

PRA RANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA DARI

ETANOL KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Hamel Farhan

Nama : Zulfiana Fitra Dermawan

NIM : 19521121

NIM : 19521018

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Hamel Farhan

NIM : 19521121

Yogyakarta, 07 November 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



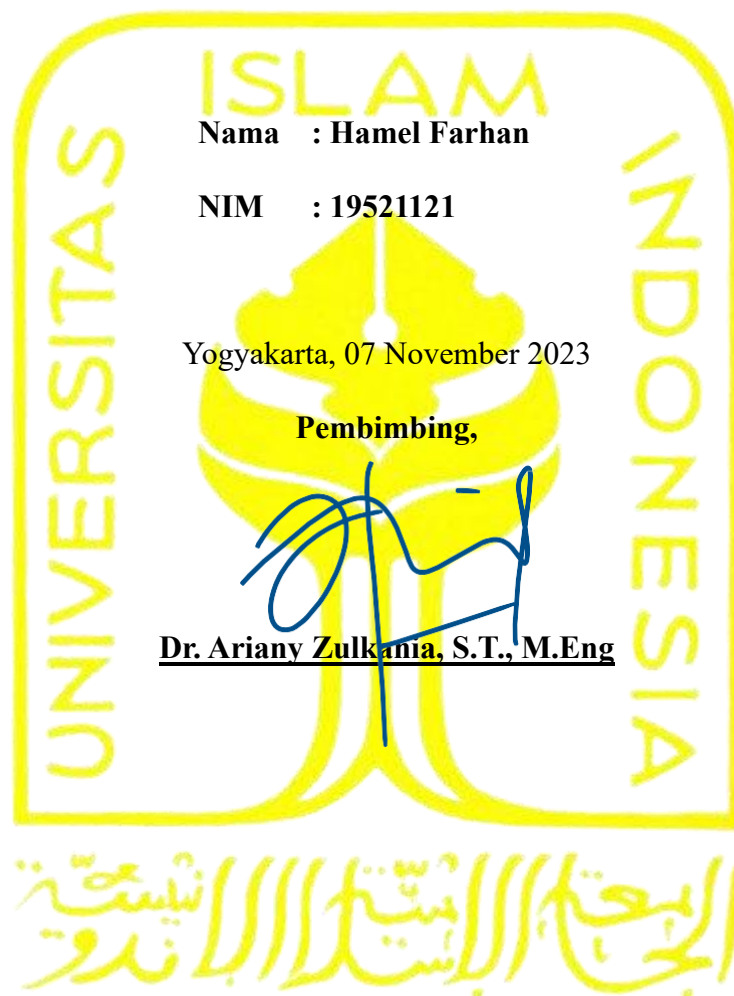
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA DARI ETANOL

KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA DARI ETANOL
KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama :Hamel Farhan

No. Mahasiswa :19521121

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, 15 Desember 2023

Tim Penguji,

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S. T.,

M.Eng.Ketua Penguji

Lilis Kistriyani, S. T., M.Eng.

Penguji I

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

Penguji II

21/12/23

19 des 2023

15/12/23

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA RANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA DARI ETANOL KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama kuliah, serta merupakan sebagai salahsatu 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 ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya
2. Bapak dan Ibunda kami tercinta yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi selama mengenyam Pendidikan di S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan salam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.

5. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
6. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu 'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 07 November 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

“Tugas akhir ini saya persembahkan sepenuhnya kepada dua orang hebat dalam hidup saya, Abi dan Umi. Keduanya lah yang membuat segalanya menjadi mungkin sehingga saya bisa sampai pada tahap di mana Tugas akhir ini akhirnya selesai. Terima kasih atas segala pengorbanan, nasihat dan doa baik yang tidak pernah berhenti kalian berikan kepadaku. Meskipun berat rasanya menjalani tugas akhir ini sendiri namun atas dukungan moral maupun material dari kedua orang tua saya akhirnya terselesainya tugas akhir ini dengan sebaik baiknya. Aku selamanya bersyukur dengan keberadaan kalian sebagai orangtua ku.” Saya ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua yang selalu mendengarkan keluhan saya, problematika yang saya hadapi, serta mendukung dan mendoakan selama menempuh Pendidikan Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia hingga penyusunan Tugas Akhir ini dapat selesai dengan baik.
2. Kepada kedua adik saya yang selalu memberikan semangat, mendoakan dan mendukung saya untuk bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini.
3. Teman-teman seperjuangan dari angkatan Jurusan Teknik Kimia UII 2019, Teman-Teman saya di Bekasi dan Sekitarnya, Teman-teman yang pernah berkerja sama dengan saya di Kelembagaan FTI UII, Kepanitiaan JAMTEK, dan beberapa Organisasi yang pernah saya ambil yang telah mendukung saya.
4. Teman-teman dekat saya, Teman-teman kontrakan dan Teman-teman seperjuangan Tugas Akhir yang selalu menemani dan membantu saya selama

proses pengerjaan ini.

5. Seluruh kejadian yang saya alami dari awal tahun 2023 hingga saat ini, dari mulainya disusun Tugas Akhir hingga saat ini, yang membuat saya jatuh bangkit, jungkir balik, bahkan terbentur meskipun mustahil rasanya namun akhirnya terbentuk lah mental yang kuat untuk berjuang sendiri dan mengikhlaskan seluruh kejadian yang pernah terjadi.
6. Terakhir saya ucapkan terima kasih yang sebesar besarnya kepada diri saya sendiri yang sudah kuat dan mampu bertahan mengerjakan Tugas Akhir yang berat ini di tengah Teman-teman banyak yang sudah sidang, sudah banyak tuntutan dan banyak pertanyaan pertanyaan untuk kelulusan serta yang paling menghambat partner saya sendiri yang tidak berkontribusi dan bahkan merepotkan saya selama pengerjaan Tugas Akhir ini. Hingga akhirnya saya banyak belajar selama pengerjaan Tugas Akhir ini bahwa **“Tidak semua yang saya rencanakan berjalan baik dan jalan yang terbaik adalah jalan yang Allah rencanakan untuk saya”** serta saya menyadari bahwa **“Satu satunya yang paling mengerti diri sendiri dan yang bisa diandalkan hanyalah diri sendiri, begitu pentingnya mandiri dan mencintai diri sendiri”**.
7. Serta semua pihak lainnya yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu yang telah membantu selama pelaksanaan Perancangan dan penyusunan Tugas Akhir ini.

(Hamel Farhan)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xviii
ABSTRACT	xix
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika.....	15
BAB II	22
PERANCANGAN PRODUK	22
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	22
2.2 Pengendalian Kualitas	27
BAB III.....	32
PERANCANGAN PRODUK	32
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	32
3.2 Uraian Proses.....	34
3.3 Spesifikasi Alat.....	37
3.4 Neraca Massa	63
3.5 Neraca Panas	68
BAB IV	76

PERANCANGAN PABRIK.....	76
4.1 Lokasi Pabrik.....	76
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	82
4.3 Tata Letak Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	86
4.4 Organisasi Perusahaan.....	90
BAB V.....	113
UTILITAS.....	113
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....	113
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	125
5.3 Unit Pengadaan <i>Dowtherm A</i>	125
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	128
5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen.....	131
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	132
5.6 Diagram Uraian Proses Utilitas.....	133
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	133
BAB VI.....	147
EVALUASI EKONOMI.....	147
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	148
6.2 Dasar Perhitungan.....	152
6.3 Komponen Biaya.....	153
6.4 Analisa Keuntungan.....	158
6.5 Analisa Kelayakan.....	158
BAB VII.....	164
KESIMPULAN DAN SARAN.....	164
7.1 Kesimpulan.....	164
7.2 Saran.....	166
DAFTAR PUSTAKA.....	167
LAMPIRAN.....	171

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor 1,3-butadiena di Indonesia.....	3
Tabel 1. 2 Produksi 1,3-butadiena di Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Data Ekspor 1,3-butadiena di Indonesia	5
Tabel 1. 4 Data Konsumsi 1,3-butadiena di Indonesia	7
Tabel 1. 5 Ketersediaan Bahan Baku Pembuatan 1,3-butadiena	7
Tabel 1. 6 Data Pabrik <i>Butadiene</i> di Dunia.....	8
Tabel 1. 7 Pemilihan Proses Pembuatan 1,3-butadiena	14
Tabel 1. 8 Harga $\Delta H^{\circ}f$ Reaksi 1	17
Tabel 1. 9 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Reaksi 1	18
Tabel 1. 10 Harga $\Delta H^{\circ}f$ Reaksi 2	19
Tabel 1. 11 Harga $\Delta G^{\circ}f$ Reaksi 2.....	20
Tabel 2. 1 Analisis Risiko Proses.....	26
Tabel 3. 1 Spesifikasi Vaporizer	37
Tabel 3. 2 Spesifikasi Reaktor 1	38
Tabel 3. 3 Spesifikasi Reaktor 2	40
Tabel 3. 4 Spesifikasi Separator 1.....	41
Tabel 3. 5 Spesifikasi Separator 2.....	42
Tabel 3. 6 Spesifikasi Separator 3.....	42
Tabel 3. 7 Spesifikasi Separator 4.....	43
Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Distilasi.....	44
Tabel 3. 9 Spesifikasi Condensor Parsial 1	45
Tabel 3. 10 Spesifikasi Condensor Parsial 2.....	46
Tabel 3. 11 Spesifikasi Condensor Parsial 3.....	47
Tabel 3. 12 Spesifikasi Condensor Total	48
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Reboiler</i>	49
Tabel 3. 14 Spesifikasi Accumulator	49
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Heater</i> 1	50
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Heater</i> 2.....	51
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Cooler</i> 1	52
Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>Cooler</i> 2.....	53
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>Cooler</i> 3.....	54
Tabel 3. 20 Spesifikasi <i>Cooler</i> 4.....	54
Tabel 3. 21 Spesifikasi Kompresor 1	55
Tabel 3. 22 Spesifikasi Kompresor 2	56
Tabel 3. 23 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	57
Tabel 3. 24 Spesifikasi Pompa.....	57
Tabel 3. 25 Lanjutan Spesifikasi Pompa.....	58
Tabel 3. 26 Lanjutan Spesifikasi Pompa.....	59
Tabel 3. 27 Lanjutan Spesifikasi Pompa.....	59
Tabel 3. 28 Lanjutan Spesifikasi Pompa.....	60
Tabel 3. 29 Lanjutan Spesifikasi Pompa.....	60
Tabel 3. 30 Spesifikasi <i>Blower</i>	61

Tabel 3. 31 Lanjutan Spesifikasi <i>Blower</i>	61
Tabel 3. 32 Lanjutan Spesifikasi <i>Blower</i>	62
Tabel 3. 33 Lanjutan Spesifikasi <i>Blower</i>	62
Tabel 3. 34 Lanjutan Spesifikasi <i>Blower</i>	62
Tabel 3. 35 Neraca Massa <i>Vaporizer</i>	63
Tabel 3. 36 Neraca Massa Reaktor 1	63
Tabel 3. 37 Neraca Massa Reaktor 2	63
Tabel 3. 38 Neraca Massa Separator 1	64
Tabel 3. 39 Neraca Massa Separator 2	64
Tabel 3. 40 Neraca Massa Separator 3	64
Tabel 3. 41 Neraca Massa <i>Condensor Parsial</i> 1	65
Tabel 3. 42 Neraca Massa <i>Condensor Parsial</i> 2	65
Tabel 3. 43 Neraca Massa <i>Condensor Parsial</i> 3	66
Tabel 3. 44 Neraca Massa Menara Distilasi	66
Tabel 3. 45 Neraca Massa <i>Condensor Total</i>	66
Tabel 3. 46 Neraca Massa <i>Reboiler</i>	67
Tabel 3. 47 Neraca Massa <i>Compressor</i> 1	67
Tabel 3. 48 Neraca Massa <i>Compressor</i> 2	67
Tabel 3. 49 Neraca Massa Total	68
Tabel 3. 50 Neraca Panas <i>Vaporizer</i>	68
Tabel 3. 51 Neraca Panas Reaktor 1	68
Tabel 3. 52 Neraca Panas Reaktor 2	69
Tabel 3. 53 Neraca Panas Separator 1	69
Tabel 3. 54 Neraca Panas Separator 2	69
Tabel 3. 55 Neraca Panas Separator 3	70
Tabel 3. 56 Neraca Panas Separator 4	70
Tabel 3. 57 Neraca Panas <i>Condensor Parsial</i> 1	70
Tabel 3. 58 Neraca Panas <i>Condensor Parsial</i> 2	71
Tabel 3. 59 Neraca Panas <i>Condensor Parsial</i> 3	71
Tabel 3. 60 Neraca Panas Menara Distilasi	71
Tabel 3. 61 Neraca Panas <i>Condensor Total</i>	72
Tabel 3. 62 Neraca Panas <i>Reboiler</i>	72
Tabel 3. 63 Neraca Panas <i>Heater</i> 1	72
Tabel 3. 64 Neraca Panas <i>Heater</i> 2	73
Tabel 3. 65 Neraca Panas <i>Cooler</i> 1	73
Tabel 3. 66 Neraca Panas <i>Cooler</i> 2	73
Tabel 3. 67 Neraca Panas <i>Cooler</i> 3	74
Tabel 3. 68 Neraca Panas <i>Cooler</i> 4	74
Tabel 3. 69 Neraca Panas Total	74
Tabel 4. 1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan	85
Tabel 4. 2 Daftar Jabatan Perusahaan	103
Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan	103
Tabel 4. 4 Jadwal <i>Shift</i> Karyawan	106
Tabel 4. 5 Rincian Gaji Karyawan	107
Tabel 5. 1 Syarat Air Umpan <i>Boiler</i>	115
Tabel 5. 2 Air Sebagai Media Pendingin	123

Tabel 5. 3 Air Sebagai Media Pemanas	123
Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air	125
Tabel 5. 5 Kebutuhan <i>Dowtherm A</i>	126
Tabel 5. 6 Diagram Alir Pengolahan Pendinginan <i>Dowtherm A</i>	127
Tabel 5. 7 Diagram Alir Pengolahan Pemanas <i>Dowtherm A</i>	128
Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Alat Proses	129
Tabel 5. 9 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas (Lanjutan).....	129
Tabel 5. 10 Total Kebutuhan Listrik	130
Tabel 5. 11 Diagram Unit Penyedia Udara Instrumen.....	131
Tabel 5. 12 Diagram Utilitas	133
Tabel 5. 13 Spesifikasi <i>Screener</i>	133
Tabel 5. 14 Spesifikasi Bak Pengendap Awal	134
Tabel 5. 15 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat	134
Tabel 5. 16 Spesifikasi Klarifier	135
Tabel 5. 17 Spesifikasi Saringan Pasir	135
Tabel 5. 18 Spesifikasi Bak Air Bersih.....	136
Tabel 5. 19 Spesifikasi Bak Air Minum	136
Tabel 5. 20 Spesifikasi Menara Pendingin.....	136
Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki Kation.....	137
Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki NaCl	137
Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki Anion.....	138
Tabel 5. 24 Spesifikasi Tangki NaOH	138
Tabel 5. 25 Spesifikasi Tangki Umpan <i>Boiler</i>	139
Tabel 5. 26 Spesifikasi <i>Boiler</i>	139
Tabel 5. 27 Spesifikasi Tangki Kondensat.....	140
Tabel 5. 28 Spesifikasi Unit Udara Tekan	140
Tabel 5. 29 Spesifikasi Pompa Utilitas	141
Tabel 5. 30 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 2.....	141
Tabel 5. 31 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 3.....	142
Tabel 5. 32 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 4.....	142
Tabel 5. 33 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 5.....	143
Tabel 5. 34 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 6.....	144
Tabel 5. 35 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 7.....	144
Tabel 5. 36 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 8.....	145
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1998 – 2023.....	148
Tabel 6. 2 Nilai Index Harga Alat.....	149
Tabel 6. 3 Harga Alat Proses.....	151
Tabel 6. 4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	153
Tabel 6. 5 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	153
Tabel 6. 6 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	154
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Investment (WCI)</i>	154
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	155
Tabel 6. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	156
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	156
Tabel 6. 11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	157
Tabel 6. 12 <i>General Expense (GE)</i>	157

Tabel 6. 13 Total <i>Production Cost</i>	157
Tabel 6. 14 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i>	160
Tabel 6. 15 <i>Annual Regulated Expenses (Ra)</i>	160
Tabel 6. 16 <i>Annual Variable Value (Va)</i>	160
Tabel 6. 17 <i>Annual Sales Value (Sa)</i>	161

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 Kualitatif	32
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	33
Gambar 4. 1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik	76
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	86
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat-Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	90
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi.....	94
Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear.....	150
Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi	163

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Perancangan Reaktor	171
Lampiran B	<i>Process Engineering Flow Diagram</i> (Pefd)	186
Lampiran C	Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik	187

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: Jari-jari, in
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m ³
m	: Massa, kg
P	: Tekanan, psia
T	: Waktu, jam
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Fv	: Laju alir, m ³ /jam
Ms	: Massa <i>steam</i> , kg
A	: Luas bidang penumpang, ft ²
x	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
Dt	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Ketebalan <i>head</i> , in
P	: <i>Power</i> motor, hP
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>
E	: Efisiensi sambungan
Ri	: Jari-jari reaktor
C	: <i>Corrision allowance</i>
f	: <i>Allowable stress</i> , psia
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
W	: Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis <i>head</i>
sg	: <i>Spesific gravity</i>
Di	: Diameter pengaduk, m
W	: Tinggi pengaduk, m
Wb	: Lebar <i>baffle</i> , m
L	: Lebar pengaduk, m
Zi	: Jarak pengaduk, m
ZL	: Tinggi pengaduk, m
N	: Kecepatan pengadukan, rpm
Rd	: Faktor pengotor
H	: Efisiensi
N	: Jumlah banyaknya lilitan
L	: Panjang koil, m
p	: Panjang, m

l : Lebar, m
hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
hio : *Outside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
jH : *Heat transfer factor*
LMTD : *Long mean temperature different*, °F
Nt : *Jumlah tube*

ABSTRAK

Prarancangan pabrik yang akan didirikan yaitu pabrik dengan produk 1,3 butadiena dan berbahan baku etanol. Penggunaan terbesar 1,3 butadiena adalah pada industri sintetik elastomer, chloroprene, polimer dan resin, serta industri adiponitril. Penggunaan karet sintesis yang paling banyak pada industri styrene-butadiene rubber (SBR) untuk industri ban mobil. Selain itu pada industri acrylonitrile butadiene styrene (ABS) untuk industri plastik. Pabrik ini direncanakan didirikan di kecamatan Ujungpangkah, Kabupaten Gresik, Jawa Timur yang berdekatan dengan bahan baku yaitu etanol. Berdasarkan dari perhitungan kapasitas pabrik diperoleh yaitu sebesar 28.000 ton/tahun. Proses pembuatan 1,3 Butadiena dibuat dari etanol dan asetaldehid, dimana asetaldehid dibuat terlebih dahulu dengan proses dehidrogenasi etanol. Kemudian asetaldehid dan etanol direaksikan untuk membentuk 1,3 butadiena. Pada pabrik ini digunakan 2 buah *reactor fixed bed multitube*. Reaksi berlangsung pada fase gas - gas dengan tekanan 1,2 atm dan suhu 325 °C pada Reaktor 1 dan tekanan 1,2 atm dan suhu 325 °C pada Reaktor 2. Proses pemisahan dengan menggunakan Separator dan Menara Distilasi. Sehingga diperoleh 1 produk utama yaitu 1,3 butadiena dan 2 produk samping yaitu asetaldehid dan hidrogen. Pabrik diperkirakan beroperasi pada tahun 2028 dengan kebutuhan bahan baku etanol sebesar 20.936,05 kg/jam dan menghasilkan produk yaitu asetaldehid sebesar 6.699,42 kg/jam hidrogen sebesar 440,68 kg/jam dan 1,3 butadiena sebesar 3535,35 kg/jam. Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini yaitu sebanyak 172 orang. Pabrik 1,3 Butadiena yang akan didirikan dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, alat proses yang akan digunakan, kemudahan sarana utilitas seperti sumber air, tenaga kerja, ketersediaan listrik dan akses transportasi serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena berlokasi di kawasan industri. Pabrik ini dikategorikan *high risk* ditinjau dari bahan baku yang digunakan, proses yang dilalui, suhu dan tekanan yang tinggi serta bahan baku mudah terbakar maupun meledak. Berdasarkan hasil dari evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa *Percent Return of Investment* (ROI) sebelum pajak yaitu 88,38 % dan setelah pajak yaitu 44,19 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu 1,03 tahun, setelah pajak yaitu 1,88 tahun. *BreakEvent Point* (BEP) yaitu 54,03 %, *Shut Down Point* (SDP) yaitu 47,79 %, dan *Discounted CashFlow Rate* (DCFR) yaitu 19,89 %. Berdasarkan hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pabrik 1,3 butadiena yang dirancang dengan kapasitas 28.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata kunci: asetaldehid, 1,3 butadiena, dehidrogenasi, etanol, pabrik kimia

