

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN ISOBUTANOL
KAPASITAS 38.000 TON PER TAHUN**



SKRIPSI

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

Oleh:

Dina Sabila 03031282126088

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

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOBUTANOL KAPASITAS 38.000 TON / TAHUN

SKRIPSI

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

Oleh:

Dina Sabila

NIM. 03031282126088

Indralaya, 2 Juli 2025

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



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

NIP. 1978081110021220001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

NIP. 197502012000122001

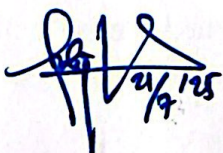
HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isobutanol Kapasitas 38.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Dina Sabila dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada Tanggal Juli 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Prof. Dr. Ir. Susila Arita, DEA.
NIP. 196010111985032002

()

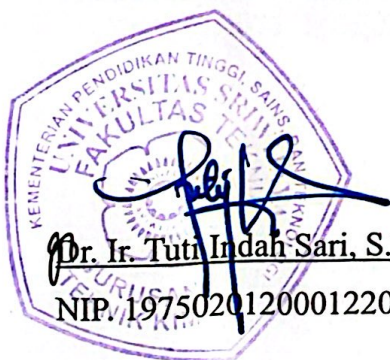
2. Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S. T., M.T.
NIP. 197502012000122001

()

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.
NIP. 197502012000122001

Indralaya, 22 Juli 2025
Pembimbing Tugas Akhir



Dr. Ir. Fitri Hadiah, S. T., M. T.
NIP. 1978081110021220001

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

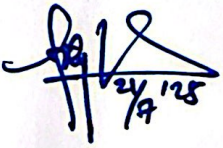
DINA SABILA

03031282126088

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOBUTANOL
KAPASITAS 38.000 TON/TAHUN”**

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

1. Prof. Dr. Ir. Susila Arita, DEA. ()
NIP. 196010111985032002
2. Dr. Ir. Tuti Indah Sari, S. T., M.T. ()
NIP. 197502012000122001
3. Ir. Rizka Wulandari Putri, S. T., M. T. (^{24/7} )
NIP. 199007112019032018

Indralaya, 22 Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



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

NIP. 1978081110021220001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Dina Sabila
NIM : 03031282126088
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isobutanol
Kapasitas 38.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya 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



Dina Sabila

NIM. 03031282126088



KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Allah Subhanhu wa ta'ala Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isobutanol Kapasitas 38.000 Ton/Tahun”. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Penulis telah berusaha semaksimal mungkin dalam menyelesaikan tugas akhir ini walaupun terdapat banyak kekurangan karena keterbatasan pengetahuan dan kemampuan. Penulis berharap agar Tugas Akhir ini dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan, dan dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, Juli 2025

Penulis

UCAPAN TERIMAKASIH

Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik tidak terlepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terimakasih kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan, bimbingan, petunjuk, serta dorongan, baik yang bersifat moral maupun pengetahuan. Penulis mengucapkan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT dengan segala rahmat dan karunia-Nya yang memberikan kekuatan bagi penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini
 2. Kedua orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya mengalir demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
 3. Ibu Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T., IPM. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir dan Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
 4. Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T 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 yang telah membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
- Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, Juli 2025

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
HALAMAN PERBAIKAN.....	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	v
KATA PENGANTAR.....	vi
RINGKASAN	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR NOTASI	xi
DAFTAR LAMPIRAN	xii
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Pendahuluan	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Produksi Asetaldehid	2
1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik.....	3
1.4. Proses Pembuatan Isobutanol.....	4
1.5. Sifat Fisika dan Kimia.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK	9
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	9
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi.....	10
2.3. Pemilihan Proses	12
2.4. Pemilihan Bahan Baku.....	12
2.5. Uraian Proses	12
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	15
3.1. Lokasi Pabrik	15
3.2. Tata Letak Pabrik	20
3.3. Tata Letak Peralatan	21
3.4. Perkiraan Luas Area yang Diperlukan	23
BAB IV NERACA MASSA DAN PANAS.....	24

