

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN ISOPROPIL ALKOHOL
KAPASITAS 40.000 TON PER TAHUN**



SKRIPSI

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

Oleh

DWI FAJAR SARASWATI 03031182126007

GEVIN PRASETYA 03031282126087

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2025

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOPROPIL ALKOHOL KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana

Oleh:

Dwi Fajar Saraswati

NIM. 03031182126007

Gevin Prasetya

NIM. 03031282126087

Indralaya, 21 Juli 2025

Pembimbing,



Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA. IPU.

NIP. 195610241981032001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

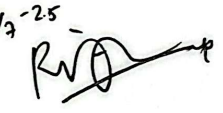
NIP. 197502012000122001

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isopropil Alkohol Kapasitas 40.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Dwi Fajar Saraswati dan Gevin Prasetya di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada 16 Juli 2025.

Palembang, 22 Juli 2025

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Nina Haryani, S.T., M.T. : (^{20/7²⁵} )
NIP. 0015118305
2. Dr. Ir. David Bahrin, S.T., M.T. : (^{20/7²⁵} )
NIP. 0031108003
3. Ir. Rizka Wulandari Putri, S.T., M.T. : (^{19/7⁻²⁵} )
NIP. 0211079001

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

Palembang, 22 Juli 2025

Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA., IPU.
NIP. 195610241981032001

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

DWI FAJAR SARASWATI 03031182126007

GEVIN PRASETYA 03031282126087

Judul :

**“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOPROPIL ALKOHOL
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN”**

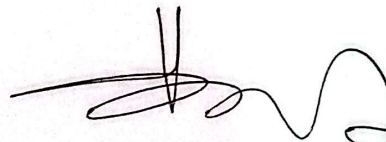
Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada hari Rabu, tanggal 16 Juli 2025 oleh Dosen Penguji :

1. Dr. Nina Haryani, S.T., M.T. : (^{19/05} )
NIP. 0015118305
2. Dr. Ir. David Bahrin, S.T., M.T. : ()
NIP. 0031108003
3. Ir. Rizka Wulandari Putri, S.T., M.T. : (^{19/7-25} )
NIP. 0211079001

Palembang, 22 Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA., IPU.

NIP. 195610241981032001

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Dwi Fajar Saraswati
NIM : 03031182126007
Judul Tugas : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isopropil Alkohol
Akhir Kapasitas 40.000 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Gevin Prasetya** 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, 22 Juli 2025



Dwi Fajar Saraswati

03031182126007



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Gevin Prasetya
NIM : 03031282126087
Judul Tugas : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Isopropil Alkohol
Akhir Kapasitas 40.000 Ton/Tahun

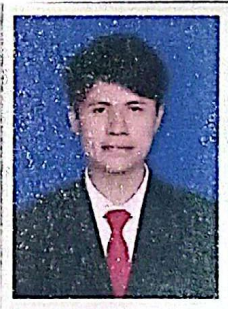
Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Dwi Fajar Saraswati** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

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

Indralaya, 22 Juli 2025

Gevin Prasetya
03031282126087



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 Rencana Pabrik Pembuatan Isopropil Alkohol dengan Kapasitas Produksi 40.000 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) Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T., IPM selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA. IPU selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan dan motivasi kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 5) Seluruh dosen dan staf akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Rekan-rekan mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya angkatan 2021 yang memberikan dukungan dan bantuan selama ini.
- 7) Seluruh pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu, yang telah membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.

Palembang, Juni 2025

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ISOPROPIL ALKOHOL KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juni 2025

Dwi Fajar Saraswati dan Gevin Prasetya

Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA. IPU.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan isopropil alkohol dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun direncanakan akan berdiri pada tahun 2030 di Kawasan Industri Jalan Amerika, Kelurahan Samangraya, Kecamatan Citangkil, Cilegon, Banten. Isopropil alkohol pada pabrik ini didapat melalui proses hidrogenasi dari hidrogen dan aseton dengan katalis *Raney Nickel* melalui reaktor *Trickle Bed Reactor* berdasarkan Patent WO2024089647A1. Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh seorang direktur dengan karyawan sebanyak 144 orang. Pabrik isopropil alkohol layak untuk didirikan karena telah memenuhi parameter kelayakan ekonomi:

❖ <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US\$ 30.308.599,89
❖ Total Penjualan Produk	= US\$ 101.908.674,01
❖ <i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US\$ 83.541.690,91
❖ <i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	= 50,92%
❖ <i>Pay Out Time (POT)</i>	= 1,96 Tahun
❖ <i>Rate of Return on Investment (ROR)</i>	= 42,42%
❖ <i>Discounted Cash Flow – ROR</i>	= 97,05%
❖ <i>Break Even Point (BEP)</i>	= 33,33%
❖ <i>Service Life</i>	= 11 Tahun

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



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

Indralaya, 21 Juli 2025
Pembimbing Tugas Akhir

Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA., IPU
NIP. 195610241981032001

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
LEMBAR PERBAIKAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	v
KATA PENGANTAR.....	vii
RINGKASAN	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR NOTASI.....	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xxiv
BAB I PEMBAHASAN UMUM.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan Isopropil Alkohol.....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Isopropil Alkohol	3
1.3.1. Proses Hidrasi Langsung (<i>Direct Hydration</i>)	3
1.3.2. Proses Tak Hidrasi Langsung (<i>Indirect Hydration</i>).....	3
1.3.3. Proses Hidrogenasi Aseton (<i>Aceton Hydrogetion</i>)	4
1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia.....	4
1.4.1. Aseton	4
1.4.2. Hidrogen.....	5
1.4.3. Isopropil Alkohol	6
1.4.4. Air	7
1.4.5. Katalis Raney Nickel.....	7
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	8
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	8
2.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	9
2.3. Pemilihan Bahan Baku	10
2.4. Pemilihan Proses	11
2.5. Uraian Proses.....	12
2.5.1. Tahap <i>Feed Treating</i>	12
2.5.2. Tahap Sintesa	13
2.5.3. Tahap Pemisahan	13