ABSTRACT

The proposed plant will produce 1,3-butadiene from ethanol. The major uses of 1,3-butadiene are in the synthetic elastomer, chloroprene, polymer and resin industries, and the adiponitrile industry. The largest use of synthetic rubber is in the styrene butadiene rubber (SBR) industry for the tire industry. Also in the acrylonitrile butadiene styrene (ABS) industry for the plastics industry. This plant is planned to be located in Ujungpangkah sub-district, Gresik Regency, East Java, which is close to the raw material, namely ethanol. Based on the calculation of the plant capacity obtained, which is 28,000 tons / year. Butadiene is produced from ethanol and acetaldehyde, where acetaldehyde is first produced by dehydrogenating ethanol. Acetaldehyde and ethanol are then reacted to form 1,3-butadiene. This plant uses two multi-tubular fixed bed reactors. The reaction takes place in the gas phase - gas at a pressure of 1.2 atm and a temperature of 325 oC in reactor 1 and at a pressure of 1.2 atm and a temperature of 325 oC in reactor 2. The separation process using a separator and a distillation tower. This results in 1 main product, namely 1,3-butadiene, and 2 by-products, namely acetaldehyde and hydrogen. The plant is expected to operate in 2028 with ethanol feedstock requirement of 20,936.05 kg/hr and produce products namely acetaldehyde of 6,699.42 kg/hr, hydrogen of 440.68 kg/hr and 1,3-butadiene of 3535.35 kg/hr. The number of workers needed in this plant is 172 people. The 1,3-butadiene plant will be established by considering the availability of raw materials, process equipment to be used, ease of utilities such as water sources, labor, electricity availability and transportation access and has good marketing prospects as it is located in an industrial area. This facility is classified as high risk due to the raw materials used, the process, high temperature and pressure, and flammable or explosive raw materials. Based on the results of the economic evaluation, it shows that the Percent Return Of Investment (ROI) before tax is 88.38% and after tax is 44.19%, Pay Out Time (POT) before tax is 1.03 years, after tax is 1.88 years. Break Event Point (BEP) is 54.03%, Shut Down Point (SDP) is 47.79% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 19.89%. Based on the results of the overall review carried out starting from raw material availability, process operating conditions and economic evaluation results, it can be concluded that the designed 1,3-butadiene plant with capacity of 28,000 tons/year is feasible to establish.

Keywords : *acetaldehyde, 1,3-butadiene, dehydrogenation, ethanol, chemical plant*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan sektor industri di Indonesia tiap tahun mengalami perkembangan yang semakin pesat, khususnya pembangunan di subsektor industri kimia. Salah satu industri yang mempunyai prospek cukup menjanjikan dan mengalami peningkatan setiap tahunnya adalah industri karet sintetis. Penggunaan karet sintesis mulai menggeser karet alam karena karet sintesis lebih baik sifat fisisnya seperti lebih tahan cuaca, tahan asam, dan lebih kuat. Bahan baku karet sintesis adalah senyawa *butadiene*.

Senyawa 1,3-butadiena dengan rumus kimia C_4H_6 , senyawa ini mempunyai nama lain *buta-1,3-diene*, *Erythreen*, *Bivinyll*, *Bioethylene*, *Vinil Ethylene* sedangkan nama IUPAC dari senyawa ini adalah *1,3-butadiena*. Pada industri sintetik elastomer, chloroprene, polimer, resin, dan industri adiponitril merupakan industri yang menggunakan *Butadiene* terbesar.

Penggunaan terbesar *butadiene* adalah pada industri sintetik elastomer, *chloroprene*, polimer dan resin, serta industri adiponitril. Penggunaan karet sintesis yang paling banyak pada industri *styrene-Butadiene rubber* (SBR) untuk industri ban mobil. Selain itu pada industri *acrylonitrile Butadiene styrene* (ABS) untuk industri plastik.

Dengan pendirian pabrik senyawa 1,3-butadiena yang direncanakan berdiri pada tahun 2028 diharapkan mampu untuk memenuhi kebutuhan

bahan baku industri dalam negeri, mengurangi ketergantungan dari negara lain, menyerap tenaga kerja sehingga mengurangi angka pengangguran, dan menghasilkan devisa dengan adanya produk yang diekspor, serta mendorong berkembangnya industri-industri kimia yang menggunakan senyawa 1,3-*butadiene*.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas produksi dapat mempengaruhi perancangan dan operasi pabrik. Semakin tinggi kapasitas produksi, semakin tinggi potensi keuntungannya. Namun, beberapa faktor harus diperhitungkan untuk menentukan kapasitas produksi pabrik 1,3-butadiena yang akan dimulai berdiri pada tahun 2028.

1.2.1 Kebutuhan Produk 1,3-butadiena di Indonesia

a. Supply

1. Impor

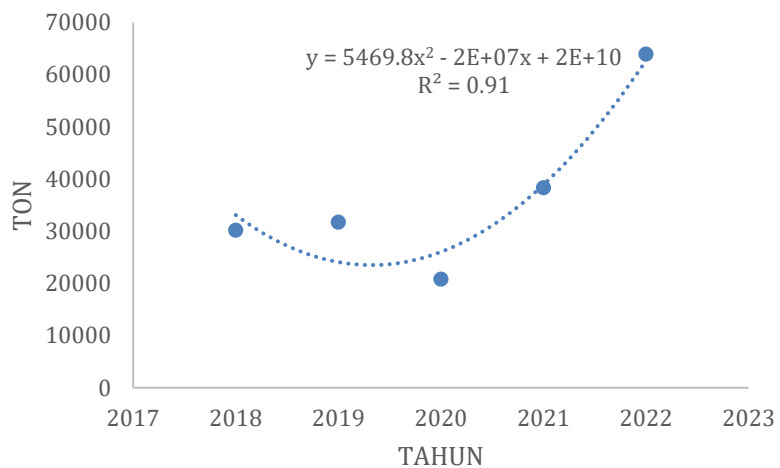
Kebutuhan 1,3-butadiena di Indonesia selama ini dipenuhi dari impor. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) Indonesia, perkembangan total permintaan impor 1,3-butadiena di Indonesia meningkat dari tahun 2018 hingga tahun 2022, namun mengalami penurunan pada tahun 2020, seperti terlihat pada Tabel 1.1 berikut.

Tabel 1. 1 Data Impor 1,3-butadiena di Indonesia

No.	Tahun	Berat Ton/Tahun
1.	2018	30154,733
2.	2019	31682,606
3.	2020	20770,162
4.	2021	38287,504
5.	2022	63889,328
Total		184784,333

(bps.go.id)

Untuk memproyeksikan kebutuhan impor 1,3-butadiena di Indonesia pada tahun 2028, maka dilakukan regresi linear dari data impor yang ditunjukkan pada Tabel 1.1. Grafik hasil regresi linear 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 $y = 5469,8x^2 - 2E+07x + 2E + 10$. 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 2028 (tahun ke-6) adalah:

$$y = ax^2 - bx + c$$

$$y = 5469,8x^2 - 25412x + 53023$$

$$y = 435.336,8 \text{ ton/tahun}$$

2. Produksi

Di Indonesia produksi 1,3-butadiena berdasarkan (Biro Data Indonesia, 2012) diperoleh dari PT. Indo Acidatama, PT. Mollindo Raya Industrial, PT. Chandra Asri Petrochemical dan PT. *Butadiene* petrokimia seperti pada Tabel 1.2 berikut ini.

Tabel 1. 2 Produksi 1,3-butadiena di Indonesia

Pabrik	Jumlah (Ton)
PT. Acidatama	12.000
PT. Mollindo Raya Industrial	80.000
PT. <i>Chandra Asri</i>	32.000
PT. Petrokimia <i>Butadiene</i>	68.000
Total	192.000

Dari persamaan data impor dan produksi 1,3-butadiena di Indonesia pada tahun 2028, ditentukan besar nilai *supply* 1,3-butadiena di Indonesia, yaitu:

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

$$\text{Supply} = 435.336,8 + 192.000$$

$Supply = 627.337 \text{ ton/tahun}$

b. *Demand*

1. Ekspor

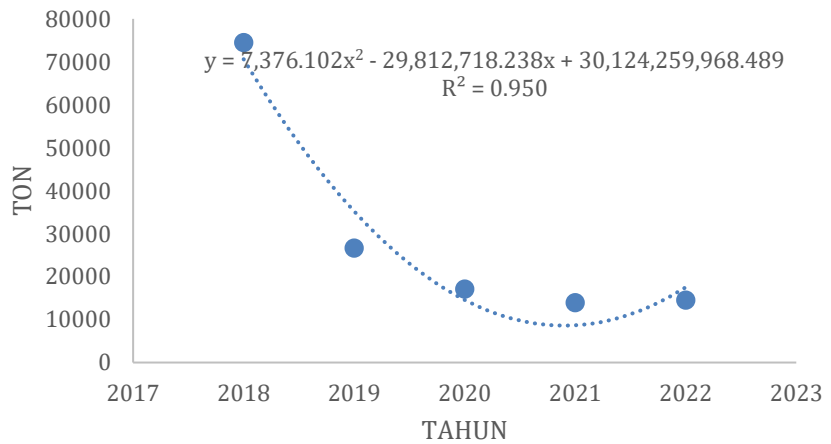
Berdasarkan data statistik Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia, ekspor 1,3-butadiena ke Indonesia dari tahun ke tahun mengalami penurunan. Perkembangan data ekspor 1,3-butadiena di Indonesia dari tahun 2018 hingga tahun 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.3 di bawah ini :

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

No.	Tahun	Berat Ton/Tahun
1.	2018	74475,318
2.	2019	26622,157
3.	2020	17082,858
4.	2021	13898,507
5.	2022	14500,584
Total		146579,524

(bps.go.id)

Data ekspor di atas dapat diprediksi untuk tahun 2028 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

$29.812.718.238x + 30.124.259.968.489$, 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 2028 (tahun ke-6) adalah :

$$y = ax^2 - bx + c$$

$$y = 7.376.102x^2 - 29.812.718.238x + 30.124.259.968.489$$

$$y = 380.495,7 \text{ ton/tahun}$$

2. Konsumsi

Konsumsi dalam negeri 1,3-butadiena dapat ditentukan setiap tahun dari data statistik produksi bahan baku Industri. Tabel 1.4 di bawah ini menunjukkan data konsumsi 1,3-butadiena sebagai bahan baku.

Tabel 1. 4 Data Konsumsi 1,3-butadiena di Indonesia

No.	Nama Aplikasi	Jumlah (Ton)
1.	Karet Sintesis	48.000
2.	Industri Bahan Karet	150.000
3.	Industri Cat	105.000
Total		303.000

Dengan demikian, berdasarkan data ekspor dan konsumsi 1,3-butadiena Indonesia pada tahun 2028, dapat disimpulkan bahwa nilai permintaan 1,3-butadiena Indonesia yaitu yaitu :

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = 380.495,7 + 303.000$$

$$Demand = 683.496 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pembuatan produk 1,3-butadiena C_4H_6 diperlukan bahan baku yaitu antara lain etanol (C_2H_5OH). Kebutuhan bahan baku tersebut dapat diperoleh dari produsen dalam dan luar negeri.

Tabel 1. 5 Ketersediaan Bahan Baku Pembuatan 1,3-butadiena

No.	Nama Pabrik	Produksi, kL/tahun
1.	PT. Aneka Kimia Nusantara	5.000
2.	PT. Basis Indah	16.000
3.	PT. Bukit Manikam Subur Persada	51.200
4.	PT. Indo Acidatama Chemical	50.000

Tabel 1.5 Ketersediaan Bahan Baku Pembuatan 1,3-butadiena
(Lanjutan)

No.	Nama Pabrik	Produksi, kL/tahun
5.	PT. Madu Baru	6.700
6.	PT. Molindo Raya Industrial	10.000
7.	PT. Perkebunan Nusantara XI	6.000
8.	PT. Indo Lampung Distilley	60.000
9.	PT. Sampurna	16.800
10.	PT. RNI dan Choi Biofuel Co.	11.200
11.	Kinematsu Corporation	30.000
Total		262.900 kL/tahun
		209.005 ton/tahun

1.2.3 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 berdasarkan data dari Alibaba.com dan Madeinchina.com disajikan pada Tabel 1.6 adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 6 Data Pabrik *Butadiene* di Dunia

No	Perusahaan	Negara	Jumlah
1.	Shell Nederland Chemie BV	Belanda	115.000
2.	Plaimex Chemicals Company	Plox, Polandia	60.000
3.	ANIC	Revana, Italia	50.000
4.	Palysar Chemicals Company	Canada	100.000
Jumlah			325.000

1.2.4 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 2028, peluang pabrik 1,3-butadiena dapat ditentukan kapasitas rancangan pabrik sebagai berikut:

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

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

$$\text{Peluang} = (683.496 \text{ ton/tahun}) - (627.337 \text{ ton/tahun})$$

$$\text{Peluang} = 56.159 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Peluang} = 56.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Kapasitas} = 50\% \text{ dari peluang}$$

$$\text{Kapasitas} = 28.000 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut. Untuk kapasitas perancangan pabrik 1,3-butadiena tahun 2028 ditetapkan sebesar 50% dari besarnya peluang sebesar 56.000 ton/tahun. Sehingga dari perhitungan di atas menentukan kapasitas pabrik 1,3-butadiena yang akan didirikan sebesar 28.000 ton/tahun pada tahun 2028, berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku di dalam negeri sudah mencukupi dan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang sudah ada dengan kapasitas terendah yaitu 12.000 ton/tahun dan yang paling tinggi 80.000 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.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Tinjauan Proses

Macam-macam proses digunakan untuk pembuatan 1,3-*Butadiene*, diantaranya sebagai berikut :

a. Proses Houdry

Proses pembuatan *butadiene* 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:



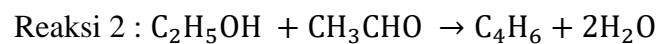
$$H = +260 \text{ kJ/mol}$$

(Faith, 1950)

b. Proses Dehidrogenasi Etanol

Pembuatan *butadiene* 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, setelah itu uap masuk ke dalam reaktor 1 menggunakan katalis padat sebagai katalisator dimana adanya reaksi yang terjadi yaitu dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid.

Yield dari reaksi dehidrogenasi sebesar 92% yang menghasilkan asetaldehid kemudian direaksikan dengan etanol excess dari reaksi

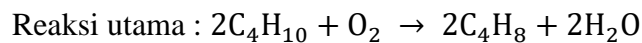
1. Rasio yang dimiliki etanol dan asetaldehid yang masuk ke reaktor 2 adalah 3 : 1. Dalam reaktor 2 menggunakan katalisator yaitu katalis tantalum-silika (SiO_2) dengan 2% *tantalum pentoxide* (Ta_2O_3) dalam silica gel. Reaktor beroperasi dengan menggunakan tekanan atmosferis dan suhu 325°C . Maka total *yield* adalah sebesar 28- 30% pemurnian produk *butadiene* dengan distilasi. Hasil Konversi dari

reaksi yang terjadi sekitar 80-90%.

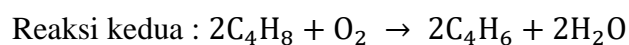
c. Proses Philips

Salah satu cara mengubah atau mengonversi butana menjadi *butadiene* dengan menggunakan katalis dapat menggunakan cara atau 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.

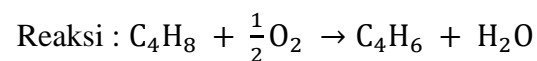


Reaksi tersebut menggunakan tekanan sebesar 1 atm, dan konversinya sebesar 30%. Sebelum dilakukan proses pemurnian bahan baku, *butadiene* dipisahkan dari senyawa campuran lainnya terlebih dahulu. Pada proses pemurnian, *butadiene* dicuci menggunakan air pendingin, pada pemurnian ini menghasilkan air

pada bagian *bottom* dan *butadiene* yang didinginkan pada bagian *top* (wibowo, 2012).

d. Proses Dehidrogenasi Oksidatif

Dehidrogenasi oksidatif dapat terjadi dalam fix bed reactor, tubular fix bed reaktor. Reaktor dapat dioperasikan secara adiabatik, non-adiabatik, atau isothermal. Dalam perwujudan tertentu, reaksi dapat dilakukan pada suhu dari sekitar 330°C sampai sekitar 370°C dan 1 atm. Aliran produk dapat mencakup *butadiene* dan air. Dalam perwujudan tertentu, butena (C₄H₈) dapat mengalami dehidrogenasi oksidatif untuk membentuk *butadiene* (C₄H₆) dan air (H₂O) dengan dibantu oleh katalis zincferrit. Reaksinya sebagai berikut :



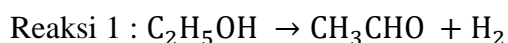
Reaksi dapat memiliki selektivitas *butadiene* lebih besar dari sekitar 87-89%. Konversi butena bisa dari sekitar 90-95% (US Patent : 10532963).

1.3.2 Pemilihan Proses

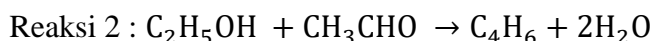
Pembuatan 1,3-butadiena dengan menggunakan bahan etanol ini menggunakan 2 buah reaksi, yaitu reaksi dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid dan reaksi antara etanol yang tidak bereaksi dengan asetaldehid sehingga membentuk 1,3-butadiena. Tahap pertama yaitu umpan dari etanol yang memiliki konsentrasi 96% masuk ke dalam *vaporizer* yang berfungsi untuk mendapatkan uap dari etanol, setelah

itu uap masuk ke dalam reaktor 1 menggunakan katalis padat sebagai katalisator dimana adanya reaksi yang terjadi yaitu dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid. *Yield* dari reaksi dehidrogenasi sebesar 92% yang menghasilkan asetaldehid kemudian direaksikan dengan etanol excess dari reaksi 1. Rasio yang dimiliki etanol dan asetaldehid yang masuk ke reaktor 2 adalah 3 : 1. Dalam reaktor 2 menggunakan katalisator yaitu katalis tantalum-silika (SiO_2) dengan 2% *tantalum pentoxide* (Ta_2O_3) dalam silica gel. Reaktor beroperasi dengan menggunakan tekanan atmosferis dan suhu 325°C . Maka total *yield* adalah sebesar 28- 30% pemurnian produk *butadiene* dengan distilasi. Hasil Konversi dari reaksi yang terjadi sekitar 80-90%.

