kritis	: 78,5 atm
Tekanan uap	: 20°C (0,12 atm)
Temperature kritis	: 240°C
Auto Ignitor Temperature	: 464°C
Kelarutan	: Mudah larut dengan air

(Material Safety Data Sheet *Methanol Valtech*, 2020)

3) Metil Asetat

Rumus molekul	: C ₂ H ₆ O ₂
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 74,08 gr/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Titik didih	: 57°C
Titik leleh	: -98°C
<i>Flash Point</i>	: -13°C
Tekanan uap	: 228,2 mbar (20°C)
Temperature kritis	: 173 mmHg
Spesifik gravity	: 0,92 (air=1)
Auto Ignitor Temperature	: 454°C
Kelarutan	: Mudah larut dengan air

(Material Safety Data Sheet *Methyl Acetate Merck*, 2021)

4) Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 18,015 gr/mol
Fase pada suhu kamar	: <i>Liquid</i>
Titik didih	: 100°C
Titik leleh	: 0°C
Tekanan uap	: 17,535 mmHg
Temperature kritis	: 374,1°C
Spesifik gravity	: 0,99823 g/ml
Viskositas	: 1,0002 cP

Kelarutan : Mudah larut dengan asam asetat, etanol, metanol, ammonia, gliserol.

(Material Safety Data Sheet Acetic Acid LabChem, 2021)

5) Katalis Amberlyst 15

Rumus molekul : $C_{18}H_{18}O_3S$
 Berat molekul : 314, 399 g/mol
 Densitas bulk : 608 g/L
 Wujud : Padat, *spherical beads*
 Area permukaan : 50 m²/g
 Diameter pori rata-rata : 240 Å
 Porositas : 0,36

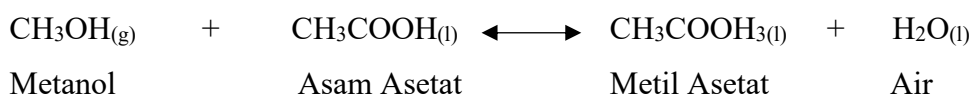
(Ziyang, Z dkk., 2001)

1.4 Proses Pembuatan Metil Asetat

Proses produksi Metil Asetat umumnya menggunakan bahan baku yang sering digunakan berupa asam asetat dan metanol melalui reaksi esterifikasi. Produksi metil asetat ini dikembangkan juga di berbagai negara seperti China, Singapura, dan Korea Selatan. Berikut ini merupakan proses pembuatan metil asetat yakni proses esterifikasi dan proses karbonilasi (Hapsari dan Wibowo, 2020).

1.4.1 Reaksi Esterifikasi

Proses produksi metil asetat yaitu dengan cara sintesa terhadap asam asetat dan metanol yang dapat menghasilkan berupa metil asetat dan air sebagai produk samping. Simulasi proses produksi metil asetat ada reaksi yang tersisa dalam bentuk metanol, dan reaksi yang tersisa dipisahkan menggunakan distilasi dan dipisahkan untuk mendapatkan hasil yaitu metanol (Nurhabibi dan Wibowo, 2020). Reaksi esterifikasi juga menggunakan katalis asam seperti *sulfuric acid* (Widodo dan Maesaroh, 2016). Berikut merupakan reaksi esterifikasi yang terjadi pada produksi metil asetat :

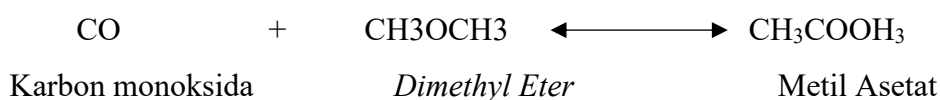


Reaksi diatas merupakan reaksi reversibel, sehingga konversi pada pembatasan reaktan dapat ditentukan dengan kesetimbangan karena bersifat

reversibel, reaksi ini dapat berjalan ke arah sebaliknya, yaitu hidrolisis metil asetat yang menghasilkan kembali asam asetat dan metanol. Reaksi berlangsung lambat pada kondisi normal, sehingga diperlukan katalis asam seperti *Amberlyst-15* untuk mempercepat laju reaksi.

1.4.2 Reaksi Karbonilasi

Proses produksi karbonilasi merupakan proses kimia yang bereaksi dengan gas karbon monoksida pada tekanan dan suhu yang tinggi. Reaksi karbonilasi memiliki kelebihan dalam prosesnya yang sederhana, memiliki nilai konversi yang tinggi, dan penggunaan biaya yang lebih sedikit (Diemer dan Luyben, 2010).



Reaksi karbonilasi memerlukan temperatur 150-240°C, dan tekanan sebesar 1-15 Mpa. Reaksi ini memerlukan kontrol kondisi reaksi yang ketat, seperti pemilihan pelarut, serta pengendalian pada tekanan dan temperatur, sehingga dapat untuk menghasilkan selektivitas dan efisiensi reaksi yang tinggi.

