

**PRA RANCANGAN
PABRIK ETIL TERSIER BUTIL ETER (ETBE) DENGAN
KAPASITAS 110.000 TON/ TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Mendapatkan Gelar Sarjana
Teknik Pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

Oleh

DINI AGUSTINI

03031382126096

RIF'ATUL MAHMUDAH

03031382126102

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2025

HALAMAN PENGESAHAN
PRA RANCANGAN
PABRIK ETIL TERSIER BUTIL ETER DENGAN
KAPASITAS 110.000 TON/ TAHUN

SKRIPSI
Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana

Oleh:

DINI AGUSTINI	03031382126096
RIF'ATUL MAHMUDAH	03031382126102

Palembang, Juli 2025

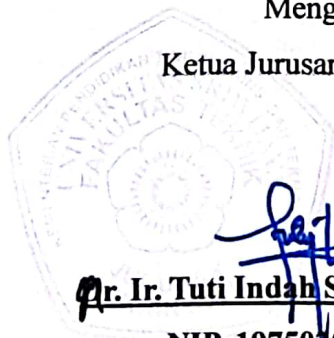
Pembimbing,



Ir. Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 198412182008122002

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Etil Tersier Butil Eter dengan Kapasitas 110.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Dini Agustini dan Rifatul Mahmudah dihadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 23 Juni 2025.

Palembang, Juli 2025

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Prof. Novia Sumardi, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 197311052000032003

()
2025/07/01

2. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M. T., IPM.
NIP. 197808222002122001

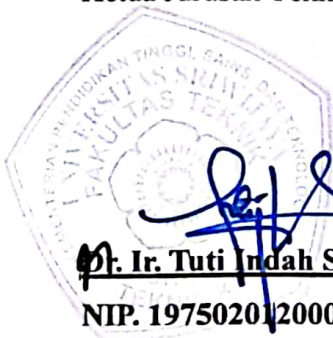
()

3. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.
NIP. 197706052003121004

()

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

Palembang, Juli 2025

Pembimbing Tugas Akhir

()

Ir. Lia Cundari, S.T., M.T.
NIP. 198412182008122002

HALAMAN PERBAIKAN

Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi dengan judul “ Pra Rancangan Pabrik Etil Tersier Butil Eter dengan Kapasitas 110.000 Ton/Tahun” oleh Dini Agustini dan Rif’atul Mahmudah **telah diperbaiki** sesuai dengan arahan/tugas perbaikan dari dosen Penguji dan Pembimbing.

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi

1. Prof. Novia Sumardi, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 197311052000032003

()
01/07/2025

2. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M. T., IPM.
NIP. 197808222002122001

()

3. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.
NIP. 197706052003121004

()

Palembang, Juli 2025

Pembimbing Tugas Akhir



Ir. Lia Cundari, S.T., M.T.

NIP. 198412182008122002

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Dini Agustini
NIM : 03031382126096
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Etil Tersier Butil Eter dengan
Kapasitas 110.000 Ton/ Tahun
Fakultas/ Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Dini Agustini 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, Juni 2025



Dini Agustini

NIM. 03031382126096



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Rif'atul Mahmudah
NIM : 03031382126102
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Etil Tersier Butil Eter dengan
Kapasitas 110.000 Ton/ Tahun
Fakultas/ Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Rif'atul Mahmudah** 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, Juni 2025



Rif'atul Mahmudah

NIM. 03031382126102



KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* berkat limpahan rahmat, nikmat, dan hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Etil Tersier Butil Eter (ETBE) dengan Kapasitas 110.000 Ton/Tahun”. Tugas akhir ini disusun sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya. Dalam penyusunan tugas akhir penulis tidak terlepas dari dukungan berbagai pihak. Penulis telah banyak menerima bimbingan, petunjuk, bantuan, dan dorongan yang bersifat moral maupun materi. Diucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada

- 1) Kedua orang tua penulis yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk kasih sayang, perhatian, semangat, dan doa yang tiada henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
- 2) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M. T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Ir. Lia Cundari, S.T.,M.T. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 4) Ibu Dr. Fitri Hadiah, S.T., M. T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Seluruh dosen dan staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Semua pihak, termasuk teman-teman, yang telah membantu, mulai dari tahap awal tugas akhir hingga penyusunan laporan.

Palembang, Juni 2025

Penulis

ABSTRAK

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ETIL TERSIER BUTIL ETER DENGAN KAPASITAS 110.000 TON/ TAHUN

Dini Agustini dan Rif'atul Mahmudah; Dibimbing oleh Ir. Lia Cundari, S.T.,M.T.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

Xxiii + 417 halaman

ABSTRAK

Pabrik pembuatan Etil Tersier Butil Eter dengan kapasitas 110.000 ton/tahun direncanakan pembangunannya pada tahun 2032 yang berlokasi di kabupaten Cilegon, Banten seluas 12 Ha. Operasi Pabrik berjalan selama 24 jam/hari dalam 300 hari/tahun. Komoditi ETBE yang diproduksi mengacu pada Patent US 2024/0101501 A1 yang menggunakan proses eterifikasi dengan mix c4 hidrokarbon dan etanol sebagai bahan baku produksi. Proses reaksi berlangsung di Single Fixed Bed Reactor dengan kondisi operasi yaitu pada temperatur 50°C dengan tekanan 16,8 atm yang didalamnya terdapat katalis Amberlyst 15.

Bentuk Perusahaan yang akan digunakan dalam menjalankan Perusahaan yaitu Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi yang mengacu pada struktur organisasi garis dan staff. Perusahaan dipimpin oleh Direktur dengan jumlah karyawan sebanyak 123 orang. Hasil Analisa ekonomi pabrik ETBE menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan karena telah memenuhi persyaratan ekonomi sebagai berikut:

- | | |
|--|---------------------------|
| a) <i>Total Capital Investment (TCI)</i> | = US \$ 221.810.152,13 |
| b) <i>Total Production Cost (TPC)</i> | = US \$ 19.804.221.682,33 |
| c) <i>Total Penjualan Pertahun</i> | = US \$ 23.712.825.870,84 |
| d) <i>Annual Cash Flow (ACF)</i> | = US \$ 108.873.806,47 |
| e) <i>Pay Out Time (POT)</i> | = 2 tahun |
| f) <i>Rate of Return on Investment</i> | = 49% |
| g) <i>Discounted Cash Flow - ROR</i> | = 45% |
| h) <i>Break Even Point (BEP)</i> | = 34% |
| i) <i>Service Life</i> | = 11 tahun |