2.5.4.	Tahap Purifikasi	14
2.5.5.	Flowsheet	15
BAB III	LOKASI DAN LETAK PABRIK.....	16
3.1.	Pemilihan Lokasi Pabrik	16
3.1.1.	Ketersediaan Bahan Baku	17
3.1.2.	Sarana Penunjang (Utilitas)	18
3.1.3.	Pemasaran Hasil Produksi.....	19
3.1.4.	Penyediaan Tenaga Kerja.....	20
3.1.5.	Letak Geografis	20
3.2.	Tata Letak Pabrik	21
3.3.	Perkiraan Luas Tanah	23
BAB IV	NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....	24
4.1.	Neraca Massa	24
4.1.1.	Mixing Point-01 (MP-01)	24
4.1.2.	Reaktor-01 (R-01)	24
4.1.3.	Mixing Point-02 (MP-02)	25
4.1.4.	Flash Drum-01 (FD-01)	25
4.1.5.	Partial Condenser-01 (PC-01).....	25
4.1.6.	Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	26
4.1.7.	Kolom Distilasi-01 (KD-01)	26
4.1.8.	Condenser-01 (CD-01).....	26
4.1.9.	Accumulator-0-1 (ACC-01).....	27
4.1.10.	Reboiler-01 (RB-01)	27
4.1.11.	Kolom Distilasi-02 (KD-02)	27
4.1.12.	Condenser-02 (CD-02).....	28
4.1.13.	Accumulator-02 (ACC-02)	28
4.1.14.	Reboiler-02 (RB-02)	28
4.2.	Neraca Panas	29
4.2.1.	Mixing Point-01 (MP-01)	29
4.2.2.	Heater-01 (H-01).....	29
4.2.3.	Heater-02 (H-02).....	29
4.2.4.	Reaktor-01 (R-01)	29
4.2.5.	Cooler-01 (C-01).....	30
4.2.6.	Cooler-02 (C-02).....	30
4.2.7.	Mixing Point-02 (MP-02)	30

4.2.8.	Flash Drum-01 (FD-01)	30
4.2.9.	Partial Condenser-01 (PC-01)	30
4.2.10.	Knock Out Drum-01 (KOD-01)	31
4.2.11.	Heater-03 (H-03)	31
4.2.12.	Heater-04 (H-04)	31
4.2.13.	Cooler-03 (C-03)	32
4.2.14.	Heater-05 (H-05)	32
4.2.15.	Kolom Distilasi-01 (KD-01)	32
4.2.16.	Condenser-01 (CD-01)	32
4.2.17.	Accumulator-01 (ACC-01)	33
4.2.18.	Reboiler-01 (RB-01)	33
4.2.19.	Cooler-04 (C-04)	33
4.2.20.	Kolom Distilasi-02 (KD-02)	33
4.2.21.	Condenser-02 (CD-02)	34
4.2.22.	Accumulator-02 (ACC-02)	34
4.2.23.	Reboiler-02 (RB-02)	34
4.2.24.	Cooler-05 (C-05)	34
4.2.25.	Cooler-06 (C-06)	35
4.2.26.	Cooler-07 (C-07)	35
BAB V	UTILITAS	36
5.1.	Unit Pengadaan Air	36
5.1.1.	Air Pendingin	36
5.1.2.	Air Umpan Boiler dan Penggerak Turbin	39
5.1.3.	Air Domestik	39
5.1.4.	Total Kebutuhan Air	41
5.2.	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	41
5.2.1.	<i>Steam</i> Pemanas	41
5.3.	Unit Pengadaan Listrik	42
5.3.1.	Kebutuhan Listrik untuk Peralatan	42
5.3.2.	Kebutuhan Listrik untuk Penerangan	43
5.3.3.	Total Kebutuhan Listrik	44
5.4.	Unit Pengadaan Bahan Bakar	44
5.4.1.	Bahan Bakar untuk Boiler	44
5.4.2.	Bahan Bakar untuk Generator	45
5.4.3.	Total Kebutuhan Bahan Bakar	45

5.5. Unit Pengadaan <i>Refrigerant</i>	46
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	47
6.1. Accumulator-01 (ACC-01).....	47
6.2. Accumulator-02 (ACC-02).....	47
6.3. Condenser-01 (CD-01)	48
6.4. Condenser-02 (CD-02)	49
6.5. Cooler-01 (C-01)	50
6.6. Cooler-02 (C-02)	50
6.7. Cooler-03 (C-03)	51
6.8. Cooler-04 (C-04)	52
6.9. Cooler-05 (C-05)	53
6.10. Cooler-06 (C-06)	54
6.11. Cooler-07 (C-07)	55
6.12. Flash Drum-01 (FD-01).....	55
6.13. Heater-01 (H-01)	56
6.14. Heater-02 (H-02)	57
6.15. Heater-03 (H-03)	58
6.16. Heater-04 (H-04)	58
6.17. Heater-05 (H-05)	59
6.18. Knock Out Drum-01 (KOD-01)	60
6.19. Kolom Distilasi-01 (KD-01)	61
6.20. Kolom Distilasi-02 (KD-02)	62
6.21. Partial Condenser-01 (PC-01)	63
6.22. Pompa-01 (P-01)	64
6.23. Pompa-02 (P-02)	65
6.24. Pompa-03 (P-03)	66
6.25. Pompa-04 (P-04)	67
6.26. Pompa-05 (P-05)	68
6.27. Pompa-06 (P-06)	69
6.28. Pompa-07 (P-07)	70
6.29. Pompa-08 (P-08)	71
6.30. Pompa-09 (P-09)	72

