

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Dhea Shidqi Emillul Fata

Nama : Tarisa Restu Sarasa

No. Mhs : 20521011

No. Mhs : 20521211

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Dhea Shidqi Emillul Fata

Nama : Tarisa Restu Sarasa

No. Mhs : 20521011

No. Mhs : 20521211

Yogyakarta, 1 Januari 2025

Dengan ini kami menyatakan bahwa seluruh isi dari Pra-Rancangan Pabrik ini sepenuhnya merupakan hasil karya kami sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat bagian yang bukan merupakan hasil karya kami, maka kami siap bertanggung jawab atas segala risiko menyatakan bahwa seluruh hasil Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini dibuat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,



Dhea Shidqi Emillul Fata

NIM. 20521011

Penyusun II,



Tarisa Restu Sarasa

NIM. 20521211

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI
N-BUTANA KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN**

PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Dhea Shidqi Emillul Fata

No. Mhs : 20521011

Nama Tarisa Restu Sarasa

No. Mhs 20521211

Yogyakarta, 01 Januari 2025

Pembimbing



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

NIP.155211305

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI
N-BUTANA KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN
PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Tarisa Restu Sarasa
NIM : 205212111

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 19 Februari 2025

Tim Penguji,

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Ketua Penguji

 26/02/2025
(.....)

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Penguji 1

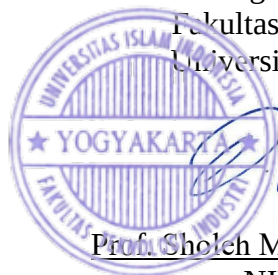

(.....)

Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

Penguji 2

 26/02/2025
(.....)

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 995200445

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim Assalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kelimpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tak lupa juga dipanjatkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK KIMIA 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA KAPASITAS 85.000 TON/TAHUN”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan agar dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat, karunia serta hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang tercinta. Penulis sangat bangga kepada keluarga yang telah memberikan doa, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungannya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Orang-orang terdekat yang turut menyemangati, mendukung serta memberikan doa yang terbaik kepada penulis selama penyusunan laporan Tugas Akhir ini.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu penyusun Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran atau masukan guna menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 1 Januari 2025

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
NOTASI	xii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT.....	xv
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
Latar Belakang	1
1.1. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.1.1. Kebutuhan Produk	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	8
1.2.3 Kapasitas Pabrik 1,3-butadiena di Dunia.....	9
1.2.4 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	10
1.2.5 Kegunaan 1,3 Butadiene	11
1.3 Tinjauan Pustaka.....	12
1.3.1 Tinjauan Proses.....	13
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	18
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	18
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	22
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	24
2.1 Sifat Fisis Senyawa.....	24
2.2 Sifat Kimia dan Identifikasi Kebahayaan Senyawa	25
2.2.1 Sifat Kimia.....	25
2.2.2 Identifikasi Kebahayaan.....	27
BAB III PERANCANGAN PROSES	31
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	31
3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif	31
3.1.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif	32
3.2 Uraian Proses	33
3.2.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku	33
3.2.2 Proses Reaksi di dalam Reaktor.....	33

3.2.3 Pemurnian produk.....	34
3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk	35
3.3 Spesifikasi Alat	36
3.3.1 Reaktor (R-01)	36
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah.....	37
3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung	39
3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan.....	40
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi	41
3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	44
3.4 Neraca Massa	49
3.4.1 Komposisi Bahan Baku Utama	49
3.4.2 Neraca Massa Reaktor	50
3.4.3 Neraca Massa Separator.....	50
3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi 1	51
3.4.5 Neraca Massa Menara Distilasi 2	51
3.5 Neraca Panas	52
3.5.1 Neraca Panas Reaktor	52
3.5.2 Neraca Panas <i>Heater</i>	52
3.5.3 Neraca Panas <i>Furnace</i>	52
3.5.4 Neraca Panas Menara Distilasi	53
3.5.5 Neraca Panas Kondensor	53
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	54
4.1 Lokasi Pabrik	55
4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku	55
4.1.2 Ketersediaan Tenaga Kerja.....	56
4.1.3 Akses Transportasi dan Infrastruktur	56
4.1.4 Ketersediaan Utilitas	57
4.2 Tata Letak Pabrik.....	58
4.3 Tata Letak Alat Proses	63
4.4 Organisasi Perusahaan	66
4.4.1 Bentuk Perusahaan.....	66
4.4.2 Struktur Organisasi	68
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	74
4.4.4 Catatan	83
BAB V UTILITAS	94
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	94
5.1.1 Unit Penyedia Air	94

5.1.2 Unit Pengolahan Air	95
5.1.3 Kebutuhan Air.....	98
5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (Steam System)	101
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	101
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	102
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	102
5.6 Unit Pengolahan Limbah	103
BAB VI EVALUASI EKONOMI	106
6.1 Penaksiran Harga Alat	107
6.2 Dasar Perhitungan.....	113
6.3 Perhitungan Biaya.....	114
6.3.1 <i>Capital Investment</i>	114
6.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	115
6.3.3 <i>General Expense</i>	116
6.4 Analisa Kelayakan	117
6.4.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	117
6.4.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	118
6.4.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	118
6.4.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	119
6.4.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	120
6.5 Hasil Perhitungan.....	121
6.6 Hasil Analisa Kelayakan.....	124
6.6.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	124
6.6.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	124
6.6.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	124
6.6.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	125
6.6.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	126
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....	128
7.1 Kesimpulan	128
7.2 Saran	129
LAMPIRAN A	131
LAMPIRAN B.....	174
LAMPIRAN C	175
LAMPIRAN D.....	176

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor 1,3-butadiena di Indonesia.....	3
Tabel 1. 2 Proyeksi Impor.....	4
Tabel 1. 3 Data Ekspor 1,3-butadiena di Indonesia.....	5
Tabel 1. 4 Proyeksi Ekspor.....	7
Tabel 1. 5 Data Kebutuhan 1,3 Butadiena di Berbagai Industri.....	8
Tabel 1. 6 Ketersediaan Bahan Baku Pembuatan 1,3-butadiena (Butana).....	9
Tabel 1. 7 Data Komersial Pabrik Butadiene di Dunia.....	10
Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan 1,3-butadiena.....	17
Tabel 1.9 Harga ΔH°_f masing-masing komponen.....	18
Tabel 2.1 Sifat Fisis Senyawa.....	24
Tabel 2.2 Identifikasi Kebahayaan C_4H_{10}	27
Tabel 2.3 Identifikasi Kebahayaan C_4H_8	28
Tabel 2.4 Identifikasi Kebahayaan 1,3-Butadiena.....	28
Tabel 2.5 Identifikasi Kebahayaan H_2	29
Tabel 3.1. Spesifikasi Reaktor.....	35
Tabel 3.2. Spesifikasi Separator.....	36
Tabel 3.3. Spesifikasi Menara Distilasi 1 (MD-01).....	37
Tabel 3.4. Spesifikasi Menara Distilasi 2 (MD-02).....	37
Tabel 3.5. Spesifikasi <i>Accumulator</i>	38
Tabel 3.6. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku.....	39
Tabel 3.7. Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk.....	40
Tabel 3.8. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair.....	40
Tabel 3.9. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas.....	41
Tabel 3.10. Spesifikasi Condensor 1 (CD-01).....	43
Tabel 3.11. Spesifikasi Condensor 2 (CD-02).....	44
Tabel 3.12. Spesifikasi Reboiler 1 (RB-01).....	45
Tabel 3.13. Spesifikasi Reboiler 2 (RB-02).....	47
Tabel 3.14. Spesifikasi Heat Exchanger (HE-01).....	48
Tabel 3.15. Spesifikasi WHB.....	49
Tabel 3.16. Komposisi Bahan Baku Utama.....	49
Tabel 3.17. Neraca Massa Reaktor.....	50
Tabel 3.18. Neraca Massa Separator.....	50
Tabel 3.19. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	51
Tabel 3.20. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02).....	51
Tabel 3.21. Neraca Panas Reaktor.....	52
Tabel 3.22. Neraca Panas Heater.....	52
Tabel 3.23. Neraca Panas Furnace.....	52
Tabel 3.24. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	53
Tabel 3.25. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02).....	53
Tabel 3.26. Neraca Panas Kondensor 1 (CD-01).....	54
Tabel 3.27. Neraca Panas Kondensor 2 (CD-02).....	54
Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik.....	62
Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	85
Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan.....	88
Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Layanan Umum.....	99
Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin.....	99

Tabel 5. 3 Jumlah Kebutuhan Air Steam	
Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas.....	100
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	102
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat.....	108
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi.....	111
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas pada Tahun Evaluasi.....	112
Tabel 6. 4 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	121
Tabel 6. 5 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	121
Tabel 6. 6 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	122
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Investment</i> (WCI).....	122
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	122
Tabel 6. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	122
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	123
Tabel 6. 11 <i>General Expense</i> (GE).....	123
Tabel 6. 12 Analisa keuntungan.....	123
Tabel 6. 13 <i>Hasil Analisis Risiko Pabrik</i>	124
Tabel 6. 14 <i>Annual Fixed Cost</i> (Fa).....	125
Tabel 6. 15 <i>Annual Regulated Cost</i> (Ra).....	125
Tabel 6. 16 <i>Annual Variable Cost</i> (Va).....	126

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik impor 1,3 Butadiena di indonesia.....	3
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor 1,3-butadiena di Indonesia.....	6
Gambar 3.1 Diagram Alir Proses Kualitatif.....	30
Gambar 3.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif.....	31
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik 1,3 Butadiena.....	55
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik.....	63
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses.....	66
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	73
Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas.....	96
Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun.....	110
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi.....	128

NOTASI

T	: Suhu atau Temperatur, °C
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
ρ_c	: Densitas campuran, kg/m ³
F _c	: Laju alir volumetrik, m ³ /jam
r _A	: Laju transfer massa, kmol/min
U _c	: koefisien perpindahan panas overall saat bersih (Btu/h.ft ² . F)
U _d	: koefisien perpindahan panas overall saat kotor (Btu/h.ft ² . F)
DBL	: Difusivitas gas
BM	: Berat molekul (kg/mol)
BMC	: Berat molekul campuran (kg/mol)
V	: Volume, m ³
H	: Tinggi, m
ε_g	: Hold up gas
A	: Luas permukaan, m
h _D	: <i>Dry pressure drop</i> , m
c	: <i>Pitch</i> , cm
t _s	: Tebal shell, in
r	: Jari-jari dalam reaktor, in
t _h	: Tebal head, m
LMTD	: <i>Long Mean Temperature Different</i> , K
OD	: Diameter luar, m
ID	: Diameter dalam, m
ε	: Efisiensi
OA	: Tinggi head, ml

N	: Jarak lilitan, m
Dh	: Diameter helix, ft
Re	: Bilangan Reynold
Pr	: Bilangan Prandtl
Wp	: laju alir massa pendingin (lb/jam)
μ_p	: viskositas pendingin (lb/ft.h)
ho	: koefisien perpindahan panas di shell (Btu/h.ft ² . F)
hi	: koefisien perpindahan panas di tube (Btu/h.ft ² . F)

ABSTRAK

Pabrik 1,3-Butadiena dirancang untuk mendorong perekonomian Indonesia, menciptakan lebih banyak lapangan kerja dan menurunkan ketergantungan pada barang asing. Pabrik 1,3-Butadiena dirancang dengan kapasitas 85.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah n-butana dengan kemurnian 96,75% sebanyak 166.615 ton/tahun. Direncanakan pabrik ini akan didirikan di kawasan Bontang, Kalimantan Timur pada tahun 2029, dan beroperasi pada tahun 2030. Pembuatan produk 1,3-butadiena (C_4H_6) diperlukan bahan baku yaitu antara lain n-butana (C_4H_{10}). Kebutuhan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen dalam dan luar negeri, diantaranya yaitu PT Badak NGL Bontang, PT Justus Kimiaraya, Texas Petrochemicals, Shell Chemical. 1,3- Butadiena dibuat dengan cara dehidrogenasi pada suhu $600^{\circ}C$ dan tekanan maksimum 1 atm di dalam suatu fixed bed type multitube dengan kondisi non adiabatic isothermal dengan katalis chromia alumina. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis, sehingga untuk mempertahankan suhu dialirkan combustion gas sebagai pemanas di dalam shell. Konversi n-butana pada reaksi pertama sebesar 94% dan 90% pada reaksi kedua. Produk reaktor kemudian terjadi pemisahan hidrogen dari campuran gas yang dilakukan di separator yang selanjutnya dimurnikan dalam menara Distilasi 1 dan 2 hingga mencapai output dengan kemurnian 99,81%. Unit pendukung proses terdiri atas unit pengadaan air sebesar 749.816,414 kg/jam, unit pengadaan steam sebanyak 100.837,555 kg/jam, unit pengadaan udara tekan ($P = 4$ atm, $T = 35^{\circ}C$) sebanyak 87,67 m^3 /jam. Pabrik ini memiliki unit pengadaan listrik dengan daya 334,003 kW. Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi line and staff. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari 68 orang karyawan shift dan 32 orang karyawan non-shift. Berdasarkan kriteria yang ada pabrik tergolong beresiko tinggi. Biaya produksi total sebesar Rp 616.340.006.712.016 per tahun. Keuntungan sebelum pajak tiap tahun Rp 122.683.993.287.984 dan sesudah pajak sebesar Rp 95.693.514.764.627. Hasil analisis ekonomi menunjukkan Return on Investment (ROI) setelah pajak 35,53%, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 2,20 tahun, Break Event Point (BEP) pada 42,50% kapasitas terpasang 85.000 ton/tahun dan Shut Down Point (SDP) pada 24,88% kapasitas terpasang, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) sebesar 9,59%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik 1,3-Butadiena dari dehidrogenasi n-Butana dirancang dengan kapasitas 85.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : 1,3 butadiena, Dehidrogenasi n-butana, Fixed bed multitube

ABSTRACT

The 1,3-Butadiene plant is designed to boost Indonesia's economy, create more jobs, and reduce dependence on foreign goods. The 1,3-Butadiene plant is designed with a capacity of 85,000 tons/year. The raw material required is n-butane with a purity of 96.75% as much as 166,615 tons/year. This plant is planned to be established in the Bontang area, East Kalimantan in 2029, and operate in 2030. The production of 1,3-butadiene (C_4H_6) requires raw materials, including n-butane (C_4H_{10}). The raw material needs can be sourced from domestic and international producers, including PT Badak NGL Bontang, PT Justus Kimiaraya, Texas Petrochemicals, and Shell Chemical. 1,3-Butadiene is made by dehydrogenation at a temperature of 600°C and a maximum pressure of 1 atm in a fixed bed type multitube under non-adiabatic isothermal conditions with chromia alumina catalyst. The reaction that occurs is endothermic, so to maintain the temperature combustion gas is flowed as a heater in the shell. The conversion of n-butane in the first reaction was 94% and 90% in the second reaction. The reactor product then separates hydrogen from the gas mixture carried out in the separator which is then purified in Distillation towers 1 and 2 to reach an output with a purity of 99.81%. The process support unit consists of a water supply unit of 749,816.414 kg/hour, a steam supply unit of 100,837.555 kg/hour, a compressed air supply unit ($P = 4$ atm, $T = 35^\circ\text{C}$) of 87.67 m³/hour. The plant has an electricity supply unit with a power of 334.003 kW. The company form chosen is a Limited Liability Company (PT), with a line and staff organizational structure. The employee work system is based on the division of working hours consisting of 68 shift employees and 32 non-shift employees. Based on existing criteria the factory is classified as high risk. Total production cost is 616.340.006.712.016 per year. Profit before tax per year is Rp 122.683.993.287.984 and after tax is Rp 95.693.514.764.627. The results of economic analysis show Return on Investment (ROI) after tax of 35.53%, Pay Out Time (POT) after tax of 2.20 years, Break Event Point (BEP) at 42,50% of installed capacity of 85,000 tons/year and Shut Down Point (SDP) at 24,88% of installed capacity, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 9.59%. Based on the results of economic analysis, the 1,3- Butadiene plant from n-Butane dehydrogenation designed with a capacity of 85,000 tons/year is attractive for further study.

Keywords: 1,3 butadiene, Dehydrogenation of n-butane, Fixed bed multitube

BAB 1 PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Setiap tahun, sektor industri Indonesia mengalami pertumbuhan yang semakin pesat, terutama di sektor industri kimia. Diharapkan Pertumbuhan industri kimia akan mendorong perekonomian Indonesia, menciptakan lebih banyak lapangan kerja dan menurunkan ketergantungan pada barang asing. Karena industri kimia memainkan peran penting dalam kehidupan manusia, kebutuhan bahan baku dan produk kimia terus meningkat, yang membuat Indonesia tetap bergantung pada impor dari negara lain.

1,3-Butadiena adalah salah satu bahan kimia yang dibutuhkan yang memiliki rumus molekul $\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CH}=\text{CH}_2$. Senyawa ini juga dikenal dengan nama *buta-1,3-diene*, *biethylene*, *erythrene*, *divinyl*, dan *vinyl ethylene*, tetapi nama IUPACnya adalah 1,3-butadiene. Pada kondisi lingkungan $P = 1 \text{ atm}$, $T = 30^\circ\text{C}$ senyawa 1,3- Butadiena adalah zat kimia berbentuk gas dengan sifat tidak berwarna, non korosif, mudah terbakar, dan reaktif.

Butadiena digunakan paling banyak dalam industri sintetik elastomer, chloroprene, polimer, resin, dan industri adiponitrile. Penggunaan karet sintetis digunakan terutama dalam industri *styrene-butadiene rubber* (SBR) untuk industri ban mobil, serta dalam industri *acrylonitrile butadiene styrene* (ABS) untuk industri plastik. Karena banyaknya produk 1,3-butadiena yang digunakan sebagai bahan baku,

kebutuhan 1,3 butadiena semakin meningkat di Indonesia dan di luar negeri, sehingga Indonesia terus mengimpor 1,3 butadiena dari negara lain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Oleh karena itu, pabrik 1,3 butadiena harus didirikan di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga untuk mengeksport ke luar negeri. Pendirian pabrik di Indonesia juga diharapkan dapat menciptakan lapangan kerja baru, meningkatkan pendapatan negara, dan mendorong pertumbuhan industri kimia lain yang menggunakan 1,3 butadiena sebagai bahan baku.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi pabrik 1,3 Butadiena dari Butana dengan dehidrogenasi akan didirikan dengan kapasitas 85.000 ton/tahun untuk pembangunan pabrik di tahun 2030. Penentuan kapasitas ini dapat ditentukan melalui beberapa pertimbangan berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) sebagai berikut

1.2.1. Kebutuhan Produk

A. Supply

- **Impor**

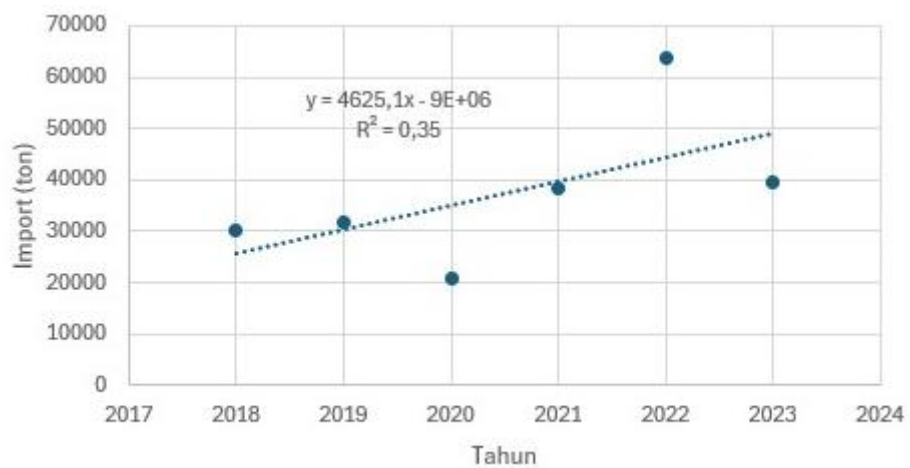
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2024, perkembangan jumlah impor 1,3-Butadiena di Indonesia dari tahun 2018 sampai dengan 2023 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Data Impor 1,3 butadiena di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2018	30154.733
2019	31682.606
2020	20770.162
2021	38287.504
2022	63889.328
2023	39702.782

Sumber : Badan Pusat Statistik, April 2024

Dari data impor tersebut dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor dari sumbu y, Grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik impor 1,3 Butadiena di indonesia

Impor 1,3 butadiena ke Indonesia pada tahun mendatang dapat dihitung dengan persamaan $y = 4625,08x - 9.307.556,91$. Karena nilai R^2 dari grafik Gambar 1.1 kecil (0,35), maka untuk menghitung proyeksi impor di tahun 2030 menggunakan analisis % pertumbuhan. Dimana x adalah tahun dan y adalah jumlah 1,3 butadiena yang diimpor. Dengan menggunakan persamaan di atas terlihat bahwa jumlah impor 1,3 butadiena ke Indonesia pada tahun 2030 (tahun ke-7) adalah 99.320 ton.

Tabel 1. 2 Proyeksi Impor

No.	Tahun	Impor (Ton)	% Pertumbuhan
1.	2018	30.155	0%
2.	2019	31.683	5%
3.	2020	20.770	-34%
4.	2021	38.288	84%
5.	2022	63.889	67%
6.	2023	39.703	-38%
7.	2024	45.259	14%
8.	2025	51.594	14%
9.	2026	58.814	14%
10.	2027	67.046	14%
11.	2028	76.429	14%
12.	2029	87.126	14%
13	2030	99.320	14%

- Produksi

Produksi 1,3 butadiena dapat diperoleh dari PT. Chandra Asri dengan kapasitas produksi sebesar 137.000 ton. Dari persamaan data impor dan produksi 1,3-butadiena di Indonesia pada tahun 2030, ditentukan besar nilai *supply* 1,3 butadiena di Indonesia, yaitu:

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$\text{Supply} = 99.320 + 137.000$$

$$\text{Supply} = 236.320 \text{ Ton/Tahun.}$$

B. Demand

- Ekspor

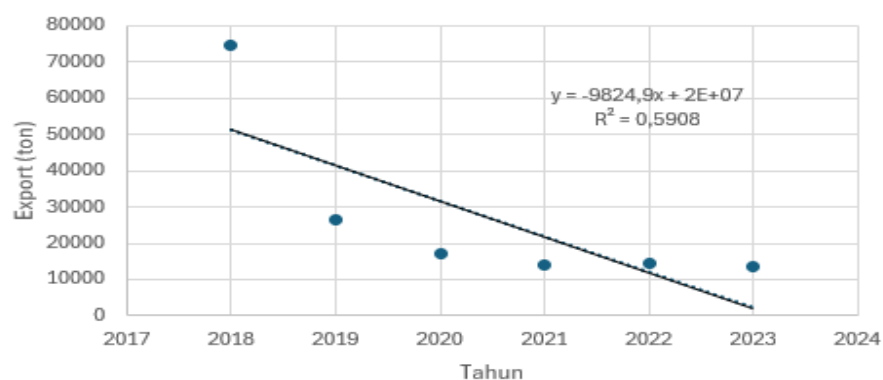
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2024, perkembangan jumlah impor 1,3 Butadiena di Indonesia dari tahun 2018 sampai dengan 2023 dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Data Ekspor 1,3-butadiena di Indonesia

NO.	Tahun	Ekspor (Ton)
1.	2018	74.475
2.	2019	26.622
3.	2020	17.083
4.	2021	13.899
5.	2022	14.501
6.	2023	13.611

Sumber : (Badan Pusat Statistik, April 2024).

Data ekspor di atas dapat diprediksi untuk tahun 2030 menggunakan persamaan regresi linear dengan membuat grafik linear antara data tahunan pada sumbu x dan data ekspor pada sumbu y, grafiknya ditunjukkan pada Gambar 1.2



Gambar 1. 2 Grafik Ekspor 1,3 butadiena di Indonesia

Ekspor 1,3 butadiena ke Indonesia tahun depan dihitung $-9824,86x + 19.877.830,36$, Karena nilai R^2 dari grafik Gambar 1.1 kecil (0,591), maka untuk menghitung proyeksi ekspor di tahun 2030 menggunakan analisis % pertumbuhan. Dimana x adalah tahun dan y adalah total ekspor 1,3-butadiena. Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh bahwa total ekspor 1,3-butadiena di Indonesia pada tahun 2030 (tahun ke-7) adalah 2.833 ton.

Tabel 1. 4 Proyeksi Ekspor

NO.	Tahun	Ekspor (Ton)	% Pertumbuhan
1.	2018	74.475	0%
2.	2019	26.622	-64%
3.	2020	17.083	-36%
4.	2021	13.899	-19%
5.	2022	14.501	4%
6.	2023	13.611	-6%
7.	2024	10.877	-20%
8.	2025	8.692	-20%
9.	2026	6.946	-20%
10.	2027	5.551	-20%
11.	2028	4.436	-20%
12.	2029	3.545	-20%
13.	2030	2.833	-20%

- Konsumsi

Konsumsi dalam negeri 1,3 butadiena dapat ditentukan setiap tahun dari data statistik produksi bahan baku Industri. Data konsumsi 1,3 butadiena di indonesia dapat diaplikasikan pada industri ban. Tabel 1.5 di bawah ini menunjukkan data industri ban yang ada di indonesia.

Tabel 1. 5 Data Kebutuhan 1,3 Butadiena di Berbagai Industri

NO	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT Gajah Tunggal Tbk	18.000
2.	Multistrada Arah Sarana (Achilles)	90.000
3.	PT Synthetic Rubber Indonesia (SRI)	60.000
4.	PT Bridgestone Tire Indonesia	18.018
5.	PT Pardic Jaya Chemicals	11.700
6.	PT Polytama Propindo	150.000
7.	PT Justus Kimiaraya	15.000
Total		390.918

Dengan demikian, berdasarkan data ekspor dan konsumsi 1,3 butadiena Indonesia pada tahun 2029, dapat disimpulkan bahwa nilai permintaan 1,3-butadiena Indonesia yaitu:

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = 2.833 + 390.918$$

$$Demand = 393.751 \text{ Ton/Tahun}$$

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan produk 1,3-butadiena (C_4H_6) diperlukan bahan baku yaitu antara lain n-butana (C_4H_{10}). Kebutuhan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen dalam dan luar negeri.

