

**PRA RANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

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

Oleh :

KAVIN HANDOKO

03031282025067

MUHAMAD FADHIL GUFRON

03031282025089

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK


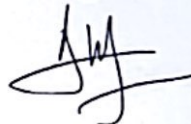

UNIVERSITAS SRIWIJAYA

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Kimia 1,3-Butadiena Kapasitas 125.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan oleh Kavin Handoko dan Muhamad Fadhil Gufron dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 18 November 2024. Dengan ini menyatakan bahwa :

1. Prof. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA
NIP. 195805141984031001
2. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D
NIP. 197505112000122001
3. Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T., IPM
NIP. 197808222002122001

()
()
()


Palembang, November 2024

Mengetahui
Kepala Jurusan Teknik Kimia



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

Pembimbing Tugas Akhir


Ir. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.
NIP. 199001272023212033

LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

Kavin Handoko **03031282025067**

Muhamad Fadhil Gufon **0303128205089**

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3-BUTADIENA KAPASITAS
125.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 18 November 2024 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Dr. Ir. H. M. Faizal, DEA
NIP. 195805141984031001

()

2. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D
NIP. 197505112000122001

()

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

()

Palembang, November 2024

Pembimbing Tugas Akhir



Ir. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.

NIP. 199001272023212033

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Kavin Handoko
NIM : 03031282025067
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik 1,3 Butadiena Kapasitas 125.000
Ton per Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

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 aturan yang berlaku.

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

Indralaya, November 2024



Kavin Handoko

NIM. 03031282025067



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Muhamad Fadhil Gufron
NIM : 03031282025089
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik 1,3 Butadiena Kapasitas 125.000
Ton per Tahun
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

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 aturan yang berlaku.

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

Indralaya, November 2024



Muhamad Fadhil Gufron

NIM. 03031282025089



KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan yang Maha Esa sehingga penulisan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan 1,3-Butadiena Kapasitas 125.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat kelulusan gelar Sarjana Strata Satu (S1) di jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Penulis telah menyelesaikan tugas akhir semaksimal mungkin walaupun masih terdapat kekurangan atau keterbatasan pengetahuan dan kemampuan. 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. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Dr. Fitri Hadiyah, S. T., M. T. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Ibu Ir. Bazlina Dawami Afrah, S. T., M. T., M. Eng. selaku dosen pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 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. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Indralaya, November 2024

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
HALAMAN PERBAIKAN	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	v
KATA PENGANTAR	vi
RINGKASAN	vii
ABSTRAK	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR NOTASI	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xxi
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan	3
1.4. Sifat Fisika dan Kimia.....	5
BAB II PERENCANAAN PABRIK	10
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	10
2.2. Penentuan Kapasitas Produksi	11
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	14
2.4. Pemilihan Proses	15
2.5. Uraian Proses	16
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	19
3.1. Lokasi Pabrik	19
3.2. Tata Letak Pabrik	24
3.3. Luas Area	24
3.4. Pertimbangan Tata Letak Pabrik	25
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	27
4.1. Neraca Massa	27
4.2. Neraca Panas	35

BAB V UTILITAS.....	45
5.1. Unit Pengadaan Air	45
5.2. Unit Pengadaan Steam	49
5.3. Unit Pengadaan Listrik.....	49
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	51
5.5. Unit Pengadaan Refrigeran	52
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN	53
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN	83
7.1. Bentuk Perusahaan.....	83
7.2. Struktur Organisasi.....	84
7.3. Tugas dan Wewenang.....	86
7.4. Sistem Kerja.....	91
7.5. Penentuan Jumlah buruh	92
BAB VIII ANALISA EKONOMI.....	98
8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	99
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	100
8.3. Total Modal Akhir	102
8.4. Laju Pengembalian Modal	104
8.5. Break Event Point (BEP)	106
BAB IX KESIMPULAN	109
DAFTAR PUSTAKA	110
LAMPIRAN.....	112

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Kebutuhan Impor 1,3-Butadiena di Indonesia.....	11
Tabel 2.2. Data Produsen 1,3-Butadiena di Dunia	12
Tabel 2.3. Data Ekspor 1,3-Butadiena di Indonesia.....	12
Tabel 2.4. Data Pertumbuhan Rata-Rata 1,3-Butadiena.....	13
Tabel 2.5. Data Nilai Impor dan Ekspor 1,3-Butadiena.....	14
Tabel 2.6. Perbandingan Proses Pembuatan 1,3-Butadiena	15
Tabel 3.1. Rincian Area Pabrik	24
Tabel 5.1. Kebutuhan Air Pendingin.....	44
Tabel 5.2. Kebutuhan Air Domestik.....	47
Tabel 5.3. Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	47
Tabel 5.4. Kebutuhan Steam Peralatan.....	48
Tabel 5.5. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	49
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift	90
Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	92
Tabel 8.1. Tabel Penjualan Produk.....	97
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal (US\$).....	99
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Lokasi Pabrik Produksi 1,3-Butadiena	22
Gambar 3.2. Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Butene menuju Lokasi Pabrik 1,3-Butadiena	23
Gambar 3.3. Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku O ₂ Menuju Lokasi Pabrik 1,3-Butadiena.....	23
Gambar 3.4. Tata Letak Pabrik 1,3-Butadiena	25
Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan	26
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	95