Pada reaktor 1, yang terjadi reaksi sebagai berikut :



Pada reaktor 2, yang terjadi reaksi sebagai berikut :



Tabel 1. 7 Pemilihan Proses Pembuatan 1,3-butadiena

Proses	Phillips	Dehidrogenasi Etanol	Houdry	Dehidrogenasi Oksidatif
Konversi	R1= 90% R2 = 30%	80-90% 30 %	80-90%	90-95%
Bahan Baku	Butena	Etanol	Butena	Butena
Katalis	Chromia alumina	Chromia alumina/ tantalum silika, tantalum pentoxide	Chromia alumina	ZincFerrit

Tabel 1.7 Pemilihan Proses Pembuatan 1,3-butadiena (Lanjutan)

Proses	Phillips	Dehidrogenasi Etanol	Houdry	Dehidrogenasi Oksidatif
Kondisi Operasi	T 621°C, P 0,2 atm	T 325°C P 1,2 atm	T 325-500 °C P 1 atm	P 330-370°C
Kelebihan	Menggunakan 1 katalis	Konversi cukup tinggi Bahan baku mudah didapat	Konversi cukup tinggi	Konversi tinggi, 1 buah katalis
Kekurangan	Alat lebih rumit dan mahal	Menggunakan 2 katalis	Suhu cukup tinggi	Alat lebih rumit dan mahal

Berdasarkan dari pertimbangan keseluruhan proses pembuatan 1,3 butadiena mulai dari proses philips, dehidrogenasi ethanol, houdry, dan dehidrogenasi oksidatif serta mempertimbangkan bahan baku yang digunakan dan melihat dari kelebihan maupun kekurangan setiap proses, maka pabrik 1,3 butadiena yang akan didirikan menggunakan proses dehidrogenasi ethanol.

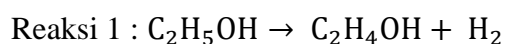
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

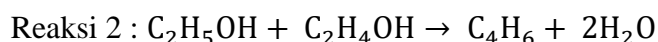
Tinjauan Kinetika digunakan bertujuan untuk menentuka nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reaktor. Laju reaksi kimia sangat dipengaruhi oleh besarnya konsentrasi reaktan. Semakin besar konsesentrasi reaktan yang digunakan, laju reaksi akan meningkat. Laju reaksi juga dipengaruhi oleh nilai konstanta laju reaksi (k). 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 :



$$k = 2,57E83T^{-18,85} \exp^{(-43509K/T)} \quad (\text{Marinov, 1998})$$



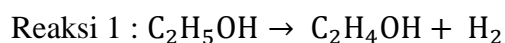
$$k = 0,629 \exp^{(-2178/T)} \quad (\text{Wallas, 1996})$$

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Reaksi eksoterm adalah reaksi yang membebaskan kalor. Pada reaksi eksotermis, kalor mengalir dari sistem ke lingkungan sehingga entalpi semakin berkurang, artinya entalpi produk (H_P) lebih kecil dari entalpi reaksi (H_R). Oleh karena itu perubahan entalpinya (ΔH) bertanda negatif. Sedangkan reaksi endoterm adalah reaksi yang menyerap kalor. Pada reaksi endotermis, sistem menyerap energi. Oleh karena itu, entalpi sistem akan bertambah, artinya entalpi produk (H_P) lebih besar dari entalpi reaksi (H_R). Akibatnya, perubahan entalpinya (ΔH) bertanda positif. (Purwanti, 2012).

Harga tetapan kesetimbangan K memberikan petunjuk mengenai banyaknya hasil reaksi (zat-zat pada ruas kanan) yang dapat terbentuk pada suatu reaksi kesetimbangan. Jika harga K besar, maka hal itu berarti zat-zat ruas kanan banyak terbentuk. Akan tetapi jika harga K kecil, hal itu berarti bahwa zat-zat ruas kiri sedikit yang terurai dan menunjukkan reaksi ke arah kiri.

Untuk mengetahui sifat reaksi mencakup endoterm maupun eksotermis dan arah reaksi mencakup *reversibel* maupun *ireversibel* diperlukan tinjauan secara termodinamika. Untuk menentukan panas reaksi tersebut dapat dihitung menggunakan $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298,15^\circ\text{K}$. Pada proses pembentukan 1.3 *butadiene* dari etanol terjadi reaksi sebagai berikut:



Harga ΔH_{f} yang ingin dicari dapat dilihat dari tabel di bawah ini

Tabel 1. 8 Harga ΔH_{f} Reaksi 1

Komponen	Harga ΔH_{f} (kJ/mol)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	-277,7
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	-52,63
H_2	0

$$\Delta H_{\text{R}} = \Delta H_{\text{f Produk}} - \Delta H_{\text{f Reaktan}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{R}} &= (-52,63+0) \text{ kJ/mol} - (-277,7) \text{ kJ/mol} \\ &= 225,07 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena harga ΔH_{R} (+) bernilai positif, maka reaksi bersifat

endotermis.

Harga $\Delta G_{\circ R}$ untuk masing masing komponen dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 1. 9 Harga $\Delta G_{\circ f}$ Reaksi 1

Komponen	Harga $\Delta G_{\circ f}$ (kJ/mol)
C_2H_5OH	-174,18
C_2H_4O	-13,1
H_2	0

$$\begin{aligned}\Delta G_{\circ R} &= \Delta G_{\circ f \text{ Produk}} - \Delta G_{\circ f \text{ Reaktan}} \\ &= (\Delta G_{\circ f C_2H_4O} + \Delta G_{\circ f H_2}) - \Delta G_{\circ f C_2H_5OH} \\ &= (-13,1+0) \text{ kJ/mol} - (-174,18) \text{ kJ/mol} \\ &= 161,08 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil $\Delta G_{\circ R}$ lebih besar dari 50 kJ/mol, maka reaksi tersebut dinyatakan tidak spontan dan membutuhkan energi dalam proses pereaksiannya. (Yaws, 1999).

$$\Delta G_{\circ R} = - RT \ln K$$

$$\begin{aligned}\ln K_p &= \Delta G_{\circ f} / -RT \\ &= 161,08 / (0,083145)(298,15)\end{aligned}$$

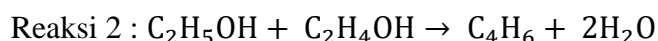
$$K_p = 4,174059$$

Dengan:

K_p = Konstanta keseimbangan pada suhu tertentu

$T =$ Suhu reaksi standar (298,15°K)

Harga tetapan kesetimbangan K memberikan petunjuk mengenai banyaknya hasil reaksi (zat-zat pada ruas kanan) yang dapat terbentuk pada suatu reaksi kesetimbangan. Jika harga K besar, maka hal itu berarti zat-zat ruas kanan banyak terbentuk. Akan tetapi jika harga K kecil, hal itu berarti bahwa zat-zat ruas kiri sedikit yang terurai dan menunjukkan reaksi kearah kiri. Dapat diambil kesimpulan nilai K bernilai kecil berarti tersebut termasuk reaksi bolak-balik/reversible, kearah kiri (Yaws, 1999).



Harga ΔH_{of} yang ingin dicari dapat dilihat dari tabel di bawah ini :

Tabel 1. 10 Harga ΔH_{of} Reaksi 2

Komponen	Harga ΔH_{of} (kJ/mol)
C_2H_5OH	-277,7
C_2H_4O	-52,63
C_4H_6	110,16
H_2	0

Harga ΔH_{of} masing-masing komponen

$$\Delta H_{oR} = \Delta H_{of \text{ Produk}} - \Delta H_{of \text{ Reaktan}}$$

$$\Delta H_{oR} = (110,16+0) \text{ kJ/mol} - (-277,7) + (-52,63) \text{ kJ/mol}$$

$$= 335,23 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga ΔH_{oR} (+) bernilai positif, maka reaksi bersifat endotermis.

Harga ΔG_{of} untuk masing masing komponen dapat dilihat pada tabel di

bawah ini:

Tabel 1. 11 Harga ΔG_{of} Reaksi 2

Komponen	Harga ΔG_{of} (kJ/mol)
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	-174,18
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	-13,1
C_4H_6	-150,67
H_2	0

$$\begin{aligned}\Delta G_{\text{OR}} &= \Delta G_{\text{of Produk}} - \Delta G_{\text{of Reaktan}} \\ &= (\Delta G_{\text{of C}_4\text{H}_6} + \Delta G_{\text{of 2H}_2\text{O}}) - (\Delta G_{\text{of C}_2\text{H}_5\text{OH}}) + (\Delta G_{\text{of C}_2\text{H}_4\text{O}}) \\ &= (-150,67 + 0) - (-174,18) + (13,1) \\ &= 36,61 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil ΔG_{OR} lebih kecil dari 50 kJ/mol dan lebih besar dari 0 kJ/mol, maka reaksi tersebut spontan dan tidak membutuhkan energi dalam proses pereaksiannya. (Yaws, 1999).

$$\Delta G_{\text{OR}} = -RT \ln K$$

$$\begin{aligned}\ln K_p &= \Delta G_{\text{of}} / -RT \\ &= 36,61 / (0,083145)(298,15)\end{aligned}$$

$$K_p = 2,692479$$

Dengan:

K_p = Konstanta keseimbangan pada suhu tertentu

T = Suhu reaksi standar (298,15 K)

Harga tetapan kesetimbangan K memberikan petunjuk mengenai banyaknya hasil reaksi (zat-zat pada ruas kanan) yang dapat terbentuk

pada suatu reaksi kesetimbangan. Jika harga K besar, maka hal itu berarti zat-zat ruas kanan banyak terbentuk. Akan tetapi jika harga K kecil, hal itu berarti bahwa zat-zat ruas kiri sedikit yang terurai dan menunjukkan reaksi kearah kiri. Dapat diambil kesimpulan nilai K bernilai kecil berarti tersebut termasuk reaksi bolak-balik/reversible, kearah kiri (Yaws, 1999).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Etanol

Rumus Molekul	: C_2H_5OH
Berat Molekul, (g/mol)	: 46,06
Fase	: Cair
<i>Specific Gravity</i>	: 810
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Khas
Titik Didih, °C	: 78,29
Titik Lebur, °C	: -114,14
Densitas, $g/m^3(25^\circ C)$: 0,78
Kemurnian, % berat	: 96 %, (campuran 4% air)
Kelarutan dalam air, g/100 g air	: Larut dalam air, asam asetat, aseton, dll.
Sifat Kimia	:

Senyawa kimia yang tidak berwarna dan memiliki bau khas. Senyawa yang dapat larut dengan senyawa lain seperti aseton, benzena, asam asetat, kloroform, karbon tetraklorida, etelena, air, dan lain lain.

(Sumber : MSDS)

2.1.2 Asetaldehid

Rumus Molekul	: C_2H_4O
Berat Molekul, (g/mol)	: 44,05
Fase	: Cair
<i>Specific Gravity</i>	: 20
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tajam, seperti buah
Titik Didih, °C	: 20,20
Titik Lebur, °C	: -124,50
Densitas, $g/m^3(25^\circ C)$: 0,78
Kemurnian, % berat	: 95%, (campuran etanol, air dan hidrogen)
Kelarutan dalam air, g/100 g air	: Larut dalam segala perbandingan
Sifat Kimia	:

Senyawa kimia yang tidak berwarna dan memiliki bau khas yang menyengat/tajam seperti buah-buah. Senyawa yang dapat larut dalam segala perbandingan. Asetaldehid ini menjadi bahan baku pendukung dalam proses pembuatan produk 1,3-butadiena.

(Sumber : MSDS)

2.1.3 Air

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul, (g/mol)	: 18,05

Fase	: Cair
<i>Specific Gravity</i>	: 810
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik Didih, °C	: 100
Titik Lebur, °C	: 0
Densitas, $g/m^3(25^\circ C)$: 0,99
Kemurnian, % berat	: 4
Kelarutan dalam air, g/100 g air	: -

(Sumber : MSDS)

2.1.4 Hidrogen

Rumus Molekul	: H_2
Berat Molekul, (g/mol)	: 2,02
Fase	: Gas
<i>Specific Gravity</i>	: 0,06
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik Didih, °C	: -259,20
Titik Lebur, °C	: -259,20
Densitas, $g/m^3(25^\circ C)$: 89,88
Kemurnian, % berat	: 80
Kelarutan dalam air, g/100 g air	: Larut dalam air

(Sumber : MSDS)

2.1.4 1,3-butadiena

Rumus Molekul	: C_4H_6
Berat Molekul, (g/mol)	: 54,09
Fase	: Cair
<i>Specific Gravity</i>	: 1,88
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Seperti bensin
Titik Didih, °C	: -4,411
Titik Lebur, °C	: -108,90
Densitas, $g/m^3(25^\circ C)$: 0,61
Kemurnian, % berat	: 99,5 (campuran etanol dan setaldehid)
Kelarutan dalam air, g/100 g air	: Larut dalam air, eter dan etanol
Sifat Kimia	:

Senyawa kimia yang tidak berwarna, memiliki bau menyengat seperti bensin, bersifat larut dalam air, aseton, eter dan etanol. Termasuk bahan yang mudah terbakar.

(Sumber : MSDS)

Tabel 2. 1 Analisis Risiko Proses

No.	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Rendah	Tinggi
Kondisi Operasi				
1.	Suhu	325 °C		✓
	Tekanan	1 atm	✓	
Bahan Baku yang digunakan				
2.	Etanol	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, kategori 2		✓
		<i>Toxicity</i> : Beracun, kategori 2		✓
		<i>Reactivity</i> : Tidak reaktif	✓	
		<i>Corrosivity</i> : korosi, kategori 2		✓
3.	Asetaldehid	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, kategori 1		✓
		<i>Toxicity</i> : Beracun, kategori 3		✓
		<i>Reactivity</i> : campuran uap mudah meledak dengan udara, kategori 2		✓
		<i>Corrosivity</i> : tidak korosi	✓	
Sifat Produk yang Dihasilkan				
4.	1,3-butadiena	<i>Flammability</i> : Mudah terbakar, kategori 1		✓
		<i>Toxicity</i> : Beracun, kategori 4		✓
4.	1,3-butadiena	<i>Reactivity</i> : Reaktif, kategori 2	✓	
		<i>Corrosivity</i> : Korosif, kategori 2	✓	

(Sumber : MSDS)

Berdasarkan data di atas, maka pabrik 1,3-butadiena dapat dikategorikan ke dalam pabrik dengan risiko tinggi.

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas yaitu aktivitas pengendalian proses untuk mengukur ciri-ciri kualitas produk dengan membandingkannya dengan spesifikasi atau persyaratan yang ada dan mengambil tindakan yang sesuai apabila terjadi perbedaan antara penampilan yang sebenarnya dengan standar yang dihasilkan. (Montgomery, 1990). Kualitas atau mutu suatu barang dan jasa juga dipengaruhi oleh proses operasi mulai dari awal sampai akhir produk tersebut diserahkan ke konsumen atau pelanggan. Pengendalian mutu adalah kegiatan terpadu mulai dari pengendalian standar mutu bahan, standar proses produksi, barang setengah jadi, barang jadi, sampai standar pengiriman produk akhir ke konsumen, agar barang atau jasa yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi mutu/kualitas yang direncanakan (Prawirosentono, 2002).

Selain itu dapat didefinisikan juga sebagai kegiatan yang dilakukan untuk menjamin agar kegiatan produksi dan operasi yang dilaksanakan sesuai dengan apa yang telah direncanakan sehingga apabila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut dapat dikoreksi dan harapan yang ditentukan bisa tercapai. Kegiatan pengendalian ini dilakukan dengan cara memonitor keluaran, membandingkan dengan standard, menafsirkan perbedaan-perbedaan, dan mengambil tindakan-tindakan untuk menyesuaikan kembali

proses-proses itu sehingga sesuai dengan standar yang sudah ditetapkan.
(Hani, 2017)

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pemilihan bahan baku dengan kualitas yang baik sangat berpengaruh dalam menentukan kualitas produk yang dihasilkan. Ketika bahan baku yang digunakan kurang baik, maka produk yang dihasilkan akan kurang baik jga, begitupun sebaliknya. Sebelum menggunakan bahan baku untuk proses produksi, harus adanya pengujian bahan baku yang bertujuan agar bahan baku sesuai standar dan menghasilkan produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang diinginkan. Berikut beberapa parameter yang dapat digunakan untuk menganalisis bahan baku sebagai berikut :

- a. Kemurnian bahan baku yang digunakan, yaitu etanol
- b. Kandungan air yang ada dalam air
- c. Kadar zat pengotor

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga produk yang dihasilkan. Hal ini dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk jadi. Pengawasan pada saat proses produksi ini tidak hanya dilakukan di laboratorium, tetapi juga di alat kontrol. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi

dilakukan dengan menggunakan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan, hal ini dilakukan secara *automatic control* dengan menggunakan indikator.

Alat ukur dan instrumentasi merupakan bagian penting dalam mengendalikan proses produksi. Dengan adanya sistem tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi memiliki 3 fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisa, dan alat kendali. Selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, instrumentasi juga berfungsi untuk mengatur variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya. Instrumen harus ada dan harus berfungsi sebagaimana mestinya sesuai dengan kebutuhan dimana instrumen tersebut ditempatkan. Instrumen merupakan salah satu faktor yang sangat menentukan mutu dari suatu hasil produksi. Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

Pengawasan yang dikontrol oleh alat ini berupa pengawasan terhadap kondisi operasi baik dari temperatur maupun tekanan. Berikut sistem alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu, antara lain :

a. *Level Control* (LC)

Level Control yaitu alat kontrol yang dipasang pada bagian atau alat proses berdasarkan ketinggian liquid dalam alat. *Level Control* ini berfungsi untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu

alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan. Apabila belum sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan, maka tanda atau isyarat berupa suara atau lampu akan menyala dan berbunyi.

b. *Temperature Control* (TC)

Temperature Control yaitu alat kontrol yang dipasang didalam setiap alat proses yang digunakan. *Temperature Control* ini berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi suatu alat berdasarkan suhu operasi yang ditetapkan. Apabila tidak sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan, maka akan ada sinyal/tanda berupa suara atau lampu yang menyala atau berbunyi yang menandakan adanya penyimpangan.

c. *Pressure Control* (PC)

Pressure Control ini berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi berdasarkan tekanan operasi suatu alat yang sudah ditetapkan. PC sangat dibutuhkan pada sistem yang menggunakan aliran *steam* atau gas.

d. *Flow Control* (FC)

Flow Control yaitu alat kontrol yang dipasang pada aliran masuk bahan baku dan aliran keluar proses. Hal ini berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan debit aliran dari suatu bahan yang akan masuk ke suatu proses atau alat, maupun yang akan keluar dari alat.

e. *Level Indicator*

Level Indicator yaitu alat yang digunakan untuk menunjukkan ketinggian terakhir cairan.

f. Sensor

Sensor digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

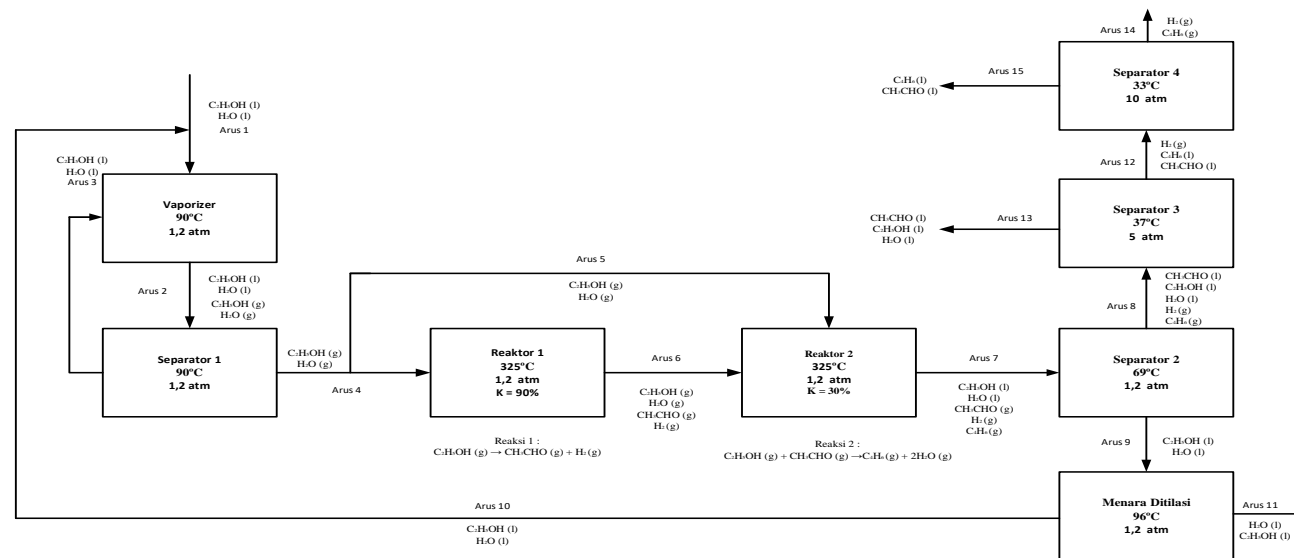
Kualitas dari produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya. Untuk mendapatkan mutu produk sesuai standar, maka diperlukan bahan baku yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian yang baik terhadap proses yang ada, sehingga menghasilkan produk yang sesuai dengan standar dan sesuai dengan kebutuhan pasar. Pengawasan terhadap kualitas produk yang dihasilkan dilakukan untuk memperoleh mutu yang bagus, hal ini diharapkan memperoleh produk yang sesuai standar dan bermutu bagus serta jumlah produksi sesuai dengan yang direncanakan.