Tabel 1. 6 Ketersediaan Bahan Baku Pembuatan 1,3-butadiena
(Butana)

NO	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT Badak NGL Bontang	1.300.000
2.	PT Justus Kimiaraya	14.000
3.	Texas Petrochemicals,Amerika	157.000
4.	Arabian Petrochemical Company,Arab Saudi	100.000
5.	Shell Chemical,Amerika	70.000
6.	ExxonMobil,Amerika	67.500
7.	Innovene,Amerika	62.500
8.	Chevron Philips Chem,Amerika	57.500
9.	Idemitsu Petrochemical,Japan	35.000
10.	Qilu Petrochemical Corp.	15.000
11.	Fushun Ethylene Complex	16.000
12.	Mao Ming Petrochemical Corp.	15.000
13.	EPC's Petrochemical Complex	10.000

1.2.2 Kapasitas Pabrik 1,3-butadiena di Dunia

Dalam memenuhi kapasitas rancangan maka diperlukan pula data kapasitas pabrik yang telah didirikan sebelumnya. Daftar pabrik penghasil produk senyawa 1,3-butadiena disajikan pada Tabel 1.7 adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 7 Data Komersial Pabrik Butadiene di Dunia

Nama Pabrik	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk	Indonesia	137.000
PT. Petrokimia Butadiene Indonesia (PT PBI)	Indonesia	101.791
Shell Chemical LP	Amerika	145.000
Shell Nederland Chemie BV	Belanda	115.000
Amoco Chemicals Company	Amerika	91.000
Occidental Petrochemicals	Amerika	50.000
Exxon Chemicals Company	Amerika	156.700
Plaimex Chemicals Company	Polandia	60.000
ANIC	Italia	50.000
Palysar Chemicals Company	Canada	100.000

1.2.3 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kemudian dari proyeksi impor, ekspor, konsumsi, produksi, ketersediaan bahan baku dan pabrik yang telah berdiri. Maka pabrik yang akan berdiri untuk tahun 2029, peluang pabrik 1,3-butadiena dapat ditentukan kapasitas rancangan pabrik sebagai berikut:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang} = (393.751 \text{ ton/tahun}) - (236.320 \text{ ton/tahun})$$

$$\text{Peluang} = 157.431 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut kapasitas perancangan pabrik 1,3-butadiena tahun 2030 yang akan didirikan yaitu 55% dari peluang komersil, jadi kapasitas pra rancangan pabrik 1,3 butadiena tahun 2030 yang akan didirikan sebesar 85.000 ton/tahun, berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku di dalam negeri sudah mencukupi dan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang sudah ada dengan kapasitas terendah yaitu 50.000 ton/tahun dan yang paling tinggi 156.700 ton/tahun. Pabrik 1,3-butadiena ini juga diharapkan dapat mencukupi kebutuhan Butadiene di dalam negeri, menambah devisa negara dengan melakukan ekspor ke negara-negara tetangga sehingga meningkatkan perekonomian di Indonesia, membuka lapangan kerja sehingga dapat menurunkan pengangguran, dan mengurangi nilai impor yang dilakukan Indonesia.

1.2.4 Kegunaan 1,3 Butadiene

Salah satu kegunaan 1,3 Butadiene adalah bahan baku utama untuk pembuatan karet sintetis dan elastomer seperti *Acrylonitrile Butadiene Styrene Rubber* (ABS), serta lebih penting lagi adalah bahan baku pembuatan *Hydroxy Terminated polybutadiene* (HTPB) untuk bahan baku propelan roket yang memiliki nilai strategis tinggi. Butadiena menjadi sangat dibutuhkan pada masa sekarang karena harga karet alam mahal, sehingga karet sintetis dapat menggantikan

karet alam. Selain itu, kegunaan 1,3 Butadiene digunakan bahan intermediet atau setengah jadi dari industri karet sintetis, dan digunakan pada industri polimer dan resin lalu pada industri adiponitril. Pada plastik 1,3 Butadiene yang dimana dapat menambah fleksibilitas pada plastik. Lalu, juga sebagai bahan sintetis *sulfolanil eter* yang digunakan sebagai aditif cairan hidrolisis pada industri plastik dimana butadienasulfon atau 3- sulfolen. Kegunaan lainnya sebagai monomer dalam pembuatan karet sintetis terutama *Akrilonitril butadiene stirena* dan *polybutadiene*. Dalam industri bahan kimia 1,3 Butadiene dijadikan bahan baku untuk membuat bahan kimia berupa 4- *vinylcyclohexene* melalui reaksi dimerisasi dan *cyclododecatriene* melalui reaksi trimerization dan untuk mensintesis suatu sikloalkana dan *cycloalkenes*. Lalu, pada turunan 1,3 Butadiene digunakan untuk pembuatan kosmetik.

1.3 Tinjauan Pustaka

Senyawa 1,3 Butadiena dengan rumus kimia $\text{CH}_2=\text{CH}$ mempunyai nama lain yaitu buta-1,3-diene, *biethylene*, *erythrene*, *divynil*, *vinilethylene*, sedangkan nama IUPAC dari senyawa ini adalah 1,3-Butadiena yang mempunyai sifat tidak berwarna, tidak korosif, dan mudah terbakar dalam kondisi ruangan (Wibowo,2011). Senyawa 1,3-butadiena memiliki titik lebur $108,9^\circ\text{C}$, titik didih $-4,411^\circ\text{C}$, dan larut dalam pelarut organik seperti n butana dan n-butilen (Othmer, 1964). Kegunaan 1,3-butadiena banyak digunakan pada industri karet sintetis, antara lain

sebagai bahan baku *styrene butadiene rubber* (SBR), *acrylonitrile butadiene rubber* (NBR), dan *polybutadiene rubber* (BR) (Nurjahati, 2017).

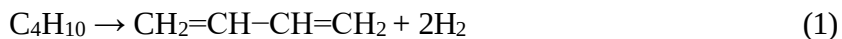
1.3.1 Tinjauan Proses

Terdapat beberapa macam proses dalam memproduksi 1,3-butadiena antara lain:

1. *Houdry*

Proses pembuatan butadiena dengan cara proses *houdry* adalah dengan cara dehidrogenasi butana menggunakan reaktor alir *fixed bed multitube* dengan tekanan 1 atm serta suhu kisaran 325-500 °C. Katalis alumina chromia merupakan katalisator yang digunakan pada proses *houdry*. Bahan baku n-butana dari umpan segar kemudian arus *recycle* diberi panas dengan *preheater* sampai suhu 500 °C, setelah itu direaksikan pada reaktor yang memiliki katalis. Maka hasil dari reaktor tersebut menghasilkan butadiene, butena, dan hidrogen. Hasil reaksi dehidrogenasi yang ingin digunakan berada dalam *heat exchanger*. Kemudian langkah selanjutnya adalah pemurnian di unit pemurnian berupa menara distilasi. Konversi yang dicapai dengan proses ini sekitar 80 – 90% dengan *yield* 60-65 %wt. (Othmer, 1964).

Reaksi yang digunakan:



$H = +260 \text{ kJ/mol}$

(Faith, 1957)

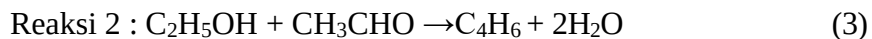
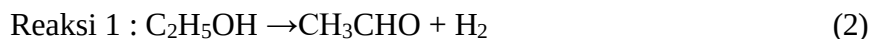
2. Pirolisis Hidrokarbon

Umpam dari campuran etana, propana, butana, nafta, masuk pada reaktor *furnace* yang langsung dapat mengalami perengkahan. Perengkahan berlangsung pada suhu 790-830°C. Pada temperatur tersebut campuran umpam mengalami perengkahan menjadi hidrogen, propilen, etilen, butadiena, toluena dan benzena. Keluar reaktor kemudian dilakukan pendinginan mendadak pada quench tower agar tidak terbentuk karbon. Pemurnian butadiena menggunakan distilasi ekstraktif dengan acetonitril, *N-methylpyrrolidone*, atau dimetilformamid sebagai pelarutnya sehingga didapatkan butadiena dengan kemurnian tinggi. *Yield* yang didapat dari proses ini sebesar 3,5 %wt. (Othmer, 1964)

3. 1-3 Butadiene dari Etanol

Pembuatan butadiena dari etanol melalui 2 tahap proses, yaitu:

1. Dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehida
2. Reaksi antara etanol yang tidak bereaksi dengan asetaldehida



Tahap pertama yaitu umpan dari etanol yang memiliki konsentrasi 96% masuk ke dalam vaporizer yang berfungsi untuk mendapatkan uap dari etanol, kemudian masuk kedalam vaporizer untuk mendapatkan uap etanol, setelah itu masuk ke dalam reaktor 1 dengan katalis copper dimana terjadi reaksi dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid. *Yield* reaksi dehidrogenasi sebesar 92%. Asetaldehid yang dihasilkan direaksikan dengan etanol excess dari reaksi 1. Rasio etanol dan asetaldehid masuk reaktor 2 adalah 3:1. Reaktor 2 menggunakan tantalum-silika sebagai katalis dengan 2% tantalum pentoxide dalam silica gel. Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis dan temperatur 325-350°C. Total *yield* adalah 28-30%. Pemurnian produk butadiena dilakukan dengan proses distilasi.

4. Proses Philips

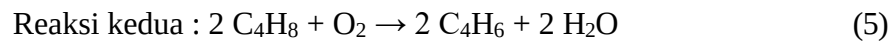
Salah satu cara mengubah atau mengonversi butana menjadi butadiena dengan menggunakan katalis dapat menggunakan proses Philips. Pada proses ini menggunakan umpan berupa butana dengan melibatkan dua reaksi antara oksidasi butena dan dehidrogenasi butena. Terdapat lima tahapan dalam proses produksi butadiene diantaranya preparasi bahan baku, tahapan reaksi, tahapan

pemisahan serta tahapan pemurnian produk yang dihasilkan (wibowo, 2012).

Reaksi yang terjadi pada reaktor ini menggunakan suhu reaksi sebesar 621°C dan tekanan 0,2 atm.



Konversi dari reaksi tersebut sebesar 90% dengan bantuan katalis chromia alumina.



Reaksi tersebut menggunakan tekanan sebesar 1 atm, dan konversinya sebesar 30%. Sebelum dilakukan proses pemurnian bahan baku, butadiene dipisahkan dari senyawa campuran lainnya terlebih dahulu. Pada proses pemurnian, butadiene dicuci menggunakan air pendingin, pada pemurnian ini menghasilkan air pada bagian *bottom* dan butadiene yang didinginkan pada bagian *top* (wibowo, 2012).

Tabel 1.8 Perbandingan Proses Pembuatan 1,3 butadiena

Parameter	Proses		
	Proses Houdry	1-3 Butadiene dari Etanol	Proses Philips
Bahan Baku	Butana	Etanol	Butana
Suhu (°C)	325- 500°C	325-350°C	621°C
Tekanan (atm)	1 atm	1,2 atm	0,2 atm - 1 atm
Konversi (%)	90%-95%	80-90%	30%
Katalis	Chromia alumina	Chromia alumina/ tantala silika, tantalum pentox	Chromia alumina
Kelebihan	Hasil konversi lebih tinggi, Proses lebih sederhana, menggunakan 1 katalis	Konversi cukup tinggi	Menggunakan 1 katalis
Kekurangan	Suhu reaksi tinggi	Hasil konversi rendah, membutuhkan 2 bahan katalis	Alat lebih rumit dan mahal, konversi rendah

Berdasarkan dari pertimbangan keseluruhan proses pembuatan 1,3 butadiena yang dapat dilihat dari parameter dan ketersediaan bahan baku serta kelebihan maupun kekurangan yang ada, maka pabrik 1,3 butadiena akan didirikan dengan menggunakan proses Houdry. Proses yang dipilih merupakan proses Houdry dikarenakan pada proses houdry pembuatan 1,3 butadiena dari Butana lebih efisien dan tidak membutuhkan banyak reaktor dan kolom distilasi yang mana bisa mengurangi modal awal dalam pembuatan pabrik 1,3 butadiena.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298,15^\circ\text{K}$. Pada proses pembentukan 1,3-Butadiena terjadi reaksi sebagai berikut:

Reaksi I :



Harga ΔH_f° masing-masing komponen pada suhu 298.15 K dapat dilihat pada tabel

Tabel 1.9 Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔH_f°
nC ₄ H ₁₀	-126,15
C ₄ H ₈	-0,13
H ₂	0

$$\Delta H_{298} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{298} = (-0,13 + 0) \text{ kJ/mol} - (-126,15) \text{ kJ/mol}$$

$$= 126,02 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga ΔH_{298} positif, maka reaksi bersifat endotermis.

Tabel 1.10 Harga ΔG°_f masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
nC_4H_{10}	-17,15
C_4H_8	-71,3
H_2	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ_f = -RT \ln K$$

$$\Delta G_{total} = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta G^\circ_f C_4H_8 + \Delta G^\circ_f H_2) - \Delta G^\circ_f nC_4H_{10}$$

$$= (-71,3 + 0) \text{ kJ/mol} - (-17,15) \text{ kJ/mol}$$

$$= -54,15 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln Kp = -\frac{\Delta G}{RT} \left[\frac{-54150}{8,314 \cdot 298,15} \right]$$

$$Kp = 3,104 \times 10^9$$

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K} = \frac{-\Delta H_{298,15}}{R} \left[\frac{1}{T_{298,15}} - \frac{1}{T_{873,15}} \right]$$

(Smith & VanNess, 1987)

Keterangan :

K = Konstanta kesetimbangan pada suhu tertentu
 T = Suhu tertentu
 $\Delta H_{298,15K}$ = Panas reaksi standar pada 298,15 K

Pada suhu 600 °C (873,15 K) besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{873,15}} = \frac{-\Delta H_{298,15}}{R} \left[\frac{1}{T_{298,15}} - \frac{1}{T_{873,15}} \right]$$

$$\ln \frac{K_{298,15}}{3,104 \times 10^9} = \frac{-110290}{8,314} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{873,15} \right]$$

$$K = 1,07 \times 10^{24}$$

Karena harga konstanta kesetimbangan relatif besar, maka reaksi berlangsung searah ke arah kanan (*irreversible*).

Reaksi II :



Harga ΔH°_f masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada tabel sebagai berikut :

Tabel Harga ΔH°_f masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔH°_f (kJ/mol)
C ₄ H ₈	-0,13
C ₄ H ₆	110,16
H ₂	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta H_{298} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= (110,16 + 0) \text{ kJ/mol} - (-0,13) \text{ kJ/mol} \\ &= 110,29 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Karena harga ΔH_{298} positif, maka reaksi bersifat endotermis.

Tabel Harga ΔG°_f masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔG°_f (kJ/mol)
C ₄ H ₈	-71,67
C ₄ H ₆	-150,
H ₂	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{\text{total}} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_6 + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2) - \Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_8 \\ &= (-150,67 + 0) \text{ kJ/mol} - (-71,3) \text{ kJ/mol} \\ &= -79,37 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\ln Kp = -\frac{-\Delta G}{RT}$$

$$\ln Kp = -\frac{-79370}{8.314 \cdot 298,15}$$

$$Kp = 8,178 \times 10^{13}$$

Pada suhu 600 °C (873,15 K) besarnya konstanta kesetimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{873,15}} = \frac{-\Delta H_{298,15}}{R} \left[\frac{1}{T_{298,15}} - \frac{1}{T_{873,15}} \right]$$

$$\ln \frac{K_{298,15}}{8,178 \times 10^{13}} = \frac{-110290}{8,134} \left[\frac{1}{873,15} - \frac{1}{298,15} \right]$$

$$K = 4,3406 \times 10^{26}$$

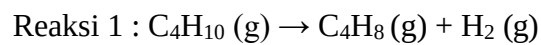
Karena harga Kp besar, maka dapat dianggap sebagai reaksi searah (*irreversible*).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tinjauan Kinetika digunakan bertujuan untuk menentukan nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reaktor. Laju reaksi kimia sangat dipengaruhi oleh besarnya konsentrasi reaktan. Semakin besar konsentrasi reaktan yang digunakan, laju reaksi akan meningkat. Konstanta laju reaksi merupakan perbandingan antara laju reaksi dengan konsentrasi reaktan (Fogler, 1992).

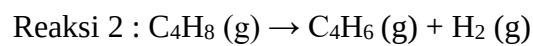
Reaksi kimia dipengaruhi oleh kinetika reaksi. Nilai konstanta laju reaksi (k) maupun laju reaksi ($-r_A$) dipengaruhi oleh konsentrasi, tekanan, suhu dan dapat diperoleh dari nilai tumbukan maupun hasil penelitian.

Kecepatan reaksi etanol menjadi 1,3-butadiena merupakan reaksi dari orde satu. Kecepatan dituliskan sebagai berikut :



$$\text{Log } k = \frac{-73900}{4,575T} + 16,43$$

(Hougen, Watson, Ragantz, 1976)



$$\text{Log } k = \frac{-60000}{4,575T} + 15,27$$

(J.M. Smith, 1970)

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Sifat Fisis Senyawa

Tabel 2.1 Sifat Fisis Senyawa

Spesifikasi	Bahan Baku	Bahan Pendukung	Produk	
	N-Butana	Chromia Alumina	1,3 Butadiene	Hidrogen
Rumus Molekul	C_4H_{10}	$Al_2O_3.Cr_2O_3$	C_4H_6	H_2
Berat Molekul (gr/gr mol)	58,124	-	54,09	2,02
Fase	Gas	Padat	Gas	Gas
Bentuk	Gas	Pellet Silinder	Gas	Gas
Titik Lebur ($^{\circ}C$)	-138,4	-	-108,90	-259,20
Titik Didih ($^{\circ}C$)	-0,5	-	-4,411	-259,20
Densitas (g/cm^3)	0,1554	0,78	0,61	89,88

2.2 Sifat Kimia dan Identifikasi Kebahayaan Senyawa

2.2.1 Sifat Kimia

a. C_4H_{10}

Sifat Kimia : -Hidrokarbon alkana (jenuh)

-Tidak larut dalam air, larut dalam pelarut organik

-mudah terbakar

Reaksi Utama : - Pembakaran: $C_4H_{10} + 6.5 O_2 \rightarrow 4 CO_2 + 5 H_2O$

- Klorinasi radikal bebas: $C_4H_{10} + Cl_2 \rightarrow C_4H_9Cl + HCl$

b. C_4H_8

Sifat Kimia : - Hidrokarbon alkana (tidak jenuh)

- Terdapat dalam beberapa isomer (cis-, trans-, isobutena)

Reaksi Utama : - Mudah bereaksi dengan elektrofil

- Adisi elektrofilik: $C_4H_8 + HBr \rightarrow C_4H_9Br$

- Polimerisasi: $nC_4H_8 \rightarrow (C_4H_8)_n$

c. C_4H_6

Sifat Kimia :
- Hidrokarbon diena terkonjugasi
- Reaktif terhadap reaksi adisi
- Stabilitas resonansi tinggi

Reaksi Utama :
- Adisi Diels-Alder: $C_4H_6 + C_6H_4O_2 \rightarrow$ produk sikloheksena
- Adisi elektrofilik: $C_4H_6 + Br_2 \rightarrow C_4H_6Br_2$

d. H_2

Sifat Kimia :
- Gas molekul diatomik
- Sangat ringan dan mudah terbakar
- Nonpolar dan rendah kelarutan dalam air

Reaksi Utama :
- Pembakaran: $2 H_2 + O_2 \rightarrow 2 H_2O$
- Reduksi: $Fe_2O_3 + 3 H_2 \rightarrow 2 Fe + 3 H_2O$

2.2.2 Identifikasi Kebahayaaaan

a. n-Butana (C₄H₁₀)

Tabel 2.2 Identifikasi Kebahayaaaan C₄H₁₀

Identifikasi Kebahayaaaan C ₄ H ₁₀	
Parameter	Keterangan
Nomor CAS	106-97-8
Bentuk Fisik	Gas
Warna dan Bau	Tidak berwarna, bau gas minyak
Titik didih	-1°C
Titik Nyala	-60°C
Suhu Penyalaan Otomatis	405°C
Kemudahan Terbakar	Sangat mudah terbakar
Efek Paparan	Dapat menyebabkan asfiksia pada konsentrasi tinggi
Rekomendasi APD	Kacamata pelindung, sarung tangan tahan api, respirator
Kode NFPA	H: 1, F: 4, R: 0
Prosedur Darurat	Eliminasi sumber api, beri ventilasi pada area tersebut, dan tampung tumpahan dengan bahan inert. Hindari penyebaran air.

b. 1-Butena (C_4H_8)

Tabel 2.3 Identifikasi Kebahayaan C_4H_8

Identifikasi Kebahayaan C_4H_8	
Parameter	Keterangan
Nomor CAS	106-98-9
Keadaan Fisik	Gas
Warna dan Bau	Tidak berwarna, bau seperti minyak bumi
Titik didih	-6.3°C
Titik Nyala	-78°C
Suhu Penyalaan Otomatis	385°C
Kemudahan Terbakar	Sangat mudah terbakar
Efek Paparan	Iritasi pernapasan dan pusing
Rekomendasi APD	Kacamata pelindung, sarung tangan nitril
Kode NFPA	H: 2, F: 4, R: 0
Prosedur Darurat	Ventilasi area, hentikan kebocoran dengan alat non-pemantik

c. 1,3-Butadiena (C_4H_6)

Tabel 2.4 Identifikasi Kebahayaan 1,3-Butadiena

Identifikasi Kebahayaan C_4H_6	
Parameter	Keterangan
Nomor CAS	106-99-0
Keadaan Fisik	Gas
Warna dan Bau	Tidak berwarna, bau tajam
Titik didih	-4.4°C
Titik Nyala	-76°C
Suhu Penyalaan Otomatis	432°C
Kemudahan Terbakar	Sangat mudah terbakar
Efek Paparan	Iritasi kulit dan mata; dapat menyebabkan kanker
Rekomendasi APD	Kacamata pelindung, sarung tangan nitril, respirator
Kode NFPA	H: 2, F: 4, R: 2
Prosedur Darurat	Hentikan kebocoran, gunakan ventilasi tahan ledakan, evakuasi

d. Hidrogen (H₂)

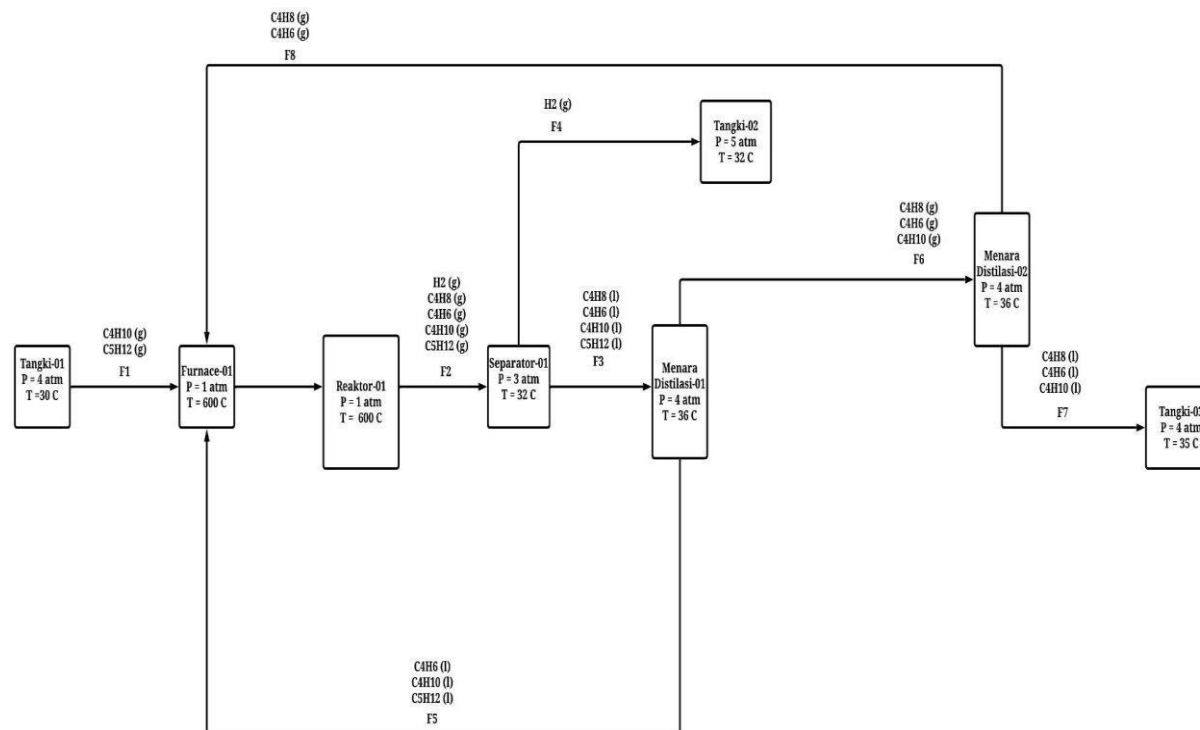
Tabel 2.5 Identifikasi Kebahayaan H₂

Identifikasi Kebahayaan H ₂	
Parameter	Keterangan
Nomor CAS	1333-74-0
Keadaan Fisik	Gas
Warna dan Bau	Tidak berwarna, tidak berbau
Titik didih	-252.9°C
Suhu Penyalaan Otomatis	500°C
Kemudahan Terbakar	Sangat mudah terbakar
Efek Paparan	Tidak berbahaya pada konsentrasi rendah
Rekomendasi APD	Respirator, kaca mata, pakaian anti-statis
Kode NFPA	H: 1, F: 4, R: 0
Prosedur Darurat	Matikan api, evakuasi, gunakan alat anti-listrik statis

BAB III PERANCANGAN PROSES

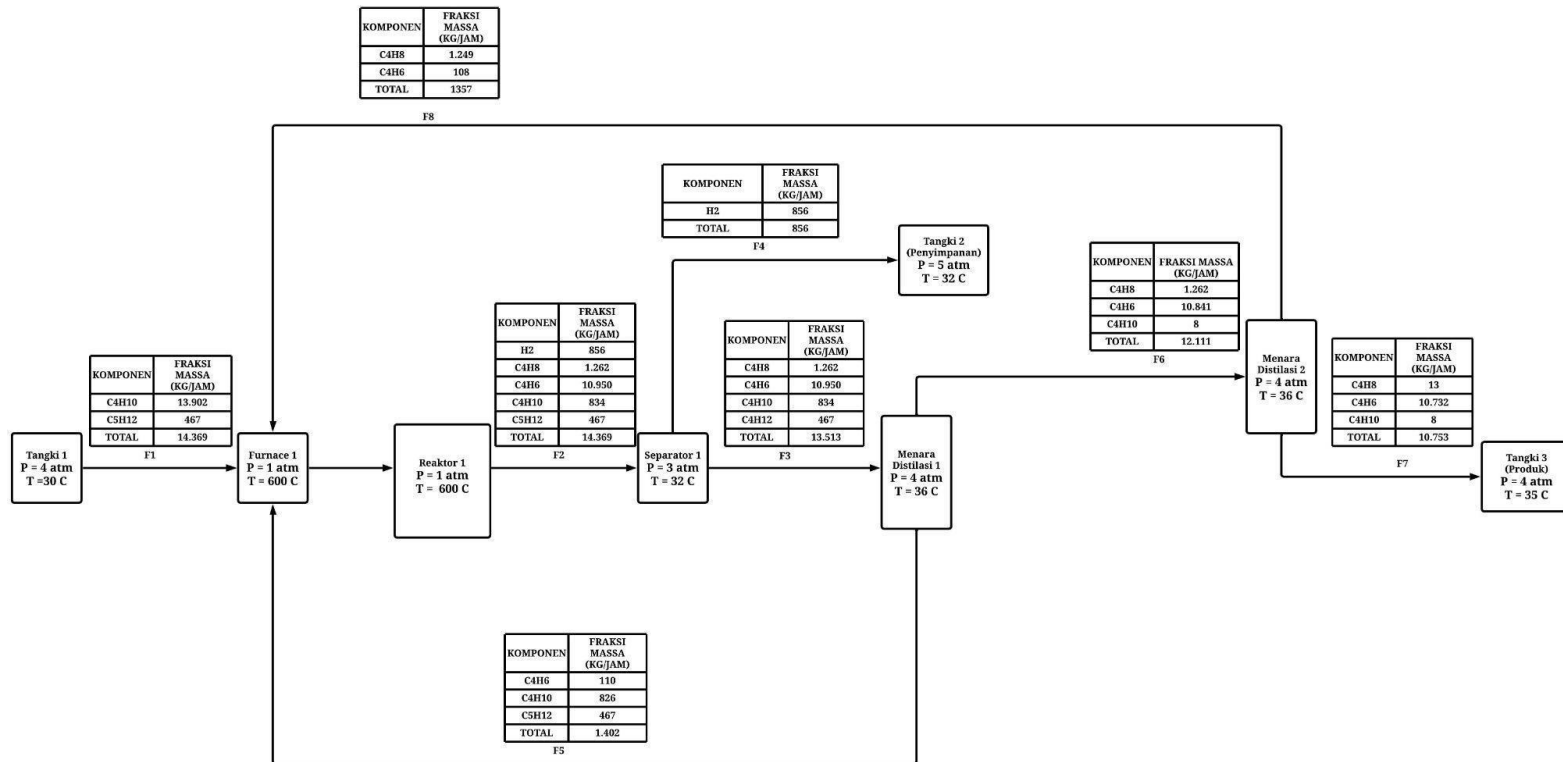
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Proses Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Proses Kualitatif

3.1.1 Diagram Alir Proses Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Proses Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi 1,3-butadiena dapat dibagi pada beberapa tahap yaitu :

3.2.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku n-Butana yang berasal dari tangki penyimpanan (T-01) berfase cair dengan suhu penyimpanan 30°C dan tekanan 4 atm. Untuk menyesuaikan kondisi operasi reaktor, bahan baku n-Butana dialirkan pada *expansion valve* (EV-01) yang mengakibatkan terjadinya penurunan tekanan menjadi 1 atm serta berubahnya fase bahan baku n-butana menjadi gas. Gas n-Butana kemudian memasuki HE-01 untuk dipanaskan terlebih dahulu dengan menggunakan media pemanas berupa steam pemanas dengan suhu 370°C yang berasal dari *Waste Heat Boiler* (WHB-01). Gas bahan baku n-butana keluar HE-01 pada suhu 83°C. Sebelum diumpankan pada reaktor gas bahan baku n-butana kemudian memasuki F-01 untuk dipanaskan lebih lanjut hingga mencapai suhu 600°C.