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran I. Perhitungan Neraca Massa	110
Lampiran II. Perhitungan Neraca Panas	170
Lampiran III. Perhitungan Spesifikasi Alat	256
Lampiran IV. Perhitungan Ekonomi	445
Lampiran V. Lampiran Tugas Khusus	467

DAFTAR NOTASI

1. Heat Exchanger (Heater, Cooler, Condenser, Chiller dan Reboiler)

W, w	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
T_1, t_1	: Temperatur masuk shell, tube, °C
T_2, t_2	: Temperatur keluar shell, tube, °C
Q	: Beban panas, kW
U_o	: Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
ΔT_{lm}	: Selisih log mean temperatur, °C
A	: Luas area perpindahan panas, m^2
ID	: Diameter dalam tube, m
OD	: Diameter luar tube, m
L	: Panjang tube, m
p_t	: Tube pitch, m
A_o	: Luas satu buah tube, m^2
N_t	: Jumlah tube, buah
V, v	: Laju alir volumetrik shell, tube, m^3/jam
u_t, U_s	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
Db	: Diameter bundel, m
D_s	: Diameter shell, m
N_{RE}	: Bilangan Reynold
N_{PR}	: Bilangan Prandtl
N_{NU}	: Bilangan Nusselt
h_i, h_o	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
I_b	: Jarak baffle, m
D_e	: Diameter ekivalen, m
k_f	: Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
ρ	: Densitas, kg/m^3
μ	: Viskositas, cP
C_p	: Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
h_{id}, h_{od}	: Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
kw	: Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$

ΔP : Pressure drop, psi

2. Pompa

A : Area alir pipa, in²

BHP : Brake Horse Power, HP

D_{opt} : Diameter optimum pipa, in

f : Faktor friksi

g : Percepatan gravitasi ft/s²

g_c : Konstanta percepatan gravitas, ft/s²

H_d, H_s : Head discharge, suction, ft

H_f : Total friksi, ft

H_{fc} : Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft

H_{fe} : Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft

H_{ff} : Friksi karena fitting dan valve, ft

H_{fs} : Friksi pada permukaan pipa, ft

ID : Diameter dalam, in

K_C, K_E : Konstanta kompresi, ekspansi, ft

L : Panjang pipa, m

L_e : Panjang ekivalen pipa, m

MHP : Motor Horse Power, HP

NPSH : Net positive suction head, ft.lbf/lb

N_{RE} : Bilangan Reynold

OD : Diameter luar, in

P_{uap} : Tekanan uap, psi

Q_f : Laju alir volumetrik, ft³/s

V_d : Discharge velocity, ft/s

V_s : Suction velocity, ft/s

ε : Equivalent roughness, ft

η : Efisiensi pompa

μ : Viskositas, kg/ms

ρ : Densitas, kg/m³

3. Kompresor

BHP : Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP

k	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah stage
η	: Efisiensi kompresor
P_{IN}	: Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	: Tekanan keluar, bar
P_W	: Power kompresor, HP
Q	: Kapasitas kompresor, ft ³ /menit
R_c	: Rasio kompresi
W	: Laju alir massa, lb/jam
ρ	: Densitas, lb/ft ³

4. Ekspander

k	: Konstanta Kompresi
η	: Efisiensi ekspander
P_{IN}	: Tekanan masuk, bar
P_{OUT}	: Tekanan keluar, bar
P_W	: Power ekspander, HP
Q	: Kapasitas ekspander, ft ³ /menit
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas, kg/m ³