6.31. Pompa-10 (P-10)	73
6.32. Reaktor-01 (R-01)	74
6.33. Reboiler-01 (RB-01).....	74
6.34. Reboiler-02 (RB-02).....	75
6.35. Tanki-01 (T-01).....	76
6.36. Holding Tank-01 (H-01)	76
6.37. Tanki-02 (T-02).....	77
6.38. Tanki-03 (T-03).....	77
6.39. Tanki-04 (T-04).....	78
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	79
7.1. Bentuk Perusahaan	80
7.2. Struktur Organisasi.....	80
7.3. Tugas dan Wewenang	81
7.3.1. Dewan Komisaris	82
7.3.2. Direktur Utama.....	82
7.3.3. Manajer Teknik dan Produksi	83
7.3.4. Manajer Keuangan dan Pemasaran	84
7.3.5. Manajer Umum dan Personalial.....	85
7.3.6. Kepala Bagian	86
7.3.7. Kepala Seksi.....	86
7.3.8. Sekretaris.....	86
7.3.9. Staff.....	87
7.3.10. Operator atau Karyawan	87
7.4. Sistem Kerja	87
7.4.1. Peraturan Pekerjaan.....	87
7.4.2. Waktu Kerja	88
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	89
7.5.1. <i>Direct Operating Labor</i>	89
7.5.2. <i>Indirect Operating Labor</i>	91
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	95
8.1. Profitabilitas	96
8.1.1. Total Penjualan Produk.....	96
8.1.2. Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> (ACF).....	96
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	96

8.2.1.	Perhitungan Depresiasi.....	97
8.2.2.	Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman	97
8.2.3.	<i>Pay Out Time</i> (POT)	98
8.2.4.	<i>Payback Period</i> (PBP)	99
8.3.	Total Modal Akhir.....	99
8.3.1.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of the Project</i>	99
8.3.2.	<i>Total Capital Sink</i> (TCS)	100
8.4.	Laju Pengembalian Modal.....	101
8.4.1.	<i>Rate of Return Investment</i> (ROR)	101
8.4.2.	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCF-ROR).....	101
8.5.	<i>Break Even Point</i> (BEP).....	102
8.5.1.	Metode Matematis.....	102
8.5.2.	Metode Grafis.....	102
BAB IX KESIMPULAN		105
DAFTAR PUSTAKA.....		106
LAMPIRAN.....		109

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Impor Isopropil Alkohol Indonesia.....	9
Tabel 2.2. Proyeksi Data Impor Isopropil Alkohol	10
Tabel 2.3. Macam-macam Proses Pembentukan Isopropil Alkohol	11
Tabel 3.1. Pasar Potensial Isopropil Alkohol	20
Tabel 3.2. Luas Area yang Diperlukan.....	23
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Utilitas	36
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Pendingin	37
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Air.....	41
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i>	41
Tabel 5.5. Total Kebutuhan <i>Steam</i>	42
Tabel 5.6. Kebutuhan Listrik Peralatan	42
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Bahan Bakar	46
Tabel 5.8. Total Kebutuhan <i>Refrigerant</i>	46
Tabel 7.1. Pembagian Waktu Kerja Pekerja <i>Shift</i>	89
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan	91
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk.....	96
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal.....	98
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	104

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Data Impor Isopropil Alkohol Indonesia	10
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik	16
Gambar 3.2. Jarak Lokasi Pabrik ke PT Air Liquide Indonesia Cilegon	17
Gambar 3.3. Jarak Lokasi Pabrik ke INEOS Phenol Singapore.....	18
Gambar 3.4. Jarak Lokasi Pabrik ke Sumber Air	19
Gambar 3.5. Jarak Lokasi Pabrik ke PLN Gitet Cilegon Baru.....	19
Gambar 3.6. Tata Letak Pabrik.....	22
Gambar 3.7. Tata Letak Peralatan	23
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	94
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> Pabrik Isopropil Alkohol.....	103

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C_c	= Tebal korosi maksimum, in
E_j	= Efisiensi pengelasan
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
L	= Panjang accumulator, m
P	= Tekanan desain, psi
S	= Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	= Temperatur operasi, °C
t	= Tebal dinding accumulator, cm
V	= Volume total, m ³
V_s	= Volume silinder, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³

2. COOLER, HEATER, CONDENSER, REBOILER

A	= Area perpindahan panas, ft ²
C	= <i>Clearance</i> antar tube, in
D	= Diameter dalam tube, in
D_e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft ² /in ²
G_s	= Laju alir massa fluida pada <i>shell</i> , lb/jam.ft ²
G_t	= Laju alir massa fluida pada <i>tube</i> , lb/jam.ft ²
g	= Percepatan gravitasi, m/s ²
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² . °F
h_i, h_o	= Koefisien perpindahan panas bagian dalam dan luar <i>tube</i> ,
jH	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² . °F
L	= Panjang <i>tube</i> , pipa, ft
$LMTD$	= <i>Logaritmic Mean Temperature Difference</i> , °F
N_t	= Jumlah <i>tube</i>
P_T	= <i>Tube pitch</i> , in
ΔP_s	= Penurunan tekanan pada <i>shell</i> , Psi

ΔP_t	= Penurunan tekanan <i>tube</i> , Psi
ID	= <i>Inside Diameter</i> , ft
OD	= <i>Outside Diameter</i> , ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada <i>tube</i> , Psi
Q	= Beban panas pada <i>heat exchanger</i> , Btu/jam
R_d	= <i>Dirt factor</i> , Btu/jam.ft ² . °F
R_e	= Bilangan Reynold, dimensionless
s	= <i>Specific gravity</i>
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas <i>inlet, outlet</i> , °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin <i>inlet, outlet</i> , °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , 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. FLASH DRUM