3.2.2 Proses Reaksi di dalam Reaktor

Reaktor menjadi tempat berlangsungnya reaksi pembentukan 1,3 butadiena dari dehidrogenasi n-butana, kondisi operasi reaktor berlangsung pada suhu 600°C dan tekanan 1 atm.

Reaksi dehidrogenasi n-butana menjadi 1,3 butadiena:

1. Dehidrogenasi parsial



2. Dehidrogenasi lanjut



Katalis yang digunakan pada reaksi ini adalah kromia alumina. Reaksi yang terlibat merupakan reaksi endotermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi reaktor tetap stabil diperlukan pemanas yang berupa *superheated steam* dengan suhu 700°C. Produk keluar reaktor yang dirancang isothermal memiliki suhu yang tinggi yaitu 600°C dan tekanan 1 atm. Melalui *Waste Heat Boiler*, panas yang dihasilkan oleh reaktor dimanfaatkan sebagai media pemanas pada HE-01. Setelah itu suhu dari produk hasil reaktor mengalami penurunan menjadi 30°C. Gas Produk dilewatkan pada kompresor (K-01) 1 tahap hingga terjadi kenaikan tekanan menjadi 3 atm dan suhu 32°C. Gas produk keluar kompresor (K-01) diumpankan ke separator untuk memisahkan H₂ dari campuran gas.

3.2.3 Pemurnian produk

Tahap ini bertujuan untuk meningkatkan kemurnian produk 1,3 butadiena dari campuran gas yang terbentuk pada reaktor. Campuran gas produk keluar reaktor diturunkan suhunya melalui WHB-01 sehingga suhu menjadi 30°C kemudian selanjutnya gas hasil reaktor menuju separator yang memisahkan produk atas berupa hidrogen yang merupakan produk samping dan produk bawah 1,3

butadiena yang merupakan produk utama. Selanjutnya hasil atas berupa produk samping hidrogen dimasukkan ke tangki penyimpanan hidrogen (T-02) dan hasil bawah yang berupa produk utama 1,3 butadiena, campuran produk pada keadaan *bubble point* (cair jenuh) tersebut di umpankan ke dalam Menara distilasi (MD-01) dengan suhu 32°C. Hasil bawah dari Menara distilasi (MD-01) yang masuk ke dalam Reboiler (RB-01) akan dikembalikan ke Menara distilasi sebagai refluk dan dijadikan sebagai bahan bakar penunjang pada *Furnace* (F-01). Hasil atas Menara distilasi (MD-01) yaitu campuran n- butana, butena dan 1,3 Butadiena di embunkan pada kondensor parsial (CD-01) dengan suhu 35°C selanjutnya ditampung dalam akumulator (ACC-01) pada suhu 35°C. Produk atas yang diambil dialirkan ke menara distilasi (MD-02) dengan suhu 35°C. Hasil bawah dari Menara distilasi (MD-02) yang masuk ke dalam *Reboiler* (RB-01) akan masuk ke tangki penyimpanan hidrogen (T-02). Hasil atas Menara distilasi (MD-02) yaitu campuran 1- butena dan 1,3 butadiena di embunkan pada kondensor parsial (CD- 01) dengan suhu 35°C selanjutnya ditampung dalam akumulator (ACC-01) pada suhu 35°C kemudian di *recycle* ke *Furnace* (F-01) sebagai bahan bakar penunjang.

3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk

Hasil produk bawah menara distilasi 2 (MD-02) 1,3 Butadiena dengan kemurnian 99,81% dialirkan menuju tangki (T-

03) yang merupakan tempat penyimpanan produk utama dengan suhu 35°C dan tekanan 4 atm. Produk samping dalam proses ini merupakan hidrogen hasil pemisahan pada separator (S-01) disimpan pada tangki penyimpanan hidrogen (T-02) pada kondisi suhu 33°C dan tekanan 5 atm.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

Tabel 3.1. Spesifikasi Reaktor

Fungsi	Tempat terjadinya Hidrogenasi Mereaksikan n Butana dengan katalis alumina chromia sehingga menghasilkan 1,3 Butadiena sebagai produk.
Jenis	<i>Reaktor Fixed bed Multitube</i>
Jumlah	1 Buah
Kondisi Operasi	Volume : 1,26 m ³ Tekanan : 1 atm Suhu pemanas masuk : 873 K Suhu pemanas keluar : 873 K Pemanas : <i>Superheated steam</i>
Spesifikasi Katalis	Bahan : alumina Kromina Fase : padat Porositas: 60% Wujud : pelet Diameter : 5 mm Densitas : 780 Kg/M ³ Bobot katalis (W) : 92 kg
Spesifikasi	<i>Tube</i> Jumlah <i>tube</i> : 100 OD: 1,5 in (3,81 cm) ID : 1,37 in (3,47 cm) Susunan : <i>Triangular Pitch</i> <i>Pitch</i> : 0,04 m <i>Clearance</i> : 0,0095 m <i>Shell</i> Material : <i>Carbon Steel SA 387 Grade 11</i>

	IDS : 0,50 m <i>Baffle Spacing</i> : 0,37 m Tebal : 0,26 in (0,67 cm) <i>Head</i> Jenis : <i>Torispherical Head</i> Material <i>Carbon Steel SA 387 Grade 11</i> Tebal : 0,37 in (0,93 cm) Tinggi : 6,19 in (15,73 cm)
--	---

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

3.3.2.1 Separator

Tabel 3.2. Spesifikasi Separator

Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan
Tipe	<i>Silinder vertikal, flanged and standard dished head</i>
Material	Baja Karbon
Jumlah	1 Buah
Kondisi Operasi	P : 4 atm T : 32°C
Waktu Tinggal	10 Menit
Dimensi Separator	Diameter : 6,56 m Tinggi Cairan (HL) : 15,15 m Tinggi Separator : 19,69 m

3.3.2.2 Menara Distilasi

Tabel 3.3. Spesifikasi Menara Distilasi 1 (MD-01)

Fungsi	Memisahkan butana, butena dan butadiena
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Tekanan	4 atm
Kondisi Operasi	<i>Top : 37,06°C Feed : 32°C Bottom : 49,87°C</i>
Spesifikasi	<i>Diameter : 1,75 m Tinggi total : 33,42 m Tebal shell : 0,375 in Head Tipe : Torispherical head Tebal head : 0,500 in Tinggi head : 0,29 m Plate Tipe : sieve tray Jumlah plate : 115 Plate spacing : 0,3 m</i>
Spesifikasi yang lainnya	<i>Total Pressure Drop : Bottom (409,922 mmLiquid) Top (297,965 mmLiquid) Hole size : 0,005 m Jumlah Hole : 1606 buah Tinggi weir : 0,04 m Panjang weir : 0,995 m</i>

Tabel 3.4. Spesifikasi Menara Distilasi 2 (MD-02)

Fungsi	Memisahkan campuran dari C_4H_{10}
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Tekanan	4 atm
Kondisi Operasi	<i>Top : 35.69°C Bottom : 37,23°C</i>
Spesifikasi	<i>Diameter : 1,71 m Tinggi total : 2,89 m Tebal shell : 0,312 in Head Tipe : Torispherical head Tebal head : 0,312 in Tinggi head : 0,13 m Plate Tipe : sieve ray Jumlah plate : 352 Plate spacing : 0,3 m</i>
Spesifikasi yang lainnya	<i>Total Pressure Drop : Bottom (2583,878 mmLiquid) Top (257,265 mmLiquid) Hole size : 0,005 m Jumlah Hole : 1538 buah Tinggi weir : 0,04 m Panjang weir : 0,974 m</i>

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

3.3.3.1 Accumulator

Tabel 3.5. Spesifikasi Accumulator

Kode	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Sebagai penampung arus keluar separator untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar	Sebagai penampung arus keluar kondensor pada MD dan untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Tipe	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Jumlah	1	1
Kondisi	T : 35°C	T : 35°C
Operasi	P : 4 atm	P : 4 atm
Spesifikasi	Volume : 8,763 m ³ Diameter : 0,355 m Panjang : 4,489 m Tebal <i>Shell</i> : 0,007 m Tebal <i>Head</i> : 0,007 m Tinggi <i>Head</i> : 0,229	Volume : 5,856 m ³ Diameter : 0,355 m Panjang : 3,924 m Tebal <i>Shell</i> : 0,007 m Tebal <i>Head</i> : 0,007 m Tinggi <i>Head</i> : 0,279

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan

3.3.4.1 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3.6. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Kode	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku Butana selama 14 hari	Menyimpan produk samping gas hidrogen selama 7
Tipe	Tangki silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap <i>torispherical</i>	<i>Spherical Vessel</i> (Tangki Bola)
Jumlah	10	12
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	T : 30°C P : 4 Atm	T : 30°C P : 5 Atm
Spesifikasi	Kapasitas : 202396 kg Diameter : 12,19 m Tebal <i>shell</i> : 0,18 in (0,48 cm) Tebal <i>bottom</i> : 1,75 in (0,044 m) Tinggi <i>roof</i> : 87,25 in (2,21 m) Tinggi total : 25,27 ft (7,702 m)	Kapasitas : 60298 kg Diameter : 15,24 m Tebal <i>shell</i> : 0,06 m Tinggi total : 15,37 m

Tabel 3.7. Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk

Kode	T-03
Fungsi	Menyimpan produk 1,3 Butadiena
Tipe	Tangki silinder tegak dengan dasar <i>flat bottom</i> dan atap <i>torispherical</i>
Jumlah	10
Kapasitas	3245638 kg
Material	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Kondisi Penyimpanan	T : 34.98°C P : 4 atm
Spesifikasi	Diameter : 12,19 m Tebal <i>shell</i> : 0,18 in (0,48 cm) Tebal <i>bottom</i> : 1,75 in (0,044 m) Tinggi <i>roof</i> : 87,25 in (2,21 m) Tinggi total : 25,27 ft (7,702 m)

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.8. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Kode	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan hasil T-01 ke EV-01	Mengalirkan hasil bawah Separator-01 ke Menara Distilasi
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kondisi Operasi	T : 30°C	T : 32°C
	P : 4 atm	P : 3 atm
Spesifikasi	Kapasitas : 0,743 m ³ /jam OD : 1,05 in ID : 0,824 in Flow Area : 0,534 in ² Pump Head : 3,34 m Daya Motor : 37,285 Watt	Kapasitas : 10,607 m ³ /jam OD : 2,88 in ID : 2,469 in Flow Area : 4,79 in ² Pump Head : 3,453 m Daya Motor : 37,285 Watt
Kode	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah MD-01 ke Furnace	Mengalirkan hasil bawah MD-02 ke T-03
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kondisi Operasi	T : 56°C P : 3 atm	T : 56°C P : 3 atm
Spesifikasi	Kapasitas : 1,45 m ³ /jam OD : 1,32 in ID : 1,049 in Flow Area : 0,864 in ² Pump Head : 3,5 m Daya Motor : 37,285 Watt	Kapasitas : 0,934 m ³ /jam OD : 1,05 in ID : 0,824 in Flow Area : 0,534 in ² Pump Head : 3,792 m Daya Motor : 37,285 Watt

Tabel 3.9. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Kode	K-01
Fungsi	Menaikan tekanan gas dari WHB menuju Separator dari 1 atm menjadi 4 atm
Tipe	<i>Centrifugal Multistage</i>
Suhu Masuk	30°C
Suhu Keluar	32.50°C
Kerja Kompresor	4,2326 HP
Penggerak	<i>Single stage turbin</i>

Kode	EV-01	EV-02	EV-03
Fungsi	menurunkan tekanan dari arus tangki 01 menuju HE 01	menurunkan tekanan dari bottom MD-01 sebelum dijadikan umpan pada F-01	menurunkan tekanan dari distilat MD 2 untuk menjadi bahan bakar pada Furnace F-01
Tipe	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Kondisi Operasi	P in : 4 atm P out : 1 atm T : 30°C	P in : 3 atm P out : 1 atm T : 27°C	P in : 3 atm P out : 1 atm T : 35.35°C
Spesifikasi	ID : 3,068 in OD : 3,5 in <i>Pressure Head</i> : 18380 ft.lbf/lbm Debit : 12,053 m ³ /jam <i>Power</i> : 0,105 HP	ID : 3,068 in OD : 3,5 in <i>Pressure Head</i> : 29556 ft.lbf/lbm Debit : 10,078 m ³ /jam <i>Power</i> : 0,074 HP	ID : 3,068 in OD : 3,5 in <i>Pressure Head</i> : 19062 ft.lbf/lbm Debit : 2,711 m ³ /jam <i>Power</i> : 0,021 HP

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

3.3.6.1 Condensor

Tabel 3.10. Spesifikasi Condensor 1 (CD-01)

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas MD-01
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	13513,13
<i>Tube</i>	
Fluida	Air
Suhu	
T masuk, °C	28,05
T keluar, °C	28,01
OD tube, in (m)	0,75 (0,01905)
ID tube, in (m)	0,652 (0,0165)
Susunan pitch	Square Pitch
Pitch, in (m)	1 (0,0254)
Panjang, ft (m)	16 (4,877)
Jumlah tube	20
Rd cal/Rd min	0,023/0,003
A (ft²)	62,82
Uc (Btu/hr.ft².F)	41,78
Ud (Btu/hr.ft².F)	281815

Tabel 3.11. Spesifikasi Condensor 2 (CD-02)

Kode	CD-02
Fungsi	Mengembunkan hasil atas MD-02
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	34351951
<i>Tube</i>	
Fluida	Air
Suhu :	
T masuk, °C	29,39
T keluar, °C	29,44
OD tube, in (m)	1,5 (0,038)
ID tube, in (m)	1,4 (0,035)
Susunan pitch	<i>Triangular Pitch</i>
Pitch, in (m)	12,875 (0,327)
Panjang, ft (m)	6 (1,828)
Jumlah tube	12
Rd cal/Rd min	0,053/0,003
A (ft²)	28,260
Uc (Btu/hr.ft².F)	18,522
Ud (Btu/hr.ft².F)	391511

3.3.6.2 Condensor Parsial

Kode	CDP
Fungsi	Mengembunkan hasil keluaran Reaktor (R-01) untuk masuk ke Separator (SP-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	14369.32
<i>Tube</i>	
Fluida	Air
Suhu	
T masuk, °C	600
T keluar, °C	32,14
OD tube, in (m)	0,75 (0,0191)
ID tube, in (m)	0,652 (0,016)
Susunan pitch	<i>Square Pitch</i>
Pitch, in (m)	1 (0,025)
Panjang, ft (m)	16 (4,876)
Jumlah tube	914
Rd cal/Rd min	0,0177/0,003
A (ft²)	2870,691
Uc (Btu/hr.ft².F)	138
Ud (Btu/hr.ft².F)	40,025

3.3.6.3 Reboiler

Tabel 3.12. Spesifikasi Reboiler 1 (RB-01)

Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil bawah
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	233695419
<i>Tube</i>	
Fluida	Steam
Suhu	
T masuk, °C	30,47
T keluar, °C	32,67
OD tube, in (m)	0,75 (0,01905)
ID tube, in (m)	0,652 (0,01656)
Susunan pitch	Square Pitch
Pitch, in (m)	1 (0,0254)
Panjang, ft (m)	16 (4,877)
Jumlah tube	20
Rd cal/Rd min	0,01451/0,003
A (ft²)	63
Uc (Btu/hr.ft².F)	69
Ud (Btu/hr.ft².F)	37,420

Tabel 3.13. Spesifikasi Reboiler 2 (RB-02)

Kode	RB-02
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil bawah
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	34337500
<i>Tube</i>	
Fluida	Steam
Suhu	
T masuk, °C	41.92
T keluar, °C	52
OD tube, in (m)	1,5 (0,0381)
ID tube, in (m)	1,4 (0,0355)
Susunan pitch	Triangular Pitch
Pitch, in (m)	1,875 (0,0476)
Panjang, ft (m)	24 (7,3152)
Jumlah tube	34
Rd cal/Rd min	0,0477/0,003
A (ft²)	320,28
Uc (Btu/hr.ft².F)	20,8463
Ud (Btu/hr.ft².F)	1523

3.3.6.4 Heat Exchanger

Tabel 3.14. Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-01)

Kode	HE-01
Fungsi	Menaikkan temperatur umpan N-butana dari 40 C ke 150 C dari tangki penyimpanan (T-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	136,65
<i>Tube</i>	
Fluida	Steam
Suhu	
T masuk, °C	30
T keluar, °C	83
OD tube, in (m)	1,5 (0,0381)
ID tube, in (m)	1,4 (0,0355)
Susunan pitch	Triangular Pitch
Pitch, in (m)	1,875 (0,0476)
Panjang, ft (m)	20 (6,096)
Jumlah tube	42
Rd cal/Rd min	0,138/0,003
A (ft²)	224,64
Uc (Btu/hr.ft².F)	22,391
Ud (Btu/hr.ft².F)	5,450

3.3.6.5 Vaporizer

Kode	V-01
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari Reaktor
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	3195,354
<i>Tube</i>	
Fluida	Steam
Suhu	
T masuk, °C	30
T keluar, °C	120
OD tube, in (m)	0,75 (0,01905)
ID tube, in (m)	0,652 (0,0165)
Susunan pitch	Square Pitch
Pitch, in (m)	1 (0,0254)
Panjang, ft (m)	16 (4,877)
Jumlah tube	20
Rd cal/Rd min	0,0483/0,003
A (ft²)	62,816
Uc (Btu/hr.ft².F)	100,1118
Ud (Btu/hr.ft².F)	17,1477

3.3.6.6 WHB

Tabel 3.15. Spesifikasi WHB

Kode	WHB
Fungsi	Mendinginkan gas keluar reaktor R-01 dengan media pendingin air yang menguap
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty, kg/jam</i>	673494,36
<i>Tube side</i>	
Fluida	Air
Suhu	
T masuk, °C	600
T keluar, °C	30
OD tube, in (m)	0,75 (0,019)
ID tube, in (m)	0,58 (0,014)
Susunan pitch	Triangular Pitch
Pitch, in (m)	0,9375 (0,0238)
Panjang, ft (m)	24 (7,315)
Jumlah tube	290
A (m)	254
Uc (kJ /m2 sK)	0,00215
Ud (kJ /m2 sK)	16,346

3.4 Neraca Massa

Konversi : Reaksi 1 : 94%

Reaksi 2 : 90%

3.4.1 Komposisi Bahan Baku Utama

Tabel 3.16. Komposisi Bahan Baku Utama

N-Butana (C_4H_{10})	96,75%
Pentana (C_5H_{12})	3,25%
Total	100%

3.4.2 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.17. Neraca Massa Reaktor

NM REAKTOR			
No	Komponen	Masuk	Keluar
		Arus 2 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)
1	H ₂	0	856,191047
2	C ₄ H ₈	0	1261,755227
3	C ₄ H ₆	0	10950,23286
4	C ₄ H ₁₀	13902,31823	834,1390939
5	C ₅ H ₁₂	467,002938	467,002938
Total		14369,32117	14369,32117

3.4.3 Neraca Massa Separator

Tabel 3.18. Neraca Massa Separator

NM SEPARATOR				
No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
1	H ₂	856,191047	856,191047	0
2	C ₄ H ₈	1261,755227	0	1261,755227
3	C ₄ H ₆	10950,23286	0	10950,23286
4	C ₄ H ₁₀	834,1390939	0	834,1390939
5	C ₅ H ₁₂	467,002938	0	467,002938
Sub total		14369,32117	856,191047	13513,13012
Total		14369,32117	14369,32117	

3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Tabel 3.19. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

NM MD 1				
No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Arus 4 kg/jam	Arus 5 kg/jam	Arus 6 kg/jam
1	C ₄ H ₈	1261,755227	1261,05377	0,700627491
2	C ₄ H ₆	10950,23286	10840,67957	109,5018138
3	C ₄ H ₁₀	834,1390939	8,341362963	825,7949334
4	C ₅ H ₁₂	467,002938	0,004336264	467,0538414
Sub total		13513,13012	12110,07904	1403,050965
Total		13513,13012	13513,13012	

3.4.5 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Tabel 3.20. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

NM MD 2				
No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Arus 6 kg/jam	Arus 7 kg/jam	Arus 8 kg/jam
1	C ₄ H ₈	1261,05377	1248,443221	12,61053758
2	C ₄ H ₆	10840,67957	108,4067957	10732,27277
3	C ₄ H ₁₀	8,341362963	0,000062377	8,341300585
4	C ₅ H ₁₂	0,004336264	0	0
Sub total		12110,07904	1356,850079	10753,22461
Total		12110,07904	12110,07904	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.21. Neraca Panas Reaktor

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	9.715.460,40	0
Q Reaksi	19.962.337,93	0
Q Produk	0	11.031.482,10
Q Pemanas	0	18.646.316,23
Total	29.677.798,33	29.677.798,33

3.5.2 Neraca Panas *Heater*

Tabel 3.22. Neraca Panas Heater

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Masuk	5,26E+04	0
Q Keluar	0	3,73+05
Q Pemanas	3,20E+05	0
Total	3,73E+05	3,73E+05

3.5.3 Neraca Panas *Furnace*

Tabel 3.23. Neraca Panas *Furnace*

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Masuk	7,09E+05	0
Q Keluar	0	1,30+07
Q Pemanas	1,23+07	0
Total	1,30+07	1,30+07

3.5.4 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.24. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	573013,17	0
Q Distilat	0	527234,13
Q Bottom	0	1,57E+05
Q Reboiler	79585887,22	0
Q Kondensor	0	79474471,59
Total	80158900,39	80158900,39

Tabel 3.25. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	203679,07	0
Q Distilat	0	23600,89
Q Bottom	0	7,92E+05
Q Reboiler	8977638,87	0
Q Kondensor	0	8366187,20
Total	9181317,94	9181317,94

3.5.5 Neraca Panas Kondensor

Tabel 3.26. Neraca Panas Kondensor 1 (CD-01)

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	238101,98	0
Q Produk	0	2327398,05
Q Pendingin	0	-2089296,07
Total	238101,98	238101,98

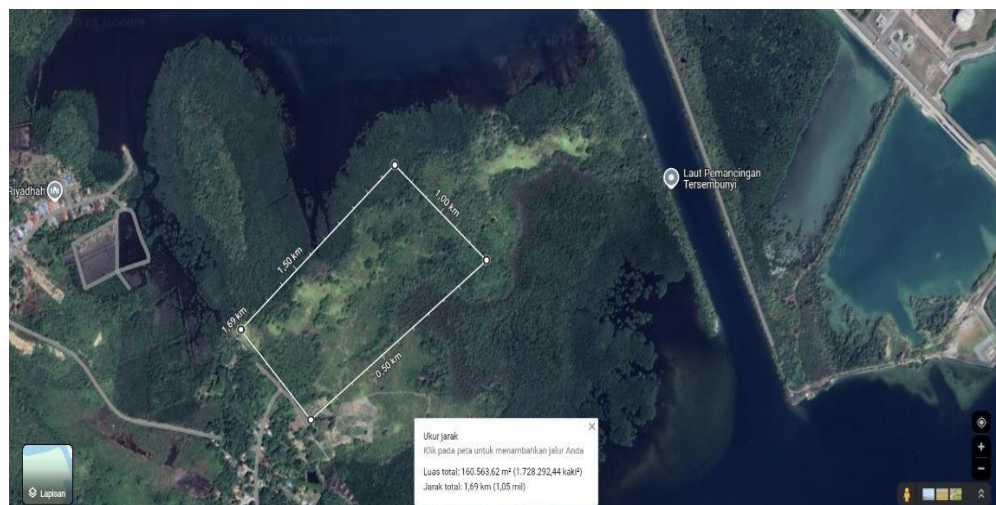
Tabel 3.27. Neraca Panas Kondensor 2 (CD-02)

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	203133,23	0
Q Produk	0	257396,23
Q Pendingin	0	-54263,00
Total	203133,23	203133,23

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik yang mempengaruhi efisiensi operasional, biaya produksi, dan kelangsungan usaha. Lokasi yang tepat dapat mengoptimalkan logistik, akses bahan baku, distribusi produk, serta meminimalkan risiko lingkungan dan sosial. Lokasi pabrik 1,3 butadiena direncanakan dibangun di daerah Bontang. Pemilihan lokasi pabrik secara spesifik dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik 1,3 Butadiena

Daerah ini dipilih dengan mempertimbangkan beberapa faktor diantaranya yaitu:

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor terpenting dalam menentukan lokasi pabrik. Pemilihan lokasi yang strategis terkait bahan baku dapat mengoptimalkan efisiensi operasional dan meminimalkan biaya produksi. Lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku dapat mengurangi biaya logistik secara signifikan. Bahan baku Butana yang digunakan diperoleh dari PT BADA NGL BONTANG, Kalimantan Timur.

4.1.2 Ketersediaan Tenaga Kerja

Faktor ketersediaan tenaga kerja juga menjadi aspek yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik. Tenaga kerja adalah elemen penting dalam operasional sebuah pabrik karena sebagian besar proses produksi, manajemen, dan distribusi memerlukan sumber daya manusia yang kompeten. Oleh karena itu, lokasi pabrik harus berada di wilayah yang dapat menyediakan tenaga kerja yang cukup, baik dari segi kuantitas maupun kualitas. Lokasi yang dipilih berada di daerah dengan jumlah penduduk yang memadai untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja. Wilayah dengan populasi padat cenderung memiliki lebih banyak calon pekerja yang tersedia, sehingga proses rekrutmen dapat dilakukan dengan lebih mudah. Selain itu, keberadaan tenaga kerja yang melimpah juga membantu perusahaan dalam mengelola kapasitas produksi yang besar tanpa kesulitan dalam mencari karyawan tambahan.

4.1.3 Akses Transportasi dan Infrastruktur

Pemilihan lokasi pabrik yang strategis memerlukan analisis mendalam terhadap faktor akses transportasi dan infrastruktur. Faktor ini sangat penting karena berpengaruh langsung terhadap efisiensi operasional, biaya logistik, dan kelancaran distribusi produk. Lokasi yang memiliki akses transportasi yang baik dan infrastruktur pendukung yang memadai memungkinkan proses produksi dan distribusi berjalan lancar tanpa hambatan yang berarti. Dengan akses transportasi yang baik, pengangkutan bahan baku ke pabrik dan distribusi produk ke pasar dapat dilakukan dengan lebih cepat dan biaya yang lebih rendah. Lokasi yang terhubung dengan berbagai moda transportasi (darat, laut, atau udara) memberikan fleksibilitas dalam memilih metode pengiriman sesuai kebutuhan. Infrastruktur transportasi yang baik meminimalkan risiko keterlambatan pengiriman akibat kondisi jalan yang buruk atau kemacetan.