5. Reaktor

C_c	: Tebal korosi maksimum, in
C_{AO}	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m ³
D_p	: Diameter katalis, m
D_S	: Diameter shell, m
D_T	: Diameter tube, in
F_{AO}	: Laju alir umpan, kmol/jam
H_R	: Tinggi shell reaktor, m
H_T	: Tinggi tube, m
k	: Konstanta kecepatan reaksi, m ³ /kmol.s
N_t	: Jumlah tube, buah
P	: Tekanan operasi, bar
τ	: Waktu tinggal, jam

p_t	: Tube pitch, in
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
t	: Tebal dinding reaktor, cm
V_k	: Volume katalis, m^3
V_T	: Volume reaktor, m^3
ρ, ρ_k	: Densitas fluida, katalis, kg/m^3
R	: Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
σ_A	: Diameter molekul, cm
M	: Berat molekul, kg/kmol
E_A	: Energi aktivasi, kJ/kmol
V_E	: Volume elipsoid, m^3
H_S	: Tinggi silinder, m
h	: Tinggi tutup
H_T	: Tinggi total tanki, m
H_L	: Tinggi liquid, m
H_i	: Tinggi impeller, m
D_i	: Diameter impeller, m
W_b	: Lebar Baffle, m
g	: Lebar baffle pengaduk, m
r	: Panjang blade pengaduk, m
rb	: Posisi baffle dari dinding tanki, m

6. Absorber

A	: Cross section area tower, m^2
BM	: BM, kg/kmol
C_c	: Tebal korosi maksimum, in
D	: Diameter kolom, m
D_G, D_L	: Difusivitas gas dan liquid, m^2/s
E_j	: Efisiensi pengelasan
F_L, F_G	: Koefisien transfer massa gas dan liquid, $kmol/m^2.s$
G	: Kelajuan superfisial molar gas, $kmol/m^2.s$
G'	: Kelajuan superfisial gas, $kmol/m^2.s$
H_{tG}	: Tinggi unit transfer fase gas, m

H_{tL}	: Tinggi unit transfer fase liquid, m
H_{tog}	: Tinggi unit transfer overall, m
L	: Kelajuan liquid total, $kg/m^2.s$
L'	: Kelajuan superfisial massa liquid, $kg/m^2.s$
m	: Rasio distribusi kesetimbangan
P	: Tekanan desain, psi
Sc_g, Sc_l	: Bilangan Schmidt gas dan liquid
Z	: Tinggi packing, m
ΔP	: Perbedaan tekanan, N/m^2
ε	: Energi tarik menarik molecular
ε_{Lo}	: Fraksi volume liquid, m^2/m^3
μ_G, μ_L	: Viskositas gas dan liquid, kg/ms
ρ_L, ρ_G	: Densitas gas dan liquid, kg/m^3
σ_L	: Tegangan permukaan liquid, N/m
ϕ_{lt}	: Total hold-up liquid

7. Kolom Destilasi

A_a	: Active area, m^2
A_d	: Downcomer area, m^2
A_{da}	: Luas aerasi, m^2
A_h	: Hole area, m^2
A_n	: Net area, m^2
A_t	: Tower area, m^2
C_c	: Tebal korosi maksimum, in
D	: Diameter kolom, m
d_h	: Diameter hole, mm
E	: Total entrainment, kg/s
E_j	: Efisiensi pengelasan
F_{iv}	: Parameter aliran
H	: Tinggi kolom, m
h_a	: Aerated liquid drop, m
h_f	: Froth height. m
h_q	: Weep point, cm

h_w	: Weir height, m
L_w	: Weir height, m
N_m	: Jumlah tray minimum, stage
Q_p	: Faktor aerasi
R	: Rasio refluks
R_m	: Rasio refluks minimum
U_f	: Kecepatan massa aerasi, m/s
V_d	: Kelajuan downcomer
ΔP	: Pressure drop, psi
ψ	: Fractional entrainment

8. Accumulator

C_c	: Tebal korosi maksimum, in
E_j	: Efisiensi pengelasan
ID, OD	: Diameter dalam, diameter luar, 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

9. Knock Out Drum

A	: Vessel Area Minimum, m ²
C	: Corrosion maksimum, in
D	: Diameter vessel minimum, m
E	: Joint efisiensi
HL	: Tinggi liquid, m
H_t	: Tinggi vessel, m
P	: Tekanan desain, psi
Q_v	: Laju alir volumetric massa, m ³ /jam
QL	: Liquid volumetric flowrate, m ³ /jam

S	: Working stress allowable, psi
t	: Tebal dinding tangki, cm
Uv	: Kecepatan uap maksimum, m/s
Vt	: Volume vessel, m ³
Vh	: Volume head, m ³
ρ	: Densitas, kg/m ³
m	: Viskositas, cP
ρ_g	: Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	: Densitas liquid, kg/m ³