4.1.	Neraca Massa	24
4.2.	Neraca Panas	38
BAB V UTILITAS.....		50
5.1.	Unit Pengadaan Air	50
5.2.	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	55
5.3.	Unit Pengadaan Listrik.....	57
5.4.	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	58
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN		61
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN		105
7.1.	Bentuk Organisasi Perusahaan.....	105
7.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	106
7.3.	Manajemen Perusahaan.....	106
7.4.	Tugas dan Wewenang.....	107
7.5.	Sistem Kerja	111
BAB VIII ANALISA EKONOMI		117
8.1.	<i>Profitabilitas</i> (Keuntungan)	118
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal	119
8.3.	Total Modal Akhir	121
8.4.	Laju Pengembalian Modal	123
8.5.	<i>Break Even Point</i> (BEP).....	124
BAB IX KESIMPULAN		127
DAFTAR PUSTAKA.....		128
LAMPIRAN.....		131

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor Isobutanol di Indonesia.....	10
Tabel 2.2. Pertumbuhan Rata-Rata Tahun	11
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas.....	50
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air	55
Tabel 5.3. Total Kebutuhan <i>Steam</i>	55
Tabel 5.4. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	57
Tabel 5.5. Total Kebutuhan Listrik	58
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Karyawan	111
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	114
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk	118
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal (US\$).....	120
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	126

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Grafik Impor Isobutanol di Indonesia	10
Gambar 3.1. Rencana Lokasi Pabrik Isobutanol	19
Gambar 3.2. Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku <i>Syngas</i>	19
Gambar 3.3. Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Etanol	19
Gambar 3.4. Tata Letak Pabrik Isobutanol	21
Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan Pabrik Isobutanol	22
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	116
Gambar 8.1. Grafik Break Even Point (BEP)	125

DAFTAR NOTASI

1. TANGKI

C	=	Tebal korosi yang diizinkan
D	=	Diameter tangki, m
E	=	Efisiensi penyambungan, dimensionless
He	=	Tinggi head, m
Hs	=	Tinggi silinder, m
Ht	=	Tinggi total tangki, m
P	=	Tekanan Desain, atm
S	=	Working stress yang diizinkan, Psia
T	=	Temperatur Operasi, K
Vh	=	Volume ellipsoidal head, m ³
Vs	=	Volume silinder, m ³
Vt	=	Volume tangki, m ³
W	=	Laju alir massa, kg/jam
ρ	=	Densitas, kg/m ³

2. PARTIAL CONDENSER, CONDENSER, HEATER, COOLER, REBOILER, GAS PREHEATER, VAPORIZER

A	=	Area perpindahan panas, ft ²
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
De	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft ² /in ²
Gs	=	Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft ²
Gt	=	Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft ²
g	=	Percepatan gravitasi
h	=	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F
hi,hio	=	Koefisien perpindahan panas fluida dalam dan luar tube
j _H	=	Faktor perpindahan panas
k	=	Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F

L	=	Panjang tube, pipa, ft
$LMTD$	=	Logaritmic Mean Temperature Difference, °F
N_t	=	Jumlah tube
PT	=	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, U_d	=	Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W_1	=	Laju alir massa fluida panas, lb/jam
W_2	=	Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	=	Viskositas, cp

3. 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 lbf/lbf)
H _{fc}	= Sudden expansion friction loss (ft lbf/lbf)
ID	= Diameter dalam 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)
NRe	= Reynold number, dimension less
PV _p	= Tekanan uap, Psi
Q _f	= Laju alir volumetrik
V _f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, Psi

4. KNOCK OUT DRUM

A	= Vessel Area Minimum, m ²
C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter Vessel minimum, m
E	= Joint efisiensi
H _L	= Tinggi Liquid, m
H _T	= Tinggi Vessel, m
P	= Tekanan desain, psi
Q _V	= Laju alir Volumetric massa, m ³ /jam
Q _L	= Liquid Volumetric flowrate, m ³ /jam
S	= Working stress Allowable, psi
t	= tebal dinding tangki, m
U _v	= Kecepatan uap maksimum, m/s