Kata Kunci: Etil Tersier Butil Eter (ETBE), *Fixed Bed Reactor*, Eterifikasi

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME	v
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME	vi
KATA PENGANTAR	vii
ABSTRAK	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR NOTASI	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xxiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Pendahuluan.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Proses	3
1.3. Macam Macam Proses Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE)	5
1.3.1. Proses Adisi dengan Katalis <i>Ion Exchange</i> Resin (Eterifikasi)	5
1.3.2. Proses CD Tech	5
1.3.3. Proses UOP	6
1.3.4. Proses Sintesa Williamson	6
1.4. Sifat Fisika dan Kimia	10
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	18
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	18
2.2. Penentuan Kapasitas	19
2.3. Pemilihan Proses.....	23

2.4.	Pemilihan Bahan Baku	23
2.5.	Uraian Proses	24
BAB III	LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	27
3.1.	Lokasi Pabrik	27
3.1.1.	Ketersediaan Bahan Baku	28
3.1.2.	Tranportasi dan Pemasaran	28
3.2.	Tata Letak Pabrik.....	29
3.3.	Pertimbangan Tata Letak Peralatan	32
BAB IV	NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	34
4.1.	Neraca Massa.....	34
4.1.1.	Neraca Massa Mixing Point (MP-01).....	34
4.1.2.	Neraca Massa Mixing Point 2 (MP-02).....	35
4.1.3.	Neraca Massa Mixer (M-01).....	35
4.1.4.	Neraca Massa Reaktor (R-01).....	36
4.1.5.	Neraca Massa Kolom Distilasi (KD-01).....	37
4.1.6.	Neraca Massa Condenser 1 (CD-01)	37
4.1.7.	Neraca Massa Accumulator 1 (ACC-01).....	38
4.1.8.	Neraca Massa Reboiler 1 (RB-01).....	39
4.1.9.	Neraca Massa Kolom Distilasi 2 (KD-02).....	39
4.1.10.	Neraca Massa Condenser 2 (CD-02)	40
4.1.11.	Neraca Massa Accumulator 2 (ACC-02).....	41
4.1.12.	Neraca Massa Reboiler 2 (RB-02).....	41
4.1.13.	Neraca Massa Kolom Distilasi 3 (KD-03).....	42
4.1.14.	Neraca Massa Condenser 3 (CD-03)	43
4.1.15.	Neraca Massa Accumulator 3 (ACC-03).....	43
4.1.16.	Neraca Massa Reboiler 3 (RB-03).....	44
4.2.	Neraca Panas.....	45
4.2.1.	Neraca Panas Mixing Point 1 (MP-01).....	45
4.2.2.	Neraca Panas Mixing Point 2 (MP-02).....	45
4.2.3.	Neraca Panas Mixer (M-01)	45
4.2.4.	Neraca Panas Heater-1 (H-01).....	45
4.2.5.	Neraca Panas Reaktor (R-01)	45

4.2.6. Neraca Panas Kolom Distilasi 1 (KD-01).....	46
4.2.7. Neraca Panas Condenser 1 (CD-01)	46
4.2.8. Neraca Panas Accumulator 1 (ACC-01).....	46
4.2.9. Neraca Panas Reboiler 1 (RB-01).....	46
4.2.10. Neraca Panas Cooler-1 (C-01).....	47
4.2.11. Neraca Panas Kolom Distilasi 2 (KD-02).....	47
4.2.12. Neraca Panas Condenser 2 (CD-02)	47
4.2.13. Neraca Panas Accumulator 2 (ACC-02).....	48
4.2.14. Neraca Panas Reboiler 2 (RB-02).....	48
4.2.15. Neraca Panas Kolom Distilasi 3 (KD-03).....	48
4.2.16. Neraca Panas Condenser 3 (CD-03)	48
4.2.17. Neraca Panas Accumulator 3 (ACC-03).....	49
4.2.18. Neraca Panas Cooler-2 (C-02).....	49
4.2.19. Neraca Panas Reboiler 3 (RB-03).....	49
4.2.20. Neraca Panas Cooler-3 (C-03).....	49
BAB V UTILITAS	50
5.1. Unit Penyediaan Air	50
5.1.1. Air Pendingin.....	50
5.1.2. Air Umpan Boiler (<i>Boiler Feed Water</i>).....	52
5.1.3. Air Domestik.....	53
5.1.4. Total Kebutuhan Air	54
5.2. Unit Penyediaan Steam.....	54
5.3. Unit Penyediaan Listrik	55
5.3.1. Listrik Untuk Peralatan.....	55
5.3.2. Listrik Untuk Penerangan	56
5.3.3. Total Kebutuhan Listrik.....	57
5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	57
5.4.1. Bahan Bakar Keperluan <i>Boiler</i>	57
5.4.2. Bahan Bakar Keperluan Generator	58
5.4.3. Kebutuhan Bahan Bakar Keseluruhan.....	58
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN.....	60
6.1. TANGKI-01 (T-01).....	60

6.2.	TANGKI-02 (T-02)	60
6.3.	TANGKI-03 (T-03)	61
6.4.	POMPA-01 (P-01)	61
6.5.	POMPA-02 (P-02)	62
6.6.	POMPA-03 (P-03)	63
6.7.	MIXER-01 (M-01)	64
6.8.	POMPA-04 (P-04)	65
6.9.	HEATER-01 (H-01)	66
6.10.	POMPA-05 (P-05)	67
6.11.	REAKTOR-01 (R-01)	67
6.12.	KOLOM DISTILASI-01 (KD-01)	68
6.13.	CONDENSER-01 (CD-01)	70
6.14.	ACCUMULATOR-01 (ACC-01)	71
6.15.	REBOILER-01 (RB-01)	71
6.16.	POMPA-06 (P-06)	72
6.17.	COOLER-01 (C-01)	73
6.18.	TANGKI-04 (T-04)	74
6.19.	KOLOM DISTILASI-02 (KD-02)	75
6.20.	CONDENSER-02 (CD-02)	76
6.21.	ACCUMULATOR-02 (ACC-02)	77
6.22.	REBOILER-02 (RB-02)	77
6.23.	KOLOM DISTILASI-03 (KD-03)	78
6.24.	CONDENSER-03 (CD-03)	80
6.25.	ACCUMULATOR-03 (ACC-03)	81
6.26.	COOLER-02 (C-02)	82
6.27.	POMPA-07 (P-07)	83
6.28.	COOLER-03 (C-03)	83
6.29.	REBOILER-03 (RB-03)	85
6.30.	Cooler-3 (C-03)	86
6.31.	POMPA-08 (P-08)	87
BAB VII	ORGANISASI PERUSAHAAN	88
7.1.	Bentuk Perusahaan	88