D_i	= Diameter inlet
D_t	= Diameter tanki
V_s	= Volume silinder, m ³
V_h	= Volume ellipsoidal, m ³
V_t	= Volume tanki
D_t	= Diameter tanki, m
H_s	= Tinggi tanki silinder, m
H_c	= Tinggi cairan dalam tanki
H_d	= Tinggi tutup
s	= <i>allowance stress</i>
E	= <i>joint efficiency</i>
C	= <i>corrosion allowance</i>
P_H	= Tekanan hidrostatik
P_o	= Tekanan operasi

Ts = Tebal shell
 OD = Outside diameter

4. KNOCK OUT DRUM

A = Vessel area minimum, m²
 C = Corrosion maksimum, in
 D = Diameter vessel minimum, m
 E = Joint efisiensi
 HL = Tinggi liquid, m
 Ht = Tinggi vessel, m
 P = Tekanan desain, psi
 Qv = Laju alir volumetric massa, m³/jam
 QL = Liquid volumetric flowrate, m³/jam
 S = Working stress allowable, psi
 t = Tebal dinding tangki, cm
 Uv = Kecepatan uap maksimum, m/s
 Vt = Volume vessel, m³
 Vh = Volume head, m³
 ρ = Densitas, kg/ m³
 μ = Viskositas, cP
 ρ_g = Densitas gas, kg/ m³
 ρ_l = Densitas liquid, kg/ m³

5. KOLOM DISTILASI

P = Tekanan, atm
 T = Temperatur, °C
 α = Volatilitas relatif
 Nm = Stage minimum
 L/D = Refluks
 N = *Stage/tray*
 m = *Rectifying section*
 p = *Stripping section*
 F_{LV} = *Liquid-vapor flow factor*
 Uf = Kecepatan *flooding*, m/s

Uv	= Laju volumetrik, m ³ /s
An	= <i>Net area</i> , m ²
Ac	= Luas area kolom, m ²
Dc	= Diameter kolom, m
Ad	= <i>Downcomer area</i> , m ²
Aa	= <i>Active area</i> , m ²
lw	= <i>Weir length</i> , m
Ah	= <i>Hole area</i> , m ²
hw	= <i>Weir height</i> , mm
dh	= <i>Hole diameter</i> , mm
Lm	= <i>Liquid rate</i> , kg/s
how	= <i>Weir liquid crest</i> , mm Liquid
Uh	= <i>Minimum design vapor velocity</i> , m/s
Co	= <i>Orifice coefficient</i>
hd	= <i>Dry plate drop</i> , mm Liquid
hr	= <i>Residual Head</i> , mm Liquid
ht	= <i>Total pressure drop</i> , mm Liquid
hap	= <i>Downcomer pressure loss</i> , mm
Aap	= <i>Area under apron</i> , m ²
Hdc	= <i>Head loss in the downcomer</i> , mm
hb	= <i>Backup Downcomer</i> , m
tr	= <i>Check resident time</i> , s
θ	= Sudut <i>subintended</i> antara pinggir <i>plate</i> dengan <i>unperforated strip</i>
Lm	= <i>Mean length, unperforated edge strips</i> , m
Aup	= <i>Area of unperforated edge strip</i> , m ²
Lcz	= <i>Mean length of calming zone</i> , m
Acz	= <i>Area of calming zone</i> , m ²
Ap	= <i>Total area perforated</i> , m ²
Aoh	= <i>Area untuk 1 hole</i> , m ²
t	= <i>Tebal dinding</i> , cm
D	= <i>Diameter kolom</i> , m
r	= <i>Jari-jari kolom</i> , m

S	= Tekanan kerja yang diizinkan, atm
Cc	= Korosi yang diizinkan, m
Ej	= Efisiensi pengelasan
OD	= Diameter luar, m
ID	= Diameter dalam, m
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, N.s/m ²
He	= Tinggi tutup elipsoidal, m
Ht	= Tinggi vessel, m

6. POMPA

A	= Area alir pipa, in ²
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , hp
D _{i opt}	= Diameter optimum pipa, in
E	= <i>Equivalent roughness</i>
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g _c	= Percepatan gravitasi, ft/s ²
H _{f suc}	= Total friksi pada suction, ft
H _{f dis}	= Total friksi pada discharge, ft
H _{fs}	= <i>Skin friction loss</i>
H _{fsuc}	= <i>Total suction friction loss</i>
H _{fc}	= <i>Sudden contraction friction loss</i> (ft lbm/lbf)
H _{fe}	= <i>Sudden expansion friction loss</i> (ft lbm/lbf)
ID	= <i>Inside diameter</i> pipa, in
K _C , K _S	= <i>Contraction, expansion loss contraction</i> , ft
L	= Panjang pipa, ft
L _e	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= <i>Net Positive Suction Head</i> , ft
N _{Re}	= <i>Reynold number</i>
Puap	= Tekanan uap, Psi
Q _f	= Laju alir volumeterik, gallon/min
V _f	= Kapasitas pompa, lb/jam