4.1.4 Ketersediaan Utilitas

Utilitas seperti air, listrik, bahan bakar, dan fasilitas pengelolaan limbah, adalah elemen pendukung yang penting untuk menjalankan operasi pabrik secara efisien. Lokasi yang memiliki akses memadai terhadap utilitas ini dapat membantu perusahaan menjaga kelancaran proses produksi sekaligus mengurangi biaya operasional. Biaya pengadaan utilitas, seperti air, listrik, dan bahan bakar, menjadi salah satu pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi. Wilayah dengan tarif utilitas yang lebih rendah dapat

memberikan keuntungan kompetitif bagi perusahaan dalam jangka panjang. Namun, biaya yang lebih rendah harus diimbangi dengan jaminan pasokan yang stabil dan kualitas utilitas yang memadai.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan pabrik karena berpengaruh langsung terhadap efisiensi operasional, kelancaran proses produksi, dan keseluruhan produktivitas. Tata letak pabrik yang dirancang dengan baik dapat meminimalkan waktu dan biaya produksi, mengoptimalkan penggunaan ruang, serta memastikan keselamatan kerja. Pada dasarnya, tata letak pabrik melibatkan pengaturan fasilitas produksi, peralatan, dan area pendukung dalam suatu area pabrik untuk menciptakan alur kerja yang terorganisir dan efektif. Adapun tujuan perancangan tata letak pabrik secara rinci yaitu:

- a. Tata letak harus dirancang untuk meminimalkan perpindahan material selama proses produksi, sehingga mengurangi waktu dan biaya logistik internal.
- b. Penempatan mesin dan fasilitas produksi yang tepat dapat mempercepat proses kerja dan meningkatkan produktivitas.
- c. Pengaturan ruang yang efisien memungkinkan penggunaan area pabrik secara maksimal tanpa mengorbankan kenyamanan dan keselamatan kerja.
- d. Tata letak pabrik harus memperhatikan standar keselamatan kerja, seperti jalur evakuasi, jarak antar peralatan, dan ventilasi udara.

- e. Tata letak harus dirancang sedemikian rupa sehingga memungkinkan penyesuaian atau ekspansi di masa depan sesuai dengan kebutuhan produksi.

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) terdapat beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik, diantaranya yaitu:

- a. Pengembangan lokasi baru atau kemungkinan perluasan lokasi pabrik
- b. Penentuan jenis dan jumlah produk yang akan diproduksi
- c. Jenis pengendalian proses dan produk
- d. Pengoptimalan waktu tempuh transportasi dalam area pabrik
- e. Distribusi ekonomi pada bahan baku, produk, utilitas, dan lain sebagainya
- f. Jenis bangunan, luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi yang telah memenuhi syarat
- g. Pertimbangan kesehatan dan keselamatan tenaga kerja
- h. Pembuangan limbah cair
- i. Pemanfaatan area pabrik agar efektif dan efisien
- j. *Service area* untuk tenaga kerja

Tata letak pabrik terdiri dari beberapa daerah utama, yaitu sebagai berikut:

a. Daerah administrasi/perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran merupakan pusat kegiatan manajerial, pengelolaan data, dan koordinasi antar bagian di pabrik. Area ini digunakan untuk aktivitas administratif, seperti perencanaan, pengendalian produksi, akuntansi, pengelolaan sumber daya manusia, serta komunikasi dengan pihak luar.

b. Daerah proses dan ruang kontrol

Area ini adalah inti dari tata letak pabrik, tempat semua proses produksi utama dilakukan. Selain itu, ruang kontrol berfungsi sebagai pusat pengawasan dan pengendalian terhadap semua kegiatan produksi. Area ini berlokasi di area yang mudah diakses oleh pekerja dan peralatan logistik.

c. Daerah laboratorium

Laboratorium digunakan untuk pengujian kualitas bahan baku, produk antara, dan produk jadi. Area ini juga menjadi tempat pengembangan dan penelitian produk baru atau perbaikan proses.

d. Daerah pemeliharaan dan perbaikan

Daerah pemeliharaan dan perbaikan digunakan untuk pemeliharaan rutin, perbaikan mesin, dan penyimpanan suku cadang. Kegiatan di daerah ini bertujuan untuk menjaga keberlangsungan operasional mesin dan peralatan di pabrik.

e. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Daerah ini mencakup fasilitas pendukung seperti pasokan listrik, air, uap, gas, dan sistem pemadam kebakaran. Keberadaan utilitas ini sangat penting untuk mendukung kelancaran proses produksi.

f. Daerah pengolahan limbah

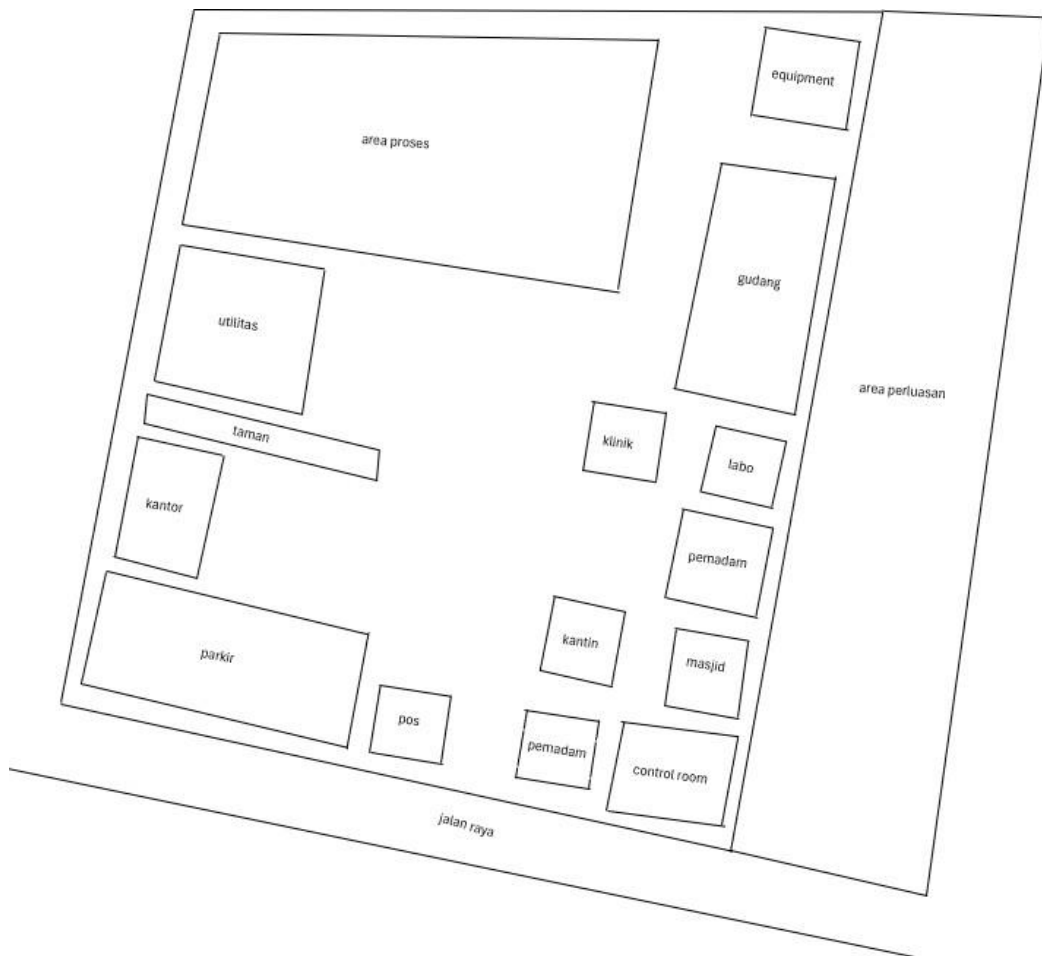
Daerah ini digunakan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari proses produksi sebelum dibuang ke lingkungan. Pengolahan limbah bertujuan untuk memenuhi standar lingkungan dan meminimalkan dampak negatif terhadap masyarakat sekitar.

Pendirian pabrik 1,3 Butadiena dengan kapasitas 85.000 ton/tahun direncanakan dibangun pada area seluas 32.342 m². Berikut rincian luas tanah penggunaan lahan dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut:

Tabel 4. 1 Rincian Penggunaan Area Pabrik

Kode	Lokasi	Perhitungan		Luas (m ²)
		Panjang (m)	Lebar (m)	
1	Pos keamanan	10	3	30
2	Masjid	30	5	150
3	Taman	8	6	48
4	Kantin	10	7	70
5	Klinik	7	3	21
6	Area Pemadam kebakaran	7	6	42
7	Kantor utama	25	10	250
8	Laboratorium	7	15	105
9	Gudang Bahan dan Produk	13	7	91
10	Area Kontrol Utilitas	10	30	300
11	Area Utilitas	250	20	5.000
12	Area Kontrol Proses	15	30	450
13	Area Proses	450	20	9.000
14	Area Perluasan	45	20	900
15	Parkir Utama	25	5	125
16	Bengkel	7	9	63
Total				16.645

Untuk luas bangunan 15.745 m² dan luas tanah 16.645 m². Sehingga total area seluas 32.342 m².



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (Skala 1 : 1300)

4.3 Tata Letak Alat Proses

Tata letak alat proses adalah bagian penting dalam perancangan pabrik yang bertujuan untuk mengatur posisi dan hubungan antar alat proses di dalam area produksi. Penempatan alat proses yang dirancang dengan baik dapat meningkatkan efisiensi operasional, memperlancar alur produksi, meminimalkan waktu dan biaya perpindahan material, serta memastikan keselamatan kerja. Beberapa pertimbangan yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses yaitu:

- a. Alat-alat proses harus diatur sedemikian rupa sehingga alur produksi berjalan secara lancar dan material dapat bergerak dengan jarak yang sesingkat mungkin.
- b. Tata letak harus memungkinkan akses mudah untuk pengoperasian, perbaikan, dan pemeliharaan alat proses.
- c. Ruang pabrik harus dimanfaatkan secara efisien, dengan tetap mempertimbangkan kelancaran alur kerja dan keselamatan.
- d. Jarak antar alat harus memadai untuk memastikan keselamatan operator dan mencegah risiko kecelakaan.
- e. Penempatan alat proses harus sesuai dengan standar dan regulasi yang berlaku, seperti ketentuan tentang ventilasi, pengelolaan limbah, dan pengendalian kebisingan.

Beberapa faktor yang mempengaruhi perancangan tata letak alat proses antara lain:

- a. Proses produksi kontinu (*continuous*) dan diskret (*batch*) memerlukan pendekatan tata letak yang berbeda.
- b. Dimensi alat proses harus diperhitungkan agar dapat ditempatkan dengan efisien tanpa mengganggu ruang kerja lainnya.
- c. Penempatan alat harus mempertimbangkan alur perpindahan bahan baku, produk antara, dan produk jadi untuk meminimalkan waktu dan biaya transportasi.

- d. Lokasi alat harus dekat dengan sumber utilitas, seperti listrik, air, dan bahan bakar, untuk memudahkan koneksi dan meminimalkan biaya pemasangan.
- e. Beberapa alat proses yang menghasilkan panas, getaran, atau kebisingan memerlukan area khusus dengan pengaturan ventilasi dan perlindungan lingkungan yang memadai.

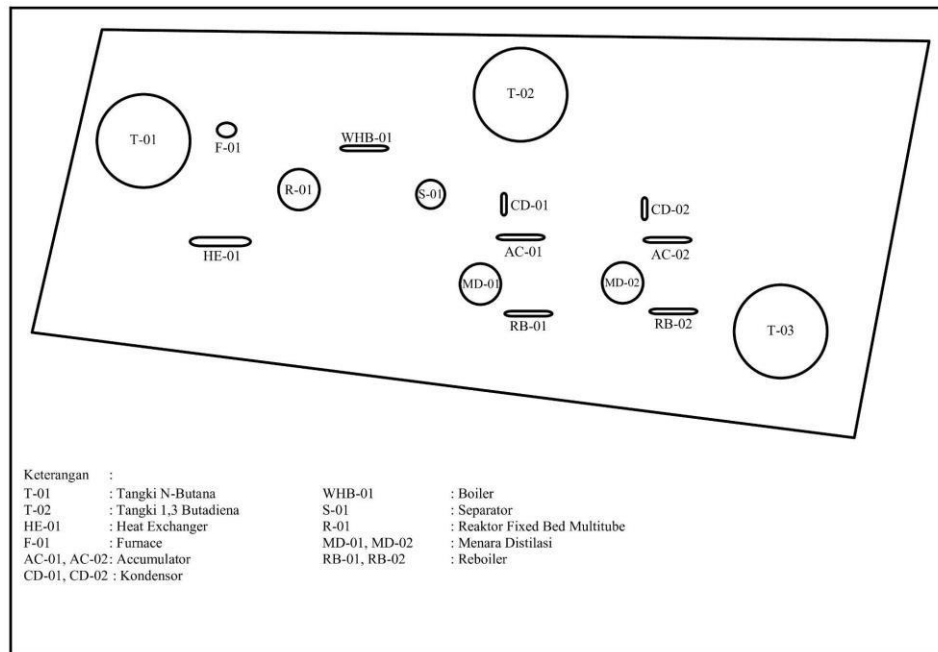
Adapun kelebihan dalam tata letak alat proses yaitu:

- a. Tata letak alat proses disusun berdasarkan urutan proses produksi sehingga didapatkan garis produksi yang logis dan lancar.
- b. Waktu produksi yang singkat karena alat proses berurutan.
- c. Penggunaan area yang lebih sedikit.

Selain itu, kekurangan dalam tata letak alat proses sebagai berikut:

- a. Biaya *material handling* lebih mahal karena lini produksi yang panjang.
- b. Perlu adanya perencanaan produksi dan sistem kontrol.
- c. Waktu produksi lebih besar dan kecepatan produksi tergantung pada mesin yang paling lambat.

Berikut *layout* tata letak alat proses pabrik heksil asetat yang terdapat pada Gambar 4.3 sebagai berikut:



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1 : 1300)

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik 1,3 Butadiena direncanakan akan didirikan dengan spesifikasi sebagai berikut:

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi Perusahaan : Bontang, Kalimantan Timur ,
Indonesia

Alasan pendirian pabrik dalam bentuk Perseroan Terbatas dilatar belakangi atas beberapa pertimbangan diantaranya yaitu:

1. Dalam PT, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah modal yang disetorkan ke perusahaan. Hal ini memberikan perlindungan hukum kepada pemilik atau investor, sehingga mereka tidak bertanggung jawab secara pribadi atas kewajiban atau kerugian perusahaan.
2. PT memiliki kemampuan yang lebih baik dalam mengumpulkan modal melalui penerbitan saham kepada para pemegang saham atau investor. Hal ini memudahkan pengembangan usaha, seperti ekspansi pabrik, pembelian alat baru, atau inovasi teknologi.
3. PT memiliki status hukum yang jelas dan diakui secara resmi oleh pemerintah, sehingga meningkatkan kepercayaan dari mitra bisnis, pelanggan, dan pihak lain yang terkait.
4. PT memiliki struktur kepemilikan dan manajemen yang jelas, dengan pembagian peran antara pemegang saham, dewan direksi, dan dewan komisaris. Hal ini memungkinkan pengelolaan perusahaan yang lebih profesional dan transparan.
5. Saham dalam PT dapat diperjualbelikan atau dialihkan kepada pihak lain, sehingga mempermudah perpindahan kepemilikan tanpa mengganggu operasional pabrik.

6. Sebagai badan usaha, PT memiliki kemampuan untuk berkembang lebih besar dibandingkan dengan bentuk usaha lainnya. Hal ini memungkinkan pabrik untuk memperluas operasinya baik di pasar domestik maupun internasional.
7. PT memiliki daya tahan lebih tinggi karena keberlanjutan perusahaan tidak bergantung pada keberadaan pemilik awal. Jika salah satu pemegang saham mengundurkan diri atau meninggal dunia, perusahaan tetap dapat beroperasi seperti biasa.
8. PT lebih mudah mendapatkan akses pada pembiayaan, baik dalam bentuk pinjaman bank, obligasi, maupun investasi dari pihak eksternal. Hal ini memberikan keleluasaan dalam memenuhi kebutuhan modal kerja maupun investasi jangka panjang.
9. PT memiliki struktur pajak yang lebih fleksibel dan sering kali mendapatkan insentif tertentu dari pemerintah, terutama jika pabrik beroperasi dalam sektor industri yang diprioritaskan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi perusahaan adalah susunan atau pembagian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dalam suatu

perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Struktur ini menggambarkan hubungan antara berbagai departemen, posisi, dan individu yang terlibat dalam operasional perusahaan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain: perumusan tujuan perusahaan, pembagian tugas kerja, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengendalian pekerjaan, dan organisasi perusahaan. Menurut Nurlia (2019: 54), struktur organisasi terdiri dari 3 macam, yaitu:

1. Line System

Sistem organisasi garis adalah struktur yang paling sederhana di mana hubungan antara atasan dan bawahan berjalan secara langsung dan jelas. Setiap unit atau departemen memiliki satu atasan yang memiliki wewenang penuh terhadap bawahannya. Sistem ini cocok untuk organisasi dengan kegiatan yang relatif sederhana, di mana komunikasi dan koordinasi dapat dilakukan secara langsung. Keuntungan dari sistem ini adalah kemudahan dalam pengambilan keputusan dan jelasnya jalur tanggung jawab. Namun, kekurangannya adalah kurangnya spesialisasi dalam fungsi tertentu.

2. *Line and Staff System*

Sistem ini menggabungkan elemen dari sistem garis dan fungsi staf. Di dalam struktur ini, terdapat dua jenis jabatan, yaitu jabatan garis yang memiliki wewenang dan tanggung jawab langsung atas pekerjaan dan jabatan staf yang memberikan dukungan dalam bentuk nasihat, konsultasi, atau keahlian khusus (misalnya, staf HR, keuangan, atau teknis). Sistem ini cocok untuk organisasi yang lebih kompleks dan membutuhkan dukungan fungsional dalam pengambilan keputusan, tetapi bisa berisiko timbulnya ketegangan antara bagian garis dan staf.

3. *Functional System*

Sistem fungsional membagi organisasi berdasarkan fungsi atau keahlian tertentu, seperti pemasaran, produksi, keuangan, atau SDM. Setiap fungsi memiliki pimpinan yang bertanggung jawab atas seluruh kegiatan yang berhubungan dengan bidang tersebut. Struktur ini memberikan spesialisasi yang tinggi dalam masing-masing bidang dan memudahkan pengawasan serta pengelolaan sumber daya. Namun, tantangannya adalah koordinasi antar fungsi yang kadang bisa terhambat, terutama jika tidak ada komunikasi yang baik antar departemen.

Struktur organisasi yang digunakan di perusahaan ini mengacu pada *line and staff system* (sistem garis dan staf). Dalam

sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, efisien, dan tegas. Sehingga seorang pegawai hanya akan bertanggung jawab kepada satu atasan. Untuk memastikan kelancaran produksi, diperlukan tenaga ahli yang terdiri dari individu yang ahli dalam bidangnya.

Muljawan (2019) menyatakan bahwa terdapat dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi dengan *line and staff system*, yaitu:

1. Kelompok *Line* (Garis)

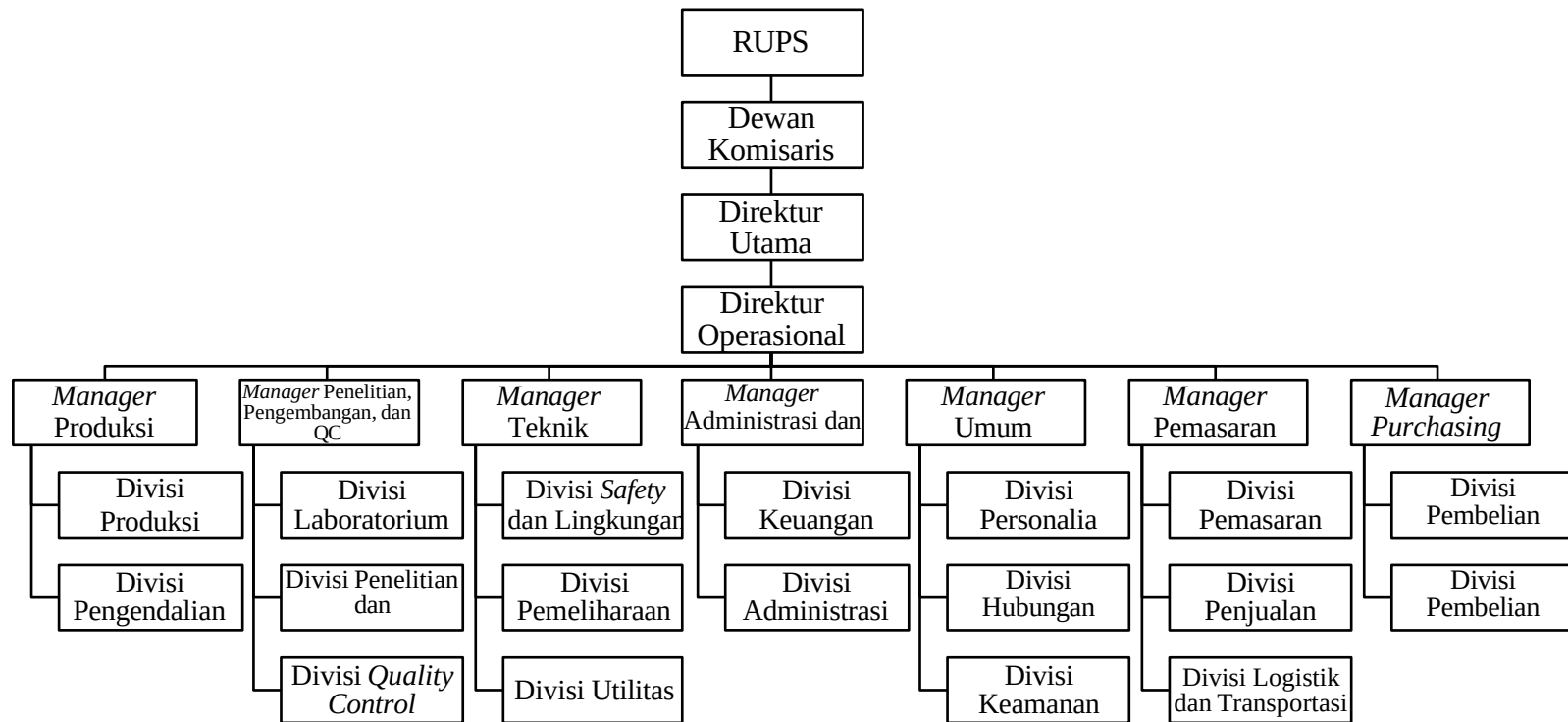
Kelompok ini terdiri dari para pimpinan atau manajer yang memiliki wewenang langsung dalam pengambilan keputusan operasional dan bertanggung jawab terhadap kelancaran kegiatan organisasi. Mereka berada di garis komando dan memiliki tanggung jawab utama dalam mengelola dan memimpin bagian-bagian tertentu dalam organisasi, seperti departemen produksi, pemasaran, atau distribusi. Pimpinan garis bertugas memastikan bahwa tugas-tugas harian dilaksanakan sesuai dengan kebijakan dan sasaran organisasi.

2. Kelompok *Staff* (Staf)

Kelompok staf terdiri dari para ahli atau profesional yang memberikan dukungan, saran, konsultasi, dan bantuan teknis kepada kelompok line. Meskipun staf tidak memiliki

wewenang langsung atas operasi sehari-hari, mereka memiliki peran yang sangat penting dalam memberikan informasi, nasihat, dan rekomendasi berdasarkan keahlian mereka dalam bidang tertentu (misalnya, sumber daya manusia, keuangan, riset dan pengembangan). Kelompok staf membantu kelompok line dalam pengambilan keputusan yang lebih informasional dan strategis.

Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 sebagai berikut :



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham)

RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham) adalah forum atau pertemuan resmi yang diadakan oleh perusahaan untuk memberikan kesempatan kepada pemegang saham untuk ikut serta dalam pengambilan keputusan penting yang mempengaruhi jalannya perusahaan. RUPS merupakan salah satu organ utama dalam suatu Perseroan Terbatas (PT) dan memiliki peran strategis dalam menentukan arah perusahaan, baik secara operasional maupun kebijakan jangka panjang. Tugas dan wewenang dari pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Menetapkan kebijakan umum perusahaan, termasuk arah strategis dan tujuan jangka panjang yang akan dijalankan oleh direksi.
2. Memiliki kewenangan untuk membahas dan menyetujui laporan tahunan yang diajukan oleh direksi, termasuk laporan keuangan yang mencakup neraca dan laporan laba rugi.
3. Berwenang menunjuk, mengganti, atau memberhentikan anggota direksi dan dewan komisaris.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah salah satu organ penting dalam struktur perusahaan. Dewan komisaris bertindak sebagai pihak yang memberikan pengawasan dan nasihat kepada direksi untuk memastikan bahwa perusahaan dikelola sesuai dengan kepentingan pemegang saham dan peraturan yang berlaku. Tugas dan wewenang dari dewan komisaris adalah sebagai berikut:

1. Melakukan pengawasan terhadap jalannya kegiatan perusahaan yang dijalankan oleh direksi.
2. Menilai kinerja direksi secara berkala.
3. Memberi nasihat dan rekomendasi strategis kepada direksi.
4. Memastikan bahwa direksi menjalankan operasional perusahaan sesuai dengan peraturan perundang-undangan yang berlaku serta standar etika dan tata kelola perusahaan yang baik (*good corporate governance*).
5. Dewan komisaris dapat membentuk komite-komite pengawasan untuk membantu mereka dalam menjalankan tugasnya.

c. Direktur Utama

Direktur utama adalah jabatan tertinggi dalam struktur manajerial suatu perusahaan. Sebagai pemimpin eksekutif, Direktur utama memiliki peran strategis dalam mengarahkan dan memimpin perusahaan untuk mencapai tujuannya, serta bertanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dan dewan komisaris. Tugas dan wewenang dari direktur utama adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab memimpin perusahaan secara keseluruhan.
2. Berperan dalam merumuskan kebijakan-kebijakan strategis perusahaan yang mencakup pengembangan bisnis, pemasaran, operasional, keuangan, dan sumber daya manusia.

3. Membuat keputusan-keputusan penting terkait dengan kegiatan operasional sehari-hari perusahaan.
4. Berkewajiban melaporkan hasil kinerja perusahaan kepada RUPS dan Dewan Komisaris secara periodik, seperti dalam Rapat Umum Pemegang Saham Tahunan (RUPST).
5. Mengkoordinasikan dan menyatukan berbagai departemen di dalam perusahaan, mulai dari produksi, pemasaran, keuangan, hingga sumber daya manusia.

d. Direktur Operasional

Direktur operasional adalah salah satu anggota direksi dalam struktur manajerial perusahaan yang bertanggung jawab atas pengelolaan dan pengawasan operasional sehari-hari perusahaan. Direktur ini berfokus pada aspek operasional yang melibatkan produksi, distribusi, kualitas, dan efisiensi dalam berbagai kegiatan perusahaan. Tugas dan wewenang dari direktur operasional adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab untuk memastikan seluruh aspek operasional perusahaan berjalan dengan efektif dan efisien.
2. Memastikan bahwa proses produksi berjalan sesuai dengan jadwal, kualitas, dan anggaran yang telah ditetapkan.
3. Mengidentifikasi area yang membutuhkan peningkatan efisiensi dalam operasional perusahaan.