7.2.	Struktur Organisasi Perusahaan.....	89
7.3.	Tugas dan Wewenang.....	90
7.3.1.	Dewan Komisaris.....	90
7.3.2.	Direktur.....	90
7.3.3.	Manajer Teknik dan Produksi.....	90
7.3.4.	Manajer Personalia dan Umum.....	91
7.3.5.	Manajer Keuangan dan Pemasaran.....	91
7.3.6.	Supervisor.....	92
7.3.7.	Operator.....	92
7.3.8.	Staf (Karyawan).....	92
7.4.	Sistem Kerja.....	92
7.4.1.	Karyawan <i>non-shift</i>	93
7.4.2.	Karyawan <i>shift</i>	93
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan.....	94
7.5.1.	Direct Operating Labor.....	94
7.5.2.	Indirect Operating Labor.....	95
BAB VIII	ANALISA EKONOMI.....	99
8.1.	Keuntungan (Profitabilitas).....	100
8.1.1.	Total Penjualan Produk.....	100
8.1.2.	Perhitungan Annual Cash Flow.....	100
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal.....	100
8.2.1.	Perhitungan Depresiasi.....	101
8.2.2.	Lama Pengangsuran Pengembalian Modal.....	101
8.2.3.	Pay Out Time (POT).....	102
8.3.	Total Modal Akhir.....	103
8.3.1.	Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP).....	103
8.3.2.	Total Capital Sink.....	104
8.4.	Laju Pengembalian Modal.....	105
8.4.1.	Rate of Return Investment (ROR).....	105
8.4.2.	Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR) ...	105
8.5.	Break Event Point (BEP).....	106

8.5.1. Metode Sistematis.....	106
8.5.2. Metode Grafis	106
BAB IX KESIMPULAN.....	97
DAFTAR PUSTAKA.....	110

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Produksi ETBE	8
Tabel 2.1. Impor ETBE di Indonesia	19
Tabel 2.2. Pertumbuhan Rata-Rata per Tahun	20
Tabel 2.3. Data Impor Negara Tetangga	21
Gambar 2.2. Grafik Impor ETBE Negara Tetangga Tahun 2018-2022	21
Tabel 2.4. Pabrik ETBE di Dunia	21
Tabel 5.1. Rincian Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas	50
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin Peralatan	50
Tabel 5.3. Kebutuhan Saturated Steam 250°C	54
Tabel 5.4. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	55
Tabel 5.5. Total Kebutuhan Bahan Bakar	58
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal Kerja Karyawan Shift	93
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	95
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk.....	100
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal (US\$)	102
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	108

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Impor Etil Tersier Butil Eter (ETBE) Tahun 2018-2022	19
Gambar 3.1. Peta Rencana Letak Lokasi Pabrik ETBE	27
Gambar 3.2. Jarak lokasi Bahan Baku Ke Lokasi Pendirian Pabrik ETBE	28
Gambar 3.3. Jarak Lokasi Pendirian Pabrik ke Target Pasar ETBE	29
Gambar 3.4. Tata Letak Pabrik	31
Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan Pabrik.....	33
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	98
Gambar 8.1. Grafik Break Even Point	107

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C	=	Tebal korosi yang diizinkan, m
E	=	Effisiensi pengelasan, dimensionless
ID, OD	=	Inside diameter, Outside diameter, m
L	=	Panjang accumulator, m
P	=	Tekanan operasi, atm
S	=	Working stress yang diizinkan
t	=	Temperatur Operasi, °C
V	=	Volume total, m ³
V _s	=	Volume silinder, m ³
W	=	Laju alir massa, kg/jam
ρ	=	Densitas, lb/ft ³

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

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_o	=	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
$LMTD$	=	Logaritmik 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
Re	=	Bilangan Reynold, dimensionless
s	=	Specific gravity
T_1, T_2	=	Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	=	Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	=	Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	=	Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c	=	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. DISTILLATION COLUMN

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 yang dizinkan, 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	=	$[L/D]$ reflux ratio, dimensionless
R_h	=	Radius Hydrolic, m
R_m	=	Reflux 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
BHP	=	Brake Horse Power, HP
D _{i opt}	=	Diameter optimum pipa, in
E	=	Equivalent roughness
f	=	Faktor friksi
FK	=	Faktor keamanan
g _c	=	Percepatan gravitasi, ft/s ²
Gpm	=	Gallon per menit
H _{f suc}	=	Total friksi pada suction, ft
H _{f dis}	=	Total friksi pada discharge, ft
H _{fs}	=	Skin friction loss
H _{fsuc}	=	Total suction friction loss
H _{fc}	=	Sudden Contraction Friction Loss (ft lb _m /lb _f)
H _{fe}	=	Sudden expansiom friction loss (ft lb _m /lb _f)
ID	=	Inside diameter pipa, in
K _c , K _s	=	Contraction, expansion loss contraction, ft
L	=	Panjang pipa, ft
L _e	=	Panjang ekuivalen pipa, ft

NPSH	=	Net positive suction head (ft)
N_{Re}	=	Reynold number, dimension less
P_{vp}	=	Tekanan uap, Psi
Q_f	=	Laju alir volumeterik
V_f	=	Kapasitas pompa, lb/jam
V	=	Kecepatan alir
ΔP	=	Beda tekanan, Psi

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 Kesetimbangan Laju Reaksi
E	=	Energi Aktivasi, kJoule/kmol
C	=	Tebal korosi yang dizinkan, atm
D_K	=	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
D	=	Diameter tangki, m
E	=	Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	=	Tinggi head, m
H	=	Tinggi silinder, m
H_T	=	Tinggi total tangki, m
P	=	Tekanan Operasi, atm
S	=	Working stress yang diizinkan, Psia
T	=	Temperatur Operasi, K
t	=	Lama persediaan/penyimpanan, hari
V_h	=	Volume ellipsoidal head, m ³
V_s	=	Volume silinder, m ³
V_t	=	Volume tangki, m ³
W	=	Laju alir massa, kg/jam
ρ	=	Densitas, kg/m ³

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	97
LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	142
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN.....	206
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI.....	389
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....	405

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Pendahuluan

Seiring dengan persaingan global yang semakin ketat ditengah perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi di era revolusi 4.0 ini mengakibatkan perkembangan sektor industri kimia yang semakin besar. Perkembangan industri yang terus mengalami perkembangan seiring bertambahnya kebutuhan dalam negeri yang belum dapat terpenuhi karena penduduk Indonesia yang semakin bertambah. Menurut data BPS (2024) jumlah penduduk Indonesia saat ini mencapai 281,6 juta, jumlah ini mengalami kenaikan sebesar 1,1% dibandingkan tahun sebelumnya mencapai 278,7 juta jiwa.

Permasalahan mengenai polusi udara lingkungan dan masalah Kesehatan yang disebabkan oleh emisi kendaraan semakin memburuk sehingga mencapai batas yang menyebabkan keprihatinan masyarakat yang besar. Sehingga diperlukan upaya legislative untuk mengurangi emisi kendaraan (Westphal dkk,2010). Akibatnya senyawa knalpot seperti karbon monoksida (CO), Nitrogen Oksida (NO_x), Hidrokarbon (HC) dan partikel (PM) diatur secara hukum. Permasalahan mengenai senyawa yang disebabkan oleh knalpot dapat dikurangi ke tingkat yang dapat diterima dengan tiga acara yaitu diantaranya penemuan teknologi mesin baru, penanganan gas buang bahan bakar, dan pengembangan dan reformulasi bahan bakar yang ada melalui penggunaan zat aditif.