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Esterifikasi dan Proses Karbonilasi

No.	Proses	Esterifikasi	Karbonilasi
1.	Bahan Baku	Asam Asetat- Metanol	Karbon Monoksida- <i>Dimetyl Ether</i>
2.	Fase	Cair-Cair	Gas-Cair
3.	Perbandingan Mol	1:1:9	1:2:12
4.	Temperatur (°C)	50°C	170-240°C
5.	Tekanan (atm)	1 atm	10-148 atm
6.	Katalis	H ₂ SO ₄ (Asam Sulfat)	Mordenite
7.	Konversi (%)	70-90 %	15-95,2%

DAFTAR PUSTAKA

- Aini, A. N., Sularso, A., Ardhining, F., dan Hardiansyah, M. F. 2015. *Makalah Reaktor Fixed Bed Teknik Reaksi Kimia*. (Online). <https://docplayer.info/3819215-Makalah-reaktor-fixed-bed-teknik-reaksi-kimia.html>. (Diakses pada tanggal 18 Juni 2025)
- Budiaman, G. S. 2007. *Perancangan Reaktor*. Yogyakarta: Universitas Veteran.
- Butterworth-Heinemann. *Chemical Engineering 3rd Edition*. USA: WILEY.
- Collage of Engineering, *Chemical Engineering*, Michigan University.
- Coulson, J.M. 2005. *Chemical Engineering, 3th edition*, Volume 6. New York: McGraw Hill.
- Eigenberger, G. 1992. *Fixed Bed Reactors*. Jerman: Universitas Stuttgart.
- Fatimura, M. 2014. *Tinjauan Teoritis Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Operasi pada Kolom Destilasi*. Jurnal Media Teknik. Vol. 11(1): 23-31.
- Felder, R. M., Rousseau, R. W., dan Bullard, L.G. 2005. *Elementary Principles of*
- Fogler, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. 1990. New Delhi: Prentice Hall International Series.
- Foley, Alexandra. 2014. COMSOL: What Is a Packed Bed Reactor? (Online). <https://www.comsol.com/packed-bed-reactor/> (Diakses pada tanggal 18 Juni 2025)
- Hanif, K. 2017. *Jenis-Jenis Reaktor*. Bandung: Politeknik Bandung.
- Hapsari, Nimas Ayu Prawito., dan Wibowo, Agung Ari. 2020. Studi Kasus Simulasi Reaktor Equilibrium Pada Produksi Metil Asetat Menggunakan Software Chemcad. Jurnal Teknologi Separasi. Vol. 6 (2): 49-55
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Inderalaya: Universitas Sriwijaya.
- Ivana, M. 2017. Teknik Reaksi Kimia 2. (Online). <https://id.scribd.com/document/341047645/Tugas-TRK-2-Kelompok-8-Jenis-Reaktor>. (Diakses pada tanggal 18 Juni 2025)
- Kartawijaya. 2018. Chemical Reactor. (Online). <http://www.essentialchemicalindustry.org/processes/chemical-reactors.html>. (Diakses pada tanggal 18 Juni 2025)
- Keller, Tobias. 2014. *Reactive Distillation: Chapter 8*. Germany: Elsevier.

- Kemenperin. 2025. Siaran Pers
Kemenperin.<https://kemenperin.go.id/artikel/25848/Permenperin-132025-Diterbitkan,-Industri-Wajib-Lapor-Data-Secara-Berkala>. (Diakses pada Tanggal 16 April 2025).
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Mc. Ketta, J. J., dan Cunningham, W. 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol.21. New York: Marcell Dekker.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Nurhabibi, M. R., dan Wibowo, A. A. 2020. Studi Kasus Suhu Umpan Distilasi Rekoveri Metanol Pada Produksi Metil Asetat Dengan Kolom Scds Menggunakan Simulasi Chemcad. *Jurnal Teknik Kimia*. Vol.6 (2). 117-120
- Perry, R. H., dan Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. USA: McGraw-Hill Companies.
- Perry, R. H., Green, D. W., dan Southard, M. Z. 2019. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 9th 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, Inc.
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., dan West, R.E. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers Fifth Edition*. Boston : McGraw Hill.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Volume 6, 4th Edition*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M., dan Ness, H. C. V. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Smith, J. M., Ness, H. C. V., Abbott, M. M., dan Swihart, M. T. 2018. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 8th Edition*. New York: McGraw-Hill Education.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations 3rd Edition*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- Visual Encyclopedia of Chemical Engineering. 2021. *Packed Bed Reactors*. USA:

- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York:
- Widodo, Hernowo., dan Maesaroh, E. 2016. Studi Kinetika Reaksi Metil Asetat Dari Asam Asetat Dan Methanol Dengan Variabel Waktu, Konsentrasi
- Widodo, Hernowo., dan Maesaroh, E. 2016. Studi Kinetika Reaksi Metil Asetat Dari Asam Asetat Dan Methanol Dengan Variabel Waktu, Konsentrasi Katalis Dan Perbandingan Reaktan. *Jurnal Ilmiah WIDYA*. Vol. 3 (4): 28-34.
- Yaws, C. L. 1999. *Handbook Thermodynamic Diagrams*, Vol. 2. New York: McGraw Hill.
- Yaws, C. L. 2003. *Handbook Thermodynamic Diagrams*. New York: McGraw Hill.
- Ziyang, Z., Hidajat, K., dan Ray, A.K. 2001. Application of Simulated Countercurrent Moving-Bed Chromatographic Reactor for MTBE Synthesis. *Industrial & engineering chemistry research*. Vol. 40 (23): 5305-5316.