V = Kecepatan alir, ft/s
 ΔP = Beda tekanan, Psi

7. REAKTOR

C_{A0} = Konsentrasi awal umpan A masuk, kmol/m³
 C_{B0} = Konsentrasi awal umpan B masuk, kmol/m³
 C_c = *Corrosion allowance*, in
 C_p = *Specific heat capacity*, kJ/kg K
 D_T = Diameter total reaktor, m
 ID = *Inside diameter*, m
 E_j = *Joint efficiency*
 F_{A0} = Laju alir umpan, kmol/jam
 g = Lebar Baffle pengaduk, m
 h = Tinggi Head, m
 HL = Tinggi Liquid, m
 H_s = Tinggi silinder, m
 HT = Tinggi tangki, m
 k = Konstanta kecepatan reaksi, m³/kmol jam
 K = Konstanta Boltzmann
 M_A = Berat molekul A
 M_B = Berat molekul B
 N = Bilangan avogadro
 N_t = Jumlah *Orifice*
 P = Tekanan desain, psi
 q = Debit per *Orifice*, m³/jam
 Q = Volumetrik *flowrate*, m³/jam
 rb = Posisi Baffle dari dinding tangki, m
 ri = Jari-jari Vessel, in
 R = Konstanta umum gas
 R_d = *Fouling factor*
 S = *Working stress Allowable*, psi
 t = Tebal dinding tangki, m
 T = Temperatur operasi, K

U_c	= Overall heat transfer coefficient
V	= kecepatan gelembung gas lepas Orifice, m/s
V_s	= Volume silinder, m^3
V_E	= Volume ellipsoidal, m^3
V_t	= Volume tangki total, m^3
W_b	= Lebar Baffle, m
V_h	= Volume Head, m^3
V_b	= Volume bottom, m^3
V_s	= Volume silinder, m^3
V_t	= Volume tanki, m^3
W	= Laju alir massa, kg/jam
X	= Konversi
ρ	= Densitas, kg/m^3
μ	= Viskositas, $N.s/m^2$
τ	= Waktu tinggal, jam
σ_A	= Diameter molekul A
σ_B	= Diameter molekul B

8. TANKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan, mm
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan
H_e	= Tinggi <i>head</i> , m
H_s	= Tinggi silinder, m
H_t	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Desain, atm
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
T	= Temperatur Operasi, K
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 1. Perhitungan Neraca Massa	109
Lampiran 2. Perhitungan Neraca Panas	141
Lampiran 3. Perhitungan Spesifikasi Alat.....	201
Lampiran 4. Perhitungan Analisa Ekonomi	389
Lampiran 5. Tugas Khusus.....	404

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Produksi bahan kimia di Indonesia telah menunjukkan pertumbuhan yang signifikan dalam beberapa dekade terakhir. Pertumbuhan ini dapat mengurangi adanya impor bahan kimia dari luar negeri sehingga akan berdampak positif bagi negara. Indonesia sendiri memiliki potensi yang besar untuk memproduksi berbagai macam bahan kimia salah satunya adalah isopropil alkohol. Isopropil alkohol merupakan bahan kimia yang memiliki kegunaan yang luas dalam sektor industri. Keberhasilan memproduksi isopropil alkohol di dalam negeri mampu mengurangi ketergantungan impor bahan kimia dan menghemat devisa negara, yang selama ini menjadi salah satu tantangan dalam memenuhi kebutuhan industri domestik.

Isopropil alkohol memiliki rumus molekul C_3H_8O adalah sejenis senyawa organik yang termasuk dalam kelompok alkohol. Senyawa ini berwujud cairan bening, tidak berwarna, mudah menguap dan larut dalam air. Permintaan global dan domestik terhadap isopropil alkohol terus meningkat seiring dari berkembangnya industri manufaktur dan kesehatan. Di Indonesia, konsumsi dari isopropil alkohol sebagian besar masih bergantung pada impor, meskipun negara ini memiliki potensi besar untuk memproduksi secara mandiri. Hal ini disebabkan oleh ketersediaan bahan baku utama untuk pembuatannya yang masih belum tercukupi.

Isopropil alkohol dapat digunakan sebagai bahan baku penunjang berbagai macam industri kimia baik itu digunakan sebagai pelarut *lotion*, parfum, sampo pada industri kosmetik, pelarut antiseptik dan desinfektan pada industri farmasi, pelarut dalam proses sintesis bahan kimia termasuk aseton dan digunakan sebagai pembersih alat-alat pada industri karet. Berdasarkan pertimbangan banyaknya penggunaan isopropil alkohol di industri kimia dan akan semakin bertambah dari tahun ke tahun, maka sangat potensial untuk didirikan pabrik pembuatan isopropil alkohol di Indonesia. Hal ini diharapkan akan dapat mengurangi impor bahan baku tersebut, membuka lapangan pekerjaan dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain, serta tidak menutup kemungkinan untuk dapat di ekspor ke luar negeri.

1.2. Sejarah dan Perkembangan Isopropil Alkohol

Isopropil alkohol atau 2-propanol (C_3H_8O) pertama kali diperkenalkan pada tahun 1855 oleh Marcellin Barthelot seorang ahli kimia yang mengetahui proses pembentukan isopropil alkohol melalui reaksi antara propilen dan asam sulfat yang di hidrolisa menggunakan air. Penemuan lainnya berlanjut pada tahun 1862 oleh Charles Friedel yang melakukan reduksi aseton dengan menggunakan Sodium Amalgam untuk menghasilkan isopropil alkohol sebagai langkah eksperimental yang dijelajahi saat itu. Penemuan oleh Barthelot dan Friedel dinilai belum berhasil karena belum dikonfirmasi sebagai metode praktis pada era tersebut dalam mengidentifikasi senyawa isopropil alkohol. Selanjutnya pada tahun yang sama Herman Kolbe berhasil mengidentifikasi senyawa isopropil alkohol dengan benar.