Menurut PT Pertamina (Persero) konsumsi Bahan Bakar Minyak (BBM) subsidi Pertalite tahun 2024 mencapai 29,7 juta kiloliter. Menurunnya kualitas pertalite disebabkan oleh rendahnya angka RON maka dilakukan penambahan zat aditif Etil Tersier Butil Eter (ETBE) pada bensin untuk meningkatkan bilangan oktan, kandungan oksigen dan mereduksi kadar CO yang bersifat racun (Bardin dkk, 2014). ETBE sangat mudah berintegrasi ke dalam system distribusi bensin karena karakteristiknya sangat mirip dengan bensin (Prasetyo, 2009). Zat aditif lainnya yaitu Metil Tersier Butil Eter (MTBE) dan Tetra Etil Lead (TEL). Namun, bahan aditif tersebut didapat dari bahan berbasis fosil yaitu methanol yang bersifat *non renewable* (tidak terbarukan) dan merusak tanah sekitar (Bardin, 2014).

Sedangkan, ETBE yang disintesis dengan etanol sebagai bahan yang bersifat *renewable* (terbarukan) karena etanol disintesis dari bahan nabati dan ETBE bersifat ramah lingkungan.

Saat ini proses yang umum digunakan untuk memproduksi ETBE dengan proses esterifikasi etanol dengan isobutilena dengan menggunakan bantuan katalis *ion exchange* resin dengan konversi mencapai 85-95% (US Patent 0101501 A1). Ketersediaan pabrik C4 hidrokarbon mixture dengan kandungan isobutilena Indonesia sebagai bahan baku terdapat di beberapa industri seperti PT Petrokimia Butadiena Indonesia yang merupakan anak perusahaan PT Chandra Asri dan PT Pertamina Balongan. Selain itu seperti yang diketahui bahwa Indonesia memiliki beberapa pabrik yang berada di Indonesia yaitu diantaranya PT Indonesia Etanol Industri, PT Molindo Raya Industrial, PTPN XI. Indo Aciditama, dan lainnya. Sehingga, banyak upaya untuk mengkonversi ETBE sebagai campuran bensin di Indonesia sehingga meningkatkan nilai mutu bensin tetap terjaga.

Berdasarkan data dari UN data hingga saat ini ETBE masih diimpor dari berbagai negara karena belum ada pabrik yang memproduksi ETBE di Indonesia. Salah satu cara untuk mengurangi ketergantungan impor ini yaitu dengan mendirikan pabrik ETBE di Indonesia. Kebutuhan impor ETBE pada tahun 2022 mencapai 1187 ribu ton (www.data.un.org) dan hingga saat ini ETBE masih diimpor dari berbagai negara seperti China, Jerman, Jepang, Korea, India dan lainnya. Selain itu, penggunaan ETBE berkembang pesat di beberapa negara seperti Jepang dan US dengan jumlah konsumsi masing-masing negara mencapai 856 juta liter (apps.fas.usda.gov) dan 530 juta liter (farmweeknow.com) pada tahun 2021. Permintaan ETBE meningkat sejak tahun 2005-2007 di Eropa dengan nilai mencapai 4 ton (Yudiswatika dan Mujahidin, 2011).

Melihat kebutuhan dan tidak adanya produksi ETBE di Indonesia serta potensi ETBE sebagai zat aditif pada bensin yang lebih ramah lingkungan, maka pembuatan pabrik ETBE merupakan peluang emas untuk dijalankan. Dengan didirikannya pabrik ETBE di Indonesia, maka kebutuhan impor dapat dikurangi. Disamping itu, dengan didirikannya pabrik ETBE dapat menjadi pembuka lapangan pekerjaan dan membangun industri kimia di Indonesia. Maka, dengan

didirikan pabrik ETBE, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan ETBE di dalam negeri dan memenuhi impor di beberapa negara pengguna ETBE.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Proses

Sebelum tahun 1970-an, bensin diformulasikan ulang melalui penambahan timbal tetranitrit sebagai agen antiknock untuk meningkatkan nilai oktan, namun pemanfaatan agen antiknock ini dihentikan ketika *Clean Air Act* 1970 diberlakukan. Undang-undang ini mengharuskan pengurangan drastis dalam emisi mobil dan menyebabkan penemuan katalitik *converter* oleh produsen mobil untuk memenuhi kebutuhan undang-undang tersebut. Akibatnya, kendaraan dengan katalitik *converter* membutuhkan bensin tanpa timbal untuk mencegah timbal dalam timbal tetranitrit meracuni sistem katalis. Pada tahun 1979 Metil Tersier Butil Eter (MTBE) awalnya diperkenalkan sebagai pengganti timbal tetranitrit sebagai penguat bilangan oktan.

Pada tahun 2000 Badan Internasional Penelitian Kanker (IARC) dan Badan Perlindungan Lingkungan US (EPA) mengklasifikasikan MTBE sebagai ancaman resiko Kesehatan dikarenakan MTBE yang sering ditemukan dalam persediaan air tanah, MTBE cukup larut dalam air dan sulit terurai secara hayati sehingga tidak mudah terserap oleh partikel tanah. Dampak negatif dari MTBE mulai menjadikan ETBE sebagai solusi alternatif yang populer untuk bensin. ETBE memiliki sifat yang lebih unggul dibandingkan dengan MTBE(Yee dkk, 2013).

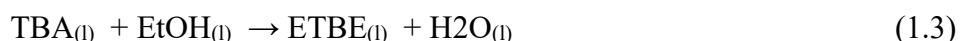
ETBE pertama kali digunakan di Prancis pada tahun 1992. Pada tahun 2002, Prancis dan Spanyol menyumbang total 568.000 ton terhadap kapasitas produksi ETBE di Uni Eropa. Kapasitas Produksi ETBE meningkat dari 2 juta ton menjadi 4 juta ton dari tahun 2005 hingga 2007 (Zereshki dkk, 2011)). ETBE digunakan sebagai aditif bahan bakar di beberapa negara Eropa termasuk Prancis, Belanda, Jerman, Spanyol dan Belgia. Jepang cenderung memproduksi ETBE menggunakan *bioethanol* sebagai salah satu reaktan (Matsumoto dkk, 2009). Industri minyak Jepang mulai mencampur 7% bio-ETBE ke dalam bahan bakar mobil pada tahun 2010 sesuai dengan Kyoto Protocol Achievement Plan(Fuiji dkk, 2010).