BAB III

PERANCANGAN PRODUK

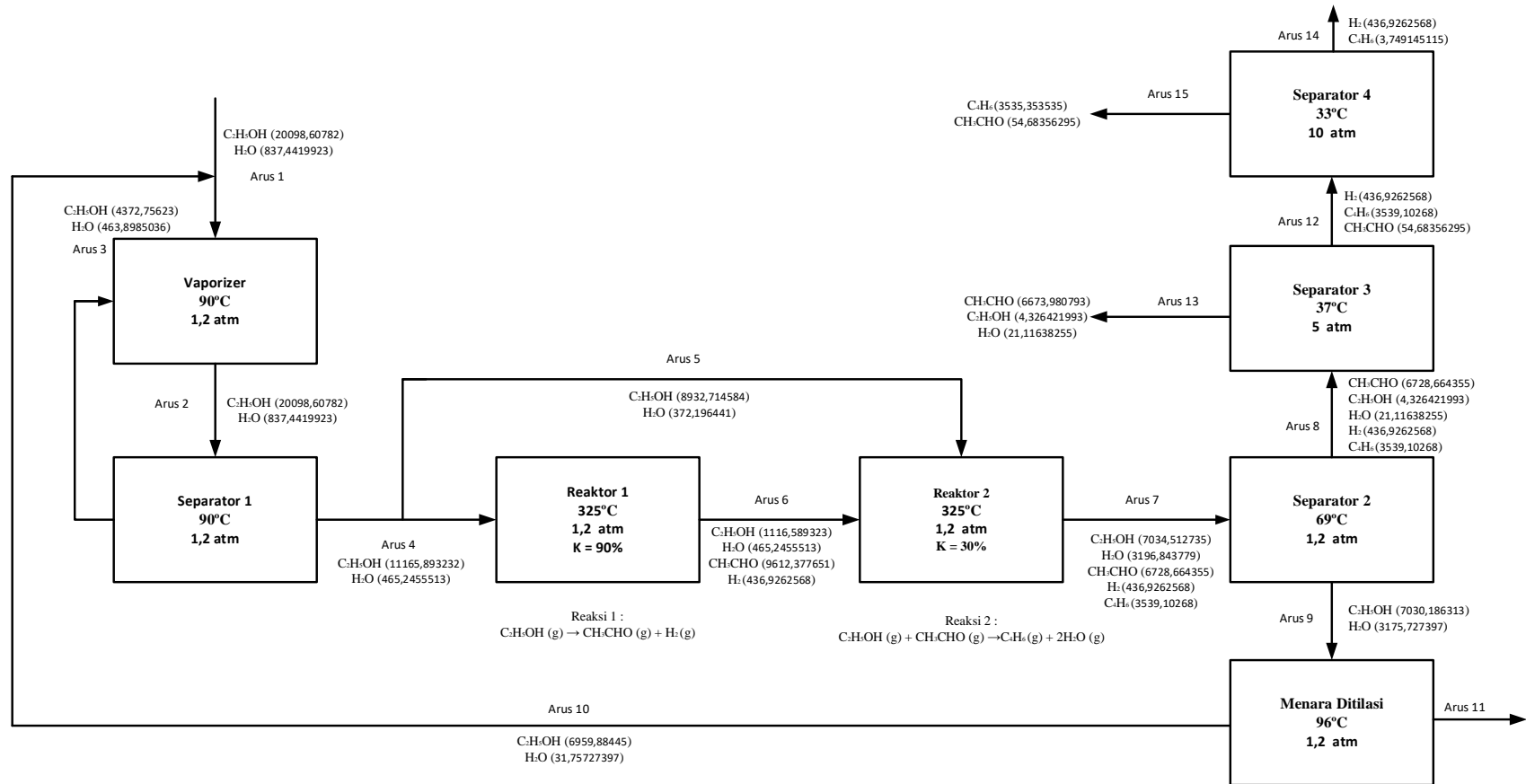
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Proses



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Material



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan baku

Bahan baku Etanol dan Air dari Tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30°C tekanan 1 atm dialirkan dan dinaikkan tekanan menjadi 1,2 atm menggunakan Pompa (P-01) menuju *Vaporizer* (V-01) untuk mengubah Etanol dan Air dari fase cair menjadi gas pada suhu 90°C sebanyak 80%. *Vaporizer* (V-01) berfungsi untuk menguapkan bahan baku Etanol cair menjadi gas. Kemudian hasil dari *Vaporizer* (V-01) dialirkan menuju ke *Separator* (SP-01) untuk dipisahkan Etanol dan Air yang berupa fase gas dan fase cair, kemudian untuk Etanol dan Air berfase cair akan dikembalikan ke arus sebelum masuk *Vaporizer* (V-01). Etanol dan Air berfase gas dialirkan menggunakan *Blower* (BL-01) menuju ke dalam *Heat Exchanger* (HE-01) untuk dipanaskan sampai suhu 325 °C. Setelah dipanaskan Etanol dan Air dipisah menjadi dua jalur, pertama masuk ke dalam *Reactor* (R-01) dan dialirkan menggunakan *Blower* (BL-02) *bypass* untuk masuk ke *Reactor* (R-02) karena Etanol sebagai bahan baku kembali pada *Reactor* (R-02).

3.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Pada *Reactor* (R-01) terjadi proses dehidrogenasi Etanol dan Air menjadi Asetaldehid pada fase gas dengan suhu 325 °C dan tekanan 1,2 atm. Dengan konversi pada *Reactor* (R-01) mencapai 90%. Sehingga hasil dari *Reactor* (R-01) berupa Etanol, Air, dan Asetaldehid. Selanjutnya hasil dari *Reactor* (R-01) dialirkan menggunakan *Blower*

(BL-03) menuju *Reactor* (R-02). Pada *Reactor* (R-02) Etanol, Air, dan Asetaldehid bereaksi membentuk 1,3-butadiena pada suhu 325 °C dengan tekanan 1,2 atm, pada konversi di *Reactor* (R-02) mencapai 30%. Sehingga hasil dari *Reactor* (R-02) berupa Etanol, Air, Asetaldehid, Hidrogen,, dan 1,3-butadiena.

Reaktor yang digunakan keduanya yaitu Reaktor *Fixed Bed Multitube*. Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga untuk mempertahankan kondisi operasi di reaktor maka diperlukan adanya pendingin berupa *Downterm*. Produk luaran dari reaktor (R-02) akan menggunakan *Blower* (BL-04) untuk diturunkan temperaturnya hingga suhu 73°C menggunakan *Cooler* (CL-01).

3.2.3 Tahap Pemisahan Produk

Produk luaran dari *Reactor* (R-02) berupa Etanol, Air, Asetaldehid, Hidrogen, dan 1,3-butadiena dengan suhu 73°C tekanan 1,2 atm di alirkan menuju *Condensor Parsial* (CDP-01) dengan tujuan untuk memisahkan produk 1,3-butadiena, Hidrogen dan Asetaldehid dalam fase uap sedangkan Etanol dan Air dalam fase cair. Lalu dialirkan menuju *Separator* (SP-02). Pada *Separator* (SP-02) terjadi pemisahan dengan hasil atas yaitu 1,3-butadiena, Asetaldehid, dan Hidrogen dalam fase gas dan hasil bawah berupa Air dan Etanol dalam fase cair yang kemudian dialirkan menuju ke dalam *Heat Exchanger* (HE-02) untuk dipanaskan sampai suhu 96 °C. Lalu Etanol dan Air dialirkan ke dalam Menara Distilasi (MD-01) untuk didistilasi dengan

hasil atas Ethanol dengan kemurnian 96% di recycle kembali dan hasil bawah yaitu Air dengan kemurnian 4% di alirkan ke Unit Pengolahan Limbah.

Hasil atas *Separator* (SP-02) di dinginkan suhunya di *Cooler* (CL-02) menjadi 35 °C kemudian dimasukkan ke dalam Kompresor (K-01) agar bisa dinaikkan tekanannya menjadi 5 atm dan suhu naik menjadi 35 °C. Kemudian Asetaldehid, Hidrogen, dan 1,3-butadiena dimasukkan ke dalam *Condensor Parsial* (CDP-02) untuk dikondensasikan merubah Asetaldehid sebagai keluaran bawah yaitu fase cair, selanjutnya di pisahkan dengan *Separator* (SP-03) sehingga diperoleh hasil atas yaitu 1,3-butadiena dan Hidrogen dalam bentuk fase gas, dan hasil bawah diperoleh yaitu Asetaldehid bentuk fase cair di dinginkan suhunya di *Cooler* (CL-03) menjadi 30°C. Kemudian dialirkan untuk dimasukkan ke dalam Tangki Penyimpanan (T-02).

Lalu 1,3-butadiena dan hidrogen dimasukkan ke dalam Kompresor (C-02) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 10 atm. 1,3-butadiena dan Hidrogen yang sudah di press dimasukkan ke dalam *Condensor Parsial* (CDP-03). Hasil keluaran CDP-03 menghasilkan 1,3-butadiena dengan fase cair dengan suhu 33°C, lalu dipisahkan menggunakan *Separator* (SP-04) dengan hasil atas Hidrogen dengan fase gas masuk ke dalam Tangki penyimpanan (T-03) dan hasil bawah yaitu produk utama yaitu 1,3-butadiena dengan fase cair di dinginkan

suhunya di *Cooler* (CL-04) menjadi 30°C. Kemudian dialirkan untuk dimasukkan ke dalam Tangki penyimpanan (T-04).

3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk

Hasil bawah dari Separator (SP-03) yaitu Asetaldehid dengan campuran Etanol dan Air berfase cair disimpan didalam Tangki Penyimpanan (T-02) dengan suhu 30°C pada tekanan 5 atm. Kemudian hasil atas dari *Separator* (SP-04) yaitu Hidrogen berfase gas disimpan didalam Tangki Penyimpanan (T-03) dengan suhu 30°C pada tekanan 10 atm. Dan hasil bawah dari *Separator* (SP-04) yaitu 1,3-butadiena dengan campuran Asetaldehid berfase cair disimpan didalam Tangki Penyimpanan (T-04) dengan suhu 30°C pada tekanan 10 atm.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Vaporizer

Tabel 3. 1 Spesifikasi Vaporizer

Kode	V-01			
Fungsi	Menguapkan bahan baku Ethanol cair menjadi Ethanol uap			
Jenis Alat Pompa	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>			
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>			
Spesifikasi :				
a"	0,7500	in ²		
Pt	0,9375	<i>Triangular</i>	0,0238	m
<i>Passes</i>	2	pa		
ΔP_s	532,8954			
At	18,1490	m ²		

Tabel 3.1 Spesifikasi Vaporizer (Lanjutan)

Uc	614,36	Btu/hr.ft ² .F		
Ud	126,5001	Btu/hr.ft ² .F		
Rd	1,1055	m ² sK/kJ		
T1	41	C	313,9347764	K
T2	90,43711588	C	357,4371159	K
Tekanan	1,2159	atm		
<i>Cold Fluid : Shell, Produk (Ethanol)</i>				
Aliran Fluida	Cold Fluid			
IDs	0,508	m	20	in
<i>Pitch</i>	0,0238125	m	15/16	in
ho	3,602567765	kJ / m ² s K		
<i>Hot Fluid : Tube, Steam</i>				
Aliran Fluida	Hot Fluid			
Nt	302,0000	buah		
L	16,0000	ft	4,8768	m
OD	0,7500	in	0,01905	m
ID	0,5840	in	0,0148	m
BWG	14			
ΔPt	0,7500	psi		
Harga	\$ 200.500			

3.3.2 Reaktor 1**Tabel 3. 2** Spesifikasi Reaktor 1

Kode :	R-01
Fungsi :	Untuk mereaksikan bahan baku etanol dan air untuk menghasilkan Asetaldehid
Jumlah :	1 Unit
Tipe :	<i>Fix Bed Multitube</i>
Jenis Bahan :	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Katalis :	<i>Chromia Alumina</i>
Kondisi Operasi	

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor 1 (Lanjutan)

P	1,200	atm		
T in umpan	325	°C	598,0000	K
T out produk	325,0003	°C	598,0003	K
GHSV	56621,2415	/ jam		
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>			
T in	100	°C	373,0000	K
T out	140,905	°C	413,9051	K
m pendingin	1956,2599	kg/jam		
Spesifikasi Tube				
Nt	674,0000	buah		
Z	12,2000	m		
IDt	1,0490	in	0,0266	m
ODt	1,3200	in	0,0335	m
Jenis susunan	<i>Triangular Pitch on 1 inch</i>			
Jenis material	<i>Carbon Steel</i>			
PT	1,6500	in	0,0419	m
C	0,3300	in	0,0084	m
Tebal tube	0,1259	in	0,0032	m
Spesifikasi Shell				
IDs	44,9718	in	1,1423	m
ODs	48,0000	in	1,2192	m
ts	0,1875	in	0,0048	m
Jenis material	<i>Carbon Steel</i>			
Spesifikasi Head				
Bentuk head	<i>Ellipsodial head</i>			
tH	0,2500	in	0,0064	m
hH	10,1877	in	0,2588	m
icr	3,0000	in	0,0762	m
r	48,0000	in	1,2192	m
sf	2,5000	in	0,0635	m
HR	222,7861	in	5,6588	m
Spesifikasi Nozzle				
Pipa Reaktan :	in = out			
Dopt	20,5905	in	0,5230	m
IPS	6,0000	in	0,1524	m
OD	6,0650	in	0,1541	m
ID	6,6250	in	0,1683	m
Pipa Pendingin :				
<i>Dopt in</i>	0,6471	in	0,0164	m

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor 1 (Lanjutan)

<i>Dopt out</i>	0,6778	in	0,0172	m
IPS	10,0000	in	0,2540	m
OD	10,7500	in	0,2731	m
ID	10,0200	in	0,2545	m
Harga	\$ 6.439.600			

3.3.3 Reaktor 2**Tabel 3. 3** Spesifikasi Reaktor 2

Kode :	R-02			
Fungsi :	Untuk mereaksikan bahan baku etanol dan air dengan Asetaldehid untuk menghasilkan produk 1,3-butadiena			
Jumlah :	1 alat			
Tipe :	<i>Fix Bed Multitube</i>			
Jenis Bahan :	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Katalis :	<i>Chromia Alumina</i>			
Kondisi Operasi				
P	1,200	atm		
T in umpan	325	°C	598,0000	K
T out produk	325,0004	°C	598,0004	K
GHSV	26445,5656	/jam		
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>			
T in	100	°C	373,0000	K
T out	146,605	°C	419,6053	K
m pendingin	973,1525	kg/jam		
Spesifikasi Tube				
Nt	745,0000	buah		
Z	5,6000	m		
IDt	1,0490	in	0,0266	m
ODt	1,3200	in	0,0335	m
Jenis susunan	<i>Triangular Pitch on 1 inch</i>			
Jenis material	<i>Carbon Steel</i>			
PT	1,6500	in	0,0419	m
C	0,3300	in	0,0084	m
Tebal tube	0,1259	in	0,0032	m
Spesifikasi Shell				
IDs	47,2812	in	1,2009	m
ODs	60,0000	in	1,5240	m
ts	0,8750	in	0,0222	m

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor 2 (Lanjutan)

Jenis material	<i>Carbon Steel</i>			
Spesifikasi Head				
Bentuk head	<i>Ellipsodial head</i>			
tH	1,6250	in	0,0413	m
hH	13,8971	in	0,3530	m
icr	3,6250	in	0,0921	m
r	54,0000	in	1,3716	m
sf	4,5000	in	0,1143	m
HR	234,3696	in	5,9530	m
Spesifikasi Nozzle				
Pipa Reaktan :	in = out			
Do _{pt}	32,5144	in	0,8259	m
IPS	6,0000	in	0,1524	m
OD	6,0650	in	0,1541	m
ID	6,6250	in	0,1683	m
Pipa Pendingin :				
Do _{pt in}	0,5198	in	0,0132	m
Do _{pt out}	0,4550	in	0,0116	m
IPS	10,0000	in	0,2540	m
OD	10,7500	in	0,2731	m
ID	10,0200	in	0,2545	m
Harga	\$ 6.004.500			

3.3.4 Separator 1

Tabel 3. 4 Spesifikasi Separator 1

Kode :	SP-02				
Fungsi :	Untuk memisahkan etanol dan air berupa fase gas dan fase cair				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal				
Kondisi Operasi :					
Tekanan Operasi	1,2	atm	17,6351	psi	
Suhu Operasi	90,0	°C	363	K	
Spesifikasi :					
Bahan Konstruksi:	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Dimensi :	Tebal <i>Shell</i>	1/5	in	0,0048	m
	Diameter	36	in	0,9144	m

Tabel 3.4 Spesifikasi Separator 1 (Lanjutan)

	Tinggi <i>Head</i>	11,0248	in	0,2800	m
	Tebal <i>Head</i>	1/5	in	0,0048	m
	Tinggi Total	147,4166	in	3,7444	m
Harga	\$ 1.740.590				

3.3.5 Separator 2**Tabel 3. 5** Spesifikasi Separator 2

Kode :	SP-02				
Fungsi :	Untuk memisahkan produk 1,3-butadiena, Hidrogen dan Asetaldehid dalam fase uap dan etanol serta Air dalam fase cair				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal				
Kondisi Operasi :					
Tekanan Operasi	1,2	atm	17,6351	psi	
Suhu Operasi	69,0	°C	342	K	
Spesifikasi :					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Dimensi :	Tebal Shell	1/5	in	0,0048	m
	Diameter	30	in	0,7620	m
	Tinggi Head	9,6993	in	0,2464	m
	Tebal Head	1/5	in	0,0048	m
	Tinggi Total	137,7398	in	3,4986	m
Harga	\$ 1.740.590				

3.3.6 Separator 3**Tabel 3. 6** Spesifikasi Separator 3

Kode :	SP-03				
Fungsi :	Untuk memisahkan produk 1,3-butadiena dan Hidrogen dalam fase uap dan Asetaldehid dalam fase cair				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal				

Tabel 3.6 Spesifikasi Separator 3 (Lanjutan)

Kondisi Operasi :					
Tekanan Operasi	5,0	atm	73,4795	psi	
Suhu Operasi	37,0	°C	310	K	
Spesifikasi :					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Dimensi :	Tebal Shell	1/5	in	0,0048	m
	Diameter	30	in	0,7620	m
	Tinggi Head	9,6633	in	0,2454	m
	Tebal Head	1/3	in	0,0079	m
	Tinggi Total	119,2172	in	3,0281	m
Harga	\$ 1.740.590				

3.3.7 Separator 4**Tabel 3. 7** Spesifikasi Spearator 4

Kode :	SP-04				
Fungsi :	Untuk memisahkan produk 1,3-butadiena dalam fase cair dan Hidrogen dalam fase uap				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal				
Kondisi Operasi :					
Tekanan Operasi	10,0	atm	146,9590	psi	
Suhu Operasi	33,0	°C	306	K	
Spesifikasi :					
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Dimensi :	Tebal Shell	1/4	in	0,0064	m
	Diameter	42	in	1,0668	m
	Tinggi Head	12,5393	in	0,3185	m
	Tebal Head	5/8	in	0,0159	m
	Tinggi Total	214,6648	in	5,4525	m
Harga	\$ 1.740.590				