V_t	= Volume Vessel, m^3
V_h	= Volume Head, m^3
V_t	= Volume Vessel, m^3
ρ	= Densitas, kg/m^3
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	= Densitas Liquid, kg/m^3

5. REAKTOR

A_t	= Luas keseluruhan jumlah tube, m^2
A_f	= Free area, m^2
A_s	= Area shell, m^2
a'_t	= Luas area per tube, m^2
C_{Ao}	= konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
C	= Tebal korosi yang dizinkan, atm
D_K	= Diameter katalis, cm
D_T	= Diameter tube, in
D_s	= Diameter shell, m
F_{Ao}	= Laju alir umpan, $kmol/jam$
g	= Gravitasi
H_r	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
L_t	= Panjang tube, m
M_{fr}	= Laju alir massa umpan, kg/h
N	= Bilangan Avogadro
N_t	= Jumlah Tube
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, atm
P_T	= tube pitch, atm
Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold

S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
V_f	= Total free volume, m ³
V_K	= Volume katalis, m ³
V_K	= Volume shell, m ³
V_t	= Volume reaktor, m ³
V_{TR}	= Volume tube reaktor, m ³
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ε_A	= Voidage
ϕ	= Porositas Katalis
σ	= Diameter Partikel, cm
ΔP_b	= Pressure Drop, kPa

6. KOLOM DISTILASI

P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, oC
α	= Relatif volatilitas
N_m	= Stage minimum
L/D	= Refluks
N	= Stage/tray
m	= Rectifying section
p	= Stripping section
FLV	= Liquid-vapor flow factor
U_f	= Kecepatan flooding, m/s
U_v	= Volumetric flowrate, m ³ /s
A_n	= Net area, m ²
A_c	= Cross section/luas area kolom, m ²
D_c	= Diameter kolom, m
A_d	= Downcomer area, m ²

Aa	= Active area, m ²
lw	= Weir length, m
Ah	= Hole area, m ²
hw	= Weir height, mm
dh	= Hole diameter, mm
Lm	= Liquid rate, kg/det
how	= Weir Liquid crest, mm Liquid
Uh	= Minimum design vapor velocity, m/s
Co	= Orifice coefficient
hd	= Dry plate drop, mm Liquid
hr	= Residual Head, mm Liquid
ht	= Total pressure drop, mm Liquid
hap	= Downcomer pressure loss, mm
Aap	= Area under apron, m ²
Hdc	= Headloss in the Downcomer, mm
hb	= Backup di Downcomer, m
tr	= Check resident time, s
θ	= Sudut subintended antara pinggir plate dengan unperforated strip
Lm	= Mean length, unperforated edge strips, m
Aup	= Area of unperforated edge strip, m ²
Lcz	= Mean length of calming zone, m
Acz	= Area of calming zone, m ²
Ap	= Total area perforated, Ap
Aoh	= Area untuk 1 hole, m ²
t	= Tebal dinding, cm
D	= Diameter tanki, m
r	= Jari-jari tanki, m
S	= Tekanan kerja yang diijinkan, atm
Cc	= Korosi yang diijinkan, m
Ej	= Efisiensi pengelasan
OD	= Diameter luar, m
ID	= Diameter dalam, m

E_{mV}	= Efisiensi tray, %
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, N.s/m ²
FA	= Fractional Area
H_e	= Tinggi tutup elipsoidal, m
H_t	= Tinggi tanki, m

7. KOMPRESSOR DAN EXPANDER

k	= C_v / C_p
n	= Jumlah Stage
P_i	= Tekanan input, atm
P_o	= Tekanan output, atm
P	= Power kompresor (HP)
Q	= Kapasitas kompresor
T_i	= Temperatur input, K
T_o	= Temperatur output, K
η	= Efisiensi
V	= Volumetrik gas masuk
ρ	= Densitas, kg/m ³
R_c	= Rasio Kompresi
W	= Laju alir massa, lb/jam
P	= Tekanan, atm
Q_k	= Beban Kompresi, kJ/jam
W	= Laju alir massa, kg/jam
V	= Laju alir volume, m ³ /jam
	= Densitas, kg/m ³