Umumnya ETBE diproduksi melalui reaksi isobutena (IB) atau Tert-Butil Alkohol (TBA) dengan etanol (EtOH). Dalam industri, sintesis ETBE dilakukan melalui penggunaan fase cair IB dan etanol sebagai reaktan yang awalnya

dikatalisis oleh resin asam *sulfonate* makropori pada suhu dibawah 80°C (Yee dkk, 2013). Sintesis ini diikuti oleh serangkaian proses pemisahan untuk memperoleh ETBE dengan kemurnian tinggi, dan etanol berlebih didaur ulang ke reactor. Namun, dikarenakan pasokan IB terbatas karena diperoleh dari fraksi perengkahan katalitik kilang dan perengkahan uap seiring dengan kebutuhan pengembangan sintesis alternatif untuk produksi ETBE terdapat sintesis alternatif untuk produksi ETBE fase cair dengan menggunakan etanol dan TBA pada tekanan atmosfer. Diketahui terdapat dua cara untuk memproduksi ETBE dari TBA yang dapat diklasifikasikan menjadi metode langsung dan tidak langsung (Ozbay dkk, 2009). Dalam metode tidak langsung terdapat dua Langkah yang digunakan untuk memproduksi ETBE, seperti yang ditunjukkan pada persamaan (1.1). TBA didehidrasi menjadi IB pada reaksi pertama dan IB yang dihasilkan selanjutnya akan direaksikan dengan etanol untuk menghasilkan ETBE pada reaksi kedua (Yee dkk, 2013)



Dalam metode langsung, hanya satu Langkah yang terlibat, seperti yang ditunjukkan dalam persamaan (1.2). TBA direaksikan secara langsung dengan etanol menggunakan katalis asam untuk menghasilkan ETBE. Air terbentuk sebagai produk sampingan. Metode langsung ini menguntungkan karena melibatkan satu reaksi. Katalis memainkan peran penting dalam metode ini untuk mencapai aktivitas dan selektivitas ETBE yang tinggi.



ETBE pertama kali diproduksi melalui reaksi IB dan etanol pada tahun 1930-an dengan menggunakan asam sulfat sebagai katalis. Evans dan Edlund (Evans dan Edlund, 1936) mengklaim bahwa asam sulfat merupakan katalis terbaik untuk produksi ETBE karena murah, menunjukkan laju reaksi yang baik dan produknya mudah dimurnikan. Namun para peneliti terus mencari katalis yang lebih nyaman karena dampak negatif asam sulfat pada lingkungan. Tau dan Davis (1989) menggunakan berbagai jenis katalis seperti *amberlyst-15* (A-15), *Amberlyst-35* (A-35), *zeolite*, *Zeolit Socony Mobil-5* (ZSM-5), Zeolit Karbida Union (S-115) dan resin penukar ion lainnya. Produksi komersial ETBE melalui

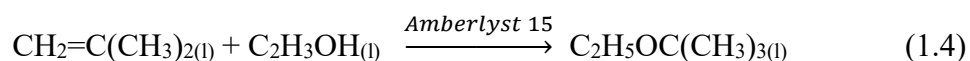
reaksi IB dengan etanol dilakukan pertama kali pada tahun 1992 dengan menggunakan resin penukar ion asam sebagai katalis (Stomkiewicz, 2004). Umar dkk (2008) melakukan reaksi esterifikasi menggunakan TBA dengan etanol sebagai reaktan dan resin penukar ion sebagai katalis.

1.3. Macam Macam Proses Pembuatan Etil Tersier Butil Eter (ETBE)

Saat ini terdapat beberapa jenis proses yang dapat digunakan untuk memproduksi ETBE. Beberapa proses utama yang dapat digunakan diantaranya adalah proses adisi dengan katalis *ion exchange resin* (eterifikasi), proses CD Tech, proses Phillips, proses UOP dan proses sintesa williamson. Untuk memutuskan proses mana yang harus dipilih, maka perlu memahami beberapa jenis proses produksi ETBE. Berikut ini merupakan tinjauan dari berbagai proses untuk memproduksi ETBE:

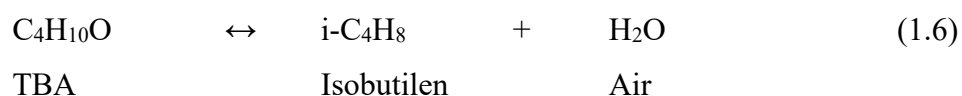
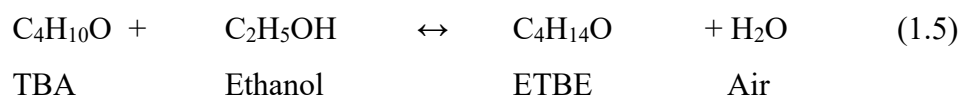
1.3.1. Proses Adisi dengan Katalis *Ion Exchange* Resin (Eterifikasi)

Proses ini melibatkan reaksi eterifikasi dengan bahan baku etanol dan isobutilena (IB) dengan menggunakan katalis *ion exchange resin* yaitu *Amberlyst-15* (A-15). Reaksi berlangsung pada suhu 40-80°C dan pada tekanan 7 atm dengan konversi 86-93% dan rasio molar 1:1 atau 2:1 (US Patent 0101501 A1). Persamaan reaksinya yaitu sebagai berikut:



1.3.2. Proses CD Tech

Feed yang terdiri dari Tersier Butil Alkohol (TBA), isobutilen, etanol, dan etanol daur ulang yang dicampur dan dipanaskan sebelum masuk ke reaktor. Produk keluar dari *Reactor Fixed Bed* adiabatik akan masuk ke dalam kolom distilasi katalitik dimana reaksi dan pemisahan lebih lanjut terjadi. Pemurnian lebih lanjut dilakukan di dalam kolom pemisah. Campuran dalam distilasi dan etanol dikembalikan ke reaktor sebagai daur ulang. Proses ini memiliki konversi yang cukup tinggi yaitu 97%. Persamaan reaksinya sebagai berikut:



Isobutilen

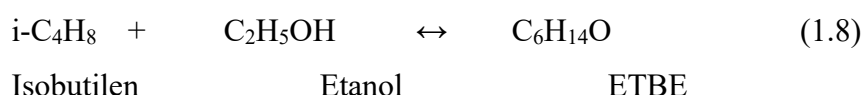
Etanol

ETBE

1.3.3. Proses UOP

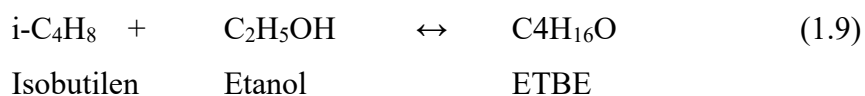
a) UOP/Huls

Fraksi C₄ yang mengandung isobutilen direaksikan dengan etanol dalam reactor Multi Tubular yang mengandung Resin penukar ion katalis. Produk ETBE yang terbentuk di dalam reactor dipisahkan dari umpan C₄ dan etanol yang tidak bereaksi di kolom distilasi dan ditampung di tangka penyimpanan. Fraksi uap C₄ dan etanol dikontakkan dengan pelarut etilen glikol. Untuk efisiensi, etanol dan pelarut dapat didaur ulang ke kolom absorber untuk digunakan Kembali, sedangkan etanol disimpan di tangki penyimpanan. Fraksi C₄ yang tidak bereaksi sebagai produk uap penyerap kolom disimpan di tangki penyimpanan. Persamaan reaksinya sebagai berikut:



b) UOP/LLC

Fraksi C₄ yang mengandung isobutilen direaksikan dengan etanol dalam *reactor fixed bed* yang mengandung katalis resin penukar ion dalam bentuk asam *sulfonate*. Produk ETBE yang terbentuk di dalam reaktor dipisahkan dari umpan C₄ dengan Degasser dan etanol yang tidak bereaksi dipisahkan di kolom distilasi dan disimpan di tangka penyimpanan. Persamaan reaksinya sebagai berikut:

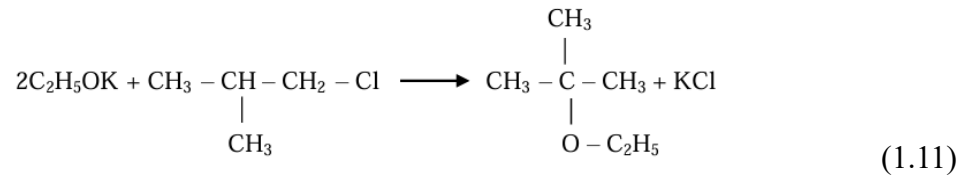


1.3.4. Proses Sintesa Williamson

Langkah pertama proses ini yaitu dengan mengkonversi etanol menjadi kalium etoksida melalui pengolahan dengan logam aktif (kalium) atau hidrasi logam. Kalium etoksida merupakan alkoksida yaitu basa konjugat dari alkohol yang merupakan basa kuat. Reaksi berlangsung *irreversible*, yang akan menghasilkan kalium etoksida. Berikut persamaan reaksinya:



Langkah kedua, kalium etoksida direaksikan dengan *chloro-isobutane* yang menghasilkan konversi sebesar 50-95% (Hart Crain Hart, 2003). Berikut persamaan reaksinya :



Diantara kedua macam proses tersebut, maka pada perancangan pabrik ETBE dipilih proses adisi dengan katalis *ion exchange* resin (eterifikasi) dengan katalis *Amberlyst-15* dengan pertimbangan bahwa proses tersebut merupakan proses yang lebih sederhana, memiliki konversi yang tinggi, bahan baku yang tersedia di dalam negeri, dan telah di aplikasikan pada industri.

Tabel 1.1 Perbandingan Proses Produksi ETBE

No	Nama Proses	Bahan Baku	Kondisi Operasi	Reaksi	Konversi	Yield
1	Proses Adisi dengan katalis <i>ion exchange resin</i> (Eterifikasi)	Isobutilena (IB) dan etanol	Suhu : 40-80°C Tekanan : 15-30 bar Rasio : 1:1 – 2:1 (IB:EtOH) Katalis : Amberlyst 15	$\text{CH}_2=\text{C}(\text{CH}_3)_2 + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}_{(l)} \xrightarrow{\text{Amberlyst 15}} \text{C}_2\text{H}_5\text{OC}(\text{CH}_3)_3$	86-95% (US Patent 0101501 A1)	91-93% (US Patent 0101501 A1)
2	CD Tech	TBA, Isobutilen dan etanol	Katalis: Resin penukar ion	$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_4\text{H}_{14}\text{O} + \text{H}_2\text{O}$	97%	
3	Proses UOP/LLC	Isobutilen dan etanol	Katalis: asam sulfonat	$\text{i-C}_4\text{H}_8 + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$		
4	Proses UOP/Huls	Isobutilen dan etanol	Reaktor Multitubular Katalis: Resin penukar ion	$\text{i-C}_4\text{H}_8 + \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \leftrightarrow \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}$		
5	Proses Sintesa Williamson	Kalium dan Chloro- isobutane	Tidak disebutkan	$2\text{C}_2\text{H}_5\text{OK} + \text{CH}_3 - \underset{\text{CH}_3}{\underset{ }{\text{CH}}} - \text{CH}_2 - \text{Cl} \longrightarrow \text{CH}_3 - \underset{\text{O} - \text{C}_2\text{H}_5}{\underset{ }{\overset{\text{CH}_3}{\text{C}}}} - \text{CH}_3 + \text{KCl}$	97% (US Patent 2413773)	

1.4. Sifat Fisika dan Kimia

a. Etanol

Rumus molekul	: C_2H_5O
Berat molekul	: 46,07 g/mol
Fase	: <i>Liquid</i>
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 351,97 K
Titik beku (T_{fp})	: 159,05 K
Titik kritis (T_c)	: 516,25 K
Tekanan kritis (P_c)	: 63 atm
Volume kritis (V_c)	: 129,1 cm ³ /gmol
Z_c	: 0,248
Densitas (ρ)	: 0,7893 g/ml (1 atm, 20°C)
Viskositas (μ)	: 1,17 cP (20°C)
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $59,342 + 3,6358 \cdot 10^{-1} T - 1,2164 \cdot 10^{-3} T^2 + 1,803 \cdot 10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

b. Isobutilena

Rumus molekul	: C_4H_8
Berat molekul	: 56,11 g/mol
Fase	: <i>Liquified Gas</i> (30C, 4 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 266,25 K
Titik beku (T_{fp})	: 132,81 K
Titik kritis (T_c)	: 417 K
Tekanan kritis (P_c)	: 38,963 atm
Volume kritis (V_c)	: 220,8 cm ³ /gmol
Densitas (ρ)	: 0,587 g/ml
Viskositas	: 0,157 cp
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $57,611 + 6,63 \cdot 10^{-1} T - 2,3 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,18 \cdot 10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

c. Propylene

Rumus molekul	: C_3H_6
Berat molekul	: 42,081 g/mol
Fase	: <i>Gas</i>
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 90,36 K
Titik beku (T_{fp})	: 184,55 K
Tekanan kritis (P_c)	: 48,16 atm
Densitas (ρ)	: 0,504 g/ml
Flash Point	: 165,37 K
Viskositas (μ)	: 0,1 cp
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $38,332 + 4,10 \cdot 10^{-1} T - 2,30 \cdot 10^{-3} T^2 + 5,93 \cdot 10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

d. 1-Butene

Rumus molekul	: C_4H_8
Berat molekul	: 56,107 g/mol
Fase	: <i>Gas</i>
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 266,9 K
Titik beku (T_{fp})	: 87,8 K
Tekanan kritis (P_c)	: 39,67 atm
Densitas (ρ)	: 0,588 g/ml
Flash Point	: 194,26 K
Viskositas (μ)	: 0,15 cp
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $74,597 + 3,34 \cdot 10^{-1} T - 1,39 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,02 \cdot 10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