3.3.8 Menara Distilasi

Tabel 3. 8 Spesifikasi Menara Distilasi

Kode	MD-01
Fungsi	Untuk memisahkan komponen etanol sebagai keluaran <i>top</i> (distilat) dan air sebagai keluaran <i>bottom</i>
Jenis	<i>Binercomponent Distillation</i>
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>
Material	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi :	
Umpan, °C	96,8193
Distilat, °C	81,4525
<i>Bottom</i> , °C	115,7758
Spesifikasi	
<i>Shell</i>	
Diameter, m	2,17
Tinggi, m	17
Tebal, in	0,75
Material	<i>Carbon Steel</i>
<i>Head</i>	
Tebal, in	0,8
Material	<i>Carbon Steel</i>
Tipe Tray	
Jenis <i>tray</i>	<i>Sieve</i>
Jumlah plate aktual	44,00
Diameter hole, in	1,65
Tray spacing, m	0,3
Jumlah lubang, buah	68
Plate Pressure Drop	
Bagian atas, atm	0,258793561
Bagian bawah, atm	0,252768354
Harga	

3.3.9 Condensor Parsial 1

Tabel 3. 9 Spesifikasi Condensor Parsial 1

Kode :	CDP-01			
Fungsi :	Untuk mengembunkan Etanol dan Air serta menguapkan Asetaldehid, Hidrogen dan 1,3-butadiena			
Jumlah :	1 Unit			
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>			
T1	73,25	C	346,40	K
T2	69,22	C	342,37	K
P	1,20	atm		
a"	0,06	m ²		
A	137,76	m ²		
Ud	0,89	kJ / m ² s K		
Uc	1,81	kJ / m ² s K		
Rd	0,57	m ² s K / kJ		
Rd min	0,53	m ² s K / kJ		
<i>Cold Fluid : Tube (Water)</i>				
BWG	14,00	in	0,36	m
IDt	0,58	in	0,01	m
ODt	0,75	in	0,02	m
at	0,08	m ²		
hio	16,78	kJ / m ² s K		
passes	2,00	in		
Nt	472,00	Buah		
Pt	<i>3/4 in pada 15 /16 in triangular pitch</i>			
L	4,88	m		
<i>Hot Fluid : Shell (Gases)</i>				
IDs	24,00	in	0,61	m
ho	0,03	kJ / m ² s K		
as	0,07	m ²		
passes	1,00	in	0,03	m
Harga	\$ 31.500			

3.3.10 Condensor Parsial 2

Tabel 3. 10 Spesifikasi Condensor Parsial 2

Kode :	CDP-02			
Fungsi :	Untuk mengembunkan Asetaldehid serta menguapkan Hidrogen dan 1,3-butadiena			
Jumlah :	1 Unit			
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>			
T1	37,70	C	310,85	K
T2	37,68	C	310,83	K
P	5,00	atm		
a"	0,06	m ²		
A	33,27	m ²		
Ud	0,65	kJ / m ² s K		
Uc	5,69	kJ / m ² s K		
Rd	1,35	m ² s K / kJ		
Rd min	0,53	m ² s K / kJ		
Cold Fluid : Tube (Water)				
BWG	14,00	in	0,36	m
IDt	0,58	in	0,01	m
ODt	0,75	in	0,02	m
at	0,004	m ²		
hio	19,07	kJ / m ² s K		
passes	6,00	in		
Nt	152,00	Buah		
Pt	<i>3/4 in pada 15 /16 in triangular pitch</i>			
L	3,66	m		
Hot Fluid : Shell (Gases)				
IDs	16,00	in	0,41	m
ho	0,07	kJ / m ² s K		
as	0,03	m ²		
passes	2	in	0,0508	m
Harga	\$ 31.700			

3.3.11 Condensor Parsial 3

Tabel 3. 11 Spesifikasi Condensor Parsial 3

Kode :	CDP-03			
Fungsi :	Untuk mengembunkan 1,3-butadiena dan menguapkan Hidrogen			
Jumlah :	1 Unit			
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan:	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>			
T1	33,81	C	303,15	K
T2	33,20	C	306,35	K
P	10,00	atm		
a''	0,06	m ²		
A	55,09	m ²		
Ud	0,59	kJ / m ² s K		
Uc	2,85	kJ / m ² s K		
Rd	1,34	m ² s K / kJ		
Rd min	0,53	m ² s K / kJ		
Cold Fluid : Tube (Water)				
BWG	14,00	in	0,36	m
Idt	0,58	in	0,01	m
Odt	0,75	in	0,02	m
at	0,03	m ²		
hio	15,28	kJ / m ² s K		
passes	2,00	in		
Nt	302,00	Buah		
Pt	<i>3/4 in pada 15 /16 in triangular pitch</i>			
L	3,05	m		
Hot Fluid : Shell (Gases)				
IDs	22,00	in	0,56	m
ho	0,10	kJ / m ² s K		
as	0,06	m ²		
passes	1,00	in	0,03	m
Harga	\$ 36.300			

3.3.12 Condensor Total

Tabel 3. 12 Spesifikasi Condensor Total

Kode :	CD-01				
Fungsi :	Untuk mengembunkan hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-01)				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>				
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
<i>Operating Condition</i>					
<i>Position</i>	<i>Shell</i>			<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Fluida panas (produk <i>heavy organics</i>)			Fluida dingin (water)	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>			<i>Cold</i>	
	In		Out	In	Out
Liquid flowrate, kg/jam	0		1.915.266,6	1.312.995,7	1.312.995,7
Vapor flowrate, kg/jam	602270,9		0	0	0
Temperature, °C	90,0		81,4524984	30	40
Pressure, atm	1,2		1,2	1	1
<i>Mechanical Design</i>					
<i>Shell (hot fluid)</i>			<i>Tube</i>		
Length, ft	8,000		Length, ft	8,000	
Passes	1,000		ID, in	0,58	
ID, in	20,000		OD, in	0,75	
Baffle spaces,in	4,000		Number tube, buah	308,000	
			A, ft ²	468,333	
			BWG	14,000	
ΔP terhitung, atm	0,00049		Pitch, triangular, in	0,750	
ΔP Diiijinkan, atm	0,340		ΔP terhitung, atm	0,019	
Rdmin, m ² s K / kJ	0,882		ΔP Diiijinkan, atm	0,680	
Rdcal, m ² s K / kJ	0,996		Rdmin, m ² s K / kJ	0,882	
Harga, \$	\$ 78.700		Rdcal, m ² s K / kJ	0,996	

3.3.13 Reboiler

Tabel 3. 13 Speesifikasi *Reboiler*

Kode :	RB-01			
Fungsi :	Untuk mengembunkan hasil keluaran bawah			
	Menara Distilasi (MD-01)			
Jumlah :	1 alat			
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>			
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>			
Spesifikasi :				
A	592,975	ft ²	55,08924	m ²
Ud	0,9707	kJ / m ² s K		
Uc	2,4228	kJ / m ² s K		
Rd	0,6174	m ² s K/ Kj		
Rd min	0,5290	m ² s K/ Kj		
L	3,048	m		
Cold Fluid : Tube				
BWG	14,0000	in	0,3556	m
IDt	0,5840	in	0,0148	m
ODt	0,7500	in	0,0191	m
nt	302	buah		
a"	0,0598	m ²		
passes	4,0000	in		
hio	2,6232	kJ / m ² s K		
Hot Fluid : Shell				
IDs	20,0000	in	0,5080	m
Pitch	0,9375	in	0,0238	m
passes	2	in	0,0508	m
ho	31,709421	kJ / m ² s K		
Harga,\$	\$ 1.350			

3.3.14 Accumulator

Tabel 3. 14 Speesifikasi *Accumulator*

Kode	ACC-01
Fungsi	Untuk menampung keluaran Kondensor (CD-01) pada Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi Accumulator (Lanjutan)

Jenis	<i>Horizontal cylinder</i>			
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>			
Jumlah	1 Unit			
Volume Embun	0,16	m3/menit		
Kapasitas tangki	67,4669	ft3	1,9104	m3
Diameter tangki	3,0593	ft	0,9325	m
Panjang tangki	72,0000	in	1,8288	m
Kondisi operasi	T =	81,25	C	
	P =	1,2	atm	
Harga,\$	\$ 1.600			

3.3.15 Heater 1**Tabel 3. 15** Spesifikasi *Heater 1*

Kode :	HE-01				
Fungsi :	Menaikkan suhu Etanol dan Air menuju ke Reaktor				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>				
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Operating Condition					
Position	Shell			Tube	
Fluid	Fluida panas (<i>dowtherm</i>)			Fluida dingin (product)	
Fluid Type	Hot			Cold	
	In		Out	In	Out
Liquid flowrate, kg/jam	0,0		0,00	0,00	0,00
Vapor flowrate, kg/jam	9737733,6		9737733,6	2110668,96	11848403
Temperature, °C	370,0		380	90	325
Pressure, atm	1		1	1,2	1,2
Mechanical Design					
Shell (hot fluid)			Tube		
Length, ft	16,000		Length, ft	16,000	
Passes	1,000		ID, in	0,620	
ID, in	13,250		OD, in	0,750	

Tabel 3.15 Spesifikasi *Heater 1* (Lanjutan)

Baffle spaces,in	2,650		Number tube, buah	106,000
			A, ft ²	444,013
			BWG	16,000
ΔP terhitung, atm	0,001		Passes	2,000
ΔP Diiijinkan, atm	0,885		ΔP terhitung, atm	0,102
Rdmin, Btu/hr.ft ² .F	0,002		ΔP Diiijinkan, atm	0,920
Rdcal, Btu/hr.ft ² .F	0,011		Rdmin, Btu/hr.ft ² .F	0,002
Harga, \$	\$ 2000		Rdcal, Btu/hr.ft ² .F	0,011

3.3.16 Heater 2**Tabel 3. 16** Spesifikasi *Heater 2*

Kode	H-02	
Fungsi	Menaikkan suhu Etanol dan Air ke Menara Distilasi (MD-01)	
Jenis Pompa	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Jenis Bahan	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>	
Jumlah Hairpin	4	buah
Panjang Hairpin	20	ft
Cold Fluid : Annulus, Produk (Light Organic)		
IPS	4,000	in
Sch. No	40,000	
Flow Area	3,140	in ²
OD	4,500	in
ID	4,063	in
<i>Surface Area</i>	1,178	(ft ² /ft)
Hot Fluid : Inner pipe (Steam)		
IPS	3	in
Sch. No	40	
Flow Area	7,88	in ²
OD	3,50	in
ID	3,068	in
<i>Surface Area</i>	0,917	(ft ² /ft)

Tabel 3.16 Spesifikasi *Heater 2* (Lanjutan)

A	293,440	ft ²
Ud	15,988	Btu/jam.ft ² .°F
Uc	2764,527	Btu/jam.ft ² .°F
Rd	0,0622	Btu/hr.ft ² .°F
Rd min	0,0030	Btu/hr.ft ² .°F
Jumlah Alat	1	Unit
Harga, \$	\$ 2000	

3.3.17 Cooler 1**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Cooler 1*

Kode :	CL-01					
Fungsi :	Menurunkan suhu keluaran dari Reaktor (R-01)					
Jumlah :	1 alat					
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>					
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>					
Operating Condition						
Position	Shell			Tube		
Fluid	Fluida panas (produk)			Fluida dingin (<i>Dowterm</i>)		
Fluid Type	Hot			Cold		
	In		Out	In		Out
Liquid flowrate, kg/jam	0		0	0		0
Vapor flowrate, kg/jam	9051466,06		1.086.147,98	7.965.318,1		7.965.318,1
Temperature, °C	325,0		73	30		40
Pressure, atm	1,2		1,2	1		1
Mechanical Design						
	Shell			Tube		
Length, ft	16,000			Length, ft	16,000	
Passes	1,000			ID, in	0,584	
ID, in	16,000			OD, in	0,750	
Baffle spaces,in	3,200			Number tube, buah	163,00	
					0	
				A, ft ²	483,80	
				BWG	5	
ΔP terhitung, atm	0,125			Passes	14,000	
ΔP Diijinkan, atm	0,340			ΔP terhitung, atm	2,000	
Rdmin, m2 s K / kJ	0,529			ΔP Diijinkan, atm	0,396	
Rdcal, m2 s K / kJ	0,938			Rdmin, m2 s K / kJ	0,680	
Harga, \$	\$ 1.700			Rdcal, m2 s K / kJ	0,529	
					0,938	

3.3.18 Cooler 2

Tabel 3. 18 Spesifikasi Cooler 2

Kode :	CL-02				
Fungsi :	Menurunkan suhu keluaran dari Separator (SP-02)				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>				
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Operating Condition					
Position	Shell			Tube	
Fluid	Fluida panas (produk)			Fluida dingin (<i>Water</i>)	
Fluid Type	Hot			Cold	
	In		Out	In	Out
Liquid flowrate, kg/jam	595240,59		63.595,72	531.644,88	531.644,88
Vapor flowrate, kg/jam	0		0	0	0
Temperature, °C	69,0		35	25	35
Pressure, atm	5,0		5	1	1
Mechanical Design					
	Shell			Tube	
Length, ft	12,00			Length, ft	12,000
Passes	0			ID, in	0,584
ID, in	2,000			OD, in	0,750
Baffle spaces,in	12,00			Number tube, buah	78,000
	0			A, ft ²	183,783
	2,400			BWG	14,000
ΔP terhitung, atm		0,013		Passes	6,000
ΔP Diiijinkan, atm		0,340		ΔP terhitung, atm	0,148
Rdmin, m ² s K / kJ		0,529		ΔP Diiijinkan, atm	0,680
Rdcal, m ² s K / kJ		0,546		Rdmin, m ² s K / kJ	0,529
Harga, \$		\$		Rdcal, m ² s K / kJ	0,546
		1.700			

3.3.19 Cooler 3

Tabel 3. 19 Spesifikasi Cooler 3

Kode :	CL-03				
Fungsi :	Menurunkan suhu untuk masuk ke tangki asetaldehid				
Jumlah :	1 alat				
Tipe :	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>				
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
<i>Operating Condition</i>					
<i>Position</i>	<i>Inner pipe</i>			<i>Annulus pipe</i>	
Fluid	Fluida panas (produk)			Fluida dingin (<i>Water</i>)	
Fluid Type	Hot			Cold	
	In		Out	In	Out
Liquid flowrate, kg/jam	5026535,6 9		1.886.092 ,69	3.140.443,0 0	3.140.443,00
Vapor flowrate, kg/jam	0		0	0	0
Temperature, °C	37,0		30	20	30
Pressure, atm	5,0		5	1	1
<i>Mechanical Design</i>					
	<i>Inner pipe</i>		<i>Annulus pipe</i>		
Length, ft	12,000		Length, ft	12,000	
Passes	2,000		ID, in	2,067	
ID, in	1,610		OD, in	2,380	
OD, in	1,900				
Schedule Number	40,000		A, ft ²	89,724	
ΔP terhitung, atm	0,157		Passes	2,000	
ΔP Diiijinkan, atm	0,340		ΔP terhitung, atm	0,186	
Rdmin, m ² s K / kJ	0,529		ΔP Diiijinkan, atm	0,680	
Rdcal, m ² s K / kJ	1,391		Rdmin, m ² s K / kJ	0,529	
Harga, \$	\$ 1.000		Rdcal, m ² s K / kJ	1,391	

3.3.20 Cooler 4

Tabel 3. 20 Spesifikasi Cooler 4

Kode :	CL-04
Fungsi :	Menurunkan suhu untuk masuk ke tangki 1,3-butadiena

Tabel 3.20 Spesifikasi Cooler 4 (Lanjutan)

Jumlah :	1 alat				
Tipe :	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>				
Jenis Bahan :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
<i>Operating Condition</i>					
<i>Position</i>	<i>Inner pipe</i>			<i>Annulus pipe</i>	
Fluid	Fluida panas (produk)			Fluida dingin (Downterm)	
Fluid Type	Hot			Cold	
	In		Out	In	Out
Liquid flowrate, kg/jam	1541354,81		947.890,76	947.890,76	947.890,76
Vapor flowrate, kg/jam	0		0	0	0
Temperature, °C	33,0		30	20	30
Pressure, atm	10,0		10	1	1
<i>Mechanical Design</i>					
Inner pipe			Annulus pipe		
Length, ft	12,000		Length, ft	12,000	
Passes	2,000		ID, in	2,067	
ID, in	1,610		OD, in	2,380	
OD, in	1,900				
Schedule Number	40,000		A, ft ²	119,632	
ΔP terhitung, atm	0,059		Passes	2,000	
ΔP Diiijinkan, atm	0,340		ΔP terhitung, atm	0,096	
Rdmin, m ² s K / kJ	0,529		ΔP Diiijinkan, atm	0,680	
Rdcal, m ² s K / kJ	0,888		Rdmin, m ² s K / kJ	0,529	
Harga, \$	\$ 1.000		Rdcal, m ² s K / kJ	0,888	

3.3.21 Kompresor 1**Tabel 3. 21** Spesifikasi Kompresor 1

Kode :	K-01
Fungsi :	Menaikkan tekanan dari 1,2 atm menjadi 5 atm
Jumlah :	1 Unit
Tipe :	<i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>

Tabel 3.21 Spesifikasi Kompresor 1

Kondisi Operasi :				
P in :	1,2	atm	17,6351	psi
Pout :	5,0	atm	73,4795	psi
T in :	35	°C	308	K
Tout :	37	°C	310	K
Spesifikasi :				
Jumlah stage :	2	buah		
Power :	33,3819	Hp		
Harga	\$ 5.300			

3.3.22 Kompresor 2**Tabel 3. 22** Spesifikasi Kompresor 2

Kode :	K-02			
Fungsi :	Menaikkan tekanan dari 5 atm menjadi 10 atm			
Jumlah :	1 Unit			
Tipe :	<i>Centrifugal</i>			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>			
Kondisi Operasi :				
P in :	5,0	atm	73,4795	psi
Pout :	10,0	atm	146,9590	psi
T in :	37	°C	310	K
Tout :	40	°C	313	K
Spesifikasi :				
Jumlah stage :	1,0000	buah		
Power :	22,8906	Hp		
Harga	\$ 5.000			

3.3.23 Tangki Penyimpan

Tabel 3. 23 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki		T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi peruntukan alat		Menyimpan bahan baku etanol (C_2H_5OH)	Menyimpan bahan baku asetaldehid (C_2H_4O)	Menyimpan produk samping hidrogen (H_2)	Menyimpan produk utama 1,3-butadiena (C_4H_6)
Lama penyimpanan, hari		14 hari	14 hari	14 hari	14 hari
Fase		Cair	Cair	Gas	Cair
Jumlah tangki, unit		1	1	1	1
Jenis tangki		Silinder vertical	Silinder horizontal	Spherical	Silinder horizontal
Kondisi Operasi	Suhu, °C	30	30	33	30
	Tekanan, atm	1	5	10	10
Spesifikasi	Volume tangki, m ³	10.653	1.058	1959,61	1.052
	Diameter, m	36,58	16,46	15,53	16,46
	Tinggi/Panjang, m	12,80	5,49	15,53	5,486
Head Bottom	Jumlah course	6	6	0	6
	Tebal shell, in	0,25	0,19	0,19	0,19
	Jenis head	Torispherical	Torispherical	Spherical	Torispherical
	Tebal head, in	0,19	0,19	0,19	0,19
	Jenis Flat	Flat bottom	Flat bottom	Flat bottom	Flat bottom
	Tebal bottom, in	0,25	0,25	0,25	0,25
	Harga,\$		1.756.800	2.016.923	3.654.610

3.3.24 Pompa

Tabel 3. 24 Spesifikasi Pompa

Kode :	P-01
Fungsi :	Mengalirkan Etanol dan Air dari Tangki Penyimpan (T-01) menuju Vaporizer (V-01)

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	139,5961	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,3110	ft ³ /s	0,008802	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	3,5268	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	4,026	in	0,1023	m
	OD	4,5	in	0,1143	m
	IPS	4	in	0,1016	m
	Flow Area	12,70	in ²	0,0082	m ²
Efisiensi pompa	60%				
Power Pompa	0,4795	HP	357,5717	Watt	
Power Motor	0,75	HP	745,7000	Watt	
Harga	3.900				