10. Furnace

qn	: Net heat release, Btu/jam
qr	: Radiant duty, Btu/jam
tf,tt	: Temperatur fluida, temperatur dinding, °F
Art,a	: Luas area radiant section, luas tube, ft ²
OD	: Diameter luar tube, in
L	: Panjang tube, ft
Nt	: Jumlah tube
Acp	: Cold plane surface, ft ²
V	: Volume furnace, ft ³
Lbeam	: Mean beam Length, ft
Eg	: Gas emisivitas
qs	: Heat loss fuel gas, Btu/jam
hcc	: Koefisien konveksi, Btu/jam.ft ² of
hcl	: Koefisien gas radiant, Btu/jam.ft ² of
hcw	: Koefisien wall radiant, Btu/jam.ft ² of
Acw	: Wall area per row, ft ²
f	: Factor seksi konveksi
Uc	: Overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft ² of
ρ	: Densitas fuel gas, lb/ft ³
G	: Mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft

11. Pressure Swing Adsorber

T	: Temperatur, °C
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas kg/m ³
V _k	: Volume kolom, m ³
W _p	: Berat adsorben total, kg
V _p	: Volume packing, m ³
W _b	: Berat adsorben per kolom, kg
D	: Diameter kolom PSA, m
H _k	: Ketinggian kolom PSA, m
t	: Tebal dinding silinder, m
t _h	: Tebal dinding head, m

12. Tangki

C _c	: Tebal korosi maksimum, in
D	: Diameter tangki, m
E _j	: Efisiensi pengelasan
P	: Tekanan desain, psi
S	: Tegangan kerja diizinkan, psi
t	: Tebal dinding tangki, cm
V	: Volume tangki, m ³
W	: Laju alir massa, kg/jam
ρ	: Densitas

13. Quenching Tower

T _{g, in}	: Temperatur gas masuk, K
T _l	: Temperatur liquid, K
V _l	: Volume cairan, cm ³
Q _l	: Kecepatan volumetris cairan, cm ³ /jam
V _h	: Volume head sampai straight flange, m ³
ID	: Diameter tanki, m
ΔP	: Pressure Drop dalam air, inches of water
E	: Joint efficiency
C	: Corrosion allowance, in
R _c	: Crown radius, in

V_g	:	Kecepatan linear gas, m/s
θ	:	Waktu yang diperlukan quencher untuk mendinginkan feed, s
D_s	:	Diameter spray, m
H_s	:	Tinggi Spray, m
q	:	Debit per orifice, m ³ /jam
d_o	:	Diameter orifice, m
N_t	:	Jumlah orifice, buah
A_t	:	Luas area total orifice, m ²

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Pertumbuhan industri yang saat ini berkembang cukup pesat, terutama di Indonesia. Indonesia sebagai negara berkembang berusaha memenuhi kebutuhan akan bahan kimia baik dalam menunjang kelangsungan hidup ataupun sebagai penambah devisa negara. Bahan tersebut meliputi bahan setengah jadi, bahan jadi maupun bahan penunjang industri. Kebutuhan bahan kimia yang tinggi di Indonesia menyebabkan perlunya pemenuhan pasokan dengan cara mengimpor bahan dari negara luar. Pemerintah telah berusaha agar masyarakat tidak lagi bergantung pada bahan impor, namun hal ini masih belum cukup. Pembangunan industri kimia diharapkan dapat mengurangi ketergantungan bahan impor dengan nilai beli yang tergolong murah dan berkesempatan untuk dilakukannya ekspor.

Salah satu bahan kimia yang banyak dimanfaatkan dan digunakan saat ini berupa senyawa 1,3-butadien atau lebih dikenal sebagai butadiena. Industri ini dinilai mempunyai prospek yang positif kedepannya dikarenakan nilai kebutuhan yang dilihat dari tahun ke tahun semakin meningkat. Senyawa gas yang memiliki sifat mudah terbakar, reaktif dan juga non korosif ini umumnya dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan karet sintetik yang saat ini banyak beredar di pasaran. Industri karet sintetik saat ini mulai menggeser karet alami karena sifatnya yang lebih kuat, tahan terhadap senyawa asam maupun cuaca. Hal ini mendorong untuk berkembangnya pabrik butadien yang ada di Indonesia, mengingat konsumsi karet di Indonesia memiliki nilai yang cukup besar.