8. ACCUMULATOR

D	= Diameter
L, L_T	= Panjang Ellipsoidal, total
t_h, t_s	= Ketebalan Dinding Bagian <i>Head</i> , silinder, m
V_e, V_s	= Volume elipsoidal, silinder

V_t = Kapasitas

9. PRESSURE SWING ADSORBER

A = Vessel cross sectional area, m²

C = Korosi Maksimum

D = Diameter vessel, m

E = Joint Efficiency

F = Koefisien Faktor Tangki

f = Faktor keamanan

Q = Volumetric flowrate, m³/s

V = Laju alir feed

V_a = Kecepatan komponen uap maksimum, m/s

V_b = Volume Bed

V_d = Design velocity, m/s

V_h = Volume head, m³

V_k = Volume Kolom

V_p = Volume Packing

V_s = Volume silinder, m³

V_t = Volume total, m³

W = Laju alir

ρ_l = Densitas liquid, kg/ m³

10. BILANGAN TAK BERDIMENSI

N_{Re} = Reynold Number

Sc = Schmidt Number

j_H = Faktor perpindahan panas

f = Friction factor

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN 1 NERACA MASSA.....	131
LAMPIRAN II NERACA PANAS.....	206
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN.....	304
LAMPIRAN IV ANALISA EKONOMI	463
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....	478

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Isobutanol merupakan salah satu senyawa produk industri kimia yang banyak digunakan dalam proses industri. Isobutanol (*i*-C₄H₉OH) adalah cairan tak berwarna yang mudah terbakar dan termasuk dalam kelompok senyawa alkohol. Secara struktural, senyawa ini merupakan isomer dari butanol dengan percabangan di atom karbon kedua. Dalam ranah industri dan penelitian ilmiah, isobutanol dapat digunakan sebagai pelarut dan perantara dalam memproduksi plastik, karet, pelapis, obat-obatan, dan pelarut khusus, serta aditif untuk bahan bakar (Zueva et al., 2022). Struktur bercabangnya memberikan angka oktan yang lebih tinggi, sehingga dapat meningkatkan kinerja mesin dan mengurangi emisi jika sebagai aditif bahan bakar. Senyawa penting lainnya yang disintesis dari isobutanol adalah isobutil oleat, diproduksi melalui reaksi esterifikasi katalitik dengan asam oleat. Metode ini ditandai kesederhanaan dan aktivitas katalitiknya yang tinggi (Jin et al., 2013).

Menurut Badan Pusat Statistik Indonesia (2024), impor iso-butanol mencapai rata-rata 28.956,63426 ton/tahun dalam kurun waktu 10 tahun terakhir dari 2014 hingga 2024. Data tersebut menunjukkan bahwa isobutanol termasuk bahan yang memiliki nilai impor cukup banyak di Indonesia. Kebutuhan isobutanol yang banyak di Indonesia tidak berbanding lurus dengan jumlah pabrik yang memproduksi senyawa isobutanol. Pabrik yang memproduksi isobutanol saat ini di Indonesia diketahui hanya satu pabrik saja. Pabrik tersebut adalah PT. Petro Oxo Nusantara (PON) yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Pabrik ini memproduksi isobutanol (IBN) dengan kapasitas sekitar 14.500 ton/tahun.

Pembuatan isobutanol pada umumnya memiliki berbagai macam proses, seperti hidrolisis alkil halida yaitu isobutil klorida yang direaksikan dengan air untuk menghasilkan isobutanol dan asam hidroklorida. Reaksi ini membutuhkan kondisi yang cukup ekstrem, seperti temperatur tinggi dan katalis asam. Selain itu, isobutanol juga dapat diproduksi dengan mereaksikan propanol dan *syngas* yang terdiri dari gas karbon monoksida serta hidrogen. Propanol dapat dihasilkan dengan

mereaksikan etanol dengan *syngas* (CO dan H₂) yang difasilitasi katalis. Kedua reaksi ini terjadi pada fase gas-cair dan merupakan reaksi *irreversible*. Proses pembuatan isobutanol dengan *feed* utama etanol dan *syngas* dijelaskan dalam patent US 2022/0281787 A1 yang menjadi dasar dari pra-perancangan pabrik isobutanol.