4. Bertanggung jawab dalam manajemen sdm yang terlibat dalam proses operasional, mulai dari produksi, gudang, distribusi, dan departemen lain yang mendukung.
 5. Memastikan bahwa kualitas produk atau layanan yang dihasilkan memenuhi standar perusahaan serta harapan pelanggan.
- e. Manajer

Manajer adalah seseorang yang memiliki tanggung jawab untuk merencanakan, mengorganisasi, memimpin, dan mengendalikan berbagai aktivitas di dalam suatu organisasi untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Seorang manajer berperan sebagai penghubung antara pemimpin perusahaan dan karyawan di lapangan, dengan tujuan untuk mengarahkan kegiatan operasional agar berjalan dengan efisien dan efektif. Manajer juga memiliki peran penting dalam pengambilan keputusan, pengelolaan sumber daya, serta pengawasan dan evaluasi kinerja tim yang dipimpinnya. Manajer pada pabrik 1,3 Butadiena terdiri dari beberapa bagian, yaitu:

1. Manajer Keuangan (*Financial Manager*)
 - a. Tugas: Manajer keuangan bertanggung jawab untuk mengelola semua aspek yang berkaitan dengan keuangan perusahaan, termasuk perencanaan anggaran, pengelolaan kas, laporan keuangan, dan pengelolaan risiko finansial.
 - b. Tanggung Jawab: Menyusun anggaran, melakukan analisis keuangan, mengawasi transaksi keuangan, dan merencanakan strategi investasi untuk mencapai tujuan finansial perusahaan.

Dalam menjalankan tugasnya, manajer keuangan dibantu oleh divisi keuangan, tugasnya yaitu:

- a. Membuat rencana keuangan perusahaan mulai dari perencanaan peminjaman, uang kas masuk dan kas keluar, hingga pembayaran jatuh tempo utang.
- b. Menyusun kebijakan anggaran keuangan perusahaan.
- c. Mengetahui dan membayarkan utang dan beban perusahaan.

2. Manajer Pemasaran (*Marketing Manager*)

- a. Tugas: Manajer pemasaran bertanggung jawab untuk merencanakan, mengorganisasi, dan mengimplementasikan strategi pemasaran untuk mempromosikan produk atau jasa perusahaan.
- b. Tanggung Jawab: Menyusun rencana pemasaran, melakukan riset pasar, mengelola kampanye iklan dan promosi, serta mengawasi tim pemasaran untuk mencapai target penjualan dan meningkatkan pangsa pasar.

Dalam menjalankan tugasnya, manajer ini dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Pemasaran

Tugas dari divisi pemasaran yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam pengembangan strategi untuk mempromosikan produk supaya terjadi peningkatan penjualan dan pendapatan bagi perusahaan.

2) Divisi Penjualan

Tugas dari divisi penjualan yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam mencari pelanggan ataupun calon pelanggan hingga mencapai target penjualan.
- b. Bertanggung jawab dalam menawarkan produk perusahaan kepada konsumen.
- c. Memberikan konsultasi barang yang akan dijual kepada calon pembeli.

3) Divisi Logistik dan Transportasi

Tugas dari divisi logistik dan transportasi yaitu:

- a. Bertanggung jawab dalam mendistribusikan dan menyimpan stok barang baik yang akan masuk ataupun yang akan keluar dari gudang.
- b. Merencanakan, mengarahkan dan mengkoordinasikan pengoperasian transportasi pada perusahaan.

3. Manajer Produksi (*Production Manager*)

- a. Tugas: Manajer produksi bertanggung jawab untuk mengelola proses produksi dan memastikan bahwa produk dihasilkan dengan efisien, tepat waktu, dan sesuai dengan standar kualitas.
- b. Tanggung Jawab: Mengatur jadwal produksi, memantau kinerja mesin dan fasilitas produksi, serta mengelola sumber daya manusia dalam tim produksi.

Manajer produksi membawahi beberapa divisi yaitu divisi produksi dan divisi pengendalian.

1) Divisi Produksi

Tugas dari divisi produksi yaitu:

- a. Mengkoordinasi dan mengatur para karyawan di bagian produksi untuk melakukan pengoperasian mesin produksi.
- b. Menjadi pusat pengendalian target produksi untuk menghasilkan produk sesuai dengan target pencapaian yang ditetapkan oleh perusahaan.
- c. Membuat dan menciptakan hasil produk sesuai kualitas dan kuantitas yang sudah ditetapkan oleh perusahaan.

2) Divisi Pengendalian

Tugas dari divisi pengendalian yaitu:

- a. Memimpin dan memantau langsung kelancaran pada proses pengendalian.
- b. Melakukan pengukuran dan perbaikan terhadap pelaksanaan produksi sehingga tujuan perusahaan dapat tercapai.

4. Manajer Sumber Daya Manusia (*Human Resources Manager*)

- a. Tugas: Manajer SDM bertanggung jawab untuk pengelolaan karyawan, mulai dari rekrutmen, pelatihan, pengembangan, hingga pengelolaan hubungan karyawan.
- b. Tanggung Jawab: Mengelola proses rekrutmen, penilaian kinerja karyawan, pengembangan keterampilan, serta merancang program kesejahteraan dan kompensasi karyawan.

Dalam menjalankan tugasnya, manajer umum dibantu oleh beberapa divisi, antara lain yaitu:

1) Divisi Personalia

Tugas dari divisi personalia yaitu:

- a. Bertanggung jawab atas database karyawan dan benefit yang diterima karyawan seperti asuransi.
- b. Mengelola daftar hadir, absensi serta cuti para karyawan mulai dari masuk kerja hingga jam pulang kerja karyawan.

2) Divisi Hubungan Masyarakat

Tugas dari divisi hubungan masyarakat yaitu:

- a. Bertanggung jawab atas penyampaian informasi secara lisan, tulisan, maupun gambar kepada publik.
- b. Membangun hubungan baik dengan masyarakat maupun media massa guna membangun penerimaan publik yang baik dan menyenangkan.

3) Divisi Keamanan

Tugas dari divisi keamanan yaitu:

- a. Bertanggung jawab terhadap keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja sehingga karyawan terjamin keamanannya.

5. Manajer Teknologi Informasi (*IT Manager*)

- a. Tugas: Manajer IT bertanggung jawab untuk mengelola infrastruktur dan sistem teknologi informasi yang digunakan oleh perusahaan untuk mendukung operasional.
 - b. Tanggung Jawab: Memastikan bahwa sistem IT perusahaan berjalan dengan baik, merencanakan pengembangan perangkat keras dan perangkat lunak, serta mengelola tim IT untuk memastikan dukungan teknologi yang optimal.
6. Manajer Operasional (*Operations Manager*)
- a. Tugas: Manajer operasional bertanggung jawab untuk memastikan bahwa seluruh aktivitas operasional perusahaan berjalan dengan efisien dan efektif, termasuk pengelolaan produksi, distribusi, dan logistik.
 - b. Tanggung Jawab: Mengoptimalkan penggunaan sumber daya perusahaan, meningkatkan efisiensi operasional, serta memastikan kelancaran proses produksi dan distribusi.

Manajer operasional dibantu oleh beberapa divisi diantaranya yaitu:

1) Divisi Laboratorium

Tugas dari divisi laboratorium yaitu:

- a. Melakukan analisa kandungan terhadap bahan baku yang akan digunakan untuk produksi maupun produk yang dihasilkan dari proses produksi.
- b. Memantau limbah yang dihasilkan dari proses apakah limbah tersebut sudah layak untuk dibuang ke lingkungan atau belum.

2) Divisi Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dari divisi litbang yaitu:

- a. Melaksanakan penelitian dan pengembangan untuk setiap lini dan sektor sesuai dengan visi dan misi perusahaan.
- b. Memantau, mengawasi dan mengevaluasi pelaksanaan tugas dalam lingkup divisi penelitian dan pengembangan untuk mengetahui kemajuan dalam pelaksanaan tugas.

3) Tugas divisi *quality control* antara lain:

Tugas dari divisi *quality control* yaitu:

- a. Menjalankan uji coba pada produk dari aspek mutu dan jumlah selama proses produksi mulai dari pemilihan bahan baku, pengolahan bahan baku, hingga tahap barang setengah jadi dan hasil akhir produksi untuk mencapai standar kualitas yang telah ditentukan oleh perusahaan.

4.4.4 Catatan

a. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik 1,3 Butadiena direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun. Proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan *shut down* pabrik. Setiap perusahaan memiliki kebijakan yang berbeda terkait jam kerja, tergantung pada

sektor industri, peraturan ketenagakerjaan, dan kesepakatan antara pengusaha dan karyawan. Untuk pabrik 1,3 Butadiena menerapkan sistem kerja *non-shift* dan *shift*.

1. Karyawan *Non-Shift*/Harian

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan *non-shift* disebut juga dengan karyawan harian. Mereka termasuk direktur, *manager*, *supervisor*, serta karyawan yang berada di kantor. Karyawan harian bekerja selama 8 jam per harinya dan selama 5 hari dalam seminggu serta libur pada hari Sabtu, Minggu dan hari besar. Pembagian jam kerja karyawan harian di pabrik ini yaitu sebagai berikut:

Jam kerja:

- Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 17.00
- Hari Jum'at : Pukul 08.00 – 17.00

Jam istirahat:

- Hari Senin – Kamis : Pukul 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Pukul 11.30 – 13.00

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang bekerja dengan sistem pembagian waktu kerja menjadi beberapa periode atau giliran dalam sehari. Karyawan *shift* terdiri dari karyawan pada proses dan utilitas, laboratorium, pemeliharaan, dan

bagian-bagian yang selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Karyawan *shift* bekerja selama 24 jam dengan bergantian. Pembagian jam kerja karyawan *shift* yaitu sebagai berikut:

- *Shift* I (pagi) : Pukul 06.00 – 14.00
- *Shift* II (siang) : Pukul 14.00 – 22.00
- *Shift* III (malam) : Pukul 22.00 – 06.00

Karyawan *shift* terbagi menjadi 4 kelompok yaitu kelompok A, B, C, dan D. Dalam 4 kelompok tersebut, terdapat 1 kelompok yang libur setiap harinya. Jadwal pembagian kerja masing-masing kelompok disajikan dalam Tabel 4.2 sebagai berikut.

Tabel 4. 2 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Kelompok	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Grup A	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I
Grup B	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II
Grup C	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III
Grup D	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF
Kelompok	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Grup A	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II
Grup B	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III
Grup C	III	III	OFF	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF
Grup D	I	I	I	OFF	II	II	II	OFF	III	III	III	OFF	I	I	I

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*



: Hari libur

3. Kerja Lembur

Jam kerja lembur adalah waktu kerja tambahan yang dilakukan di luar jam kerja reguler. Kerja lembur dilakukan ketika ada keperluan mendesak dan atas persetujuan dari *manager* masing-masing. Biasanya, lembur dibayar lebih tinggi dari jam kerja biasa.

b. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji karyawan pada pabrik ini dibagi menjadi tiga jenis yaitu gaji harian, gaji bulanan, dan gaji lembur.

1. Gaji Harian

Gaji harian adalah sistem pembayaran gaji yang dihitung berdasarkan jumlah hari kerja yang dilakukan oleh karyawan dalam sebulan. Karyawan akan menerima pembayaran berdasarkan jumlah hari yang mereka kerjakan.

2. Gaji Bulanan

Gaji bulanan adalah sistem pembayaran gaji yang diberikan kepada karyawan pada awal atau akhir bulan dengan jumlah yang tetap, tanpa memperhitungkan jumlah hari kerja. Sistem ini umumnya diterapkan pada karyawan tetap yang memiliki jam kerja standar. Gaji yang diberikan dalam jumlah tetap, misalnya per bulan. Gaji bulanan ini tidak terpengaruh oleh jumlah hari kerja atau jam kerja yang dilakukan dalam sebulan, selama karyawan tidak mengajukan cuti atau tidak absen tanpa izin.

3. Gaji Lembur

Gaji lembur adalah pembayaran tambahan yang diberikan kepada karyawan jika mereka bekerja melebihi jam kerja yang telah ditentukan. Sistem ini digunakan untuk menghargai waktu kerja ekstra yang dilakukan di luar jam kerja reguler. Gaji lembur dihitung berdasarkan tarif lembur yang telah ditentukan oleh perusahaan, yang umumnya lebih tinggi daripada gaji reguler per jam.

Berikut penggolongan jabatan, jumlah karyawan, pendidikan dan gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji Karyawan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji (Rp) (/Orang/Bulan)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	S2	1	40.000.000	40.000.000
Direktur Produksi	S2	1	25.000.000	25.000.000
Direktur Keuangan	S2	1	25.000.000	25.000.000
Direktur Pemasaran	S2	1	25.000.000	25.000.000
Direktur Komersial	S1	1	25.000.000	25.000.000
GM Produksi	S1	1	20.000.000	20.000.000
GM Keuangan	S1	1	20.000.000	20.000.000
GM Pemasaran	S1	1	20.000.000	20.000.000
GM Komersial	S1	1	20.000.000	20.000.000
GM Pengembangan SDM	S1	1	20.000.000	20.000.000
Manajer Produksi	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Perawatan	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Teknisi dan Servis	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Keuangan	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Akuntansi	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Pemasaran	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Riset Pasar	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Logistik	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Komersial	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Material Warehouse	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Sumber Daya Manusia	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Umum	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Kesehatan	S1	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Internal dan Audit	S1	1	16.000.000	16.000.000
Karyawan Proses	D3 / S1	5	9.000.000	45.000.000
Karyawan Utilitas	D3 / S1	4	9.000.000	36.000.000
Karyawan Perawatan	D3 / S1	6	9.000.000	54.000.000
Karyawan Teknisi dan Servis	D3 / S1	4	9.000.000	36.000.000
Karyawan Litbang	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Laboratorium	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Keuangan	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Pemasaran	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Tata Usaha	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Personalia	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Humas	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan Keamanan	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan K3	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Karyawan UPL	D3 / S1	2	9.000.000	18.000.000
Operator	D3 / S1	20	12.000.000	240.000.000

Supir	SMA / Sederajat	16	4.000.000	64.000.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	-	5	4.000.000	20.000.000
<i>Cleaning Service</i>	SMA / Sederajat	12	3.000.000	36.000.000
Dokter	S2	1	12.000.000	12.000.000
Perawat	D3 / D4 / S1	3	4.000.000	12.000.000
Total		120	629.000.000	1.199.000.000

c. Kesejahteraan Karyawan

Hak dan kewajiban karyawan di perusahaan telah diatur oleh Undang-Undang Ketenagakerjaan. Terdapat dua jenis karyawan pada perusahaan yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang dipekerjakan secara permanen oleh perusahaan dengan jangka waktu kerja yang tidak terbatas. Mereka biasanya memiliki kontrak kerja jangka panjang dan menikmati berbagai hak serta fasilitas yang diberikan oleh perusahaan sesuai dengan peraturan ketenagakerjaan yang berlaku.

2. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak adalah karyawan yang dipekerjakan untuk jangka waktu tertentu berdasarkan kontrak yang disepakati antara karyawan dan perusahaan. Karyawan ini memiliki hubungan kerja yang bersifat sementara atau terbatas dalam waktu, sesuai dengan durasi yang ditentukan dalam kontrak.

Seluruh karyawan memiliki hak serta kewajiban yang sama, seperti mendapatkan gaji, tunjangan, dan juga cuti.

1. Hak Karyawan

a. Gaji Pokok

Gaji pokok merupakan jumlah pembayaran yang diterima oleh karyawan sebagai kompensasi atas pekerjaan yang telah dilakukan, yang dihitung berdasarkan kontrak atau kesepakatan antara perusahaan dan karyawan. Gaji pokok biasanya dihitung secara bulanan atau tahunan dan merupakan komponen utama dari total gaji yang diterima oleh seorang karyawan.

b. Tunjangan Karyawan

Seluruh karyawan mendapatkan tunjangan yang telah diatur oleh perusahaan. Berikut jenis-jenis tunjangan yang diberikan:

- Tunjangan kesehatan, biaya tambahan yang diberikan untuk mendukung kesehatan karyawan dan keluarganya. Perusahaan memberikan tunjangan berupa asuransi kesehatan atau biaya pengobatan.
- Tunjangan transportasi, diberikan untuk membantu karyawan dalam biaya perjalanan ke tempat kerja.
- Tunjangan makan, diberikan untuk menutupi biaya makan karyawan selama jam kerja. Tunjangan makan diberikan oleh perusahaan berupa fasilitas makan di tempat atau memberikan uang makan harian untuk yang sedang melaksanakan kerja di luar perusahaan.

- Tunjangan hari raya, pembayaran tambahan yang diberikan kepada karyawan menjelang hari besar keagamaan, seperti Lebaran, Natal, atau Tahun Baru. THR diberikan dalam bentuk gaji satu bulan penuh.
- Tunjangan keluarga, diberikan kepada karyawan yang sudah menikah atau memiliki anak. Tunjangan ini berupa bantuan finansial atau asuransi untuk keluarga karyawan.
- Tunjangan pensiun, bagian dari program jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan untuk membantu karyawan setelah mereka pensiun.
- Tunjangan cuti, diberikan selama masa cuti karyawan, baik cuti tahunan, cuti sakit, atau cuti lainnya.
- Tunjangan kinerja, diberikan berdasarkan pencapaian atau prestasi kerja karyawan. Ini berbentuk bonus atau insentif yang diberikan sebagai penghargaan atas hasil kerja yang baik.

c. Fasilitas Karyawan

Fasilitas karyawan merupakan layanan yang disediakan oleh perusahaan untuk mendukung kesejahteraan, kenyamanan, dan produktivitas karyawan selama mereka bekerja di perusahaan tersebut. Fasilitas ini diberikan untuk mendukung kebutuhan dasar karyawan, serta untuk menciptakan lingkungan kerja yang lebih baik dan mendukung tujuan perusahaan.

- Seragam kerja dan peralatan keselamatan kerja

- Fasilitas kesehatan, untuk menjaga kesehatan karyawan dan keluarga mereka. Mencakup berbagai layanan medis yang mendukung karyawan dalam menjaga kondisi fisik dan mental yang baik.
 - Fasilitas makan, perusahaan menyediakan kantin sebagai tempat makan para karyawan sehingga karyawan tidak kesulitan mencari makanan di sekitar kantor.
 - Fasilitas tempat kerja, perusahaan memberikan fasilitas seperti ruang kerja yang ergonomis, area rekreasi, ruang istirahat, dan fasilitas pendingin udara atau pemanas ruangan.
- d. Cuti dan Hari Libur Nasional

Karyawan mendapatkan cuti tahunan sebanyak 12 hari setiap tahun. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan tetap atau yang telah bekerja selama 12 bulan secara terus menerus. Jika dalam waktu satu tahun karyawan tidak menggunakan hak cutinya, maka hak cutinya akan hangus untuk tahun itu. Cuti tahunan termasuk dalam cuti bersama yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Pada hari libur nasional, karyawan non-shift tidak masuk kerja. Sedangkan untuk karyawan shift tetap masuk kerja dan dihitung sebagai kerja lembur.

2. Kewajiban Karyawan

Kewajiban yang harus dilaksanakan oleh seluruh karyawan pabrik adalah sebagai berikut:

- a. Karyawan wajib melaksanakan pekerjaan yang diberikan sesuai dengan posisi, jabatan, dan tanggung jawab yang tertera dalam deskripsi pekerjaan mereka.
- b. Karyawan harus hadir tepat waktu dan mengikuti jam kerja yang ditetapkan perusahaan.
- c. Karyawan diharapkan untuk selalu menjaga perilaku profesional dan etika kerja yang baik dalam interaksi dengan rekan kerja, atasan, dan pihak eksternal.
- d. Karyawan wajib menjaga informasi yang bersifat rahasia dan tidak membocorkan informasi yang dapat merugikan perusahaan.
- e. Karyawan bertanggung jawab untuk mengikuti pelatihan atau program pengembangan yang diadakan oleh perusahaan untuk meningkatkan keterampilan dan pengetahuan mereka, yang pada gilirannya dapat meningkatkan kinerja mereka.
- f. Karyawan wajib mengikuti semua kebijakan, aturan, dan prosedur yang telah ditetapkan oleh perusahaan.
- g. Setiap karyawan bertanggung jawab atas kualitas dan kuantitas hasil kerja mereka.

BAB V UTILITAS

Utilitas atau unit pendukung proses merupakan bagian yang sangat penting dalam perancangan dan operasional suatu pabrik. Tanpa utilitas yang memadai, proses utama dalam pabrik tidak akan berjalan dengan optimal, efisien, atau bahkan tidak dapat beroperasi sama sekali. Utilitas pada pabrik 1,3 Butadiena meliputi unit pengadaan dan pengolahan air, unit pembangkit *steam*, unit pembangkit listrik, unit penyedia udara tekan, unit penyedia bahan bakar, dan unit pengolahan limbah.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Unit penyedia air merupakan salah satu bagian penting dari sistem utilitas dalam perancangan pabrik. Unit ini bertugas menyediakan air yang memenuhi spesifikasi kualitas tertentu sesuai dengan kebutuhan proses dan operasional pabrik. Kebutuhan air bisa didapat dari beberapa sumber seperti air tanah, air sungai, air danau, dan air laut. Dalam pabrik 1,3 Butadiena ini, sumber air yang digunakan menggunakan sumber air laut dengan beberapa pertimbangan diantaranya yaitu:

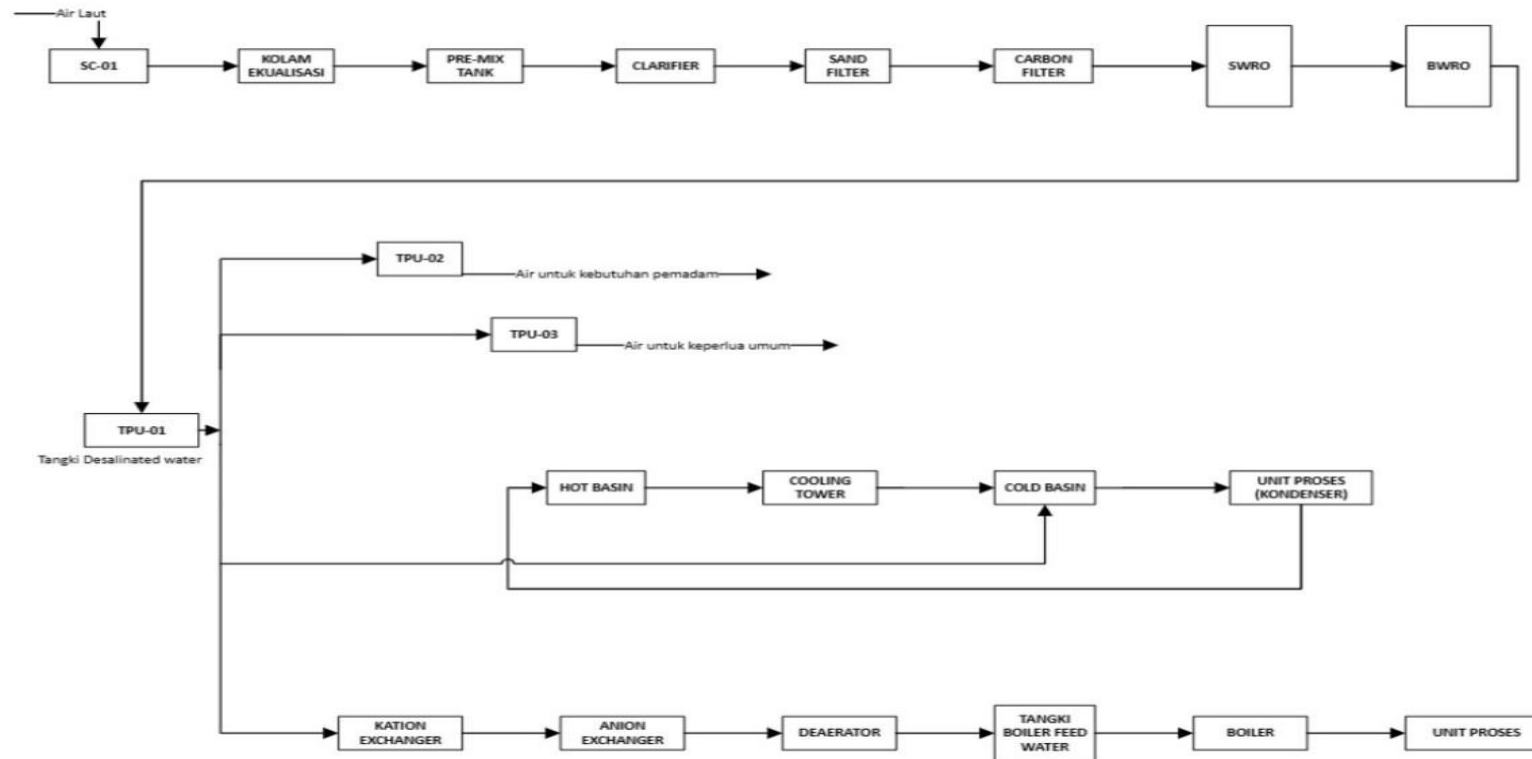
- a. Air laut merupakan sumber air yang sangat melimpah dan tersedia sepanjang tahun.
- b. Dengan menggunakan air laut, pabrik dapat mengurangi tekanan terhadap sumber daya air tawar, yang dapat

membantu menjaga keseimbangan ekosistem air tawar dan mengurangi risiko kekeringan di daerah-daerah yang bergantung pada pasokan air tawar.

- c. Air laut dapat digunakan dalam sistem pendinginan atau proses lainnya dan setelah melalui proses pengolahan, dapat didaur ulang atau digunakan kembali dalam pabrik, yang dapat mengurangi konsumsi air baru dan mengoptimalkan efisiensi operasional.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air laut. Air laut yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Adapun tahapan pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1 berikut:



Gambar 5. 1 Diagram Pengolahan Air Utilitas

- a. *Screener*, proses dimana air laut yang masuk disaring untuk menghilangkan partikel besar dan kotoran kasar seperti kerang, plastik, dan sampah lainnya. Proses ini bertujuan untuk melindungi peralatan yang lebih sensitif di tahap selanjutnya.
- b. Bak Ekualisasi (*Equalization Tank*), berfungsi untuk meratakan fluktuasi volume dan kualitas air, sehingga memastikan aliran air yang stabil dan terkontrol menuju tahap pengolahan berikutnya.
- c. *Pre Mix Tank*, bahan kimia yang digunakan untuk pengolahan (seperti koagulan atau flokulan) dicampur dengan air laut untuk mempersiapkan proses pengendapan dan pemisahan zat terlarut yang lebih lanjut.
- d. *Clarifier*, terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Partikel padat dan bahan organik akan mengendap di dasar bak, menghasilkan air yang lebih bersih untuk tahap berikutnya.
- e. *Sand Filter*, tahap ini berfungsi untuk menghilangkan partikel halus yang masih tersisa. Penyaringan ini menggunakan lapisan pasir untuk menyaring partikel kecil, memastikan air yang lebih bersih.
- f. *Carbon Filter*, air diproses dengan *carbon filter* untuk menghilangkan senyawa organik yang terlarut dan bau yang tidak diinginkan. Karbon aktif berfungsi menyerap kontaminan tersebut, meningkatkan kualitas air.
- g. SWRO (*Seawater Reverse Osmosis*), digunakan untuk proses desalinasi, yaitu memisahkan garam dan mineral terlarut dari air laut.

- h. BWRO (*Brackish Water Reverse Osmosis*), digunakan untuk meningkatkan kualitas air dengan memproses air tawar menjadi lebih bersih lagi, menghilangkan sisa-sisa kandungan garam atau mineral.
- i. Tangki *Desalinated Water*, air yang telah desalinasi disalurkan ke tangki desalinated water untuk penyimpanan sementara sebelum didistribusikan ke berbagai sistem utilitas yang memerlukan air tawar.

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik 1,3 Butadiena, kebutuhan air terbagi menjadi beberapa media, diantaranya air sebagai keperluan domestik, air sebagai kebutuhan untuk layanan umum, air sebagai media pendingin, dan air sebagai media pemanas (steam).