Tabel 3. 25 Lanjutan Spesifikasi Pompa

Kode :	P-02				
Fungsi :	Mengalirkan Etanol dan Air dari Separator (SP-02) menuju Menara Distilasi (MD-01)				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	65,7914	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,1466	ft ³ /s	0,004148	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,8604	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	3,068	in	0,0779	m
	OD	3,5	in	0,0889	m
	IPS	3	in	0,0762	m
	Flow Area	7,38	in ²	0,0048	m ²
Efisiensi pompa	50%				
Power Pompa	0,4862	HP	362,5919	Watt	
Power Motor	0,75	HP	559,2750	Watt	
Harga	3.900				

Tabel 3. 26 Lanjutan Spesifikasi Pompa

Kode :	P-03				
Fungsi :	Mengalirkan Etanol dan Air dari Accumulator (ACC-01) untuk di Recycle				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell A-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	47,1250	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,1050	ft ³ /s	0,002971	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	3,1566	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,469	in	0,0627	m
	OD	2,88	in	0,0732	m
	IPS	3	in	0,0635	m
	Flow Area	4,79	in ²	0,0031	m ²
Efisiensi pompa	45%				
Power Pompa	0,3877	HP	289,1128	Watt	
Power Motor	0,5	HP	372,8500	Watt	
Harga	3.900				

Tabel 3. 27 Lanjutan Spesifikasi Pompa

Kode :	P-04				
Fungsi :	Mengalirkan Etanol dan Air dari Reboiler (RB-01) ke UPL				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell A-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	16,6861	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0372	ft ³ /s	0,001052	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,6244	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,61	in	0,0409	m
	OD	1,9	in	0,0483	m
	IPS	2	in	0,0381	m
	Flow Area	2,04	in ²	0,0013	m ²

Tabel 3.27 Lanjutan Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Efisiensi pompa	40%				
Power Pompa	0,1931	HP	143,9783	Watt	
Power Motor	0,5	HP	372,8500	Watt	
Harga	\$ 3.900				

Tabel 3. 28 Lanjutan Spesifikasi Pompa

Kode :	P-05				
Fungsi :	Mengalirkan Asetaldehid, Etanol, dan Air dari Separator (SP-02) menuju Tangki penyimpanan (T-02)				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah :	1 unit				
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell A-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	46,4653	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,1035	ft ³ /s	0,00293	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	4,4503	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,067	in	0,0525	m
	OD	2,38	in	0,0605	m
	IPS	2,0	in	0,0508	m
	Flow Area	3,35	in ²	0,0022	m ²
Efisiensi pompa	40%				
Power Pompa	0,4528	HP	337,6766	Watt	
Power Motor	0,75	HP	559,2750	Watt	
Harga	\$. 3.900				

Tabel 3. 29 Lanjutan Spesifikasi Pompa

Kode :	P-06				
Fungsi :	Mengalirkan 1,3-butadiena dan Asetaldehid menuju dari Separator (SP-03) menuju Tangki penyimpanan (T-04)				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah :	1 unit				
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell A-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					

Tabel 3.29 Lanjutan Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Kapasitas :	31,0529	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0692	ft ³ /s	0,001958	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,9742	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,067	in	0,0525	m
	OD	2,38	in	0,0605	m
	IPS	2,0	in	0,0508	m
	Flow Area	3,35	in ²	0,0022	m ²
Efisiensi pompa	50%				
Power Pompa	0,1738	HP	129,6083	Watt	
Power Motor	0,25	HP	186,4250	Watt	
Harga	\$ 3.900				

3.3.26 Blower**Tabel 3. 30** Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-01				
Fungsi	Mengalir kan gas dari Separator (SP-01) menuju ke Reaktor (R-01)				
Jumlah	1 alat				
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Tipe	<i>Blower sentrifugal</i>				
Kapasitas	0,0039284	cuft/menit			
Power	32/87	HP			
Harga	\$ 5.100				

Tabel 3. 31 Lanjutan Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-02				
Fungsi	Mengalir kan gas dari Separator (SP-01) menuju by pass ke Reaktor (R-02)				
Jumlah	1 alat				
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Tipe	<i>Blower sentrifugal</i>				
Kapasitas	0,0031427	cuft/menit			
Power	13/53	HP			
Harga	\$ 5.100				

Tabel 3. 32 Lanjutan Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-03		
Fungsi	Mengalir kan gas dari Reaktor (R-01) menuju ke Reaktor (R-02)		
Jumlah	1 alat		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>		
Tipe	<i>Blower sentrifugal</i>		
Kapasitas	0,0117242	cuft/menit	
Power	25/34	HP	
Harga	\$ 5.100		

Tabel 3. 33 Lanjutan Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-04		
Fungsi	Mengalir kan gas dari Reaktor (R-02) menuju ke Separator (SP-02)		
Jumlah	1 alat		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>		
Tipe	<i>Blower sentrifugal</i>		
Kapasitas	0,0184741	cuft/menit	
Power	1 3/29	HP	
Harga	\$ 5.100		

Tabel 3. 34 Lanjutan Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-05		
Fungsi	Mengalir kan gas dari Separator (SP-04) menuju ke Tangki Penyimpanan H ₂ (T-03)		
Jumlah	1 alat		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>		
Tipe	<i>Blower sentrifugal</i>		
Kapasitas	0,0003198	cuft/menit	
Power	1/27	HP	
Harga	\$ 5.100		

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 35 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2
C ₂ H ₅ OH	20098,60782	20098,60782
H ₂ O	837,4419923	837,4419923
Total	20936,04981	20936,04981

3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3. 36 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 4	Arus 6
C ₂ H ₅ OH	11165,89323	1116,589323
H ₂ O	465,2455513	465,2455513
C ₂ H ₄ O	0	9612,377651
H ₂	0	436,9262568
Total	11631,13878	11631,13878

3.4.3 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Tabel 3. 37 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₂ H ₅ OH	8932,714584	1116,589323	7034,512735
H ₂ O	372,196441	465,2455513	3196,843779
C ₂ H ₄ O	0	9612,377651	6728,664355
H ₂	0	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	0	0	3539,10268
Sub Total	9304,911025	11631,13878	20936,04981
Total	20936,04981		20936,04981

3.4.4 Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 3. 38 Neraca Massa Separator 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 2	Arus 4	Arus 3
C ₂ H ₅ OH	20098,60782	15725,85159	4372,75623
H ₂ O	837,4419923	373,5434887	463,8985036
Sub Total	20936,04981	16099,39507	4836,654733
Total	20936,04981	20936,04981	

3.4.5 Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel 3. 39 Neraca Massa Separator 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₂ H ₅ OH	7034,512735	4,326421993	7030,186313
H ₂ O	3196,843779	21,11638255	3175,727397
C ₂ H ₄ O	6728,664355	6728,664355	0
H ₂	436,9262568	436,9262568	0
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268	0
Sub Total	20936,04981	10730,1361	10205,91371
Total	20936,04981	20936,04981	

3.4.6 Neraca Massa Separator (SP-03)

Tabel 3. 40 Neraca Massa Separator 3

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 8	Arus 12	Arus 13
C ₂ H ₅ OH	4,326421993	4,326421993	0
H ₂ O	21,11638255	21,11638255	0
C ₂ H ₄ O	6728,664355	6673,980793	54,68356295
H ₂	436,9262568	0	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	0	3539,10268
Sub Total	10730,1361	6699,423597	4030,7125
Total	10730,1361	10730,1361	

3.4.7 Neraca Massa Separator (SP-04)

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 12	Arus 14	Arus 15
C ₂ H ₄ O	54,68356295	52,907	1,777
H ₂	436,9262568	436,9262568	0
C ₄ H ₆	3539,10268	3,749145115	3535,353535
Sub Total	4030,7125	493,5815	3537,131
Total	4030,7125	4030,7125	

3.4.8 Neraca Massa Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 41 Neraca Massa Condensor Parsial 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 7	Arus 7
C ₂ H ₅ OH	7034,512735	7034,512735
H ₂ O	3196,843779	3196,843779
C ₂ H ₄ O	6728,664355	6728,664355
H ₂	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268
Total	20936,04981	20936,04981

3.4.9 Neraca Massa Condensor Parsial (CDP-02)

Tabel 3. 42 Neraca Massa Condensor Parsial 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 8	Arus 8
C ₂ H ₅ OH	4,326421993	4,326421993
H ₂ O	21,11638255	21,11638255
C ₂ H ₄ O	6728,664355	6728,664355
H ₂	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268
Total	10730,1361	10730,1361

3.4.10 Neraca Massa *Condensor Parsial* (CDP-03)

Tabel 3. 43 Neraca Massa *Condensor Parsial* 3

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 12	Arus 12
C ₂ H ₄ O	54,68356295	54,68356295
H ₂	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268
Total	4030,7125	4030,7125

3.4.11 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 44 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₂ H ₅ OH	7030,186313	6959,88445	70,30186313
H ₂ O	3175,727397	31,75727397	3143,970123
Sub Total	10205,91371	6991,641724	3214,271986
Total	10205,91371	10205,91371	

3.4.12 Neraca Massa *Condensor* (CD-01)

Tabel 3. 45 Neraca Massa *Condensor* Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 10	Arus 10
C ₂ H ₅ OH	6959,88445	6959,88445
H ₂ O	31,75727397	31,75727397
Total	6991,641724	6991,641724

3.4.13 Neraca Massa *Reboiler* (RB-01)

Tabel 3. 46 Neraca Massa *Reboiler*

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 11	Arus 11
C ₂ H ₅ OH	70,30186313	70,30186313
H ₂ O	3143,970123	3143,970123
Total	3214,271986	3214,271986

3.4.14 Neraca Massa *Compressor* (K-01)

Tabel 3. 47 Neraca Massa *Compressor* 1

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 8	Arus 8
C ₂ H ₅ OH	4,326421993	4,326421993
H ₂ O	21,11638255	21,11638255
C ₂ H ₄ O	6728,664355	6728,664355
H ₂	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268
Total	10730,1361	10730,1361

3.4.15 Neraca Massa *Compressor* (K-02)

Tabel 3. 48 Neraca Massa *Compressor* 2

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Arus 12	Arus 12
C ₂ H ₄ O	54,68356295	54,68356295
H ₂	436,9262568	436,9262568
C ₄ H ₆	3539,10268	3539,10268
Total	4030,7125	4030,7125

3.4.16 Neraca Massa Total

Tabel 3. 49 Neraca Massa Total

Neraca Massa Total		
Alat	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
Vaporizer	20936,04981	20936,04981
Reaktor 1	11631,13878	11631,13878
Reaktor 2	20936,04981	20936,04981
Separator 1	20936,04981	20936,04981
Separator 2	20936,04981	20936,04981
Separator 3	10704,69329	10704,69329
Separator 4	3976,028937	3976,028937
Menara Distilasi	10205,91371	10205,91371
Total	120261,974	120261,974

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 50 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	0,0000	
Q _{out}		57216,1799
Q _{steam}	57216,1799	
Total	57216,1799	57216,1799

3.5.2 Neraca Panas Reaktor(R-01)

Tabel 3. 51 Neraca Panas Reaktor 1

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	6580736,3096	
Q _{out}		7431977,3448
Q _R	-17844,0683	
Q _P	869085,1035	
Total	7431977,3448	7431977,3448

3.5.3 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 3. 52 Neraca Panas Reaktor 2

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	12696566,3924	
Q _{out}		13125819,9352
Q _R	-3077,7086	
Q _P	432331,2513	
Total	13125819,9352	13125819,9352

3.5.4 Neraca Panas Separator (SP-01)

Tabel 3. 53 Neraca Panas Separator 1

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	1217744566,9483	
Q _{out} (gas)		1216926117,6743
Q _{out} (cair)		818449,2740
Total	1217744566,9483	1217744566,9483

3.5.5 Neraca Panas Separator (SP-02)

Tabel 3. 54 Neraca Panas Separator 2

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	10569893,4951	
Q _{out} (gas)		9243238,4216
Q _{out} (cair)		1326655,0735
Total	10569893,4951	10569893,4951

3.5.6 Neraca Panas Separator (SP-03)

Tabel 3. 55 Neraca Panas Separator 3

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	<i>kJ/jam</i>	<i>kJ/jam</i>
Q _{in}	349605,7616	
Q _{out} (gas)		159210,4038
Q _{out} (cair)		190395,3579
Total	349605,7616	349605,7616

3.5.7 Neraca Panas Separator (SP-04)

Tabel 3. 56 Neraca Panas Separator 4

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	<i>kJ/jam</i>	<i>kJ/jam</i>
Q _{in}	138257,1305	
Q _{out} (gas)		50354,3734
Q _{out} (cair)		87902,7571
Total	138257,1305	138257,1305

3.5.8 Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 57 Neraca Panas Condensor Parsial 1

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	<i>kJ/jam</i>	<i>kJ/jam</i>
Q _{in}	188421802,2916	
Q _{out}		192904676,8564
Q _{pendingin}	4482874,5648	
Total	192904676,8564	192904676,8564

3.5.9 Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-02)

Tabel 3. 58 Neraca Panas Condensor Parsial 2

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	410720,7824	
Q _{out}		434347,9309
Q _{pendingin}	23627,1486	
Total	434347,9309	434347,9309

3.5.10 Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-03)

Tabel 3. 59 Neraca Panas Condensor Parsial 3

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	80296,0479	
Q _{out}		1484491,3356
Q _{pendingin}	1404195,2877	
Total	1484491,3356	1484491,3356

3.5.11 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 60 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
ΔH umpan	1974420,0013	
ΔH distilat		602270,8957
ΔH condensor		-1198517,6041
ΔH bottom		1035235,1112
ΔH reboiler	-1535431,5986	
Total	438988,4027	438988,4027

3.5.12 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Tabel 3. 61 Neraca Panas *Condensor* Total

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	602270,8957	
Q _{out}		1915266,6129
Q _{pendingin}	1312995,7172	
Total	1915266,6129	1915266,6129

3.5.13 Neraca Panas *Reboiler* (RB-01)

Tabel 3. 62 Neraca Panas *Reboiler*

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	46800547,7389	
Q _{out}		68428569,7169
Q _{steam}	21628021,9780	
Total	68428569,7169	68428569,7169

3.5.14 Neraca Panas *Heater* (HE-01)

Tabel 3. 63 Neraca Panas *Heater* 1

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	2110668,9605	
Q _{out}		11848402,5316
Q _{steam}	9737733,5712	
Total	11848402,5316	11848402,5316

3.5.15 Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel 3. 64 Neraca Panas Heater 2

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	2277178,8263	0,0000
Q _{out}	0,0000	2159698,7781
Q _{steam}	117480,0481	0,0000
Total	2277178,8263	2277178,8263

3.5.16 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 3. 65 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	9051466,0629	
Q _{out}		1086147,9828
Q _{pendingin}	-7965318,0801	0,0000
Total	1086147,9828	1086147,9828

3.5.17 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel 3. 66 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	595240,5947	
Q _{out}		63595,7187
Q _{pendingin}	-531644,8760	
Total	63595,7187	63595,7187

3.5.18 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel 3. 67 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	5026535,6908	
Q _{out}		1886092,6939
Q _{pendingin}	-3140442,9970	
Total	1886092,6939	1886092,6939

3.5.19 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Tabel 3. 68 Neraca Panas Cooler 4

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	1541354,8139	0,0000
Q _{out}	0,0000	947890,7577
Q _{pendingin}	-593464,0562	0,0000
Total	947890,7577	947890,7577

3.5.20 Neraca Panas Total

Tabel 3. 69 Neraca Panas Total

Neraca Panas Total		
Alat	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/Jam)</i>
Vaporizer	57216,18	57216,18
Reaktor 1	6562892,24	6562892,24
Reaktor 2	12693488,68	12693488,68
Separator 1	1217744566,95	1217744566,95
Separator 2	10569893,50	10569893,50
Separator 3	349605,76	349605,76
Separator 4	138257,13	138257,13
<i>Condensor Parsial 1</i>	192904676,86	192904676,86
<i>Condensor Parsial 2</i>	434347,93	434347,93
<i>Condensor Parsial 3</i>	1484491,34	1484491,34

Tabel 3.69 Neraca Panas Total (Lanjutan)

Menara Distilasi	438988,40	438988,40
<i>Condensor</i>	1915266,61	1915266,61
<i>Reboiler</i>	68428569,72	68428569,72
<i>Heater 1</i>	11848402,53	11848402,53
<i>Heater 2</i>	2277178,83	2277178,83
<i>Cooler 1</i>	1086147,98	1086147,98
<i>Cooler 2</i>	63595,72	63595,72
<i>Cooler 3</i>	1886092,69	1886092,69
<i>Cooler 4</i>	947890,76	947890,76
Total	1531831569,81	1531831569,81

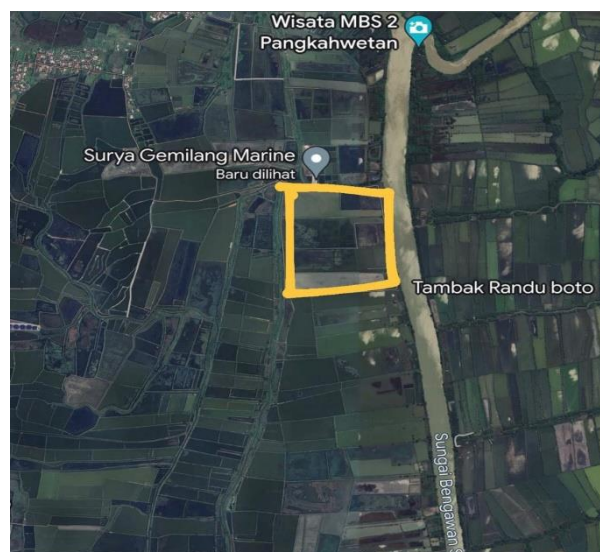
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Salah satu hal penting yang harus dipertimbangkan adalah memilih tempat untuk mendirikan pabrik dan menentukan lokasinya. Mulai dari produksi hingga distribusi dan pemasaran, hal ini sangat penting untuk kelangsungan ekonomi dan operasional pabrik. Dalam memilih lokasi pendirian pabrik, beberapa faktor yang dipertimbangkan termasuk ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, lingkungan sekitar, sarana pendukung, dan lainnya.

Pabrik 1,3-butadiena dengan kapasitas 28.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di area perkebunan, Tambak, Kec. Ujungpangkah, Kabupaten Gresik, Jawa Timur 61154. Lokasi pendirian pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.1. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut.



Gambar 4. 1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik 1,3-butadiena, bahan baku utamanya adalah etanol, pabrik ini akan didirikan di Kabupaten Gresik karena lokasinya dekat dengan sumber etanol. Bahan baku ini diperoleh dari PT. Energi Agro Nusantara di Mojokerto, Jawa Timur, yang dekat dengan Gresik. Jarak antara pabrik 1,3-butadiena dengan lokasi bahan baku sekitar 80 KM. Akses menuju lokasi persediaan bahan baku tersebut juga mudah untuk diakses melalui transportasi darat.

b. Pemasaran

Untuk lokasi pabrik 1,3-butadiena didirikan di lokasi yang berdekatan dengan konsumen yang membutuhkan produk 1,3-butadiena. Diharapkan lokasi pabrik akan dekat dengan sektor lain yang membutuhkan 1,3-butadiena sebagai bahan baku utama dan pendukung. Gresik dekat dengan kawasan industri besar di Pulau Jawa seperti Cilegon, Banten, Cikarang dan Cikampek, yang banyak membutuhkan 1,3-butadiena sebagai bahan baku. Sehingga pabrik 1,3-butadiena didirikan di lokasi yang strategis untuk pemasaran produk 1,3-butadiena yang dapat digunakan dalam berbagai industri, seperti plastik, farmasi, kosmetik, pelumas, karet sintetis, dan karet olahan.

c. Utilitas

Dalam proses produksi, sarana pendukung proses atau yang disebut sebagai utilitas merupakan salah satu hal yang penting. Sarana utilitas tersebut antara lain air, listrik, bahan bakar dan lain-lain. Untuk itu, lokasi pabrik yang dekat dengan ketersediaan sarana utilitas yang baik sangat menguntungkan. Pada pabrik ini, air dapat diperoleh dari Sungai Bengawan Solo. Kebutuhan listrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang memiliki pembangkit listrik dengan kapasitas ± 10.000 MW, apabila terjadi gangguan dapat memanfaatkan generator cadangan. Sementara, kebutuhan bakar dapat diperoleh dari PT Pertamina RU IV Cilacap.

d. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai juga merupakan faktor penting dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik karena diperlukan untuk penyediaan bahan baku, pengangkutan maupun pemasaran produk. Dari segi sarana transportasi, Kabupaten Gresik relatif strategis karena dilengkapi dengan sarana transportasi darat yang memadai yang menghubungkan berbagai kota besar di Pulau Jawa seperti Surakarta, Semarang dan Surabaya. Selain itu Gresik juga dekat dengan dua pelabuhanyaitu Pelabuhan Gresik yang berada di Kab. Gresik dan Pelabuhan Tanjung Perak di Surabaya sehingga memudahkan pendistribusian bahan baku maupun produk.