Pabrik isobutanol ini dapat menjadi sarana untuk memajukan dan mengembangkan ilmu pengetahuan serta teknologi di sektor industri. Pendirian pabrik isobutanol di Indonesia juga membawa manfaat, seperti menciptakan lapangan pekerjaan dan mengurangi ketergantungan terhadap impor isobutanol dari negara lain. Perkembangan industri pembangunan pabrik isobutanol diharapkan dapat menjadi pemicu dan pendukung bagi pertumbuhan industri-industri terkait di Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Isobutanol atau isobutil alkohol, merupakan senyawa organik yang mulai dikenal di awal abad ke-19 ketika para ilmuwan memperluas penelitian mereka terhadap berbagai jenis alkohol dengan rantai bercabang dan lurus. Dikenal sebagai salah satu dari empat isomer butanol, isobutanol memiliki sifat unik dibandingkan dengan alkohol linear lainnya, seperti n-butanol, karena rantai bercabangnya memberikan perbedaan pada karakteristik fisik dan kimianya. Pada periode awal, isobutanol hanya dapat diisolasi dalam jumlah kecil melalui fermentasi alami dari bahan organik, namun metode produksi kimia baru kemudian memungkinkan produksi dalam skala lebih besar. Produksi industri isobutanol berkembang pesat pada pertengahan abad ke-20, didorong oleh pengembangan metode hidroformilasi. Proses ini memanfaatkan reaksi antara propena, karbon monoksida, dan hidrogen untuk menghasilkan berbagai alkohol, termasuk isobutanol, sebagai produk sampingan. Pendekatan ini memungkinkan peningkatan efisiensi dalam industri kimia, yang saat itu sedang berkembang pesat untuk memenuhi permintaan bahan kimia berbasis petrokimia yang semakin meningkat.

Beberapa dekade berikutnya, isobutanol mendapat perhatian besar sebagai alternatif dalam sektor energi, terutama sebagai aditif bahan bakar. Dibandingkan dengan etanol, isobutanol memiliki beberapa keunggulan, yang membuatnya lebih cocok sebagai pengganti bahan bakar berbasis fosil. Isobutanol memiliki kepadatan

energi yang lebih tinggi dibandingkan dengan etanol, yang berarti lebih banyak energi per volume, menjadikannya pilihan bahan bakar yang lebih efisien (Fu dkk., 2021). Sebagai aditif bahan bakar, isobutanol memiliki sifat korosif yang lebih rendah dan tekanan uap yang lebih rendah dari pada etanol sehingga lebih aman dalam penim Pada abad ke-21, penelitian tentang isobutanol terus berkembang, termasuk metode katalitik baru seperti menggunakan katalis hidroksiapatit yang didukung Cu, telah dikembangkan untuk mensintesis isobutanol langsung dari alkohol rantai pendek, yang dapat mengurangi ketergantungan pada metode tradisional (Valdivieso-Vera dkk., 2024).

1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik

1.3.1. Tujuan Pendirian Pabrik

- 1) Memenuhi kebutuhan isobutanol dalam negeri dengan produk lokal untuk mengurangi ketergantungan impor.
- 2) Meningkatkan kapasitas produksi nasional untuk mendukung ketahanan industri kimia di Indonesia.
- 3) Membangun industri kimia berkelanjutan dengan pemanfaatan sumber daya alam Indonesia secara efisien.
- 4) Mendorong kemandirian ekonomi melalui penguatan sektor industri berbasis teknologi.
- 5) Mengembangkan inovasi di bidang kimia melalui penelitian dan penerapan teknologi produksi isobutanol.