Kebutuhan air domestik merupakan kebutuhan air untuk keperluan karyawan. Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang berkisar 100 sampai dengan 200 liter/hari.

Kebutuhan air per orang sebanyak = 100 liter/hari

Jumlah karyawan = 132 orang

Total kebutuhan air tiap karyawan = $\frac{\text{kebutuhan air per orang}}{\text{massa jenis air} \times 24 \text{ jam}}$

$$= \frac{100}{1,028 \times 24}$$

$$= 4,055 \text{ kg/jam}$$

Maka, total kebutuhan air karyawan = jumlah karyawan $\times$ kebutuhan air tiap karyawan

$$= 132 \times 4,055 \text{ kg/jam}$$

$$= 535,233 \text{ kg/jam}$$

$$= 12.845,592 \text{ kg/hari}$$

Kebutuhan air layanan umum (*service water*) merupakan kebutuhan air yang digunakan untuk layanan kebutuhan pabrik seperti digunakan untuk bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, mushola, kebun, dan lain-lain.

Tabel 5. 1 Jumlah Kebutuhan Air Layanan Umum

Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Bengkel	8,33
Poliklinik	16,67
Laboratorium	16,67
Pemadam kebakaran	208,33
Kantin, mushola, kebun, dll	333,33
Total	583,33

Tabel 5. 2 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah Air (kg/jam)
WHB	WHB – 01	118.768,942
Condensor	CD – 01	378.951,324
	CD – 02	30.929,504
Total		528.649,770

Dari total kebutuhan air yang digunakan untuk air pendingin, maka dibuat *overdesign* 20% sehingga total kebutuhan air yang digunakan sebagai pendingin sebesar 634.379,72 kg/jam. Selain itu, diperlukan tambahan *make-up water* untuk menggantikan air yang hilang akibat penguapan, *blowdown*, dan percikan (*drift*)

selama proses berlangsung, guna memastikan volume air tetap stabil dan kualitas air sirkulasi terjaga. Kebutuhan *make-up water* ini dihitung berdasarkan tingkat kehilangan air dan siklus konsentrasi yang ditetapkan, untuk memastikan sistem pendingin tetap berjalan optimal dengan kualitas air yang terjaga. Total kebutuhan *make up water* sebesar 13.480,569 kg/jam. Sehingga total kebutuhan air sebagai pendingin yaitu sebesar 647.860,293 kg/jam.

Tabel 5. 3 Jumlah Kebutuhan Air *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah Air (kg/jam)
Reaktor	R – 01	20.209,629
Reboiler	RB – 01	44.640,951
	RB – 02	5.175,500
Total		70.026,080

Dari total kebutuhan air yang digunakan untuk media pemanas (*steam*), maka dibuat *overdesign* 20% sehingga total kebutuhan air yang digunakan sebagai *steam* sebesar 84.031,296 kg/jam. Selain itu, diperlukan tambahan air untuk *blowdown* dan *steam trap*. *Blowdown* berfungsi untuk membuang sebagian air dari *boiler* guna mengontrol konsentrasi padatan terlarut yang dapat menyebabkan kerak atau korosi. Sedangkan *steam trap* digunakan untuk mengeluarkan kondensat yang terperangkap di dalam sistem uap dan mengembalikannya ke sistem atau membuangnya sesuai kebutuhan. Sehingga total kebutuhan air yang digunakan sebagai media pemanas (*steam*) sebesar 100.837,555 kg/jam.

Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas

Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
Air untuk domestik	535,233
Air sebagai layanan umum	583,33
Air sebagai media pendingin	647.860,293
Air sebagai media pemanas (<i>steam</i>)	100,837,555
Total	749.816,414

5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (Steam System)

Unit penyediaan air pemanas merupakan sistem yang menyediakan air yang diperlukan untuk menghasilkan uap (*steam*) yang digunakan dalam berbagai proses industri, seperti pemanasan, pemurnian, pembangkit energi, atau sebagai media transportasi panas. Sistem ini melibatkan beberapa komponen utama yang bekerja bersama untuk menghasilkan uap yang efisien dan berkualitas. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 100.837,555 kg/jam.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik pada pabrik ini dirancang untuk memenuhi kebutuhan daya operasional dengan memanfaatkan dua sumber utama, yaitu pasokan listrik dari PLN dan generator sebagai sumber cadangan. Listrik dari PLN digunakan sebagai sumber energi utama yang stabil dan ekonomis untuk mengoperasikan peralatan pabrik. Sementara itu, generator difungsikan sebagai sumber daya alternatif yang akan diaktifkan saat terjadi pemadaman listrik atau gangguan pada pasokan PLN. Sistem ini dirancang untuk memastikan kontinuitas operasi pabrik, terutama untuk unit-unit yang memerlukan pasokan daya tanpa gangguan. Generator yang digunakan merupakan generator arus bolak – balik dengan kapasitas 450 kW.

Kebutuhan total listrik pada pabrik 1,3 Butadiena dapat dilihat pada Tabel 5.5 berikut:

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Listrik alat proses	146,271
2	Listrik alat utilitas	71,882
3	Listrik alat penunjang	115,850
Total		334,003

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan dirancang untuk memenuhi kebutuhan udara bertekanan yang digunakan dalam berbagai proses operasional pabrik, seperti penggerak peralatan pneumatik, kontrol otomatisasi, dan kebutuhan utilitas lainnya. Udara tekan yang digunakan berada pada tekanan 4 atm dan suhu 35 °C. Setiap alat kontrol membutuhkan udara tekan sebanyak 1,7 m³/jam. Jumlah alat kontrol yang digunakan sebanyak 43 buah, sehingga udara tekan yang dibutuhkan sebesar 73,06 m³/jam. Digunakan faktor keamanan 20% sehingga total kebutuhan udara tekan sebesar 87,67 m³/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang diperlukan oleh furnace, boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan pada pabrik ini yaitu *Industrial Diesel Oil* (IDO) dan *Liquefied Petroleum Gas* (LPG), dengan total kebutuhan bahan bakar IDO sebanyak 3.857,74 kg/jam untuk

boiler dan generator serta kebutuhan LPG sebanyak 372 kg/jam untuk Furnace. IDO dan LPG diperoleh dari PT. PERTAMINA (PERSERO) dan distributornya. Pemilihan IDO sebagai bahan bakar boiler dan generator didasarkan pada alasan :

- a. Efisiensi energi tinggi
- b. Ketersediaan dan distribusi luas
- c. Harga relatif murah dan performa yang baik

Pemilihan LPG sebagai bahan bakar furnace didasarkan pada alasan:

- a. Mudah digunakan
- b. Efisiensi tinggi
- c. Ramah lingkungan

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah merupakan bagian dari sistem yang dirancang untuk mengolah limbah yang dihasilkan selama proses produksi agar dapat memenuhi standar lingkungan yang ditetapkan. Limbah yang dihasilkan dalam pabrik bisa berupa limbah cair, gas, atau padat, dan unit pengolahan bertujuan untuk mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan, kesehatan manusia, dan kualitas hidup sekitar pabrik. Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah limbah cair. Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses, utilitas, dan sanitasi. Berikut pengolahan limbah cair dari masing-masing limbah:

a. Limbah Air Utilitas

Limbah air utilitas dihasilkan sebagai limbah dari berbagai sistem utilitas dalam pabrik, seperti sistem pendingin, sistem boiler, dan sistem lain yang menggunakan air dalam proses industri. Limbah ini biasanya mengandung bahan kimia, padatan, atau kontaminan lain yang perlu diolah sebelum dibuang ke lingkungan atau dikembalikan ke sistem. Pengelolaan limbah air utilitas penting untuk memastikan bahwa air yang dibuang memenuhi standar lingkungan dan tidak merusak ekosistem.

Proses pengolahan limbah air utilitas dimulai dengan pengumpulan air limbah yang dihasilkan dari berbagai sistem utilitas pabrik. Limbah air yang telah terkumpul kemudian menjalani pengolahan awal berupa pemisahan padatan besar atau partikel kasar melalui penyaringan atau sedimentasi. Selanjutnya, air yang telah disaring diproses lebih lanjut dengan metode koagulasi dan flokulasi untuk mengendapkan bahan terlarut, diikuti dengan filtrasi untuk menghilangkan partikel halus. Dalam beberapa kasus, jika air mengandung bahan organik, pengolahan biologis menggunakan mikroorganisme seperti dalam sistem activated sludge atau reaktor biofilm dapat dilakukan untuk menguraikan bahan-bahan tersebut. Setelah proses pengolahan utama, air yang telah dibersihkan kemudian dijernihkan dan didisinfeksi untuk memastikan bebas dari patogen sebelum digunakan kembali dalam pabrik atau dibuang ke saluran pembuangan sesuai dengan standar lingkungan yang berlaku. Dalam beberapa sistem, seperti untuk cooling tower atau boiler, limbah air ini dapat diproses lebih lanjut untuk pemulihan dan penggunaan kembali sebagai air make-up untuk mengurangi konsumsi air baru dan mendukung efisiensi operasional pabrik.

b. Limbah Air Sanitasi

Limbah air sanitasi adalah air yang berasal dari kegiatan domestik atau fasilitas sanitasi, seperti air buangan dari toilet, kamar mandi, dapur, dan kegiatan pembersihan lainnya. Limbah ini biasanya mengandung bahan organik, kotoran, minyak, deterjen, serta mikroorganisme patogen, yang memerlukan pengolahan agar aman dibuang atau diproses lebih lanjut. Limbah air sanitasi seringkali disebut juga sebagai limbah air rumah tangga atau limbah cair domestik.

Proses pengolahan limbah air sanitasi dimulai dengan pengumpulan air limbah yang berasal dari toilet, kamar mandi, dapur, dan kegiatan domestik lainnya, yang kemudian melewati tahap penyaringan untuk menghilangkan partikel besar seperti kotoran dan benda asing. Setelah itu, limbah air tersebut diproses lebih lanjut melalui koagulasi dan flokulasi untuk mengendapkan zat terlarut yang lebih kecil, diikuti dengan pengolahan biologis menggunakan mikroorganisme untuk menguraikan bahan organik yang ada dalam air. Selanjutnya, air yang telah diproses disinfeksi dengan bahan kimia seperti klorin atau menggunakan radiasi ultraviolet untuk membunuh patogen dan mikroorganisme berbahaya. Setelah melewati tahap pengolahan ini, air yang sudah dibersihkan dapat dibuang ke saluran pembuangan atau digunakan kembali untuk keperluan non-konsumsi, seperti penyiraman tanaman atau proses industri, dengan memastikan kualitas air sesuai dengan standar lingkungan yang berlaku untuk mencegah pencemaran dan melindungi kesehatan masyarakat.

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam perancangan pabrik merupakan suatu proses untuk menilai kelayakan finansial dan potensi keuntungan dari pembangunan pabrik tersebut. Tujuannya adalah untuk memastikan bahwa investasi yang dilakukan memberikan hasil yang menguntungkan dalam jangka panjang. Hal ini dilakukan dengan meninjau kebutuhan modal investasi, laba yang diperoleh, waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi, dan total produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya sebagai berikut:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discount Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Sebelum dilakukan analisis terhadap faktor – faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi di atas, maka perlu adanya perkiraan terhadap beberapa hal, diantaranya yaitu:

1. Penentuan modal industri (*total capital investment*), meliputi:

- a. Modal tetap (*fixed capital investment*)
 - b. Modal kerja (*working capital investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*total production cost*), meliputi:
 - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
 3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*fixed cost*)
- b. Biaya tidak tetap (*regulated cost*)
- c. Biaya variabel (*variable cost*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Penaksiran harga alat merupakan langkah penting untuk menentukan biaya investasi yang terkait dengan pembelian dan pemasangan peralatan yang dibutuhkan dalam pabrik. Harga alat harus diperkirakan dengan cermat, karena peralatan industri seringkali memerlukan investasi awal yang besar dan memiliki dampak signifikan terhadap total biaya proyek. Harga setiap alat proses tergantung pada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Oleh

karena itu, untuk mengetahui harga masing – masing alat diperlukan suatu cara untuk memperkirakan harga alat masing – masing. Harga alat tersebut dapat diperkirakan dari data indeks harga alat pada tahun sebelumnya.

Pada pabrik 1,3 Butadiena, rencana didirikan pada tahun 2029. Harga indeks tahun 2029 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1963 sampai 2015. Dari data indeks ini ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun – tahun sebelumnya. Data indeks tersebut ditunjukkan seperti pada Tabel 6.1 berikut:

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

Tahun (X)	Index (Y)	Tahun ke- (X)
1963	102,40	1
1964	103,30	2
1965	104,20	3
1966	107,20	4
1967	109,70	5
1968	113,70	6
1969	119,00	7
1970	125,70	8
1971	132,30	9
1972	137,20	10
1973	144,10	11
1974	165,40	12
1975	182,40	13
1976	192,10	14
1977	204,10	15
1978	218,80	16
1979	238,70	17
1980	261,20	18
1981	297,00	19
1982	314,00	20
1983	317,00	21

Lanjutan Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

1984	322,70	22
1985	325,30	23
1986	318,40	24
1987	323,80	25
1988	342,50	26
1989	355,40	27
1990	357,60	28
1991	361,30	29
1992	358,20	30
1993	359,20	31
1994	368,10	32
1995	381,10	33
1996	381,70	34
1997	386,50	35
1998	389,50	36
1999	390,60	37
2000	394,10	38
2001	394,30	39
2002	395,60	40
2003	402,00	41
2004	444,20	42
2005	468,20	43
2006	499,60	44
2007	525,40	45
2008	575,40	46
2009	521,40	47
2010	550,80	48
2011	585,70	49
2012	584,60	50
2013	567,30	51
2014	576,10	52
2015	556,80	53
2016	589,146	54
2017	598,767	55
2018	608,389	56
2019	618,010	57
2020	627,632	58
2021	637,254	59
2022	646,875	60
2023	656,497	61
2024	666,118	62
2025	675,740	63
2026	685,362	64
2027	694,983	65

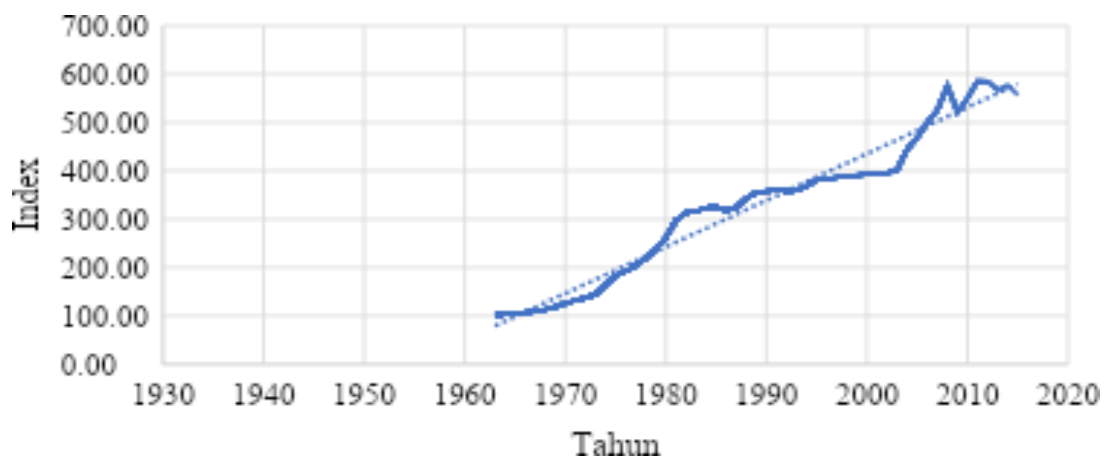
Lanjutan Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

2028	704,605	66
2029	714,226	67
2030	723,848	68

Berdasarkan Tabel 6.1 di atas, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:

$$Y = 9,6216x - 18808 \quad (6.1)$$

Rencana pendirian pabrik 1,3 Butadiena dengan kapasitas 85.000 ton/tahun yaitu pada tahun 2029. Dengan menggunakan persamaan di atas, dapat mensubstitusikan nilai x menjadi 2029, maka diperoleh harga indeks pada tahun 2029 sebesar 714,226. Berikut ini merupakan grafik hubungan antara tahun dan indeks harga yang ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks vs Tahun

Harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan dengan referensi

(Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \quad (6.2)$$

Dimana:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2029

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun 2029

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui index pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada Tabel 6.2 dan Tabel 6.3

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi

Kode Alat Proses	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2029	2014	2029
T-01	1	576,10	714,23	\$ 366.000,00	\$ 453.752,58
T-02	12	576,10	714,23	\$ 107.400,00	\$ 1.597.804,17
T-03	1	576,10	714,23	\$ 450.100,00	\$ 558.016,49
F-01	1	576,10	714,23	\$ 3.080.000,00	\$ 3.818.464,35
R-01	1	576,10	714,23	\$ 6.546.000,00	\$ 8.115.476,50
S-01	1	576,10	714,23	\$ 1.355.000,00	\$ 1.679.876,36
MD-01	1	576,10	714,23	\$ 643.000,00	\$ 797.166,42
MD-02	1	576,10	714,23	\$ 641.000,00	\$ 794.686,90
EV-01	1	576,10	714,23	\$ 105.000,00	\$ 130.174,92
EV-02	1	576,10	714,23	\$ 105.000,00	\$ 130.174,92
EV-03	1	576,10	714,23	\$ 105.400,00	\$ 130.670,83
HE-01	1	576,10	714,23	\$ 65.750,00	\$ 81.514,30
WHB-01	1	576,10	714,23	\$ 27.500,00	\$ 34.093,43
K-01	1	576,10	714,23	\$ 76.500,00	\$ 94.841,73
K-02	2	576,10	714,23	\$ 76.501,00	\$ 189.685,94
K-03	1	576,10	714,23	\$ 76.500,00	\$ 94.841,73
P-01	1	576,10	714,23	\$ 32.500,00	\$ 40.292,24
P-02	1	576,10	714,23	\$ 32.500,00	\$ 40.292,24
P-03	1	576,10	714,23	\$ 32.500,00	\$ 40.292,24
P-04	1	576,10	714,23	\$ 32.500,00	\$ 40.292,24
CD-01	1	576,10	714,23	\$ 348.600,00	\$ 432.180,74
CD-02	1	576,10	714,23	\$ 348.600,00	\$ 432.180,74
ACC-01	1	576,10	714,23	\$ 27.800,00	\$ 34.465,36
ACC-02	1	576,10	714,23	\$ 27.700,00	\$ 34.341,38
RB-01	1	576,10	714,23	\$ 39.650,00	\$ 49.156,53
RB-02	1	576,10	714,23	\$ 39.650,00	\$ 49.156,53
CDP	1	576,10	714,23	\$ 91.200,00	\$ 113.066,22
Total				\$ 14.879.851,00	\$ 20.006.958,02

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas pada Tahun Evaluasi

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2029	2014	2029
CL-01	1	576,10	714,226	\$ 139,86	\$ 173,39
SF-01	1	576,10	714,226	\$ 8,90	\$ 11,03
CF-01	1	576,10	714,226	\$ 14,88	\$ 18,44
SWRO-01	1	576,10	714,226	\$ 800,00	\$ 991,81
BWRO-01	1	576,10	714,226	\$ 300,00	\$ 371,93
TD-01	1	576,10	714,226	\$ 35,40	\$ 43,89
TDO-01	1	576,10	714,226	\$ 16,10	\$ 19,96
TS-01	1	576,10	714,226	\$ 12,10	\$ 15,00
PM-01	1	576,10	714,226	\$ 35,64	\$ 44,18
CT-01	1	576,10	714,226	\$ 3.254,00	\$ 4.034,18
KE-01	1	576,10	714,226	\$ 43,30	\$ 53,68
AE-01	1	576,10	714,226	\$ 57,90	\$ 71,78
D-01	1	576,10	714,226	\$ 12,90	\$ 15,99
B-01	1	576,10	714,226	\$ 502,10	\$ 622,48
BE-01	1	576,10	714,226	\$ 9,23	\$ 11,44
BP-01	1	576,10	714,226	\$ 32,66	\$ 40,48
PU-01	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-02	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-03	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-04	1	576,10	714,226	\$ 18.500,00	\$ 22.935,58
PU-05	1	576,10	714,226	\$ 18.500,00	\$ 22.935,58
PU-06	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-07	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-08	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-09	1	576,10	714,226	\$ 35.000,00	\$ 43.391,64
PU-10	1	576,10	714,226	\$ 4.050,00	\$ 5.021,03
PU-11	1	576,10	714,226	\$ 41.400,00	\$ 51.326,11
PU-12	1	576,10	714,226	\$ 28.200,00	\$ 34.961,26
PU-13	1	576,10	714,226	\$ 2.820,00	\$ 3.496,13
PU-14	1	576,10	714,226	\$ 28.205,00	\$ 34.967,46
PU-15	1	576,10	714,226	\$ 41.400,00	\$ 51.326,11
PU-16	1	576,10	714,226	\$ 28.205,00	\$ 34.967,46
PU-17	1	576,10	714,226	\$ 41.400,00	\$ 51.326,11

Lanjutan Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas pada Tahun Evaluasi

PU-18	1	576,10	714,226	\$ 39.900,00	\$ 49.466,47
PU-19	1	576,10	714,226	\$ 39.900,00	\$ 49.466,47
PU-20	1	576,10	714,226	\$ 41.400,00	\$ 51.326,11
PU-21	1	576,10	714,226	\$ 30.500,00	\$ 37.812,72
PU-22	1	576,10	714,226	\$ 30.500,00	\$ 37.812,72
PU-23	1	576,10	714,226	\$ 30.500,00	\$ 37.812,72
PU-24	1	576,10	714,226	\$ 30.500,00	\$ 37.812,72
Total				\$ 746.154,95	\$ 925.053,93

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik = 85.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 300 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pendirian pabrik = 2029

Kurs rupiah tahun 2024 = 1 US \$ = Rp15.808,000

6.3 Perhitungan Biaya

Untuk menghitung biaya yang diperlukan dalam mendirikan sebuah pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dinyatakan layak secara ekonomis. Berikut tahapannya antara lain:

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan total dana yang diinvestasikan untuk membangun, memulai, dan menjalankan suatu pabrik hingga siap beroperasi selama jangka waktu tertentu. *Capital investment* terdiri dari modal tetap dan modal kerja.

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment atau modal tetap adalah total biaya yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan aset tetap yang dibutuhkan dalam mendirikan dan mengoperasikan suatu pabrik. Aset tetap ini mencakup bangunan, mesin, peralatan, instalasi listrik dan mekanik, serta infrastruktur pendukung lainnya. *Fixed capital investment* bersifat jangka panjang dan tidak langsung habis digunakan, sehingga menjadi bagian penting dalam penentuan nilai aset dan kelayakan ekonomi pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment atau modal kerja adalah modal yang dibutuhkan untuk mendanai operasi sehari-hari pabrik hingga menghasilkan pendapatan. Modal ini mencakup biaya untuk

pembelian bahan baku, pembayaran gaji karyawan, biaya utilitas, serta pengeluaran operasional lain yang diperlukan untuk menjaga kelancaran proses produksi dan distribusi dalam jangka pendek. *Working capital investment* juga berfungsi untuk menjamin likuiditas bisnis, sehingga operasi dapat terus berjalan tanpa hambatan finansial.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah total biaya yang dikeluarkan dalam proses produksi untuk menghasilkan suatu produk hingga siap dipasarkan. Biaya ini mencakup seluruh pengeluaran yang terkait langsung maupun tidak langsung dengan pembuatan produk. *Manufacturing cost* biasanya dibagi menjadi tiga komponen utama, diantaranya yaitu:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah biaya yang secara langsung terkait dengan produksi barang atau jasa tertentu, yang dapat dengan mudah diidentifikasi dan dilacak ke objek biaya tersebut. Biaya ini memiliki hubungan langsung dengan kuantitas produk yang dihasilkan, sehingga berubah sesuai dengan volume produksi. *Direct cost* sering digunakan untuk menghitung total biaya produksi dan menentukan harga pokok produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost adalah biaya yang tidak secara langsung terkait dengan produksi suatu barang atau jasa tetapi tetap diperlukan untuk mendukung aktivitas operasional atau proyek secara keseluruhan. Biaya ini tidak dapat diatribusikan langsung ke satu unit produk atau aktivitas tertentu, melainkan mencakup pengeluaran umum yang bersifat mendukung.

c. *Fixed Cost*

Fixed cost adalah biaya tetap yang dikeluarkan oleh perusahaan dalam suatu periode waktu tertentu, yang tidak terpengaruh oleh volume produksi atau aktivitas operasional. Dengan kata lain, biaya ini tetap sama, baik perusahaan memproduksi banyak produk, sedikit, atau bahkan tidak memproduksi sama sekali. Fixed cost bersifat jangka panjang dan biasanya terkait dengan aset atau kewajiban perusahaan.

6.3.3 *General Expense*

General expense atau biaya pengeluaran umum adalah biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan untuk mendukung kegiatan operasional sehari-hari, namun tidak secara langsung terkait dengan proses produksi atau pembuatan barang. Biaya ini bersifat umum dan meliputi berbagai kebutuhan yang diperlukan untuk menjalankan perusahaan secara keseluruhan, baik dalam hal administratif, pemasaran, maupun operasional lainnya.

6.4 Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui keuntungan suatu pabrik yang sedang dirancang, analisis kelayakan sangat penting dilakukan. Analisis ini membantu untuk menilai apakah investasi pada pabrik tersebut akan memberikan keuntungan yang sesuai dengan harapan, serta berapa lama waktu yang dibutuhkan untuk mencapai titik impas. Analisis kelayakan ini bisa dilakukan dengan perhitungan *return on investment*, *pay out time*, *break even point*, *shut down point*, dan *discounted cash flow rate of return*.

6.4.1 Return on Investment (ROI)

Return on Investment (ROI) adalah ukuran yang digunakan untuk menilai efisiensi suatu investasi, dengan membandingkan keuntungan yang dihasilkan terhadap biaya yang dikeluarkan untuk investasi tersebut. Semakin tinggi nilai ROI, semakin menguntungkan investasi tersebut, karena menunjukkan bahwa keuntungan yang diperoleh lebih besar dibandingkan dengan biaya yang dikeluarkan. ROI sering digunakan oleh investor dan perusahaan untuk mengevaluasi apakah suatu proyek atau investasi layak untuk dilanjutkan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *return on investment* yaitu sebagai berikut:

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \quad (6,3)$$

6.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan investasi awal yang dikeluarkan untuk suatu pabrik melalui arus kas yang dihasilkan dari operasional. Dalam konteks pabrik, *pay out time* mengukur berapa lama waktu yang diperlukan agar total pendapatan yang dihasilkan dapat menutupi biaya investasi yang telah dikeluarkan. Semakin pendek *pay out time*, semakin cepat investasi tersebut memberikan keuntungan, yang menunjukkan bahwa proyek atau pabrik tersebut lebih menguntungkan dan lebih rendah risikonya. *Pay out time* yang panjang bisa menunjukkan bahwa proyek membutuhkan waktu lebih lama untuk mencapai titik impas dan mulai memberikan keuntungan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung POT yaitu sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi}} \quad (6.4)$$

Pada pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun. Sedangkan pabrik yang risiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

6.4.3 *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana total pendapatan yang dihasilkan oleh perusahaan atau pabrik sama dengan total biaya yang dikeluarkan, sehingga tidak ada keuntungan atau kerugian yang terjadi.