e. 1,3-Butadiene

Rumus molekul	: C_4H_6
Berat molekul	: 54,092 g/mol
Fase	: <i>Gas</i>

Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 268,74 K
Titik beku (T_{fp})	: 164,25 K
Tekanan kritis (P_c)	: 42,733 atm
Densitas (ρ)	: 0,615 g/ml
Flash Point	: 197,0389 K
Viskositas (μ)	: 0,039 cp
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $34,68 + .10^{-1} T + 7,32.10^{-1} T^2 - 2,84.10^{-6} T^3 + 4,6.10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

f. N-Butane

Rumus molekul	: C_4H_{10}
Berat molekul	: 58,123 g/mol
Fase	: <i>Gas</i>
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 272,65 K
Titik beku (T_{fp})	: 134,86 K
Tekanan kritis (P_c)	: 37,47 atm
Densitas (ρ)	: 0,573 g/ml
Flash Point	: 213,15 K
Viskositas (μ)	: 0,168 cp (1 atm, 25C)
Spesifik <i>Heat</i> (C_p)	: $71,791 + 4,85.10^{-1} T - 2,05.10^{-3} T^2 + 4,06.10^{-6} T^3$ (C_p dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

g. Isobutane

Rumus molekul	: C_4H_{10}
Berat molekul	: 58,123 g/mol
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (T_{bp})	: 272,65 K
Titik beku (T_{fp})	: 138,29 K
Tekanan kritis (P_c)	: 37,473 atm

Densitas (ρ) : 0,552 g/ml
 Flash Point : 190,37 K
 Viskositas (μ) : 0,174 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $71,791 + 4,85 \cdot 10^{-1} T - 2,05 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,06 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

h. Trans-2-Butane

Rumus molekul : C_4H_8
 Berat molekul : 56,107 g/mol
 Fase : Gas
 Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 274,03 K
 Titik beku (Tfp) : 167,62 K
 Tekanan kritis (Pc) : 40,483 atm
 Densitas (ρ) : 0,599 g/ml
 Flash Point : 199,8167 K
 Viskositas (μ) : 0,183 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $36,162 + 7,97 \cdot 10^{-1} T - 3,07 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,89 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

i. Cis-2-Butane

Rumus molekul : C_4H_8
 Berat molekul : 56,107 g/mol
 Fase : Gas
 Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 276,87 K
 Titik beku (Tfp) : 134,26 K
 Tekanan kritis (Pc) : 41,509 atm
 Densitas (ρ) : 0,617 g/ml
 Flash Point : 199,816 K
 Viskositas (μ) : 0,181 (1 atm, 25C)

Spesifik Heat (Cp) : $58,899 + 5,04 \cdot 10^{-1} T - 1,98 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,5 \cdot 10^{-6} T^3$
(Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

j. Vinyl Acetylene

Rumus molekul : C_4H_6
Berat molekul : 52,076 g/mol
Fase : Gas
Warna : Tidak berwarna
Titik didih (Tbp) : 278,25 K
Titik beku (Tfp) : 0 K
Tekanan kritis (Pc) : 47,964 atm
Densitas (ρ) : 0,68 g/ml
Flash Point : 209,372 K
Viskositas (μ) : 0,307 cp (1 atm, 25C) (Kirk dan Othmer, 2001)
Spesifik Heat (Cp) : $8,143 + 8,89 \cdot 10^{-1} T - 3,15 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,43 \cdot 10^{-6} T^3$
(Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

k. Ethyl Acetylene

Rumus molekul : C_4H_6
Berat molekul : 54,092 g/mol
Fase : Gas
Warna : Tidak berwarna
Titik didih (Tbp) : 281,22 K
Titik beku (Tfp) : 147,43 K
Tekanan kritis (Pc) : 43,918 atm
Densitas (ρ) : 0,648 g/ml
Flash Point : 210,3722 K
Viskositas (μ) : 0,045 cp (1 atm, 25C)
Spesifik Heat (Cp) : $55,668 + 6,25 \cdot 10^{-1} T - 2,40 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,10 \cdot 10^{-6} T^3$
(Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

l. N-Pentane

Rumus molekul	: C_5H_{12}
Berat molekul	: 72,151 g/mol
Fase	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (Tbp)	: 309,22 K
Titik beku (Tfp)	: 143,42 K
Tekanan kritis (Pc)	: 33,249 atm
Densitas (ρ)	: 0,621 g/ml
Flash Point	: 233,15 K
Viskositas (μ)	: 0,041 cp (1 atm, 25C) (Kirk dan Othmer, 2001)
Spesifik Heat (Cp)	: $80,641 + 6,22 \cdot 10^{-1} T - 2,27 \cdot 10^{-3} T^2 + 3,74 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

m. N-Hexane

Rumus molekul	: C_6H_{14}
Berat molekul	: 86,177 g/mol
Fase	: Liquid
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih (Tbp)	: 341,88 K
Titik beku (Tfp)	: 177,84 K
Tekanan kritis (Pc)	: 29,726 atm
Densitas (ρ)	: 0,656 g/ml
Flash Point	: 251,483 K
Viskositas (μ)	: 0,296 cp (1 atm, 25C)
Spesifik Heat (Cp)	: $78,848 + 8,87 \cdot 10^{-1} T - 2,95 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,20 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

n. Tert-Butyl Alcohol

Rumus molekul	: $C_4H_{10}O$
Berat molekul	: 74,123 g/mol
Fase	: Liquid

Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 355,57 K
 Titik beku (Tfp) : 298,97 K
 Tekanan kritis (Pc) : 39,20 atm
 Densitas (ρ) : 0,269 g/ml
 Flash Point : 284,2611 K
 Viskositas (μ) : 0,043 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $-309,415 + 4,49.10^4 T - 1,30.10^{-2} T^2 + 1,36.10^{-5} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

o. Air

Rumus molekul : H₂O
 Berat molekul : 18,015 g/mol
 Fase : Liquid
 Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 374,59 K
 Titik beku (Tfp) : 273,15 K
 Tekanan kritis (Pc) : 217,665 atm
 Densitas (ρ) : 1,027 g/ml
 Flash Point : 255,372 K
 Viskositas (μ) : 0,911 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $92,053 - 4,00.10^{-2} T - 2,11.10^{-4} T^2 + 5,35.10^{-7} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

p. Diisobutylene

Rumus molekul : C₈H₁₆
 Berat molekul : 112,215 g/mol
 Fase : Liquid
 Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 374,59 K
 Titik beku (Tfp) : 179,7 K
 Tekanan kritis (Pc) : 25,956 atm

Densitas (ρ) : 0,711 g/ml
 Flash Point : 255,927 K
 Viskositas (μ) : 0,046 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $107,841 + 8,7979 \cdot 10^{-1} T - 2,8249 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,0279 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

q. Etil Tersier Butil Eter (ETBE)