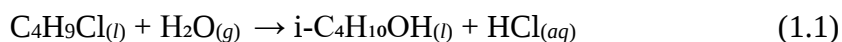
1.3.2. Manfaat Pendirian Pabrik

- 1) Meningkatkan kualitas sumber daya manusia Indonesia dengan menciptakan lapangan pekerjaan baru.
- 2) Mengurangi defisit neraca perdagangan dengan substitusi impor serta meningkatkan penerimaan negara melalui pajak dan kontribusi industri.
- 3) Memperkuat kolaborasi industri-akademik dalam pengembangan teknologi industri kimia.
- 4) Memperkenalkan kemampuan Indonesia sebagai negara yang unggul dalam sektor industri.

1.4. Proses Pembuatan Iso-Butanol

1.4.1. Hidrolisis Alkil Halida

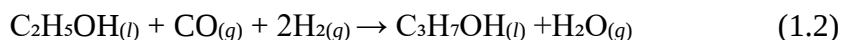
Proses hidrolisis alkil halida adalah metode konvensional untuk menghasilkan alkohol rantai pendek, termasuk isobutanol. Dalam metode ini, senyawa alkil halida (umumnya t-butil klorida atau bromida) direaksikan dengan air atau alkali kuat dalam kondisi tertentu. Reaksi ini menghasilkan alkohol dengan rantai bercabang, yaitu isobutanol, melalui mekanisme penggantian gugus halida dengan gugus hidroksil (OH^-). Sebagai contoh, reaksi dimulai dengan reaksi alkil halida seperti tert-butil klorida ($\text{C}_4\text{H}_9\text{Cl}$) dengan air atau larutan basa, seperti natrium hidroksida (NaOH). Reaksi ini direpresentasikan oleh reaksi (1.1).



Secara rinci proses ini dimulai dengan pemilihan alkil halida berbentuk cair (misalnya tert-butil klorida) yang digunakan menghasilkan isobutanol. Reaksi hidrolisis berlangsung dengan pencampuran alkil halida dengan larutan basa (misalnya NaOH fase cair) untuk memudahkan hidrolisis, dimana gugus halida (Cl) tergantikan oleh gugus hidroksil. Campuran hasil reaksi kemudian dipisahkan, sedangkan iso-butanol yang dihasilkan dipurifikasi melalui distilasi untuk menghilangkan produk samping, seperti HCl yang larut dalam air. Proses hidrolisis alkil halida umumnya tidak digunakan dalam skala industri karena menghasilkan produk samping asam halida yang memerlukan pengolahan lebih lanjut.

1.4.2. Proses Oxo

Proses oxo atau hidroformilasi adalah metode utama untuk produksi isobutanol skala industri. Dalam proses ini, etanol direaksikan dengan *syngas* (campuran gas karbon monoksida dan hidrogen) menggunakan katalis untuk menghasilkan propanol, yang kemudian dihidroformilasi kembali menjadi isobutanol. Tahap hidroformilasi pertama yaitu reaksi etanol bereaksi dengan karbon monoksida dan hidrogen (keduanya dalam fase gas) menghasilkan propanol sebagai produk utama dengan katalis 3% K_2O , 62% CuO , 25% ZnO , dan 10% Al_2O_3 . Reaksi ini berlangsung pada reaktor dengan kondisi operasi temperatur 340°C , tekanan 100 atm. Pada reaktor pertama, konversi etanol 83% dengan *yield* propanol 173 g/kg-h. Reaksi hidroformilasi pertama dituliskan pada reaksi (2).



Tahap hidroformilasi kedua adalah reaksi propanol pada reaksi sebelumnya dengan *syngas* untuk menghasilkan isobutanol dengan katalis 3% CS₂O, 62% CuO, 25% ZnO, dan 10% Al₂O₃. Reaksi ini berlangsung pada reaktor dengan kondisi operasi temperatur 340°C, tekanan 100 atm. Pada reaktor kedua, konversi propanol 83% dengan *yield* isobutanol mencapai 122 g/kg-h. Reaksi hidroformilasi kedua dituliskan pada reaksi (3).