Butadien selain dimanfaatkan sebagian besar dalam proses produksi polimer, resin, *chloroprene*, sintetik elastomer dan juga adiponitril. Banyaknya industri yang membutuhkan senyawa ini menjadikannya dapat diproduksi dalam skala besar dan dinilai dapat menyumbang kebutuhan di dalam negeri saat ini. Sektor industri yang menjanjikan dan kebutuhan yang meningkat setiap tahunnya akan menjadikan pembangunan pabrik butadien ditahun yang akan datang menjadi keuntungan yang besar dalam membangun bangsa, terkhusus di sektor industri kimia. Hadirnya pabrik butadien ini diharapkan akan menjadi pengurang akan nilai

impor dan juga dapat memberi lapangan pekerjaan bagi para pekerja lokal dalam mengembangkan negara saat ini.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Isolasi butadiena dari proses pirolisis amil alkohol pertama kali terjadi pada tahun 1863 oleh seorang ahli kimia Prancis bernama E. Caventou (Yang dkk, 2023). Perolehan hidrokarbon diidentifikasi sebagai butadiena pada tahun 1886 setelah Henry Edward Armstrong dari proses pirolisis minyak bumi. Tahun 1910 seorang ahli kimia Rusia Sergel Lebedev melakukan polimerisasi butadiena dan mendapat bahan yang memiliki sifat menyerupai karet. Polimer yang ditemukan memiliki sifat yang terlalu lunak untuk menggantikan karet alam dalam berbagai aplikasi salah satunya aplikasi pada ban mobil.

Tahun 1910 – 1940-an produksi 1,3-butadiena dimulai oleh Julius Lebedev seorang kimiawan Rusia dengan ditemukan proses dehidrogenasi katalitik n-butana dan n-butena. Produksi 1,3-butadiena ini berlangsung pada pabrik komersial pertama pasca perang yang beroperasi tahun 1957 di Texas dan telah memproduksi hingga mencapai 65.000 ton butadiena/tahun.

Penjualan secara komersial butadiena pertama dilakukan oleh *American Petroleum and Chemical Industry* melalui pengolahan minyak bumi dan senyawa organik secara termis (suhu yang tinggi). Produksi butadiena dengan atau tanpa penambahan katalis dilakukan pertama kali oleh Egloff dan Hulia. Butadiena kemudian dilanjutkan perkembangannya oleh seorang ilmuwan bernama Frey yang menyadari bahwa butadiena dapat dibentuk dari proses adisi senyawa metilen dan proses isomerisasi molekul air dengan vinilsiklopropana selama fotolisis ketena ($R_2C=C=O$) atau diazometana (CH_2N_2) dengan suhu 60 °C.

Industri karet sintetis ini tumbuh secara pesat pada tahun 1940an dikarenakan ancaman terputusnya pasokan karet alam selama perang dunia II (Gerald, 1990). Proses produksi butadiena dikembangkan oleh Sergei Lebedev dengan menggunakan bahan baku etanol pada perang dunia II, dimana penelitian ini menghasilkan bahwa etanol dapat diubah menjadi butadiena dan air pada suhu 400-450 °C dengan berbagai katalis oksida logam. Proses produksi ini menjadi dasar industri karet sintetis yang berada di Uni Soviet setelah perang dunia II,

namun penggunaannya masih terbatas di Rusia dan wilayah lain di Eropa Timur hingga akhir tahun 1970-an.

Metode lain untuk pembentukan senyawa organoalkalimetall (senyawa yang terbentuk dari logam alkali dan gugus organik) dalam reaksi heterogen halida organik dengan logam alkali diterbitkan oleh Ziegler dan Schafer pada tahun 1930 (Seyfret, 2006). Senyawa 1,3-butadiena dan 1,2-butadiena merupakan bentuk isomer dari senyawa butadiena, dimana 1,3-butadiena lebih banyak ditemui karena dalam proses pembuatan membutuhkan suhu reaksi yang tinggi, sehingga 1,2-butadiena lebih cepat menguap.

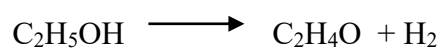
1.3. Macam-Macam Proses Pembuatan

Produksi 1,3 Butadiena telah melalui beberapa proses serta tahapan dengan memvariasikan berbagai bahan baku sehingga dapat dihasilkan butadiena yang memiliki nilai efisiensi (nilai ideal perbandingan input dan output) dan konversi yang baik dalam produksinya. Produksi tersebut dibagi menjadi beberapa proses, yaitu:

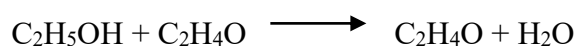
1.3.1. Proses *Houdry Catadiene*

Proses *Houdry Catadiene* merupakan suatu proses pembuatan butadiena dengan menggunakan bahan utama berupa butanol melalui proses dehidrogenasi etil alkohol dengan menggunakan katalis kromia-alumina (Martina, 2021). Proses *catadien* ini menggunakan dua buah reaktor *fixed bed multi tube* dengan suhu 325 °C dan tekanan 1,3 atm. Katalis yang digunakan terdiri atas komposisi 72,4% MgO, 18,4% Fe₂O₃, 4,6% CuO dan 4,6% K₂O. Hasil pereaksian akan diumpangkan menuju absorber dan separator, sedangkan produk bawah absorber diumpangkan menuju menara distilasi untuk memisahkan etil alkohol dan dilanjutkan dengan *recycle*. Konversi yang didapat dari reaktor pertama mencapai 90% dan reaktor kedua yaitu 30%. Reaksi yang terjadi pada reaktor yaitu:

Reaksi pada reaktor pertama



Reaksi pada reaktor kedua



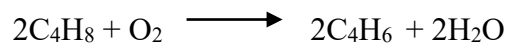
Reaktor pertama pada pembuatan butadiena berfungsi untuk membentuk asetaldehid dengan dehidrogenasi etil alkohol pada kondisi operasi suhu sekitar 325

°C dengan tekanan 1 atm. Reaktor kedua berfungsi dalam mereaksikan etanol dan asetaldehid untuk membentuk butadiena dengan suhu sekitar 350 °C pada tekanan 1 atm. Penggunaan katalis bertujuan untuk menurunkan energi aktivasi yang dibutuhkan sehingga reaksi dapat lebih cepat berlangsung, mencegah terjadinya reaksi samping, dan mengarahkan reaksi. Pembuatan butadiena merupakan reaksi dehidrogenasi katalitik dengan mekanisme yaitu difusi dari molekul zat pereaksi pada permukaan katalis, reaksi dalam permukaan, desorpsi zat hasil, dan difusi zat hasil ke dalam fase gas.

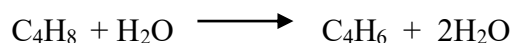
1.3.2. Proses *Philips*

Proses *philips* merupakan proses yang menggunakan umpan butana dengan melibatkan dua reaksi oksidasi butana dan dehidrogenasi butena.

Reaksi pada reaktor pertama



Reaksi pada reaktor kedua



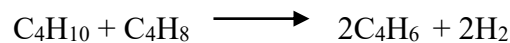
Proses ini melibatkan dua reaktor secara paralel, dimana umpan udara akan dikompresi dan dicampur dengan *steam* untuk dipanaskan dalam *furnace* lalu dicampur dengan umpan butana yang kemudian dialirkan ke katalis dalam reaktor. Katalis yang digunakan dalam proses ini berupa campuran Al_2O_3 dan Cr_2O_3 yang berbentuk pellet silinder. Kondisi operasi pada reaktor pertama proses *philips* memiliki suhu reaksi sebesar 621 °C dengan tekanan 0,2 atm, pada reaktor n-butana akan bereaksi dengan H_2 dengan bantuan katalis *chromina alumina* dalam *tube reactor*. Konversi butana yang dihasilkan dari pereaksian pada reaktor pertama yaitu sebesar 99,99%. Produk keluaran lalu dialirkan menuju reaktor kedua untuk dikontakkan dengan katalis kromina alumina dan didapat konversi butana menjadi 1,3 butadiena sebesar 30%.

1.3.3. Proses *Nippon Zeon*

Proses *nippon zeon* merupakan proses dua tahap yang menggunakan *dimetilformamida* (DMF) sebagai pelarut (Samanta dkk, 2020). Proses *nippon zeon* memiliki proses yang hampir menyerupai proses *philips* namun yang membedakan antara kedua proses ini yaitu perbedaan terhadap umpan yang masuk berupa campuran butana dan butena. Karakteristik utama dalam proses ini yaitu

penggunaan gas buang sebagai umpan reaktor. Reaksi dapat terjadi pada suhu 500 – 621 °C dengan tekanan 0,2 atm. Proses ini memiliki beberapa keuntungan dimana proses pembuatan lebih sederhana bila dibandingkan dengan proses yang lainnya, proses berjalan lebih hemat serta operasi terhitung aman dikarenakan kondisi reaktor bekerja pada tekanan atmosferik. Katalis yang digunakan dari proses ini memiliki komposisi 72,4% MgO, 18,4% Fe₂O₃, 4,6% CuO, dan 4,6% K₂O dimana katalis ini memiliki umur yang panjang dengan rentang aktivasi 2-3 bulan.