Rumus molekul : $C_6H_{14}O$
 Berat molekul : 102,18 g/mol
 Fase : Liquid
 Warna : Tidak berwarna
 Titik didih (Tbp) : 365,35 K
 Titik beku (Tfp) : 179,15 K
 Tekanan kritis (Pc) : 111,300 atm
 Densitas (ρ) : 0,756 g/ml
 Flash Point : 277,0389 K
 Viskositas (μ) : 0,045 cp (1 atm, 25C)
 Spesifik Heat (Cp) : $107,841 + 8,80 \cdot 10^{-1} T - 2,82 \cdot 10^{-3} T^2 + 4,0279 \cdot 10^{-6} T^3$ (Cp dalam cal/gmol K dan T dalam K)

(Yaws, 1999)

r. Amberlyst 15

Sifat katalis :

Fase : Padat
 Diameter : 0,1 cm
 Densitas : 610 g/L
 Porositas : 0,32
 Bulk density : 1012 kg/m³

(DUPONT, 2020)

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2025. *Data Harga Bahan*. (Online). <https://www.alibaba.com/>. (Diakses pada tanggal 3 April 2025).
- Arif, M. 2017. *Perancangan Tata Letak Pabrik*. Yogyakarta: CV Budi Utama.
- Bank Indonesia. 2025. Kurs Transaksi Bank Indonesia. (Online). <https://www.bi.go.id/>. (Diakses pada tanggal 15 Maret 2025).
- Badan Pusat Statistik. 2024. *Badan Pusat Statistik: Populasi Penduduk*. (Online). <https://www.bps.go.id/exim/>. (Diakses pada tanggal 20 Januari 2025).
- Bardin, M. E., Hussin, A. M. T. A., Gushchin, P. A., Vinokurov, V. A., dan Burluka, A. A. 2014. Technical Aspects of Ethyl Tert-Butyl Ether (ETBE) for Large-Scale Use as Gasoline Improver. *Energy Technol.* Vol.2: 194-204.
- Dalli, D., Lois, E., dan Karonis., D. 2014. Pressure and Octane Numbers of Ternary Gasoline-Ethanol-ETBE Blends. *Journal Energy Engineering*. Vol. 140(1): 1-2.
- Evans T. W., dan Edlund, K. R. 1936. Tertiary Alkyl Ethers Preparaton and Properties. *Journal of Industrial & Engineering Chemistry*. Vol.28: 1186-1188.
- Felder, R. M., dan Rousseau, R.W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition*. John Wiley and Sons: New York.
- Fite, C., Iborra, M., Tejero, J., Izquierdo, J. F., dan Cunill, F. 1994. Kinetics of the Liquid-Phase Synthesis of Ethyl tert-Butyl Ether (ETBE). *Ind. Engineering Chemical Research*. Vol.33: 581-591.
- Fogler, S.H. 2016. *Elements of Chemical Reaction Engineering Fifth Edition*. Michigan : Prentice Hall.
- Fuijii, S., Yabe, K., Furukawa, M., dan Aoyama, M. 2010. A one-generation Reproductive Toxicity Study of Ethyl Tertiary Butyl Ether in Rats. *Reproductive Toxicology*. Vol.30: 414-421.
- Google Earth. 2025. Peta Wilayah. (Online). <https://earth.google.com>. (Diakses pada tanggal 9 januari 2025).
- ICIS. 2025. Data Pabrik ETBE Dunia. (Online). <https://www.icis.com/explore/>. (Diakses pada tanggal 9 Januari 2025).

- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw Hill: New York.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering third Edition*. New York : John Wiley and Sons, Inc.
- Matche. 2014. *Data Harga Peralatan*. (Online): <http://www.matche.com>. (Diakses pada 2 Maret 2025).
- Matsumo, N., Sano, D., dan Elder, M. 2009. Biofuel Initiatives in Japan. *Applied Energy*. Vol.9: 69-76.
- Newnan, D. Eschenbach, T., Lavelle, J. 2004. *Engineering Economic Analysis*. New York : Oxford University Press.
- Perry. 2007. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed*. New York : McGraw Hill Inc
- Smith, J. M., dan Van Ness, H. C. 2018. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 8th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Standar Nasional Indonesia. 2011. *Konservasi Energi pada Sistem Pencahayaan* (SNI 6197: 2011). Badan Standarisasi Nasional: Jakarta.
- Pertamina. 2024. *Konsumsi BBM Peralite Pertamina Tahun 2024 Capai 29,7 Juta KL*. (Online). <https://www.cnbcindonesia.com/>. (Diakses pada tanggal 20 Januari 2025).
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Edisi 4*. Singapore: McGraw Hill.
- Perry. 2007. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed*. New York : McGraw Hill Inc.
- Smith, J. M., dan Van Ness, H. C. 2018. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 8th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Standar Nasional Indonesia. 2011. *Konservasi Energi pada Sistem Pencahayaan* (SNI 6197: 2011). Badan Standarisasi Nasional: Jakarta.
- Tau L. M., dan David, B. H. 1989. Acid Catalyzed Formation of Ethyl Tertiary Butyl Ether (ETBE). *Applied Catalyst*. Vol.53: 263-271.
- Traipreasertrpong, P., dan Ariyaskul, A. S. 2012. Process Simulation of Ethyl tert-Butyl Ether (ETBE) Production from Naphtha Cracking Wastes. *World Academy of Science, Engineering and Technology*. Vol.64

- Treybal, R. 1980. *Mass Transfer Operations 3rd*. Singapore : McGraw Hill International.
- Umar, M., Patel, D., dan Saha, B. 2009. Kinetics Studies of Liquid Phase Ethyl Tert-Butyl Ether (ETBE) Synthesis Using Macroporous and Regular Ion Exchange Resin Catalysts. *Chemical Engineering Science*. Vol.61. Hal-4424-4432.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada tanggal 20 April 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan.
- UN Data. 2025. UN Data: Ekspor dan Impor. (Online). <https://data.un.org>. (Diakses pada tanggal 7 Januari 2025).
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill.
- Yee., K. F., Mohamed, A. R., dan Tan, S. H. 2013. A Review on the evolution of Ethyl tert-butyl ether (ETBE) and its future prospects. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. Vol.22. Hal: 604-620.
- Yudiswatika, I., dan Mujahidin, D. 2011. Pengaruh Kandungan Air dalam Katalis Asam Padat pada Sintesis Bio-ETBE (Etil Tersier Butil Eter) dalam Skala Laboratorium. *Prosiding Simposium Nasional Inovasi Pembelajaran dan Sains*. 22-23 Juni 2011. Bandung, Indonesia.
- Zereshki, S., Figoli, S., Madaeni, S., dan Drioli, F. 2011. Pervaporation Separation of Ethanol/ETBE Mixture using Poly(lactic acid) blend Membranes. *Journal of Membrane Science*. 2011. Vol:29-35.