Isopropil alkohol secara definitif ditemukan dan diidentifikasi sebagai senyawa pada tahun 1920 oleh tim ahli kimia dari Standard Oil Company of New Jersey, Amerika Serikat. Sejak saat itu, isopropil alkohol menjadi salah satu produk petrokimia pertama yang mulai diproduksi secara komersial. Isopropil alkohol dapat diproduksi melalui tiga metode, yaitu hidrasi langsung, hidrasi tak langsung, dan hidrogenasi aseton. Metode hidrasi langsung pertama kali dilakukan dengan propilena dan air dan tambahan katalis asam sulfat. Hidrasi tak langsung prosesnya melalui pembentukan ester terlebih dahulu untuk menghasilkan ester isopropil, kemudian dihidrolisis untuk menghasilkan isopropil alkohol. Metode ini memang dapat menggunakan bahan baku propena dengan kemurnian rendah, namun proses pembentukannya jauh lebih kompleks dibanding hidrasi langsung.

Ternyata metode penggunaan dengan katalis asam sulfat menimbulkan kelemahan, seperti korosi dan kebutuhan pengolahan limbah kimia yang besar. Pada tahun 1950-an, proses hidrasi langsung propilena menggunakan katalis heterogen mulai digunakan, yang lebih efisien dan ramah lingkungan. Proses ini melibatkan campuran propilena dan air yang dipanaskan dan ditekan melalui katalis asam. Barulah setelah produksi di Amerika ini mulai banyak negara-negara lain yang memproduksi isopropil alkohol, seperti Inggris, Jerman, dan Jepang. Hingga selanjutnya dikembangkan metode sintesis yang lebih potensial menghasilkan isopropil alkohol yaitu dengan hidrogenasi aseton (Krik dan Othmer, 2004). Proses hidrogenasi aseton dinilai layak secara ekonomis bagi industri komersil.

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Isopropil Alkohol

Proses pembuatan isopropil alkohol secara umum terdiri dari tiga proses:

- 1) Proses Hidrasi Langsung (*Direct Hydration*)
- 2) Proses Hidrasi Tak Langsung (*Indirect Hydration*)
- 3) Proses Hidrogenasi Aseton (*Acerone Hydragenation*)

1.3.1. Proses Hidrasi Langsung (*Direct Hydration*)

Proses hidrasi langsung adalah metode dalam industri untuk memproduksi isopropil alkohol dari bahan baku propilena dan air dengan tambahan katalis.

Feed Stock : Propilena, air, katalis asam fosfat, udara/nitrogen

Reaksi : $(\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}_{(\text{aq})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{l})} \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}_{(\text{aq})}$

Proses ini berlangsung dengan mereaksi propilena dengan air (uap air atau cair) pada kondisi tekanan dan suhu yang tinggi. Proses hidrasi langsung ini dibantu dengan katalis asam heterogen yaitu asam fosfat. Propilena dicampur dengan air pada suhu 120–180°C dan tekanan 40–200 bar. Kondisi yang dipilih bergantung pada perbandingan antara alkohol dan udara, serta laju aliran gas melalui katalis. Isopropil alkohol yang dihasilkan dipisahkan dari campuran reaksi menggunakan distilasi. Kemurnian produk langsung dari reaktor bisa mencapai sekitar 85–90% isopropil alkohol, dengan sisa berupa air, propilena yang tidak bereaksi, dan sejumlah kecil produk samping. Kemurnian yang tinggi dihasilkan setelah distilasi yaitu mencapai 99–99.9%, tergantung pada desain dan efisiensi sistem distilasi.

1.3.2. Proses Hidrasi Tidak Langsung (*Indirect Hydration*)

Proses hidrasi tidak langsung menggunakan bahan baku berupa propilena yang direaksikan dengan asam sulfat untuk membentuk isopropil hidrogen sulfat yang kemudian dihidrolisis menjadi isopropil alkohol.

Feed Stock : propilena, asam sulfat

Reaksi I : $\text{CH}_3\text{CHCH}_2_{(\text{g})} + \text{H}_2\text{SO}_{4(\text{l})} \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}_{(\text{l})}$

Reaksi II : $(\text{CH}_3)_2\text{CHOSO}_3\text{H}_{(\text{l})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{l})} \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}_{(\text{l})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$

Proses hidrasi tidak langsung ini melibatkan dua proses reaksi, yaitu reaksi propilena dengan asam sulfat dan hidrolisis isopropil hidrogen sulfat. Proses reaksi propilena dengan asam sulfat terjadi pada temperatur 20–30°C dan tekanan 10–70 atm dimana menghasilkan produk *intermediate* yang berupa isopropil hidrogen sulfat. Selanjutnya, senyawa isopropil hidrogen sulfat ini akan dihidrolisis untuk

menghasilkan isopropil alkohol. Kondisi operasi untuk reaksi hidrolisis isopropil hidrogen sulfat yaitu pada suhu sekitar 60–65°C dan tekanan 25 atm. Setelah hidrolisis, campuran produk mengandung isopropil alkohol, air, asam sulfat, dan sejumlah kecil produk samping. Asam sulfat dipisahkan menggunakan separator berdasarkan densitasnya yang lebih tinggi. Campuran isopropil alkohol dan air didistilasi untuk memisahkan isopropil sebagai fraksi atas. Kemurnian setelah hidrolisis kemurniannya sekitar 70–80% isopropil alkohol dan sisanya air, namun setelah proses distilasi kemurniannya mencapai 99–99.5%.

1.3.3. Proses Hidrogenasi Aseton (*Acetone Hydrogenation*)

Proses hidrogenasi aseton dilakukan menggunakan bahan baku berupa aseton yang direaksikan dengan hidrogen untuk menghasilkan isopropil alkohol.