BEP menunjukkan jumlah produksi atau penjualan yang harus dicapai agar perusahaan dapat menutupi seluruh biaya tetap dan variabelnya. Pada titik ini, perusahaan mulai menghasilkan keuntungan setiap kali pendapatan melebihi biaya tetap dan variabel. BEP sangat penting untuk mengetahui seberapa banyak produk yang harus dijual atau diproduksi untuk mulai memperoleh laba. Pada umumnya, kisaran nilai BEP antara 40 – 60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

$$BEP = \frac{(Fa+0,3Ra)}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

Dengan :

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual sales value* pada produksi maksimum

Va = *Annual variable value* pada produksi maksimum

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah titik di mana pendapatan yang dihasilkan oleh pabrik tidak cukup untuk menutupi biaya variabel yang dikeluarkan dalam proses produksi. Pada titik ini, pabrik harus menghentikan operasionalnya karena melanjutkan produksi akan menyebabkan kerugian. Dalam konteks ini, meskipun biaya tetap (seperti

sewa dan gaji tetap) masih harus dibayar, tetapi jika biaya variabel per unit (seperti bahan baku dan tenaga kerja langsung) melebihi pendapatan yang diperoleh dari penjualan, maka produksi menjadi tidak menguntungkan. Dengan kata lain, *shut down point* adalah level produksi di mana perusahaan lebih baik untuk menghentikan operasi sementara daripada terus beroperasi dengan kerugian. Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.6)$$

6.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah metode untuk mengukur tingkat pengembalian suatu investasi dengan mempertimbangkan nilai waktu uang. DCFR dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n - C \sum_{n=0}^{n-1} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.7)$$

Dimana :

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage capital*

C = *Cash flow* (keuntungan setelah pajak + *depresiasi* + *finance*)

n = Umur pabrik

i = Nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik 1,3 Butadiena memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidak pabrik ini didirikan.

Hasil perhitungan ditunjukkan pada Tabel sampai dengan Tabel.

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost (PPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 20.932.011,95	Rp 330.893.244.831,39
<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 5.233.002,99	Rp 82.723.311.207,85
<i>Instalasi Cost</i>	\$ 10.543.293,40	Rp 166.668.382.088,92
<i>Piping Cost</i>	\$ 19.785.078,58	Rp 312.762.522.180,70
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 6.568.827,63	Rp 103.840.027.226,56
<i>Insulation Cost</i>	\$ 1.915.581,00	Rp 30.281.504.400,80
<i>Electrical Cost</i>	\$ 3.139.801,79	Rp 49.633.986.724,71
<i>Building Cost</i>	\$ 6.317.687,25	Rp 99.870.000.000,00
<i>Land and Yard Improvement</i>	\$ 3.971.912,96	Rp 62.788.000.000,00
Total	\$ 78.407.197,54	Rp 1.239.460.978.660,91

Tabel 6. 5 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Construction</i>	\$ 15.681.439,51	Rp 247.892.195.732,18
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 78.407.197,54	Rp 1.239.460.978.660,91
Total	\$ 1.646.551.148,27	Rp 26.028.680.551.879,20

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Komponen	Biaya (\$)	Harga (Rp)
<i>Direct plant cost</i>	\$ 16.465.551.482,72	Rp 260.286.805.518.792,00
<i>Contractor's fee</i>	\$ 1.646.551.148,27	Rp 26.028.680.551.879,20
<i>Contingency</i>	\$ 2.469.826.722,41	Rp 39.043.020.827.818,70
Total	\$ 20.581.889.353,40	Rp 325.358.506.898.489,00

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment (WCI)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory Cost</i>	\$ 1.190.000,00	Rp 18.811.520.000,00
<i>Inprocess Inventory Cost</i>	\$ 46.441.028,48	Rp 734.139.778.232,40
<i>Product Inventory Cost</i>	\$ 2.786.461.708,88	Rp 44.048.386.693.944,10
<i>Extended Credit</i>	\$ 4.675.000.000,00	Rp 73.902.400.000.000,00
<i>Available Cash</i>	\$ 2.786.461.708,88	Rp 44.048.386.693.944,10
Total	\$ 10.295.554.446,24	Rp 162.752.124.686.121,00

Tabel 6. 8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Cost</i>	\$ 25.500.000,00	Rp 403.104.000.000,00
<i>Tenaga Kerja</i>	\$ 171.217,11	Rp 2.706.600.000,00
<i>Supervisor Cost</i>	\$ 68.486,84	Rp 1.082.640.000,00
<i>Maintenance Cost</i>	\$ 7.282.659.568,99	Rp 115.124.282.466.586,00
<i>Plant Supplies Cost</i>	\$ 2.427.553.189,66	Rp 38.374.760.822.195,30
<i>Royalties and Patent Cost</i>	\$ 2.337.500.000,00	Rp 36.951.200.000.000,00
<i>Utilitas</i>	\$ 547.738,81	Rp 8.658.655.081,19
Total	\$ 12.074.000.201,41	Rp 190.865.795.183.862,00

Tabel 6. 9 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 51.365,13	Rp 811.980.000,00
<i>Laboratory Cost</i>	\$ 171.217,11	Rp 2.706.600.000,00
<i>Plant Overhead Cost</i>	\$ 325.312,50	Rp 5.142.540.000,00
<i>Shipping and Packaging</i>	\$ 4.675.000.000,00	Rp 73.902.400.000.000,00
Total	\$ 4.675.547.894,74	Rp 73.911.061.120.049,00

Tabel 6. 10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 3.407.092.196,02	Rp 53.859.313.434.660,00
<i>Property Taxes</i>	\$ 681.418.439,20	Rp 10.771.862.686.932,00
<i>Insurance Cost</i>	\$ 340.709.219,60	Rp 5.385.931.343.466,00
Total	\$ 4.429.219.854,82	Rp 70.017.107.465.058,10

Tabel 6. 11 *General Expense (GE)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$ 1.671.877.025,33	Rp 26.429.032.016.366,40
<i>Sales</i>	\$ 6.130.215.759,53	Rp 96.906.450.726.677,00
<i>Research</i>	\$ 2.229.169.367,10	Rp 35.238.709.355.155,30
<i>Finance</i>	\$ 1.093.240.617,05	Rp 17.281.947.674.376,80
Total	\$ 11.124.502.769,01	Rp 175.856.139.772.575,00

Tabel 6. 12 Analisa keuntungan

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total Penjualan	\$ 46.750.000.000,00	Rp 739.024.000.000.000
Total <i>Production Cost</i>	\$ 38.989.119.857,79	Rp 616.340.006.712.016
Keuntungan sebelum pajak	\$ 7.760.880.142,21	Rp 122.683.993.287.984
Pajak	\$ 1.707.393.631,29	Rp 26.990.478.523.356
Keuntungan setelah pajak	\$ 6.053.486.510,92	Rp 95.693.514.764.627

6.6 Analisis Risiko Pabrik

Mendirikan suatu pabrik, risiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut berisiko rendah (low risk) atau berisiko tinggi (high risk). Adapun parameter-parameter untuk menentukan pabrik 1,3 butadiena yang akan berdiri termasuk pabrik berisiko rendah (low risk) atau berisiko tinggi (high risk). Berikut parameter yang dapat dilihat pada Tabel 6.13

Tabel 6.13. Hasil Analisis Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			High	Low
1	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 600°C	√	
		Tekanan maksimal 5 atm		√
2	Bahan Baku	Butana	√	
		n-Pentana	√	
3	Sifat Produk	1,3 Butadiena	√	
4	Keberadaan Pabrik	Bontang, Kalimantan Timur		√

Berdasarkan parameter risiko pabrik, prarancangan pabrik 1,3 Buradiena dengan proses dehidrogenasi butana kapasitas 85000 ton/ tahun termasuk dalam pabrik berisiko tinggi (*high risk*).

6.7 Hasil Analisa Kelayakan

6.7.1 Return on Investment (ROI)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai ROI antara lain sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 45,56%

ROI setelah pajak = 35,53%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai POT antara lain sebagai berikut:

POT sebelum pajak = 1,80 tahun

POT setelah pajak = 2,20 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

Tabel 6. 14 *Annual Fixed Cost (Fa)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depresiasi	\$3.407.092.196,02	Rp 53.859.313.434.660,00
<i>Property Taxes</i>	\$ 681.418.439,20	Rp 10.771862.686.932,00
Asuransi	\$ 340.709.219,60	Rp 5.385.931.343.466,00
Total	\$4.429.219.854,82	Rp 70.017.107.465.058,10

Tabel 6. 15 *Annual Regulated Cost (Ra)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Gaji Karyawan	\$ 171.217,11	Rp 2.706.600.000,00
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 51.365,13	Rp 811.980.000,00
<i>Supervision</i>	\$ 68.486,84	Rp 1.082.640.000,00
<i>Plant Overhead</i>	\$ 325.312,50	Rp 5.142.540.000,00
<i>Laboratorium</i>	\$ 171.217,11	Rp 2.706.600.000,00
<i>General Expense</i>	\$ 11.124.502.769,01	Rp 175.656.139.772.575,00
<i>Maintenance</i>	\$ 7.282.659.568,99	Rp 115.124.282.466.586,00
<i>Plant Supplies</i>	\$ 2.427.553.189,66	Rp 38.374.760.822.195,30
Total	\$ 20.835.503.126,35	Rp 329.367.633.421.357,00

Tabel 6.16 *Annual Variable Cost (Va)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$25.500.000,00	Rp403.104.000.00
<i>Royalties and Patent</i>	\$2.337.500.000,00	Rp36.951.200.000.000
<i>Utilities</i>	\$547.738,81	Rp8.658.655.081,19
<i>Product packaging and shipping</i>	\$4.675.000.000,00	Rp73.902.400.000.000,00
Total	\$7.038.547.738,81	Rp111.265.362.655.081,00

Total penjualan yang diperoleh sebesar = \$ 46.750.000.000,00

= Rp 739.024.000.000.000,00

Maka diperoleh untuk BEP sebesar: 42,50%

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai SDP sebesar:

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa-Va-0,7Ra)} \times 100\%$$

$$= 24,88\%$$

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Umur pabrik (n) = 10 tahun

FCI = \$17.035.460.980

= Rp269.296.567.173.300

Working Capital = \$10.295.554.446

= Rp162.752.124.686.121

Salvage Value = \$3.407.092.196

= Rp53.859.313.434.660

Cash Flow = \$10.553.819.324

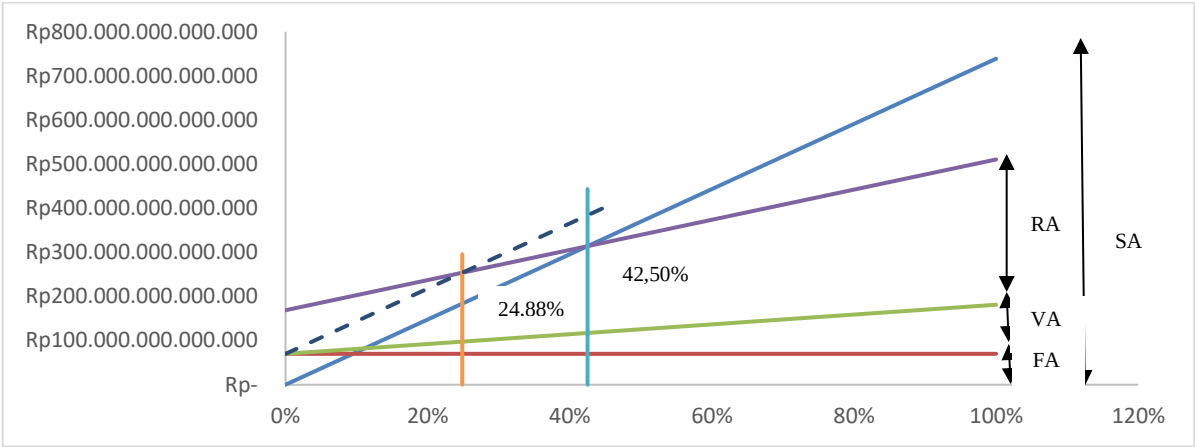
= Rp166.834.775.873.664

Maka, untuk memperoleh nilai DCFR dapat menggunakan persamaan berikut.

$$(FC+WC)(1+i)^n=(WC+SV)+(1+i)^{n-1}+...+1 \times C$$

Sehingga didapatkan nilai DCFR sebesar 9,59%.

Berdasarkan beberapa tahapan analisa ekonomi diatas, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Alasan pendirian pabrik *1,3 butadiena* dari *dehidrogenasi n-butana* dengan kapasitas 85.000 ton/tahun adalah kebutuhan bahan kimia *1,3 butadiena* yang akan semakin naik tiap tahunnya dan masih belum di produksi di dalam negeri, dengan begitu dapat mengurangi ketergantungan impor. Disisi lain juga untuk meningkatkan pemasukan negara dengan melakukan produksi dan mengimpornya.
2. Pabrik *1,3 butadiena* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2030 di Bontang, Kalimantan Timur, Indonesia.
3. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi maka pabrik *1,3 butadiena* dari *dehidrogenasi n-butana* tergolong pabrik dengan resiko yang tinggi (*high risk*)
4. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp 122.683.993.287.984 pertahun dan setelah pajak sebesar Rp 95.693.514.764.627 per tahun.
 - b. *Return Of Investment (ROI)* sebelum pajak adalah sebesar 45,56% dan setelah pajak sebesar 35,53%.
 - c. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 1,80 tahun dan setelah pajak selama 2,20 tahun.
 - d. *Break Even Point (BEP)* pada pabrik *1,3 butadiena* sebesar 42,50% Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP

dari pabrik kimia antara sampai.

- e. *Shut Down Point* (SDP) untuk nilai SDP didapatkan sebesar 24,88%.
- f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) dari pabrik 1,3 butadiena sebesar 9,59%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

7.2 Saran

Berdasarkan hasil studi dan analisis yang dilakukan dalam Pra-Rancangan Pabrik, beberapa saran yang dapat diajukan untuk meningkatkan kelayakan dan keberlanjutan pabrik kimia ini adalah sebagai berikut:

1. Optimasi Pemilihan Peralatan dan Bahan Baku
Diperlukan kajian lebih mendalam terkait pemilihan peralatan proses, alat penunjang, serta bahan baku yang digunakan. Hal ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi operasional, mengurangi biaya produksi, dan memaksimalkan keuntungan pabrik.
2. Peningkatan Fokus pada Aspek Lingkungan
Perancangan pabrik hendaknya memberikan perhatian khusus terhadap pengelolaan limbah. Dengan menerapkan strategi yang mendukung prinsip keberlanjutan, pabrik dapat meminimalkan dampak negatif terhadap lingkungan dan mendorong pengembangan industri yang lebih ramah lingkungan.

3. Pengurangan Ketergantungan pada Impor Produksi senyawa 1,3-Butadiena yang dirancang perlu direalisasikan guna memenuhi kebutuhan domestik di masa mendatang. Hal ini diharapkan dapat mengurangi angka ketergantungan pada bahan baku impor, sekaligus mendukung pertumbuhan industri kimia nasional.

Dengan menerapkan saran-saran tersebut, diharapkan pabrik kimia yang dirancang mampu memberikan manfaat ekonomi, sosial, dan lingkungan yang lebih besar.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistic Indonesia. www.bps.go.id.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, C.W., 1957, "Industrial Chemicals", 4th ed., John Wiley and Sons, New York.
- Kern, D. Q. 1983. Process Heat Transfer. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1964, "Encyclopedia of Chemical Technology", 2nd ed, vol.20, The Interscience Encyclopedia Inc., New York.
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. Unit Operation of Chemical Engineering, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
- Morrison, R. T., & Boyd, R. N. (2014). *Organic Chemistry* (7th ed.). Pearson. ISBN: 978-1292020740
- National Institute for Occupational Safety and Health (NIOSH). "1,3-Butadiene." NIOSH Pocket Guide to Chemical Hazards. Available at: <https://www.cdc.gov/niosh/npg/>
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, Perry's Chemical Engineering Handbooks, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- PubChem, National Center for Biotechnology Information (NCBI). "1,3-Butadiene." PubChem Database. Available at: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/>
- Texas Tech University (TTU). "Material Safety Data Sheet (MSDS) for 1,3-Butadiene." Texas Tech University, Health and Safety. Available at: <https://www.depts.ttu.edu/safety/>
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- University of Nevada, Reno (UNR). "Material Safety Data Sheet (MSDS) for 1,3-Butadiene." University of Nevada, Reno. Available at: <https://www.unr.edu/>
- Linde Gas. "Safety Data Sheet for 1,3-Butadiene." Linde Group. Available at: <https://www.linde-gas.com/>
- Walas, S. (1990). Chemical Process Equipment. Newton: Butterworth Heinemann.
- Wibowo, H. B. 2011. Analisis Metode Produksi Butadiena yang Efisien Diterapkan di Indonesia. Penelitian Pusat Teknologi Roket. Vol. 6(3) : 77- 85.
- Yaws, Carl. L. 1999. Chemical Properties Handbook. New York : McGraw-Hill.

LAMPIRAN A

Reaktor (R-01)	
Fungsi	: Tempat terjadinya Dehidrogenasi N-butana dengan katalis alumina chromia untuk menghasilkan 1,3 Butadiena sebagai produk.
Tipe Reaktor	: Reaktor <i>Fixed bed Multitube</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan: 1 atm Suhu : 600 °C
Konversi	: Reaksi 1: 94% Reaksi 2: 90%

(Wulandhanie, 2007)

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



(Hougen, Watson, Ragantz, 1976)

Langkah Perancangan:

A. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Alasan memilih jenis Reaktor tersebut antara lain:

1. Reaksi dehidrogenasi N-butana menjadi 1,3 Butadiena bersifat endotermis, sehingga memerlukan pelepasan panas secara efisien melalui dinding tabung dengan media pemanas berupa steam.
2. Aliran gas dianggap *plug flow* tetapi cairan dapat teraduk dengan sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor konstan (tetap).
3. Biaya perawatan relatif lebih murah dan pengoperasiannya lebih mudah.

(Perry's, 23-49. 1999)

B. Menentukan Konstruksi Reaktor

Dipilih bahan konstruksi *Carbon Steel SA 387 Grade 11*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Merupakan perpaduan antara kromium-molibdenum yang dirancang untuk aplikasi suhu tinggi.
2. Memberikan ketahanan terhadap korosi, terutama dalam lingkungan yang ekstrem (suhu tinggi).
3. *Carbon Steel SA 387 Grade 11* menjadi salah satu pilihan material yang efisien dalam aplikasi industri yang relatif terjangkau dan mudah diperoleh.

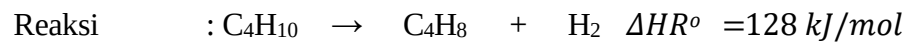
(Octal Metals, 2024; Universal Steel America, 2024)

C. Komposisi Umpan Masuk ke dalam Reaktor

1. Reaksi Stoikiometri

Reaksi 1 :

Konversi : 94%



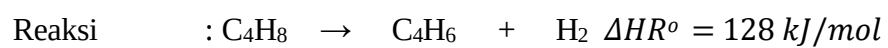
Mula-mula : 239,695

Beraksi : 225,313 225,313 225,313

Sisa : 14,382 225,313 225,313

Reaksi 2 :

Konversi : 90%



Mula-mula : 225,313

Beraksi : 202,782 202,782 202,782

Sisa : 22,531 202,782 202,782

2. Spesifikasi Katalis

Spesifikasi Katalis

Katalis = $\text{Cr}_2\text{O}_3.\text{Al}_2\text{O}_3$

Jenis = Padatan

Diameter = 5 mm

= 0,005 m

Porositas (ϵ) = 60%

Densitas = 780 kg/m^3

Densitas bulk = 600 kg/m^3

3. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Input	Output
		kg/jam	kg/jam
H ₂	2	0	856
C ₄ H ₈	56	0	1.262
C ₄ H ₆	54	0	10.950
C ₄ H ₁₀	58	13.902	834
C ₅ H ₁₂	72	467	467
Total		14.369	14.369

4. Data Fisis Umpan Reaktor

- Menghitung Berat Molekul Campuran Gas

Komponen	BM (kg/kmol)	y_i	BM Gas (kg/kmol)
H ₂	2	0	0
C ₄ H ₈	56	0	0
C ₄ H ₆	54	0	0
C ₄ H ₁₀	58	0,974	56,472
C ₅ H ₁₂	72	0,026	1,897
Total	242	1	58,369

- Menghitung Densitas

Untuk menghitung densitas, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\rho = \frac{P \times BM}{R \times T \times Z} \quad (3)$$

(Smith & Van Ness, 2021)

Keterangan :

P = Tekanan	1	atm
BM = Berat Molekul Total	58,369	kg/kmol
R = Konstanta Gas	0,082	m ³ .atm/Kmol.K
T = Suhu	873	K
Z = faktor kompresibilitas (tanpa satuan)	0,999	

$$\begin{aligned} \rho_{\text{umpan}} &= 0,815 && \text{kg/m}^3 \\ &= 0,00081 && \text{gr/cm}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung Viskositas Campuran Gas

Untuk menghitung viskositas, digunakan persamaan berikut:

$$n_{gas} = A + B.T + C.T^2 \text{ (Viskositas Gas)} \quad (4)$$

Komponen	A	B	C	y _i	BM gr/mol	μ _i (cP)
H ₂	27.76	2.21E-01	-3.28E-05	0	2	7.05E-02
C ₄ H ₈	-9.14	3.16E-01	-8.42E-05	0	56	7.29E-02
C ₄ H ₆	10.26	2.68E-01	-4.11E-05	0	54	7.66E-02
C ₄ H ₁₀	-4.95	2.90E-01	-6.97E-05	0.97365	58	7.02E-02
C ₅ H ₁₂	-3.2	2.68E-01	-6.62E-05	0.02634	72	6.49E-02
Total				1.0000	242	3.55E-01

Komponen	$\mu_i \cdot y_i \cdot B M_i^{0.5}$	$y_i \cdot B M_i^{0.5}$
H ₂	0.00E+00	0
C ₄ H ₈	0.00E+00	0
C ₄ H ₆	0.00E+00	0
C ₄ H ₁₀	5.21E-01	7.415119918
C ₅ H ₁₂	1.45E-02	0.2235621691
Total	5.35E-01	7.638682087

Untuk Menghitung viskositas campuran senyawa digunakan rumus sebagai berikut:

$$\mu_{campuran} = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot B M_i^{0.5}}{\sum y_i \cdot B M_i^{0.5}} \quad (5)$$

Perry,1984

μ campuran gas	= 0,07008	Kg/m.jam
	= 1,95E-05	Kg/m.s
	= 0,07	gr/cm.s
	= 16,95	lb/ft.jam

Keterangan :

A, B, C, D, E = Koefisien komponen kimia

T = suhu

μ_i = viskositas komponen i (kg/m.jam)

B_mi = Berat molekul komponen i

- Menghitung Kapasitas Panas Gas (Cp Gas)

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (6)$$

Komponen	A	B	C	D	E	BM (Kg/Kmol)	yi
H ₂	25,4	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-9,76E-12	2	0
C ₄ H ₈	24,92	2,06E-01	5,98E-05	-1,42E-07	4,71E-11	56	0
C ₄ H ₆	18,84	2,05E-01	6,25E-05	-1,71E-07	6,09E-11	54	0
C ₄ H ₁₀	20,06	2,82E-01	1,31E-05	9,46E-08	3,41E-11	58	0,97365
C ₅ H ₁₂	26,67	3,23E-01	4,28E-05	-1,66E-07	5,60E-11	72	0,02635
Total	115,89	1,04E+00	1,40E-04	-3,53E-07	1,88E-10	242	1

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kJ/Kg.K)	yi.Cp (kJ/kmol.K)	yi.Cp (kJ/kg.K)	Fi (kg/jam)	Fi. Cpi (kJ/jam.K)
H ₂	2,92E+01	1,46E+01	0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00
C ₄ H ₈	1,83E+02	3,27E+00	0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00
C ₄ H ₆	1,67E+02	3,09E+00	0,00E+00	0,00E+00	0	0,00E+00
C ₄ H ₁₀	3,59E+02	6,19E+00	3,50E+02	6,03E+00	5.827,92185	3,61E+04
C ₅ H ₁₂	2,63E+02	3,66E+00	6,94E+00	9,64E-02	195,769985	7,16E+02
Total	1,00E+03	3,08E+01	3,56E+02	6,12E+00	6.023,69184	36.786,63

C_p = Kapasitas panas gas

A, B, C, D, E = Koefisien komponen kimia

T = Suhu

- Menghitung Konduktivitas Panas

Untuk menghitung konduktivitas panas, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$K = A + B.T + C.T^2 \quad (6)$$

K = Konduktivitas panas gas (W/m.K)

T = Temperature (K)

Komponen	A	B	C	y_i	K _{gas} (W/m.K)	$y_i.K_{gas}$ (W/m.K)
H ₂	0,0395	4,59E-04	-6,49E-08	0	4,40E-01	0,00E+00
C ₄ H ₈	- 0,0029	3,02E-05	1,02E-07	0	2,35E-02	0,00E+00
C ₄ H ₆	- 0,0009	7,15E-06	1,62E-07	0	5,34E-03	0,00E+00
C ₄ H ₁₀	- 0,0018	1,94E-05	1,38E-07	0,97365	1,51E-02	1,47E-02
C ₅ H ₁₂	- 0,0014	1,81E-05	1,21E-07	0,02635	1,44E-02	3,79E-04
Total				1	4,99E-01	1,51E-02

- Menentukan Panas Reaksi

$$\Delta H_R = \Sigma(n. \Delta H_f)_{PRODUK} - \Sigma(n. \Delta H_f)_{REAKTAN}$$

Reaksi 1

Komponen	Tabel . Entalpi Pembentukan Standar	
	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
H ₂	0	0
C ₄ H ₈	-0.13	-130
C ₄ H ₁₀	-126.15	-126150

Panas reaksi pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \Sigma(n. \Delta H_f)_{PRODUK} - \Sigma(n. \Delta H_f)_{REAKTAN}$$

$$\Delta H_r = 126020 \text{ kJ/kmol}$$

Menentukan Panas Reaksi

Persamaan ΔH_r yang digunakan sebagai berikut :

Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p. dT$$

$$\Delta a = 3.03E+01$$

$$\Delta b = -5.58E-02$$

$$\Delta c = 8.20E-06$$

$$\Delta d = -2.05E-07$$

$$\Delta e = 3.24E-12$$

Sehingga diperoleh nilai ΔH_r sebagai berikut:

$$\Delta H_r = 97,386.11 \quad \text{kJ/kmol}$$

Sehingga diperoleh nilai ΔH_r sebesar 97,386.1 kJ/kmol

Reaksi 2

Tabel 9. Entalpi Pembentukan Standard

Komponen	ΔH_f	ΔH_f
	(kJ/mol)	(kJ/kmol)
H ₂	0	0
C ₄ H ₈	-0.13	-130
C ₄ H ₆	110.16	110160

Panas reaksi pada suhu 298 K dapat
dihitung sebagai berikut

$$\Delta H_r = 110290 \text{ kJ/kmol}$$

Menentukan Panas Reaksi

Persamaan ΔH_r yang digunakan sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut

$$\Delta a = 1.93E+01$$

$$\Delta b = 1.92E-02$$

$$\Delta c = 3.58E-05$$

$$\Delta d = 2.90E-09$$

$$\Delta e = 4.04E-12$$

Sehingga diperoleh nilai ΔH_r sebagai berikut:

$$\Delta H_r = 121,062.2 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung total ΔH_r dari kedua reaksi

$$\Delta H_r \text{ Total} = 218,448.33$$

5. Jenis Pemanas

Superheated Steam

Suhu : 700°C

Tekanan : 1 bar

Kapasitas : $2,27 \text{ kJ/kg.K}$

Konduktivitas panas : $0,3359 \text{ kJ/m.jam.K}$

Viskositas : $0,1316 \text{ kg/m.jam}$

Densitas : $0,4485 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan Pemanas = $8.471,98 \text{ kg/jam} = 74214,53 \text{ kg/tahun}$

Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Diameter dalam tube : 1,37 in

Diameter luar tube : 1,5 in

No. BWG : 16

Flow area per tube : 1,47 in²

Panjang tube : 6 m

Jumlah tube : 101
buah

Susunan tube :
Triangula
r Pitch

$$\text{Pitch (PT)} = 1,25 \cdot \text{ODt}$$

$$= 1,875 \text{ in}$$

$$= 0,048 \text{ m}$$

$$\text{Clearance (C)} = PT - \text{ODt}$$

$$= 0,375 \text{ in}$$

$$= 0,009 \text{ m}$$

Alasan pemilihan triangular pitch

Susunan tube yang dipilih adalah pola triangular pitch karena mampu menghasilkan turbulensi yang besar pada aliran fluida di dalam shell dan koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) yang dihasilkan lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi (Kern, 1950).