Produk akhir dari kedua reaksi kemudian diseparasi dengan proses distilasi untuk memisahkan produk utama dari produk samping dan reaktan sisa yang tidak bereaksi. Proses oxo banyak digunakan dalam industri karena efisiensinya yang tinggi dan kemampuannya menghasilkan isobutanol berkualitas tinggi dengan sedikit produk samping. Proses ini diterapkan oleh perusahaan petrokimia besar seperti PT. Petro Oxo Nusantara (PON) untuk memenuhi permintaan dalam berbagai aplikasi, seperti aditif bahan bakar dan pelarut industri.

1.5. Sifat Fisika dan Kimia

1) Etanol

Rumus molekul	: C ₂ H ₅ OH
Berat molekul	: 46,07 kg/kmol
Fase (298 K)	: Cair
Berat jenis	: 0,789 g/cm ³ (298 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 351,4 K
Titik beku	: 159 K
ΔH _{f(298)}	: -2,77 x 10 ⁵ kJ/kmol
Temperatur kritis	: 514 K
Tekanan kritis	: 63 bar
Kalor penguapan	: 42,32 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Flammabel, Irritation</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

2) Karbon Monoksida

Rumus molekul	: CO
Berat molekul	: 28,01 kg/kmol
Fase (298 K)	: Gas
Berat jenis	: 1,145 kg/m ³ (273 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 81,6 K
Titik beku	: 68,1 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -110,53 kJ/mol
Temperatur kritis	: 132,9 K
Tekanan kritis	: 34,5 bar
Kalor penguapan	: 6,04 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Highly toxic, Flammable</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

3) Hidrogen

Rumus molekul	: H ₂
Berat molekul	: 2,02 kg/kmol
Fase (298 K)	: Gas
Berat jenis	: 0,0899 g/L (273 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 20,3 K
Titik beku	: 13,8 K
$\Delta H_{f(298)}$	: 0 kJ/mol
Temperatur kritis	: 33,2 K
Tekanan kritis	: 13 bar
Kalor penguapan	: 0,9 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Highly flammable</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

4) Propanol

Rumus molekul	: C ₃ H ₅ OH
Berat molekul	: 60,1 kg/kmol

Fase (298 K)	: Cair
Berat jenis	: 0,803 g/cm ³ (298 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 370 K
Titik beku	: 147,2 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -3,02E+5 kJ/kmol
Temperatur kritis	: 536 K
Tekanan kritis	: 52 bar
Kalor penguapan	: 41,3 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Flammabel</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

5) Isobutanol

Rumus molekul	: <i>i</i> -C ₄ H ₉ OH
Berat molekul	: 74,1230 kg/kmol
Fase (298 K)	: Cair
Berat jenis	: 0,802 g/cm ³ (298 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 381 K
Titik beku	: 161,7 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -3,06E+5 kJ/kmol
Temperatur kritis	: 546,8 K
Tekanan kritis	: 44 bar
Kalor penguapan	: 43,2 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Flammabel</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

6) Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 kg/kmol
Fase (298 K)	: Gas atau cair
Berat jenis	: 0,998 g/cm ³ (298 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)

Titik didih	: 373,15 K
Titik beku	: 273,2K
$\Delta H_{f(298)}$	: -2,42E+5 kJ/kmol
Temperatur kritis	: 647,3 K
Tekanan kritis	: 221,2 bar
Kalor penguapan	: 40,656 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>None</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

7) **Metanol**

Rumus molekul	: CH ₃ OH
Berat molekul	: 32,04 kg/kmol
Fase (298 K)	: Cair
Berat jenis	: 0,791 g/cm ³ (298 K)
Warna	: Tidak berwarna (<i>colorless</i>)
Titik didih	: 337,75 K
Titik beku	: 175,5 K
$\Delta H_{f(298)}$	: -2,013E+4 kJ/kmol
Temperatur kritis	: 512,6 K
Tekanan kritis	: 80,9 bar
Kalor penguapan	: 38,3 kJ/mol
<i>Chemical safety</i>	: <i>Toxic, Flammable.</i>