Feed Stock : Aseton, hidrogen, katalis logam

Reaksi : $\text{CH}_3\text{COCH}_3(\text{l}) + \text{H}_2(\text{g}) \rightarrow (\text{CH}_3)_2\text{CHOH}(\text{l})$

Reaksi hidrogenasi aseton menjadi isopropil alkohol akan dilakukan pada reaktor dengan kondisi operasi berlangsung pada suhu 60–200°C dan tekanan 5–40 bar. Sebuah separator gas-cair dapat digunakan untuk memisahkan fraksi cair dari efluen yang sebagian besar terdiri dari isopropil alkohol dan fraksi uap. Fraksi uap yang dihasilkan mungkin mengandung gas-gas non-kondensasi dan kontaminan lainnya sehingga perlu untuk dimurnikan. Proses pemurnian berlangsung pada kolom distilasi. Kolom pertama bertujuan untuk memisahkan produk sampingan dengan titik didih rendah dan kontaminan. Kolom kedua bertugas untuk menghilangkan produk sampingan dan kontaminan dengan titik didih lebih tinggi sebagai *heavy end bottom stream*, memisahkan tambahan kontaminan dengan titik didih lebih rendah sebagai *overhead stream* dan menghasilkan isopropil alkohol dengan kemurnian yang dihasilkan dapat mencapai 95–99%.

1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia

Berikut merupakan sifat fisika dan kimia dari bahan baku dan produk kimia yang terdapat dalam perencanaan rancangan pabrik yang berasal dari *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Handbook 4 th Edition Volume 6*.

1.4.1. Aseton

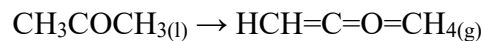
1) Sifat Fisika

Rumus molekul : CH_3COCH_3

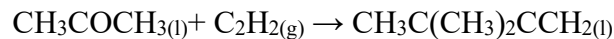
Berat Molekul	: 58,080 gr/mol
Densitas	: 0,79 gr /cm ³
Wujud	: Cair, tak berwarna
Titik Didih	: 56,2 °C
Titik Leleh	: -95 °C
Temperatur Kritis	: 508,1 °K
Tekanan Kritis	: 47 bar
Volume Kritis	: 0,209 m ³ /mol
Hv	: 29,140 J/mol

2) Sifat Kimia

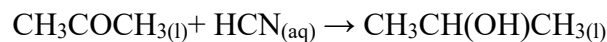
- Mudah terbakar dan bereaksi dengan oksidator kuat
- Dapat terurai pada suhu tinggi dan kondisi yang sangat asam/basa
- Reaksi pembentukan ketena melalui proses pirolisa:



- Kondensasi aseton dengan asitilen membentuk 2-metil 3- butynediol dan *intermediate* untuk isoprene:



- Reaksi pembentukan aseton sianohidrin antara aseton dan hidrogen sianida dalam kondisi basa:



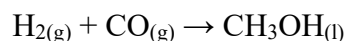
1.4.2. Hidrogen

a) Sifat Fisika

Rumus molekul	: H ₂
Berat Molekul	: 2,016 gr/mol
Densitas	: 0.082 gr /cm ³
Fase pada suhu kamar	: Gas
Warna	: Tak berwarna
Titik Didih	: -259.16 °C
Titik Leleh	: -252.762 °C
Temperatur Kritis	: 33,2 °K
Tekanan Kritis	: 13,0 bar

b) Sifat Kimia

- Dapat merusak sebagian besar logam dan dapat dicairkan dengan pendinginan di bawah tekanan atmosfer.
- Dapat diperoleh dengan pemisahan air dan sebagai produk sampingan dari proses elektrolisis larutan air garam.
- Reaksi hidrogen dan karbon dioksida membentuk metanol:



1.4.3. Isopropil Alkohol

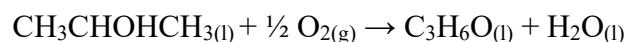
a) Sifat Fisika

Rumus molekul	: $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}$
Berat Molekul	: 60,1 gr/mol
Densitas	: 0,786 gr /cm ³
Wujud	: Cair
Warna	: Tak berwarna
Titik Didih	: 82,6 °C
Titik Leleh	: -89 °C
Temperatur Kritis	: 508,3 °K
Tekanan Kritis	: 47,6 atm
Volume Kritis	: 0,209 m ³ /mol

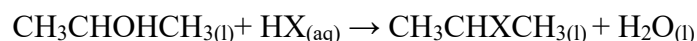
b) Sifat Kimia

- Reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol membentuk aseton dengan katalis: $\text{CH}_3\text{CHOHCH}_3(l) \rightarrow \text{CH}_3\text{COCH}_3(l) + \text{H}_{2(g)}$

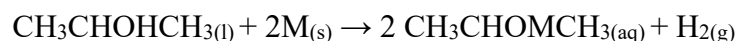
- Reaksi oksidasi parsial isopropil alkohol membentuk aseton:



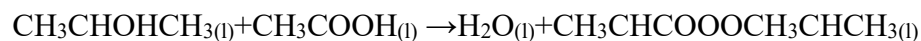
- Reaksi isopropil alkohol dan asam halogen membentuk isopropil halida:



- Reaksi isopropil alkohol dengan logam aktif (sodium dan potassium) membentuk metal isopropoksida dan hidrogen:



- Reaksi isopropil alkohol dengan asam asetat dan bantuan katalis asam sulfat membentuk isopropil asetat:



1.4.4. Air

a) Sifat Fisika

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul	: 18,015 gr/mol
Densitas	: 998 kg/m ³
Wujud	: Cair tak berwarna
Titik Didih	: 100 °C
Titik Leleh	: 0 °C
Temperatur Kritis	: 647,3 K
Tekanan Kritis	: 220,5 bar
Kapasitas Panas	: 75,4 J/mol.K

b) Sifat Kimia

- Bereaksi dengan kalsium, magnesium, natrium, dan logam reaktif lainnya membebaskan H_2 .
- Bereaksi dengan anhidrid asam karboksilat membentuk asam karboksilat.
- Bereaksi dengan kalium oksida, sulfur oksida membentuk basa kalium dan asam sulfat.
- Bereaksi dengan karbon menghasilkan metana, hidrogen, karbondioksida, karbon monoksida, natrium dan logam reaktif.