Menentukan Dimensi Shell

$$ID_s = \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_T^2}{\frac{\pi}{4}}}$$

$$ID_s = 19,782 \text{ in}$$

$$ID_s = 0,502 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \times ID_s$$

$$B = 0,75 \times 19,782$$

$$B = 14,837 \text{ in}$$

$$B = 0,377 \text{ m}$$

$$De = 1,085 \text{ in}$$

$$De = 0,027 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{ID_s.C.B}{144.P_T}$$

$$a_s = 0,038 \text{ m}^2$$

Dimana :

ID_s = Diameter dalam shell (m)

B = jarak baffle (m)

D_e = Diameter efektif shell (m)

a_s = Flow area shell (m²)

Menentukan Dimensi Reaktor

1. Menentukan Jenis, Ukuran serta Susunan Tube
2. Menetapkan Dimensi Shell
3. Menentukan Jenis Pemanas
4. Mengidentifikasi Kebutuhan Pemanas

Persamaan Matematis dalam Perancangan Reaktor Fixed Bed Multitube

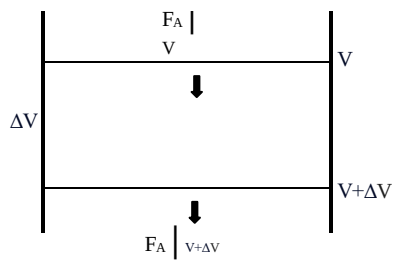
Asumsi:

1. Kondisi operasi stabil (steady state).
2. Kapasitas panas gas di setiap posisi sama.
3. Di sepanjang pipa terdapat partikel katalis yang seragam

4. Tidak ada gradien komposisi, tekanan, dan suhu di arah radial.

Penyusunan persamaan matematis reaktor dapat dituliskan sebagai berikut;

- a. Neraca massa gas pada elemen volume



rate of input - rate of output - rate of reaction = rate of accumulation

$$FA|V - FA|V + \Delta V - (-rA) \cdot \Delta V = 0$$

$$FA|V - FA|V + \Delta V = (-rA) \cdot \Delta V$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{FA|V - FA|V + \Delta V}{\Delta V} = (-rA)$$

$$-\frac{dFA}{dV} = (-rA)$$

Dengan keterangan :

$$F_A = F_{A0}(1-x)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$

Sehingga didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$-\frac{F_{A0} \cdot dx}{dV} = (-rA)$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{k C_{4H10}}{FA_0}$$

b. *Pressure drop*

pressure drop pada reaktor menggunakan persamaan Ergun (Fogler,p.154).

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho g \cdot gc \cdot D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

Dengan $V = A \cdot z$

$$\frac{dP}{\frac{dV}{A}} = -\frac{G}{\rho g \cdot gc \cdot D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

$$\frac{dP}{dV} = -\frac{G}{A \cdot \rho g \cdot gc \cdot D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

Keterangan :

$G = \rho \cdot u$ = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa (kg/m².jam)

ρ = Massa jenis gas (kg/m³)

D_p = Diameter partikel katalis (m)

$g = 4,17 \times 10^8$ lbm.ft/jam².lbf

ε = Porositas katalisator

μ = Viskositas campuran gas (kg/m.jam)

Persamaan diferensial yang digunakan adalah:

$$\frac{dx}{dV} = \frac{kP_{C_4H_{10}}}{FA_0}$$

$$\frac{dP}{dV} = \frac{G}{A \cdot \rho_g \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

:

Persamaan di atas diselesaikan secara simultan menggunakan metode Runge

Kutta

Orde 2 :

$$X_{i+1} = X_i + k_2 \Delta V$$

$$P_{i+1} = P_i + l_2 \Delta V$$

$$V_{i+1} = V_i + \Delta V$$

Keterangan :

$$k_1 = f_1(V_i, X_i)$$

$$l_1 = f_2(V_i, P_i)$$

$$k_2 = f_1 \left(V_i + \frac{1}{2} \Delta V, X_i + \frac{1}{2} k_1 \Delta V \right)$$

$$l_2 = f_2 \left(V_i + \frac{1}{2} \Delta V, P_i + \frac{1}{2} l_1 \Delta V \right)$$

Hasil penyelesaian persamaan diferensial dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 9. Tabel . Hasil Perhitungan Metode Runge Kutta Orde 2

V	X	P
0	0	1
0.01	0.005194830	0.9956605069
0.02	0.010644743	0.991302018
0.03	0.016362263	0.9869242815
0.04	0.022360532	0.9825270402
0.05	0.028653334	0.978110031
0.06	0.035255133	0.9736729849
0.07	0.042181101	0.9692156268
0.08	0.049447155	0.9647376751
0.09	0.057069995	0.9602388417
0.1	0.065067141	0.9557188318
0.11	0.073456971	0.9511773434
0.12	0.082258769	0.9466140674
0.13	0.091492762	0.9420286873
0.14	0.101180173	0.9374208787
0.15	0.111343266	0.9327903092
0.16	0.122005399	0.9281366382
0.17	0.133191076	0.9234595164
0.18	0.144926004	0.9187585857
0.19	0.157237155	0.9140334788
0.2	0.170152821	0.9092838188
0.21	0.183702687	0.904509219
0.22	0.197917894	0.8997092822
0.23	0.212831111	0.8948836008
0.24	0.228476615	0.8900317562
0.25	0.244890361	0.885153318
0.26	0.262110074	0.8802478441
0.27	0.280175328	0.8753148801
0.28	0.299127643	0.8703539586
0.29	0.319010576	0.8653645987
0.3	0.339869823	0.8603463057
0.31	0.361753325	0.8552985704
0.32	0.384711374	0.8502208685
0.33	0.408796736	0.8451126597
0.34	0.434064764	0.8399733877
0.35	0.460573532	0.8348024786

V	X	P
0.36	0.488383962	0.8295993411
0.37	0.517559972	0.8243633648
0.38	0.548168615	0.8190939202
0.39	0.580280239	0.813790357
0.4	0.613968643	0.8084520039
0.41	0.649311253	0.8030781671
0.42	0.686389296	0.7976681297
0.43	0.725287987	0.7922211499
0.44	0.766096725	0.7867364606
0.45	0.808909300	0.7812132676
0.46	0.853824106	0.7756507484
0.47	0.900944370	0.7700480509
0.48	0.940378385	0.7644042918

Melalui hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel, maka diperoleh :

- Berat Total Tumpukan Katalis

$$V = \frac{W}{\rho b \text{ katalis}}$$

$$W = V \times \rho b \text{ katalis}$$

$$W = 91,86374227 \text{ kg}$$

- Tinggi Tumpukan Katalis

$$Z = \frac{4 \times V}{\pi \times ID^2}$$

$$Z = 5,9 \text{ ft}$$

Digunakan ukuran tinggi tube standar 20 ft atau 6 m.

- Menghitung Jumlah Tube (Nt)

Untuk menghitung jumlah tube yang digunakan pada reaktor, maka dicari volume untuk 1 tube dengan persamaan berikut:

$$V \text{ 1 tube} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z$$

$$V \text{ 1 tube} = 0,0048 \text{ m}^3$$

Sehingga jumlah tube yang digunakan dapat dicari menggunakan persamaan berikut:

$$N_t = \frac{V_{total}}{V_{1\ tube}}$$

$$N_t = 100,99 \text{ buah}$$

Jumlah tube yang digunakan adalah 101 buah.

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas

1. Tube Side
Menghitung bilangan Reynold dalam tube

$$Re_t = \frac{D_p \cdot G_t}{\mu_{campuran}}$$

$$= 3100$$

Diperoleh :

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID_t} \right) \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$=1,370 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDt}{ODt}$$

$$=1,252 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

2. Shell Side

Menghitung bilangan Reynold dalam shell

$$G_s = \frac{Wp}{as}$$

$$=45.818 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu \rho}$$

$$=147$$

Diperoleh :

$$h_o = jH \left(\frac{k_s}{De} \right) \left(\frac{Cps \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$=0,09 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

3. Clean Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$=0,092 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

4. Dirty Factor

$$R_d \text{ shell} = 0,0001 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ tube} = 0,0005 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$R_d = 0,0006 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

5. Design Overall Coefficient

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}}$$

$$= 0,092 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Keterangan :

Re_t = Bilangan Reynold tube

W_t = laju alir massa gas total (kg/jam)

D_p = diameter partikel katalis (m)

μ campuran = viskositas gas campuran (kg/m.jam)

Re_s = Bilangan Reynold shell

W_p = laju alir massa pendingin (lb/jam)

μ_p = viskositas pendingin (lb/ft.h)

h_o = koefisien perpindahan panas di shell (Btu/h.ft². F)

h_i = koefisien perpindahan panas di tube (Btu/h.ft². F)

U_c = koefisien perpindahan panas overall saat bersih (Btu/h.ft². F)

U_d = koefisien perpindahan panas overall saat kotor (Btu/h.ft². F)

Mechanical Design Reactor

a. Mechanical Design Reactor

1) Tekanan Design (over design 20%)

Tekanan operasi = 1 atm

= 14,7 psi

Tekanan Design = 1,2 atm

= 18 psi

2) Bahan Konstruksi

Dipilih material Carbon Steel ASTM A387 Grade 11 dengan

pertimbangan :

- Material SA 387 Grade 11 tahan terhadap suhu 600 °C
- Mempunyai ketahanan termal dan korosi yang baik
- Lebih ekonomis dibandingkan material stainless steel

Maka untuk menentukan tebal shell dapat digunakan persamaan berikut :

$$Ts \frac{P \times r}{f \times E - 0,7P} + C$$

$$Ts = 0,264 \text{ in}$$

$$Ts = 0,007 \text{ m}$$

Dipilih tebal shell standar:

$$Ts \text{ standar} = 0,3125 \text{ in}$$

$$Ts \text{ standar} = 0,008 \text{ m}$$

Keterangan :

P = tekanan design (psi)

r = jari – jari dalam shell (in)

f = 2408 psi = maximum allowable stress (psi)

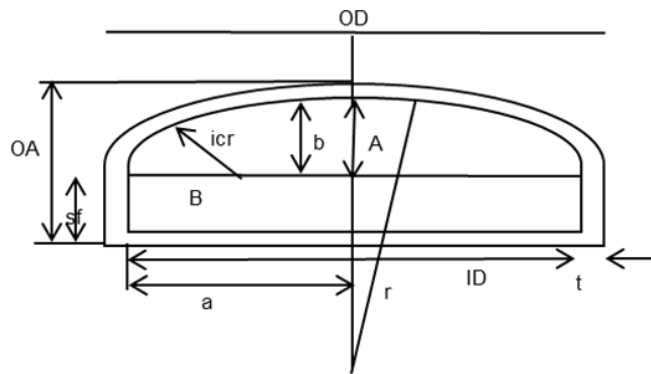
(Tabel Item 4 Appendix D B&Y, 1959)

E = 0,8 = efisiensi sambungan (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

C = 0,118 in = faktor korosi (in)

b. Head Reaktor

1) Bentuk Head



Gambar ilustrasi Head Torispherical

Bentuk head reaktor yang dipilih adalah bentuk head Torispherical karena cocok untuk tekanan 15 – 200 psi, memiliki konstruksi sederhana, dan Ekonomis.

2) Bahan Konstruksi Head

Dipilih material *Carbon Steel ASTM A387 Grade 11* dengan pertimbangan :

- Material SA 387 Grade 11 tahan terhadap suhu 600°C
- Mempunyai ketahanan termal dan korosi yang baik
- Lebih ekonomis dibandingkan material stainless steel

3) Tebal Head

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tebal *head* yaitu

$$Th = \frac{0,885 \times P \times ID_s}{f \times E - 0,1P} + C$$

$$Th = 0,209 \text{ in}$$

$$Th = 0,005 \text{ m}$$

Dipilih tebal *head* standar = 0,375 in = 0,01 m

Keterangan :

P = tekanan design (psi)

f = 2407 psi = *maximum allowable stress* (Tabel Item 4 Appendix D B&Y, 1959)

E = 0,8 = efisiensi sambungan (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

C = 0,118 in = faktor korosi (in)

4) Tinggi Head

Tebal head yang digunakan adalah 0,375 in atau 3/8 in,
maka dari Tabel 5.7. Brownell and Young diperoleh data sebagai berikut :

ODs : 22 in

Ts : 0,312 in

Icr : 1,375 in

r : 21 in

a : 9,89 in

AB : 8,52 in

BC : 19,63 in

AC : 17,68 in

b : 3,32 in

Nilai sf diperoleh dari Tabel 5.6. Brownell and Young yaitu

Sf : 1 ½ - 3 in Dipilih sf = 2,5 in

Maka tinggi *head* reaktor yang diperoleh yaitu Tinggi *Head* = th + b + sf

Tinggi *Head* = 6,19 in = 0,16 m

c. Tinggi Reaktor

HR = Panjang *tube* + (2 × tinggi *head*)

HR = 248,61 in
= 6,31 m

d. Volume Reaktor

Volume *head* = $0,000049 \times ID_s^3$
= 1537 in³ = 0,03 m³

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z \\
 &= 73.727 \text{ in}^3 \\
 &= 1,21 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{Volume head} \\
 &= 75.264 \text{ in}^3 = 1,24 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

e. Diameter Reaktor

$$\text{ID Reaktor} = 0,50 \text{ m}$$

$$\text{OD Reaktor} = \text{ODs} + \text{tebal isolasi} = 0,624 \text{ m}$$

f. Nozzle

Menghitung nozzle digunakan persamaan sebagai berikut :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$$

1) Diameter Saluran Gas Umpan

$$G \text{ (Kecepatan Umpan Masuk)} = 1,67 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (Densitas Gas Umpan Masuk)} = 0,81 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} = 415 \text{ mm} = 16,35 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu :

IPS : 18 in

ID : 17,25 in

OD : 18 in

Schedule : 20
number

Flow area per pipe : 234 in²

Outside : 4,71 ft³/ft

Indside : 4,52 ft²/ft

Weight per lin ft : 72,70 lb steel

2) Diameter Saluran Gas Keluar G (Kecepatan Umpan Masuk)

$$= 1,67 \text{ kg/s}$$

ρ (Densitas Gas Umpan Masuk)

$$= 0,30 \text{ kg/m}^3$$

Dopt (Diameter Optimum)

$$= 602,75 \text{ mm} = 24 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu :

IPS	: 24 in
ID	: 23,25 in
OD	: 24 in
<i>Schedule</i> <i>number</i>	: 20
<i>Flow area per</i> <i>pipe</i>	: 425 in ²
<i>Outside</i>	: 6,28 ft ² /ft
<i>Indside</i>	: 6,09 ft ² /ft
<i>Weight per lin ft</i>	: 94,70 lb steel

3) Diameter Pemanas Masuk $T_{in} = 973 \text{ K}$

$$\rho_p \text{ (Densitas Pemanas)} = 0,45 \text{ kg/m}^3$$

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pendingin)} = 2,35 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} = 620,44 \text{ mm} = 24,43 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu :

IPS	: 23,25 in
ID	: 24 in
OD	: 24 in
<i>Schedule number</i>	: 20
<i>Flow area per pipe</i>	: 425 in ²
<i>Surface per lin ft</i>	
<i>Outside</i>	: 6,28 ft ² /ft
<i>Indside</i>	: 6,09 ft ² /ft

4) Diameter Pemanas Keluar Tout = 694 K

ρ_p (Densitas Pemanas) = 0,32 kg/m³

G (Kecepatan Aliran Pendingin) = 2,35 kg/s

Dopt (Diameter Optimum) = 620,44 mm = 24,43 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu :

IPS : 24 in

ID : 23,25 in

OD : 24 in

Schedule : 20
number

Flow area per : 425 in²
pipe

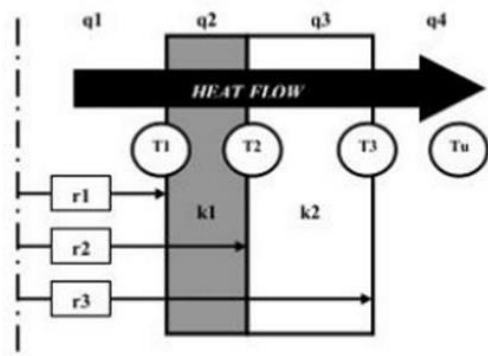
Outside : 6,28 ft³/ft

Indside : 6,09 ft²/ft

7. Isolator Reaktor

Asumsi :

a. Perpindahan panas dalam



keadaan steady state sehingga $q1 = q2 = q3 = q4$

b. Suhu udara luar dianggap 30 °C dan suhu dinding luar isolator 400 °C

c. Suhu permukaan dinding dalam shell = suhu media pendingin

Gambar Mekanisme Perpindahan Panas dari Dalam Reaktor

Keterangan :

T_1 = suhu dinding dalam reaktor = 873 K

T_2 = suhu dinding luar reaktor = 872 K

T_3 = suhu dinding luar isolator = 40 K

T_u = suhu udara luar = 303 K

R_1 = jari – jari dalam shell = 0,25 m

R_2 = jari – jari luar shell = 0,28 m

R_3 = jari – jari luar reaktor = 0,34 m

Q_1 = panas dari fluida ke dinding shell

Q_2 = panas melalui dinding shell/dinding reaktor

Q_3 = panas melalui dinding isolator

Q_4 = panas dari permukaan luar isolator ke udara

Bahan dinding shell yang digunakan adalah Carbon Steel dengan spesifikasi

berikut :

$$k_s = 16,3 \text{ W/m.}^\circ\text{C (Appendix A-2 Holman, 1986)}$$

Bahan yang dipilih untuk isolator adalah Fiberglass karena memiliki ketahanan panas yang tinggi, memiliki nilai konduktivitas termal rendah, dan ekonomis.

Spesifikasinya sebagai berikut :

$$k_{is} = 0,038 \text{ W/m.}^\circ\text{C (Appendix A-3 Holman, 1986)}$$

$$\rho_{is} = 96 \text{ kg/m}^3 \text{ (Appendix A-3 Holman, 1986)}$$

$$\varepsilon_{is} = 0,75 \text{ (Appendix A-10 Holman, 1986)}$$

Sifat fisis udara dapat ditentukan dari rerata suhu udara (T_f) dengan persamaan

berikut :

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

$$T_f = 318 \text{ K}$$

Dari interpolasi data Appendix A-5, Holman (1986) pada suhu $T_f = 318 \text{ K}$,

diperoleh data sebagai berikut :

$$\rho_{ud} = 1,11 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,01 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 1,93 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$v = 1,75 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k_{ud} = 0,03 \text{ W/m}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,7$$

Data tambahan :

$$\beta = \frac{1}{T_f} = 3,14 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$L = 6,10 \text{ m}$$

a. Menghitung Bilangan Grasshof

$$Gr = \frac{g \cdot \beta (T_3 - T_u) L^3}{v^2}$$

$$Gr = 6,83 \times 10^{11}$$

Keterangan :

$$g = \text{percepatan gravitasi (m/s}^2\text{)}$$

$$\beta = 3,25 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

$$L = 3,66 \text{ m}$$

$$T_3 = \text{suhu dinding luar isolator (K)}$$

$$T_u = \text{suhu udara luar (K)}$$

$$v = \text{kecepatan aliran gas (m}^2\text{/s)}$$

b. Menghitung Bilangan Rayleigh

$$Ra = Gr \times Pr$$

$$= 4,81 \times 10^{11} \text{ (turbulen)}$$

c. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi

$$hc = 0,1 \cdot \frac{k_{ud}}{L} (Gr \times Pr)^{\frac{1}{3}}$$

$$hc = 3,55 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \text{ Keterangan :}$$

k_{ud} = konduktivitas termal udara (W/m. $^\circ\text{C}$)

L = 3,66 m

$Gr \times Pr$ = 4,04 $\times$ 1010

d. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi

$$hr = \frac{\varepsilon_{is} \sigma (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)}$$

$$hr = 5,48 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \text{ Keterangan :}$$

ε_{is} = emisivitas bahan isolator

σ = konstanta stefan boltzman (5,669 $\times$ 10 $^{-8}$ W/m 2 .K 4)

T_3 = suhu dinding luar isolator (K)

T_u = suhu udara luar (K)

e. Menentukan Suhu Dinding Luas *Shell* (T_2) dari Neraca Panas di Setiap Lapisan

$$q_2 = \frac{2\pi(T_1 - T_2)k_s}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

$$q_3 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

$$q_4 = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u)$$

Karena kondisi steady state, maka $q_2 = q_3 = q_4$ Untuk $q_2 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_1 - T_2)k_s}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} = (h + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u)$$

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 + T_u)\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

untuk $q_3 = q_4$, maka :

$$\frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} = (h + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - T_u)$$

$$R_3' = - \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(h_c + h_r)(T_3 + T_u)\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

Keterangan :

k_s = konduktivitas termal bahan konstruksi shell (W/m.K)

k_{is} = konduktivitas termal bahan isolator (W/m.K)

h_c = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m².K)

h_r = koefisien perpindahan panas radiasi (W/m².K)

R_1 = jari – jari dalam shell (m)

R_2 = jari – jari luar shell (m)

R_3 = jari – jari luar reaktor (m)

T_1 = suhu dinding dalam reaktor (K)

T_2 = suhu dinding luar reaktor (K)

T_3 = suhu dinding luar isolator (K)

T_u = suhu udara luar (K)

Hasil trial yang diperoleh yaitu :

$$T_2 = 872 \text{ K} = 599 \text{ }^\circ\text{C}$$

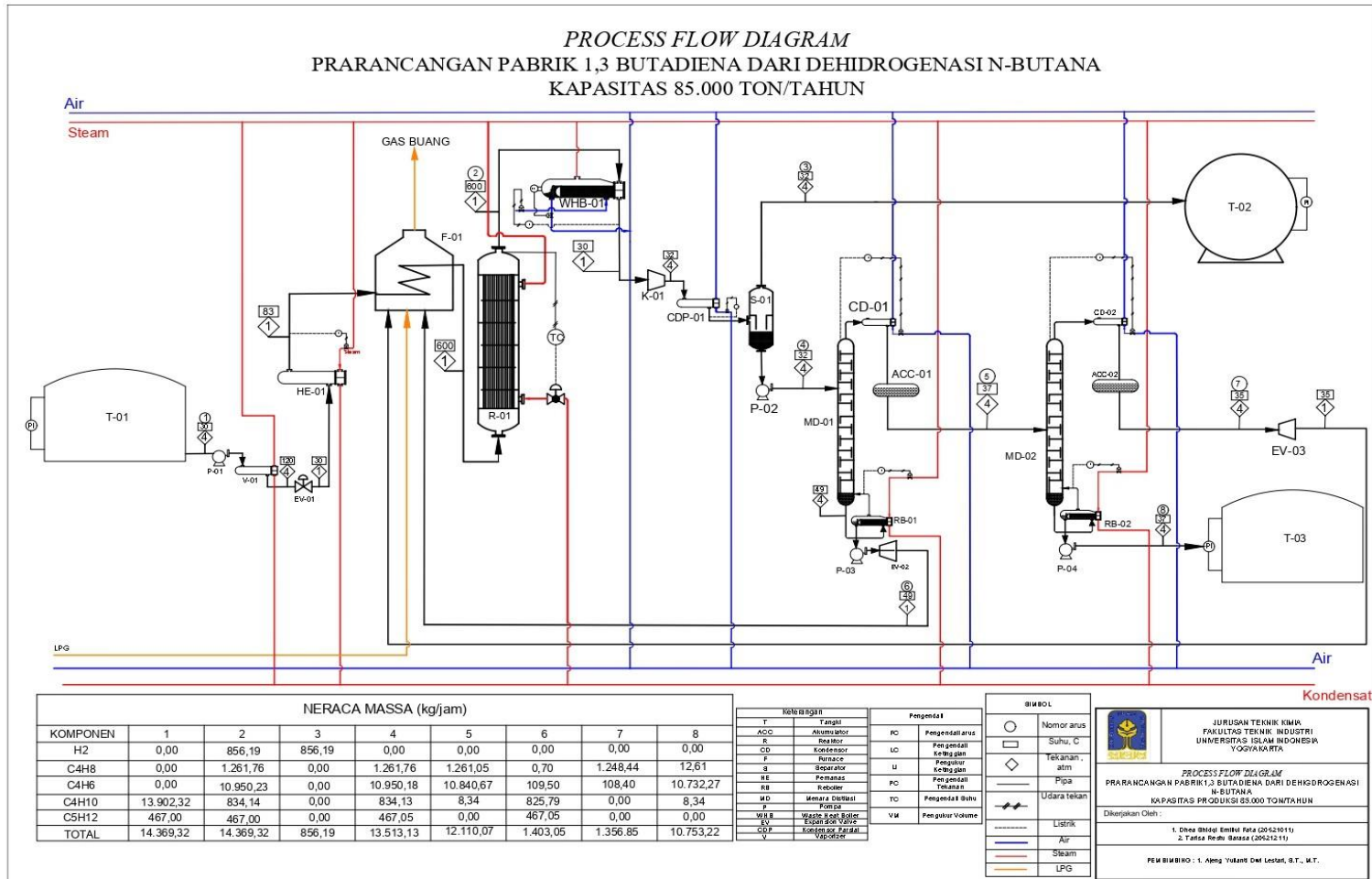
$$R_3 = 0,35 \text{ m}$$

Maka tebal isolasi yang digunakan adalah

$$\text{Tebal Isolasi} = R_3 - R_2 = 0,0673 \text{ m}$$

LAMPIRAN B

Diagram Alir Rekayasa Proses



LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa : TARISA RESTU SARASA
 No. MHS : 20521211
 Nama Mahasiswa : DHEA SHIDQI EMILLUL FATA
 No. MHS : 20521011
 Judul Prarancangan : PERANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI
 BUTANA DENGAN DEHIDROGENASI KAPASITAS 85.000
 TON/TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2024
 Batas Akhir Bimbingan : 13 Maret 2025

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	19/03/2024	Perkenalan dan diskusi mengenai nilai kinetika reaksi, ekspor-impor, dan data yang perlu dicari untuk penentuan kapasitas pabrik	
2.	03/04/2024	Diskusi nilai kinetika reaksi dan data yang perlu dicari untuk penentuan kapasitas pabrik	
3.	16/05/2024	Persetujuan luaran 1 sampai 3	
4.	24/05/2024	Revisi luaran 1 sampai 3, diskusi pengerjaan neraca massa dan diagram alir	
5	06/06/2024	Diskusi pembuatan diagram alir kualitatif	
6	01/07/2024	Perancangan reaktor dan persetujuan luaran 4	
7	06/07/2024	Perancangan reaktor	
8	10/07/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	

9	01/08/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty ty
10	15/08/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty ty
11	29/08/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty
12	11/09/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty
13	04/10/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty
14	18/10/2024	Perancangan reaktor dan alat besar	ty
15	12/11/2024	Perancangan alat besar	ty
16	19/12/2024	Persetujuan luaran 5 sampai 7 dan diskusi mengenai evaluasi ekonomi	ty
17	23/12/2024	Konsultasi PEFD	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 07 Januari

2025 Pembimbing,



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.