Reaksi yang terjadi pada proses yaitu:



1.4. Sifat Fisika dan Kimia

1.4.1. 1-Butena

Rumus Molekul	: C ₄ H ₈
Berat Molekul	: 56,11 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -185,33 °C
Titik Didih	: -6,47 °C
Temperatur Kritis	: 419,59 K
Tekanan Kritis	: 40,23 Bar
Densitas	: 588 kg/m ³
Bahaya	: Mudah terbakar, iritasi, gas bertekanan, tidak larut dengan air.
Kelarutan	: Tidak larut dengan air, larut terhadap senyawa benzene, alkohol, eter.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.2. Cis-2-Butena

Rumus Molekul	: C ₄ H ₈
Berat Molekul	: 56,11 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -138,89 °C
Titik Didih	: 3,72 °C

Temperatur Kritis	: 435,58 K
Tekanan Kritis	: 42,06 Bar
Densitas	: 616 kg/m ³
Bahaya	: Mudah terbakar, dan iritasi,
Kelarutan	: Tidak larut dengan air, larut terhadap senyawa benzene, etanol dan eter.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.3. Trans-2-Butena

Rumus Molekul	: C ₄ H ₈
Berat Molekul	: 56,11 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -105,52 °C
Titik Didih	: 0,88 °C
Temperatur Kritis	: 428,63 K
Tekanan Kritis	: 41,02 Bar
Densitas	: 604,2 kg/m ³
Bahaya	: Mudah terbakar, dan iritasi,
Kelarutan	: Tidak larut dengan air, larut terhadap senyawa benzene, etanol dan eter.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.4. 1,3-Butadiena

Rumus Molekul	: C ₄ H ₆
Berat Molekul	: 54,09 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -108,966 °C
Titik Didih	: -4,5 °C
Temperatur Kritis	: 425,37 K
Tekanan Kritis	: 43,3 Bar
Densitas	: 604,2 kg/m ³

Bahaya	: Mudah terbakar, gas bertekanan, dan bersifat karsinogenik.
Kelarutan	: Tidak larut dalam air, larut dalam pelarut organik, sedikit larut dalam etanol, sangat larut terhadap aseton.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.5. Oksigen

Rumus Molekul	: O ₂
Berat Molekul	: 31,9992 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -218,4 °C
Titik Didih	: -182,98 °C
Temperatur Kritis	: 154,2 K
Tekanan Kritis	: 50,80 Bar
Densitas	: 1,429 kg/m ³
Bahaya	: Menyebabkan inhalasi, radang kulit dan mata.
Kelarutan	: Larut dalam air, dan alkohol

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.6. Air

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18,015 g/mol
Wujud (25 oC)	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: 0,00 °C
Titik Didih	: 100 °C
Temperatur Kritis	: 647,13 K
Tekanan Kritis	: 220,55 Bar
Densitas	: 995 kg/m ³
Bahaya	: -
Kelarutan	: Sangat larut dalam etanol, metanol, dan aseton.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.7. Karbon Dioksida

Rumus Molekul	: CO ₂
Berat Molekul	: 44,009 g/mol
Wujud (25 oC)	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -56,5 °C
Titik Didih	: -78,464 °C
Temperatur Kritis	: 304,19 K
Tekanan Kritis	: 73,82 Bar
Densitas	: 1,799 kg/m ³
Bahaya	: Gas Bertekanan
Kelarutan	: Larut dalam air..

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.8. Asetaldehid

Rumus Molekul	: CH ₃ CHO
Berat Molekul	: 44,05 g/mol
Wujud (25 oC)	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur	: -123,4 °C
Titik Didih	: 20,8 °C
Temperatur Kritis	: 461,15 K
Tekanan Kritis	: 64,04 Bar
Densitas	: 995 kg/m ³
Bahaya	: Mudah terbakar, iritasi, dan bersifat karsinogen.
Kelarutan	: Larut dalam air, etanol, eter, benzena, dan sedikit larut dalam kloroform.

(Sumber: MSDS Pub Chem, 2024 dan Yaws 1999)

1.4.9. Asam Akrilat

Rumus Molekul	: C ₃ H ₄ O ₂
Berat Molekul	: 72,09 g/mol
Wujud (25 oC)	: Cair
Warna	: Tidak Berwarna

Titik Lebur	: 14°C
Titik Didih	: 141 °C
Temperatur Kritis	: 615,15 K
Tekanan Kritis	: 56,74 Bar
Densitas	: 1,051 g/cm ³
Bahaya	: Mudah terbakar, iritasi, dan sangat toxic.
Kelarutan	: Larut dalam air.