1.4.5. Katalis Raney Nickel

Rumus Molekul	: NiAl
Wujud	: Solid
Berat Molekul	: 58,71 gram/mol
Titik Didih	: 2730 °C
Titik Leleh	: 1451 °C
pH	: 9-11 (pada 20 °C)

(Sumber : <https://cameochemicals>)

DAFTAR PUSTAKA

- Akmadha, H. F., dan Sindhuwati, C. 2023. Pengaruh Tekanan Kolom Distilasi Terhadap Tingkat Kemurnian Etanol dan Suhu Top Product (Distilat) Menggunakan Simulasi CHEMCAD 7.1.5. *Distilat: Jurnal Teknologi Separasi*. Vol. 7(2): 196–201.
- Alibaba.com: Manufactures, Supplier, and Products. 2023. Daftar Harga Bahan Baku dan Produk. (Online). www.alibaba.com. (Diakses pada tanggal 25 Mei 2025).
- Badan Pusat Statistik. 2024. Data Konsumsi Ekspor dan Impor Isopropil Alkohol. <https://www.bps.go.id/exim/>. (Diakses pada tanggal 07 Desember 2024).
- BI. 2025. Kurs Rupiah-USD. Online. <https://www.bi.go.id>. (Diakses pada 25 Mei 2026).
- BPN. 2025. Zona Nilai Tanah. (Online). <https://bhumi.atrbpn.go.id/> (Diakses pada 25 Mei 2025).
- Coulson, J. M., dan J. F. Richardson. 2015. Chemical Engineering, 6th Volume, 4th Edition. Elsevier: Inggris.
- Couper, J.R., Penney, W. R., James, dan Walas, S. M. 2010. *Chemical Process Equipment : Selection and Design 2nd Ed*. New York : Butterworth – Heinemann.
- Dekker, P., van der Waal, J. C., Gruter, G. J. M., Singh, J., dan McKay, B. 2021. *Process for the Production of Isopropanol from Renewable Feedstocks*. WO2021123456A1.
- Ditjen Cipta Karya. 1996. *Kriteria Perencanaan Ditjen Cipta Karya Dinas PU*. Jakarta: Dinas Pekerjaan Umum.
- ESDM. 2025. Harga Utilitas Bahan Bakar. (Online). <https://www.migas.esdm.go.id>. (Diakses pada 25 Mei 2025).
- Essa. 2025. Harga Amoniak. (Online). <https://www.essa.id>. (Diakses pada 25 Mei 2025).
- Felder, R. M. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley and Sons.
- Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition*. United State of America: Prentice-Hall International Inc.

- Google Earth. 2025. Online. <https://earth.google.com/web/>. (Diakses pada tanggal 17 Januari 2025).
- Google Maps. 2025. Online. <https://www.google.com/maps>. (Diakses pada tanggal 17 Januari 2025).
- Juru, N. A. 2020. Analisis Struktur Organisasi Terhadap Kinerja Sekretariat Dewan Perwakilan Rakyat Daerah Kabupaten Buleleng. *Jurnal Ilmiah Manajemen, Ekonomi, & Akuntansi (MEA)*. Vol. 4(2): 408-421.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 2004. *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th Edition, Vol. 17. New York: Willey.
- Koretsky, M. D. 2004. *Engineering and Chemical Thermodynamics*. United State of America: Wiley.
- Lemcoff, N. O. 1977. *Liquid Phase Catalytic Hydrogenation of Acetone*. *Journal of Catalysis*. Vol. 46(1): 356-364.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering*, 3rd Edition. Oregon: John Wiley and Sons.
- Ludwig. E. E. 1999. *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*. United State of America: Gulf Publishing Company.
- Matche. 2025. Data Harga Peralatan. Online. <https://www.matche.com>. (Diakses 25 Mei 2025).
- Mayasari, N., Cholisoh, N., Armunanto, A., Hardika, I. R., Prameswari, Y., Widarnandana, I. G. D., Purwatiningsih, Putra, I. D. A. P., Satar, M., Kurniawan, R., Suhardi, Susanti, L., dan Simarmata, N. 2022. *Perilaku Organisasi*. Tohar Media: Makassar.
- Pamjaya. 2025. Harga Utilitas Air. (Online). <https://www.pamjaya.co.id>. (Diakses pada 25 Mei 2025).
- Perry, R. H. and Green D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th Edition. New York: McGraw - Hill Book Company.
- Perry, R. H., dan Green, D. W. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York: McGraw-Hill Book Company.

- Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering*, 4th Edition. New York : Mc Graw Hill International Book Co.
- PLN. 2025. Harga Utilitas Listrik. (Online). [https://www. web.pln.co.id](https://www.web.pln.co.id). (Diakses pada 25 Mei 2025).
- Seedat, N., Kauchali, S., dan Patel, B. 2020. Novel Representation of Vapour-Liquid Equilibrium Curves for Multicomponent Systems: Design of Total Reflux Distillation Columns. *Chemical Engineering Research and Design*. Vol. 155: 22–39.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations*, 3rd Edition. New York: McGrawHill Book Co.
- Vataruk, W. M., Hall, R. S., dan J. Matley. 2002. Estimating Process Equipment Costs. *Chem. Eng.* Vol. 95, No. 17, p. 66.
- Vilbrandt, F. C., dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*, 2nd Edition. New York: McGraw-Hill.
- Winkle, V. 1967. *Distillation*. Mc Graw Hill: New York.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Singapura: McGrawn-Hill Co.