(Clouson and Richardson's, edisi 4 volume 6)

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2025. Data Harga Bahan. (Online). <https://www.alibaba.com/>. (Diakses pada tanggal 25 Mei 2025).
- Cenna, N., dan 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.
- CN Patent No. 103396312A. 2013. Jin, et al. *Catalytic Synthetic Process for Isobutyl Oleate*.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., Harker, J.H. dan Backhurst, J.R. 1983. *Chemical Engineering*. Oxford ; Boston: Butterworth-Heinemann.
- Erden, H. 2016. *Two-stage PSA system for CO₂ removal and concentration during closed-loop human space exploration missions*. Doctoral dissertation, University of South Carolina.
- Felder, R. M. and Rousseau R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, H. S. 2001. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3th edition*. New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Fu, et al. 2021. Recent Advances on Bio-Based Isobutanol Separation. 10:100059. doi:10.1016/J.ECMX.2020.100059
- Heating Values Fuel Gases. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com>. (Diakses pada tanggal 5 Mei 2025)
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Universitas Sriwijaya. Palembang.
- Kasuya, F., & Tsuji, T. 1991. High purity CO gas separation by pressure swing adsorption. *Gas separation & purification*, 5(4), 242-246.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Koga, T., Matsukuma, Y., Inoue, G., & Minemoto, M. 2011. Study on CO₂ Recovery Systems by Pressure Swing Adsorption under High Pressure Condition.

- Ludwig, E. E. 1997. Preface to the Third Edition. *Applied Process Design for Chemical & Petrochemical Plants*, 2, ix-x.
- Maulana, Y. S. 2018. Analisis faktor-faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik Pt Sung Chang Indonesia cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS (Administrasi Bisnis)*, 2(2), 211-222.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Megyesy, E. F. 1982. *Pressure vessel handbook (9th ed.)*. Pressure Vessel Handbook Pub.
- Merck, 2025. (Online). *Isobutanol*. https://www.merckmillipore.com/INTL/en/product/Isobutanol,MDA_CHEM-100984. (Diakses pada tanggal 2 Januari 2025).
- Moreira, A., et al. 2021. A Quantitative Study Determining an Optimal Location for a Company to Place a New Factory Through the Use of the Transportation Algorithm and Excel Solver. *Proceedings of the International Conference on Industrial Engineering and Operations Management*. doi: 10.46254/eu04.20210322
- Perry, R. H., & Green, D. W. 1998. *Perry's Chemical Engineer's Handbook (Seventh Edition)*. McGraw-Hill.
- Perry, R. H., & Green, D. W. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook (8th Edition)*. McGraw-Hill.
- Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Edisi 4*. Singapore: McGraw Hill.
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design (Fourth Edition)*. Elsevier.
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics 2nd Edition*. McGraw Hill Book Company: New York.
- Smith, J. M. 2001. *Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6th Edition*. McGraw Hill: Boston.
- Treybal, R.E. 1988. *Mass-Transfer Operations*. McGraw-Hill Science, Engineering & Mathematics.

- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 25 Mei 2025).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003 Tentang Ketenagakerjaan. (Online). http://www.kemenperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf. (Diakses pada tanggal 20 Mei 2025).
- Valdivieso-Vera, et al. 2024. 4. Copper-Supported Hydroxyapatite Catalysts for Bio-Isobutanol Synthesis from Sustainable Short-Chain Alcohols. *Applied Catalysis A-general*. doi: 10.1016/j.apcata.2024.119881
- Vilbrandt, F. C. 1959. *Chemical Engineering Plant Design (Fourth Edition)*. McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann.
- Yaws. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.
- Zueva, N. V., Veretennikov, S. A., dan Novikova, I. V. 2022. Conversion of by-Products of Alcohol Production to Produce Iso-butanol. *Proceedings of the Voronezh State University of Engineering Technologies*. 84(4): 76-79.