DAFTAR PUSTAKA

- Anwar, D. 2019. Perbandingan Hidrolisis Gula Aren dan Gula Pasir dengan Katalis Matriks Polistirena Terikat Silang (*Crosslink*). *Jumlah Ilmiah Kohesi*. Vol. 3(3): 15-20.
- Afifah, S. A., dan Suryawan, I. W. K. 2018. Efektivitas Penambahan Substrat pada Pengolahan Biologis Limbah Cair Tahu Menggunakan Sistem CSTR. *Envirosan*. Vol. 1(2): 46-51.
- Brosteanu, A. V., Banu, I., dan Bozga, G. 2024. An Analysis of Fixed-Bed Catalytic Reactors Performances for One-Stage Butadiene Synthesis from Ethanol. *Catalysts*. Vol.14(1): 1-13.
- DLHK. 2020. *Laporan Akhir*. Pemerintah Provinsi Banten Dinas Lingkungan Hidup dan Kehutanan: Banten.
- Faputri, A. F., dan Setiorini, I. A. 2023. Performance Evaluation of Trays in Atmospheric Fractionation Column With South Plaembang District (SPD) Crude Oil Feed. *Jurnal Cakrawala Ilmiah*. Vol. 2(7): 3133-3148.
- Fattimura, M. 2014. Tinjauan Teoritis Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Operasi Pada Kolom Destilasi. *Jurnal Media Teknik*. Vol. 11(11): 23-31.
- Febriyanti, F., Sofianty, I., Sari, A. G. P., Madani, R. F., Bilad, M. R., dan Nandiyanto, A. B. D. 2022. Fluidized Bed Reactor Type: Reactor Design for Biodiesel Production from Soybean Oil Using MgO Catalyst. *Journal of Earth Energy Science, Engineering, and Technology*. Vol.5 (2): 49-54.
- Gerald, M. 1990. Assessment of 1,3-Butadiene Epidemiology Studies. *Environmental Health Perspectives*. Vol. 88(1): 135-141.
- Hafeez, S., Pallari, E., Manos, G., dan Constantiou, A. 2019. Catalytic Conversion and Chemical Recovery. *Plastics to Energy*. Vol. 1(1): 147-172.
- Komariah, L. N., Ramdja, A. F., Leonard, N. 2009. Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri. *Jurnal Teknik Kimia*. Vol. 16(4): 19-27.
- Martina, M. 2021. *Techno-Economic Analysis of the Butane Dehydrogenation Process with Membrane Reactors*. [THESIS]. Netherlands .Eindhoven University of Technology.

- Nahara, A. R., Mustafa, A. A., dan Zuchrillah, D. R. 2021. Pemilihan Jenis Reaktor pada Proses *Mixed Acid Route* di Pabrik Pupuk NPK. *Jurnal Teknik ITS*. Vol. 10(2): 250-257.
- Maulana, Y. S. 2018. Analisis Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik PT Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal ADBIS*. Vol. 2(2): 211-222.
- Naulina, R. Y., Nendissa, S. J., Nendissa, D. M., Sari, D. A., Ariyanti, D., Sulisty, A. B., Siahaya, A. N., Fatnah, N., Rahim, H., Rosmawati, A., Khurniyati, M. I., dan Fahmi, A. 2023. *Kimia Industri*. Widina Media Utama: Bandung.
- Rafidanta, N. C., dan Lusiani, C. E. 2021. Penentuan Lokasi Pabrik Menggunakan Metode *Factor Rating* pada Pra-Rancangan Pabrik *Virgin Coconut Oil* (VCO) Dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. *Distilat*. Vol. 7(2): 655-663.
- Samanta, C., Bal, R., Newalkar, B., dan Bhargava, S. 2020. On-Purpose Butadiene (OPBD) Production: Current Scenario and Emerging Trends. *Federation of Indian Petroleum Industry*. Vol. 19(2): 65-73.
- Setiawan, T. 2018. Rancang Bangun Alat Destilasi Uap Bioetanol dengan Bahan Baku Batang Pisang. *Jurnal Media Teknologi*. Vol. 4(2): 119-128.
- Seyfreth, D. 2006. Alkyl and Aryl Derivatives of the Alkali Metals: Useful Synthetic Reagents as Strong Bases and Potent Nucleophiles. 1. Conversion of Organic Halides to Organoalkali-Metal Compounds. *Organometallics*. Vol. 25(1): 2-24.
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6*. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Yang, J., Wang, P., Neuman, H., Jackstell, R., dan Beller, M. 2023. Industrial applied and relevant transformations of 1,3-butadiene using homogeneous catalysts. *Industrial Chemistry and Materials*. Vol. 1(2): 155-174.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. The Mc Graw-Hill Companies. United States of America.
- Zhu, J., Cui, X., dan Araya, S. S. 2022. Comparison Between 1D and 2D Numerical Models of a Multi-Tubular Packed-Bed Reactor for Methanol Steam Reforming. *International Journal of Hydrogen Energy*. Vol. 47(54): 22704-