Penetapan lokasi kecamatan bungah, Gresik telah memenuhi kriteria lokasi yang memiliki infrastruktur:

1. Transportasi Darat

Jarak antara lokasi bahan baku (etanol) dengan lokasi pabrik 1,3-butadiena menggunakan transportasi darat adalah kurang lebih 18.9 km.

2. Transportasi Udara

Lokasi pendirian pabrik 1,3-butadiena dapat dijangkau dengan menggunakan transportasi udara melalui Bandara Jenderal Ahmad Yani International Airport, Semarang dengan jarak sejauh ± 372.2 km dari pabrik. Dapat juga melalui bandara Adisucipto International Airport dengan jarak sejauh ± 329.6 km.

3. Transportasi Laut

Jarak antara lokasi pendirian pabrik 1,3-butadiena berdekatan dengan Pelabuhan Umum Pelindo Gresik sejauh ± 17.8 km dan pelabuhan Tanjung Perak, Surabaya sejauh ± 30 km.

e. Tenaga Kerja

Pabrik di suatu daerah pasti akan menyediakan banyak lapangan pekerjaan bagi orang-orang di sekitarnya. Diharapkan dengan berdirinya pabrik 1,3-butadiena dapat memberikan pekerjaan bagi masyarakat sekitar. Namun, agar proses produksi dapat berjalan dengan baik, tenaga kerja yang terampil dan berkualitas merupakan faktor yang penting. Sehingga pabrik ini

membutuhkan karyawan dengan pendidikan kejuruan atau menengah serta sarjana maupun magister sesuai dengan kebutuhan.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

a. Perluasan Pabrik

Pabrik 1,3-butadiena yang akan didirikan harus mempertimbangkan untuk memperluas area mereka dalam beberapa tahun mendatang. Ini dilakukan untuk mengantisipasi peningkatan permintaan akan barang yang dibuat. Oleh karena itu, lokasi yang dipilih untuk mendirikan pabrik harus berada di area yang memiliki cukup lahan. Dalam hal ini, Kabupaten Gresik memenuhi kriteria tersebut karena memiliki ruang kosong yang luas di area sekitarnya yang merupakan perkebunan, persawahan dan berada di pinggiran kota.

b. Kebijakan Pemerintah

Kabupaten Gresik telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai wilayah industri yang terbuka kepada para investor. Hal ini memenuhi persyaratan kebijakan pengembangan industri. Pemerintah juga telah membantu pengembangan industri dengan memberikan perijinan, pajak, dan akses pembangunan lainnya.

c. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Masyarakat sekitar Gresik terbuka dengan perkembangan Kabupaten Gresik sebagai kota industri. Hal ini dikarenakan pendirian sebuah industri akan membuka lapangan pekerjaan yang

luas bagi masyarakat dan meningkatkan perekonomian masyarakat secara keseluruhan.

d. Keadaan Iklim dan tanah

Kabupaten Gresik merupakan wilayah dataran yang berbatasan dengan pantai. Sebagian besar wilayahnya merupakan dataran rendah dengan ketinggian 2-12 mdpl. Sebagian besar tanah di wilayah Kabupaten Gresik terdiri dari jenis tanah aluvial, grumosol, mediteran merah, dan litosol. Iklim Kabupaten Gresik diklasifikasikan sebagai tropis. Saat dibandingkan dengan musim dingin, musim panas memiliki lebih banyak curah hujan. Suhu di Kabupaten Gresik rata-rata 27.5 °C dengan curah hujan rata-rata 1.686 mm. (Badan Meteorologi, Klimatologi dan Geofisika (BMKG) Gresik). Keadaan iklim yang dipertimbangkan yaitu kelembaban udara, sinar matahari, angin dan lain-lain. Dengan mempertimbangkan keadaan iklim tersebut, maka daerah pendirian pabrik yang berada di Kabupaten Gresik telah memenuhi kondisi tersebut.

e. Sarana Pendukung

Kabupaten Gresik memiliki sarana dan fasilitas umum yang sangat memadai. Fasilitas- fasilitas yang dimaksud adalah seperti sarana kesehatan, pendidikan, rumah ibadah, perbankan, perumahan dan sebagainya. Sarana pendukung yang telah disebutkan tersebut

telah difasilitasi di Kabupaten Gresik yang merupakan daerah kawasan industri.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah pengaturan fasilitas-fasilitas produksi dalam sebuah pabrik agar proses dapat berlangsung lancar terutama aspek aliran material dari satu proses ke proses berikutnya (Wignjosoebroto, 1991).

Tata letak pabrik meliputi tempat perkantoran/administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa agar secara ekonomi kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien dan optimal, misalnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Selain itu, faktor keamanan juga menjadi hal yang sangat penting. Penempatan alat- alat produksi harus ditata sedemikian rupa agar keamanan dan kenyamanan karyawan selama bekerja dapat terjamin.

Perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki keuntungan yaitu (Peters and Timmerhaus, 2004):

- a. Mengurangi biaya produksi.
- b. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
- c. Meningkatkan keselamatan kerja.
- d. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga dapat mengurangi material handling.

- e. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan. Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut.

4.2.1 Perkantoran/ Administrasi

Administrasi perkantoran ialah kegiatan yang berhubungan langsung dengan sistem administrasi dalam ruang lingkup di perkantoran. Sistem manajemen dalam sebuah ruang lingkup di perkantoran ini salah satu bagian dari manajemen yang memberikan informasi sesuai dengan bidang administrasi yang dibutuhkan guna menunjang bekerjanya suatu kegiatan dengan efektif. Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik, serta untuk urusan dengan pihak luar maupun pihak dalam pabrik itu sendiri. Daerah ini biasanya berada di bagian depan area pabrik.

4.2.2 Produksi

Daerah produksi merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Daerah ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat-alat proses dan ruang pengendalian (*control room*). Daerah ini berada di tempat yang terpisah dengan daerah lainnya untuk tujuan keamanan.

4.2.3 Instalasi dan Utilitas

Daerah instalasi dan utilitas merupakan tempat yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan penunjang proses, seperti kebutuhan air, *steam* pemanas, air pendingin, listrik dan bahan bakar.

4.2.4 Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan pusat fasilitas umum yang dapat digunakan oleh karyawan meliputi perumahan/mess, poliklinik, tempat ibadah, kantin, taman dan sebagainya.

4.2.5 Keamanan

Daerah keamanan merupakan tempat untuk menyimpan alat-alat keamanan dalam rangka mengantisipasi dan meminimalisir dampak yang ditimbulkan apabila terjadi ledakan, asap, kebakaran, kebocoran gas beracun dan hal lainnya. Oleh karena itu, perlu disediakan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan dapat memicu kebakaran

4.2.6 Pengolahan Limbah

Pendirian suatu pabrik juga harus memperhatikan aspek kelestarian lingkungan. Untuk itu perlu adanya daerah khusus yang digunakan sebagai tempat pengolahan limbah agar tidak merusak lingkungan sekitar. Limbah produksi akan mengalami pengolahan dan pengujian lebih lanjut untuk memastikan batas komponen berbahaya yang terkandung sehingga aman jika dibuang ke lingkungan.

4.2.7 Perluasan

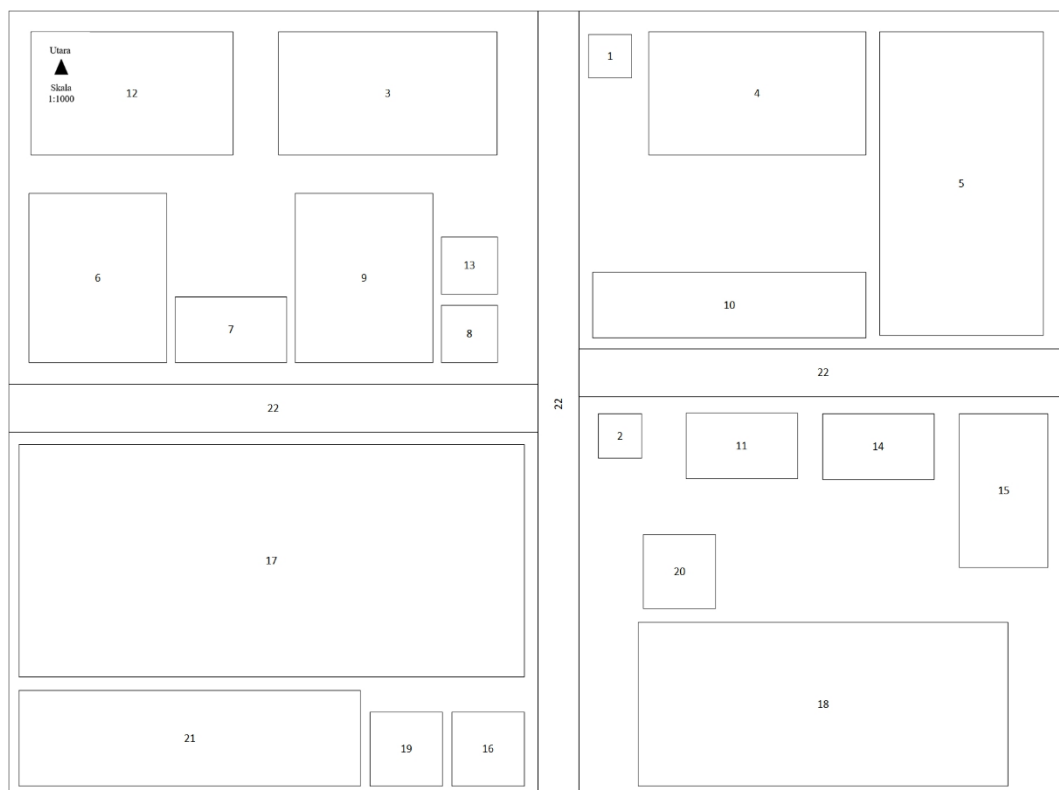
Dalam rangka mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi yang disebabkan oleh permintaan produk yang meningkat, perlu dipertimbangkan. Pembangunan pabrik 1,3-butadiena direncanakan akan menggunakan area tanah seluas 17.593 m² dan area bangunan seluas 13.193 m². Adapun rinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4. 1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos keamanan 1	3	3	9
2	Pos Keamanan 2	3	3	9
3	Kantor utama/administrasi	40	20	800
4	Parkir karyawan	40	20	800
5	Parkir Truk	40	50	2000
6	Kantin	30	20	600
7	Masjid	10	15	150
8	Poliklinik	10	10	100
9	Taman 1	30	20	600
10	Fasilitas Olahraga	50	10	500
11	Laboratorium	10	15	150
12	Gedung serbaguna	30	20	600
13	Kantor teknik dan produksi	10	10	100
14	Unit pemadam kebakaran	10	15	150
15	Bengkel	10	20	200
16	Unit pengolahan limbah	15	15	225
17	Area proses	80	50	4000
18	Area utilitas	30	70	2100
19	Ruang kendali proses	15	15	225

Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan (Lanjutan)

20	Ruang kendali utilitas	15	15	225
21	Area perluasan	60	20	1200
22	Jalan	80	40	3200
Luas tanah				17.593
Luas bangunan				13.543
Sisa tanah				31.136

**Gambar 4.2** Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat

meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi.

b. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan kelancarannya. Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

c. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat untuk memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan. Selain itu, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadamkebakaran dapat dengan mudah menjangkau alat tersebut.

e. Jarak antar Alat Proses

Dalam mengatur tata letak alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara cermat, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat- alat yang lain.

f. Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang tepat dan optimum diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengedepankan aspek keamanan dan keselamatan.

g. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan (Vibrant, 1959).

Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu:

1. Tata Letak Produk atau Garis (*Products Layout/ Line Layout*)

Tata Letak Produk atau Garis yaitu susunan mesin atau peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses kontinyu. Pabrik 1,3-butadiena yang akan didirikan ini dalam penyusunan tata letak alat prosesnya menggunakan Tata Letak Produk atau Garis (*Products Layout/ Line Layout*).

2. Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process/ Fungsional Layout*)

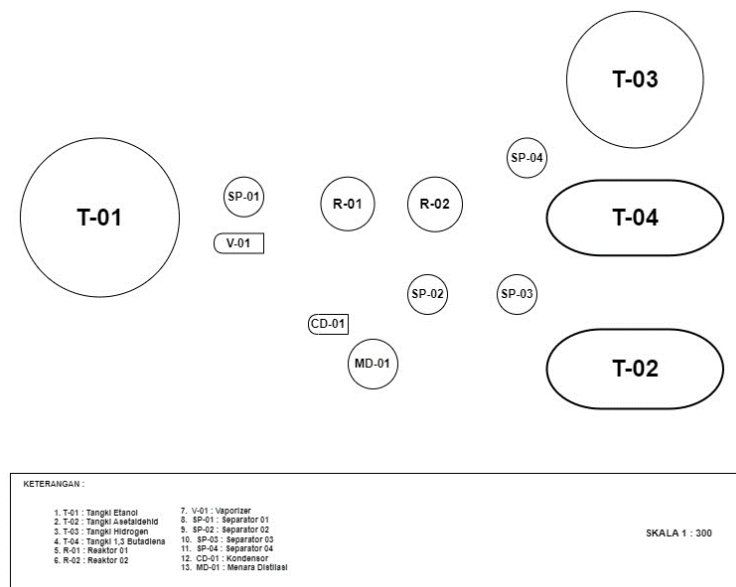
Tata Letak Proses atau Fungsional yaitu penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan fungsi yang samapada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

3. Tata Letak Kelompok (*Group Layout*)

Tata Letak Kelompok yaitu kombinasi dari Line Layout dan Process Layout. Biasanya dipakai oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

h. Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan. Tata letak alat-alat proses (*machines layout*) dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses (*Machines Layout*)

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik 1,3-butadiena ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas

merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut.

a. Pendapatan Modal.

Dalam perseroan terbatas, modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

b. Wewenang dan Tanggungjawab Pemegang Saham Terbatas Dalam perseroan terbatas.

Wewenang dan Tanggungjawab Pemegang Saham adalah pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah modal yang disebutkan dalam tiap- tiap saham tanpa ikut andil dalam mengelola perusahaan. Hal ini membuat kelancaran produksi relatif

lebih stabil karena pengelolaan perusahaan hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

c. Pemilik dan Pengurus Perusahaan.

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

d. Kelangsungan Hidup Perusahaan.

Jika terjadi pergantian pemegang saham dari jabatannya, tidak akan berpengaruh terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja didalamnya. Hal ini dikarenakan para pemilik saham tidak ikut andil secara langsung dalam mengelola perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang jelas dan sistematis di dalam suatu perusahaan merupakan salah satu faktor yang berpengaruh terhadap kelangsungan dan kemajuan perusahaan karena berhubungan langsung dengan komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan sehingga kegiatan operasional perusahaan dapat berjalan dengan baik. Setiap perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda-beda, tergantung pada kebutuhannya masing-masing.

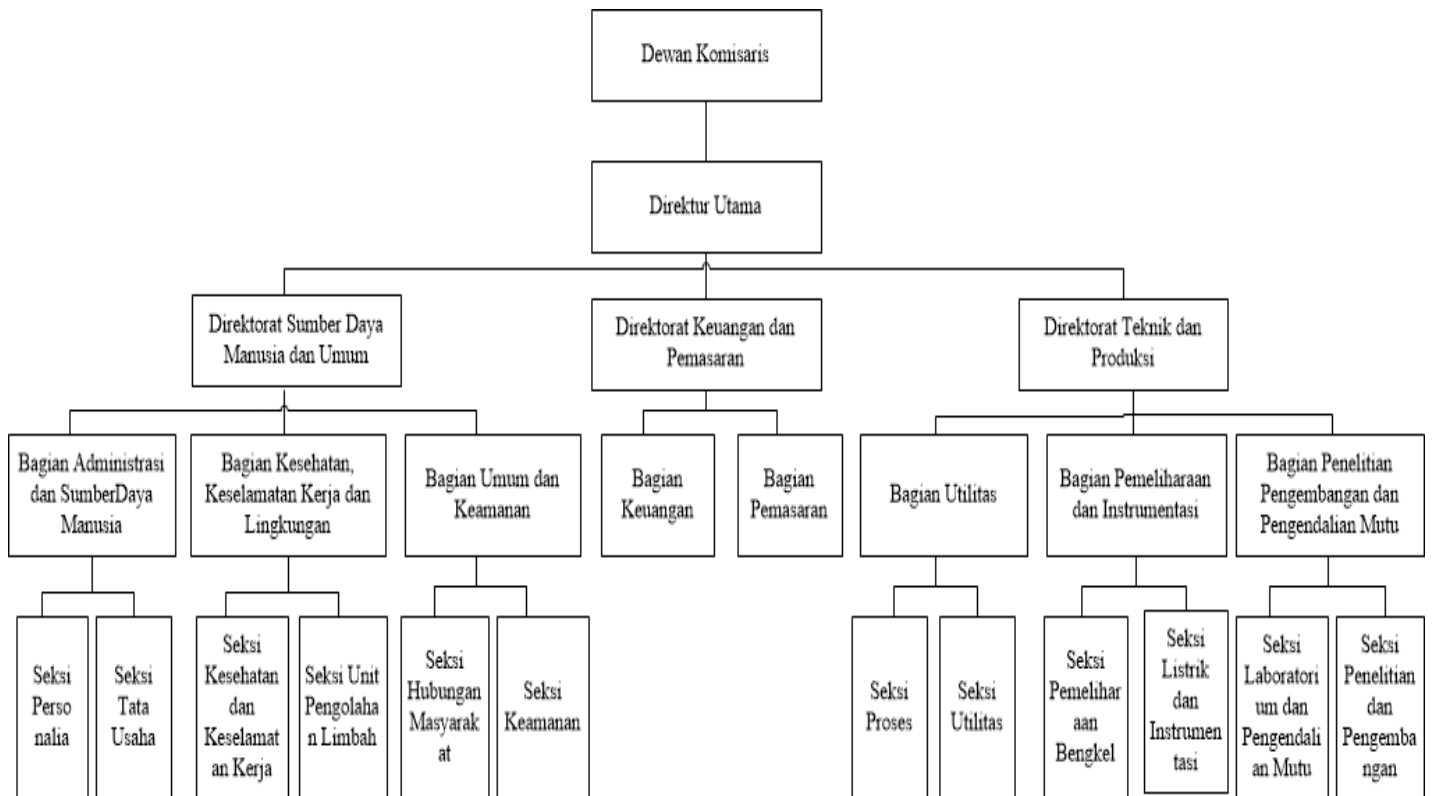
Pada pabrik 1,3-butadiena ini struktur organisasi yang dipilih adalah dengan sistem *line and staff*. Kelebihan sistem ini adalah garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam hal pembagian tugas kerja, seperti yang terdapat dalam sistem organisasi

fungsional, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Dalam menjalankan organisasi, terdapat dua kelompok yang berpengaruh pada sistem ini, yaitu:

- a. Sebagai garis atau line merupakan orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
- b. Sebagai *staff* merupakan orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, berfungsi memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dalam menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang merupakan pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sementara dalam hal tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utamayang dibantu oleh beberapa Direktur di bawahnya. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum.

Pemegang Saham (RUPS) yang merupakan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Struktur organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.

2. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
3. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggung jawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

1. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
2. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.

3. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen sertakaryawan.
4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
5. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, antara lain:

1. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

3. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

d. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktorat yang menaunginya. Bagian-bagian tersebut terdiri dari:

1. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

2. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan.

Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.

3. Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.

4. Bagian Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

6. Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

7. Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

8. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

e. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap

seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

1. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber dayamanusia.

2. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis di bidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan.

3. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

5. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

6. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

7. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

8. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

9. Seksi Pemeliharaan dan bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

10. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

11. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

12. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

f. Staf Ahli

Staf Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, keuangan dan pemasaran maupun sumber daya manusia dan umum. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kinerja.

4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan

a. Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

b. Penggolongan Jabatan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggung jawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari beragam jenjang pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah Menengah Atas (SMA) hingga Magister (S-2). Rincian penggolongan jabatan beserta jenjang pendidikannya dapat dilihat pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4. 2 Daftar Jabatan Perusahaan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S2
Direktur Utama	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Karyawan dan Operator	D3/S1
Dokter	S1
Perawat	D3/S1
Supir	SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMA

c. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan. Rincian jumlah karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Diretur utama	1
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur Teknik dan Poduksi	1
5	Ka. Bagian Administras dan Sumber Daya Manusia	1
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan kerja dan Lingkungan	1
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1
8	Ka. Bagian Keuangan	1
9	Ka. Bagian Pemasaran	1
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1
11	Ka. Bagian Pemeliharaan listrik dam Instrumentasi	1
12	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1
13	Ka, Sek. Personalia	1
14	Ka, Sek. Tata Usaha	1
15	Ka, Sek. Kesehatan, Keselamatan Kerja	1

Tabel 4.3 Jumlah Karyawan (Lanjutan)

16	Ka, Sek. Unit Pengolahan Limbah	1
17	Ka, Sek. Hubungan Masyarakat	1
18	Ka, Sek. Keamanan	1
19	Ka, Sek. Proses	1
20	Ka, Sek. Utilitas	1
21	Ka, Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
22	Ka, Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
23	Ka, Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
24	Ka, Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
25	Karyawan Personalia	5
26	Karyawan Tata Usaha	5
27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5
28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5
29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4
30	Karyawan Keamanan	10
31	Karyawan Proses	7
32	Karyawan Utilitas	4
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5
37	Operator	57
38	Sekretaris	3
39	Dokter	4
40	Perawat	6
41	Sopir	5
42	<i>Cleaning Service</i>	8
Total		172

4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik 1,3-butadiena ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang tidak termasuk hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan (*maintenance*) dan *shut down*. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksiserta kegiatan administrasi dan

pemasaran, maka pembagian jam kerja harus diatur seefektif dan seefisien mungkin. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan pada perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan *non-shift* meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi serta jabatan-jabatan di bawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari selama seminggu, berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin-Kamis : 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00) WIB

Jumat : 08.00-16.00 (istirahat 11.30-13.00) WIB

2. Karyawan Shift

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang menangani secara langsung proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik. Karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian dalam sehari semalam, dengan pembagian *shift* sebagai berikut:

Shift 1 : pukul 07.00-15.00

Shift 2 : pukul 15.00-23.00

Shift 3 : pukul 23.00-07.00

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan *shift* tidak libur. Namun, setiap karyawan mendapatkan jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Jadwal *shift* karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Jadwal *Shift* Karyawan

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

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

1. Gaji Bulanan

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

2. Gaji Harian

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

3. Gaji Lembur

Merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.5 berikut.

Tabel 4. 5 Rincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji(Rp) (Orang/bulan)	Gaji (Rp)/Bulan	Gaji (Rp)/Tahun
1	Diretur utama	1	40000000	40000000	480000000
2	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	30000000	30000000	360000000
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	30000000	30000000	360000000
4	Direktur Teknik dan Poduksi	1	30000000	30000000	360000000
5	Ka. Bagian Administras dan Sumber Daya Manusia	1	15000000	15000000	180000000
6	Ka. Bagian Kesehatan, Keselamatan kerja dan Lingkungan	1	15000000	15000000	180000000
7	Ka. Bagian Umum dan Keamanan	1	15000000	15000000	180000000
8	Ka. Bagian Keuangan	1	15000000	15000000	180000000
9	Ka. Bagian Pemasaran	1	15000000	15000000	180000000
10	Ka. Bagian Proses dan Utilitas	1	15000000	15000000	180000000

Tabel 4.5 Rincian Gaji Karyawan (Lanjutan)

11	Ka. Bagian Pemeliharaan listrik dan Instrumentasi	1	15000000	15000000	180000000
12	Ka. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	15000000	15000000	180000000
13	Ka, Sek. Personalia	1	10000000	10000000	120000000
14	Ka, Sek. Tata Usaha	1	10000000	10000000	120000000
15	Ka, Sek. Kesehatan, Keselamatan Kerja	1	10000000	10000000	120000000
16	Ka, Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	10000000	10000000	120000000
17	Ka, Sek. Hubungan Masyarakat	1	10000000	10000000	120000000
18	Ka, Sek. Keamanan	1	10000000	10000000	120000000
19	Ka, Sek. Proses	1	10000000	10000000	120000000
20	Ka, Sek. Utilitas	1	10000000	10000000	120000000
21	Ka, Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	10000000	10000000	120000000
22	Ka, Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	10000000	10000000	120000000
23	Ka, Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	10000000	10000000	120000000
24	Ka, Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	10000000	10000000	120000000
25	Karyawan Personalia	5	4000000	20000000	240000000
26	Karyawan Tata Usaha	5	4000000	20000000	240000000
27	Karyawan Kesehatan, Keselamatan Kerja	5	6000000	30000000	360000000
28	Karyawan Unit Pengolahan Limbah	5	6000000	30000000	360000000
29	Karyawan Hubungan Masyarakat	4	4000000	16000000	192000000
30	Karyawan Keamanan	10	4500000	45000000	540000000
31	Karyawan Proses	7	6500000	45500000	546000000
32	Karyawan Utilitas	4	6500000	26000000	312000000
33	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	6000000	30000000	360000000
34	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5	6000000	30000000	360000000
35	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	6000000	30000000	360000000
36	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	6000000	30000000	360000000
37	Operator	60	6000000	360000000	4320000000
38	Sekretaris	3	5000000	15000000	180000000
39	Dokter	4	10000000	40000000	480000000
40	Perawat	6	5000000	30000000	360000000
41	Sopir	5	4500000	22500000	270000000
42	<i>Cleaning Service</i>	8	4500000	36000000	432000000
	Total	175	470500000	1226000000	14712000000

Upah Minimum Regional atau UMR Gresik 2023 mengalami kenaikan dibandingkan pada tahun 2022. Terbaru, gaji UMR Gresik 2023 (UMK Gresik) ditetapkan sebesar Rp 4.522.030 per bulannya. (3 Feb 2023)

Demi kesejahteraan para pekerja, penentuan gaji mengikuti UMR daerah Gresik dalam penentuan gajinya, gaji yang diberikan sesuai dengan minimal UMR daerah.

UMR daerah sebesar Rp 4.522.030,00 dan gaji paling kecil diterima sebesar Rp 4.500.000,00. Maka, diperoleh total gaji per bulan sebesar Rp1.226.000.000,00 dan diperoleh total gaji per tahun sebesar Rp14.712.000.000,00.

4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain:

a. Tunjangan

Tunjangan karyawan terdiri dari:

1. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.

3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
4. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.

b. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.
2. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan

sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi:

1. Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

2. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

3. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

4. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk perusahaan.

5. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa shuttle bus. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

6. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK).

BAB V

UTILITAS

Dalam menjalankan proses produksi di suatu pabrik, fasilitas penunjang sangat diperlukan. Utilitas menjadi sarana penunjang yang sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi pada pabrik agar berjalan sesuai dengan harapan. Unit utilitas didalam sebuah pabrik terdiri atas berbagai komponen yang mendukung berbagai kebutuhan operasional. Unit utilitas terdiri dari :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- b. Unit Pembangkit *Steam*
- c. Unit Pembangkit Listrik
- d. Unit Penyedia Udara Tekan
- e. Unit Penyedia Bahan Bakar
- f. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyedia Air

Air adalah salah satu komponen penting baik sebagai bahan baku maupun penunjang yang sangat esensial dalam proses produksi. Unit pengadaan dan pengolahan air berperan sebagai penyedia kebutuhan air yang digunakan untuk semua aktivitas di dalam pabrik. Unit ini tidak hanya berperan sebagai penyedia air, tetapi juga melakukan pengolahan air untuk berbagai keperluan seperti proses produksi, pendinginan,

sanitasi dan pemadam kebakaran sehingga air tersebut siap untuk digunakan. Di dalam industri untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau hingga air laut. Dalam perancangan pabrik 1,3-butadiena sumber air yang digunakan merupakan sumber air yang berasal dari sungai Kalibalok Garuntang. Pertimbangan menggunakan sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air yaitu:

- a. Air yang berasal dari sungai memiliki proses pengolahan yang lebih mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya lebih terjangkau.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air dapat tercukupi.
- c. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.

Air yang dihasilkan oleh unit utilitas ini dimanfaatkan untuk :

- a. Air Proses

Air proses digunakan secara langsung dalam proses pembuatan produk. Kriteria untuk menggunakan air secara langsung adalah air harus dalam kondisi yang cukup murni, bebas dari segala pengotor, mineral dan oksigen.

- b. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Air yang digunakan untuk

boiler harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan *boiler* menurut Perry's edisi 6 halaman 976 ditunjukkan dalam Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Syarat Air Umpan *Boiler*

Parameter	Total (rpm)
Total Padatan (<i>Total Dissolved Solid</i>)	3500
Alkinitas	700
Padatan Terlarut	300
Silika	60-100
Besi	0,1
Tembaga	0,5
Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu Fosfat	140

Adapun hal yang harus diperhatikan untuk mencegah *scalling*, *fouling*, dan *foaming* diantaranya adalah :

1. Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan oleh air yang mengandung larutan asam dan gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
2. Pembentukan kerak yang terjadi akibat kesadahan air dan suhu tinggi, umumnya berupa endapan garam karbonat dan silika.
3. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *foaming* pada boiler dikarenakan adanya zat organik yang tidak dapat larut dalam jumlah besar. Efek *foaming* terutama terjadi pada alkinitas yang tinggi.

c. Air Pendingin

Air pendingin dihasilkan oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger*) dari alat yang membutuhkan pendinginan. Air pendingin pada umumnya air yang digunakan sebagai media pendingin karena:

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume.
4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
5. Tidak terdekomposisi

d. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi seperti kebutuhan di perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid dan lainnya. Kualitas air sanitasi harus sesuai dengan standar tertentu, termasuk:

1. Syarat Fisik
 - a) Suhu di bawah suhu udara
 - b) Berwarna jernih
 - c) Tidak berasa

d) Tidak berbau

2. Syarat Kimia

a) pH netral (6,5 – 7,5).

b) Tidak mengandung zat organik dan non anorganik yang terlarut dalam air.

c) Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb).

3. Syarat Bakteriologis

a) Tidak mengandung bakteri terutama bakteri pathogen.

b) Tidak mengandung mikroba penghasil toksin (nafiatud, 2008).

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik 1,3-butadiena sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang berlokasi relative dekat dengan lokasi pabrik. Air sungai yang digunakan dalam lingkungan pabrik harus meleakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar kualitas air yang diinginkan. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai meliputi :

a. Penyaringan Awal

Sebelum melakukan proses pengolahan, air yang berasal dari sungai harus melalui penyaringan awal untuk memisahkan air dengan kotoran yang berukuran besar seperti sampah, ranting, daun dan benda lainnya yang terbawa oleh air. Setelah dilakukan proses

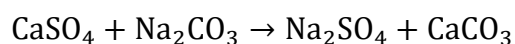
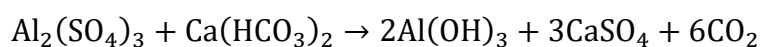
penyaringan awal air dialirkan menggunakan pompa PU- menuju bank pengendapan.

b. Bak Pengendapan

Setelah mengalami tahap penyaringan awal, air akan melalui proses sedimentasi. Sedimentasi adalah proses pemisahan partikel kotoran dengan menggunakan gaya gravitasi. Pada proses ini, partikel-partikel kecil yang tidak bisa berhasil tersaring pada tahap penyaringan sebelumnya, seperti lumpur dan pasir akan mengendap pada bagian bawah bak dikarenakan adanya gaya gravitasi.

c. Bak Pencampuran Cepat

Bak pencampuran cepat bertujuan untuk membentuk gumpalan dari koloid yang masih terdispersi dalam larutan dan tidak mengendap di bak pengendapan, dengan menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan seperti tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampuran cepat adalah :



d. *Clarifier*

Air hasil dari proses bak pencampuran cepat akan mengalir menuju *clarifier* untuk melakukan pemisahan gumpalan dengan cara sedimentasi. Air yang telah dialirkan menuju *clarifier* dengan aliran

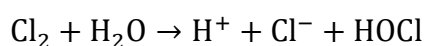
yang telah diatur akan diaduk menggunakan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* akan melalui *overflow* dibagian tepi, sedangkan endapan yang terbentuk akan mengendap secara alami dikarenakan pengaruh gravitasi. Endapan ini akan hilang secara berkala dengan proses *blowdown* sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

e. Bak Penyaringan

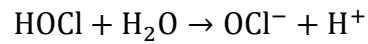
Setelah melalui tahap *clarifier*, air yang dihasilkan akan mengalir ke bak penyaringan yang bertujuan untuk menyaring partikel halus yang masih tersisa dalam air dan belum mengendap. Penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terbuat dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Air Bersih

Air yang telah melewati bak penyaringan selanjutnya dialirkan menuju bak air bersih dengan menggunakan pompa PU- . Pada bak air bersih dilakukan penambahan klorin (Cl_2) sebagai oksidator dan disinfektan. Klorin berperan sebagai oksidator untuk menghilangkan bau dan rasa pada proses pengolahan air bersih. Sementara itu, sebagai disinfektan klorin digunakan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang, dan mikroba lainnya yang terdapat didalam air sehingga air tersebut aman untuk dikonsumsi. Dalam proses ini, klorin yang terlarut dalam air akan menghasilkan asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut :



Kemudian, asam hipoklorit mengalami dekomposisi sesuai dengan reaksi berikut :



g. Tangki Deklorinasi

Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Penambahan klorin dalam bentuk gas dapat menurunkan pH air dan menyebabkan pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat membahayakan Kesehatan. Setelah klorin dihilangkan, air dapat didistribusikan sebagai air untuk pabrik dan lingkungan sekitarnya.

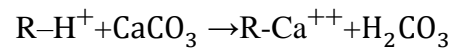
h. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan salah satu metode dalam pengolahan air yang bertujuan untuk menghilangkan mineral dari air. Proses demineralisasi khususnya digunakan pada proses pertukaran ion dan eliminasi kontaminan mineral ion hingga mencapai tingkat yang sangat rendah mendekati nol. Proses ini melibatkan penggunaan resin pada penukaran kation (*cation exchanger*) dan penukaran anion (*anion exchanger*).

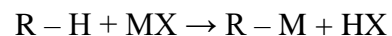
i. Tangki *Cation Exchanger*

Air yang berasal dari bak air bersih berperan sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju tangki *cation exchanger*. Air yang dialirkan menuju tangki *cation exchanger* berisi resin yang bermuatan positif sehingga ion positif di dalam air akan

tertukar dengan ion positif pada resin. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Dalam periode tertentu, kation resin akan mencapai titik jenuh sehingga memerlukan proses regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan menggunakan *Dowex* dikarenakan resin *Dowex* dapat meningkatkan efisiensi proses regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan jumlah regenerant. Proses regenerasi *Dowex* melibatkan penggunaan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Dengan :

R : Resin *Dowex*

R - H : Resin *Dowex* mengikat kation

MX : Mineral yang terkandung dalam air

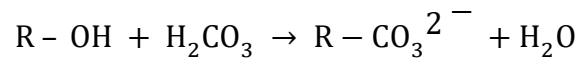
R - M : Resin dalam kondisi mengikat kation

HX : Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation

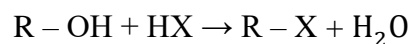
j. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang telah melewati tangki *kation exchanger* selanjutnya dialirkan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki *anion exchanger* berperan untuk menangkap ion negative (anion) yang terlarut dalam

air menggunakan resin yang bersifat basa. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut :



Dalam periode tertentu, kation resin akan mencapai titik jenuh sehingga memerlukan proses regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan menggunakan *Dowex* dikarenakan resin *Dowex* dapat meningkatkan efisiensi proses regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan jumlah regenerant. Proses regenerasi *Dowex* melibatkan penggunaan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Dengan :

R : Resin *Dowex*

R - OH : Resin *Dowex* mengikat anion

R - X : Resin dalam kondisi mengikat anion

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik kebutuhan air terbagi menjadi beberapa kategori seperti air sebagai media pendingin, air sebagai media *steam*, air untuk kantor dan air untuk lingkungan.

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5. 2 Air Sebagai Media Pendingin

Kode	Keterangan Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
CD-01	Media Pendingin	477,680538
CDP-01	Media Pendingin	604,608408
CDP-02	Media Pendingin	3,186610
CDP-03	Media Pendingin	189,384794
CL-02	Media Pendingin	224,4742763
CL-03	Media Pendingin	1325,976607
CL-04	Media Pendingin	250,5759399
Total		3075,89

Kebutuhan air pendingin pada perancangan dibuat *over design* sebesar 20%. Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pendingin} &= 1,2 \times 3075,89 \text{ kg/jam} \\ &= 3691,06 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air *Steam***Tabel 5. 3** Air Sebagai Media Pemanas

Kode	Keterangan Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
V-01	Media Pemanas	21,13762909
HE-02	Media Pemanas	49,60312791
RB-01	Media Pemanas	7914,901349
Total		7985,64

Kebutuhan air pemanas pada perancangan dibuat *over design* sebesar 20%. Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 1,2 \times 7985,64 \text{ kg/jam} \\ &= 9582,77 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestic meliputi :

1. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar *World Health Organization* (WHO) kebutuhan air setiap orang adalah 100 liter/hari. Sehingga kebutuhan air setiap orang adalah :

Kebutuhan air/orang = 100 liter/hari
= 4,167 kg/jam

Jumlah karyawan = 175 orang

Kebutuhan air semua karyawan = 729,167 kg/jam

2. Kebutuhan air untuk *mess*

Jumlah *mess* = 5 *mess*

Jumlah penghuni tiap *mess* = 40 orang

Kebutuhan air/ orang = 100 liter/hari
= 20.000 liter/hari

Jumlah air untuk *mess* = 833,333 kg/jam

Kebutuhan total air domestic = 1.008,5 kg/jam

d. Kebutuhan air *service water*

Kebutuhan air untuk pemakaian umum, meliputi :

Poliklinik = 62,5 kg/jam

Laboratorium = 75 kg/jam

Pemadam kebakaran = 15 kg/jam

Kantin, mushola dan taman = 5 kg/jam

Total kebutuhan *service water* = 157,5 kg/jam

Tabel 5. 4 Total Kebutuhan Air

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Cooling Water</i>	3691,06
2	<i>Steam Water</i>	9582,77
3	<i>Domestic Water</i>	886,666667
4	<i>Service Water</i>	157,5
Total		14160,502

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Air dari tangki umpan *boiler* diumpankan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 8306,017 kg/jam. *Steam* yang berasal dari *boiler* digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam tangki kondensat dan diumpankan kembali ke tangki umpan *boiler*.

5.3 Unit Pengadaan *Dowtherm A*

Dowtherm A digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses yang digunakan (Reaktor 1, Reaktor 2 dan *Cooler* 1). Kondisi operasi proses dilakukan dalam fase gas serta beroperasi pada suhu 325 °C dan pada tekanan 1,2 atm. Jika menggunakan air sebagai pendingin akan banyak air yang akan teruapkan dan konsumsi air juga akan banyak karena kondisi operasi mendekati titik didih air. Maka, dicari bahan pendingin yang sifat fisik dan kimianya lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu tinggi dan

tekanan tinggi. Oleh karena itu dipilih dowtherm A sebagai pendingin yang terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter.). Senyawa ini memiliki tekanan uap yang sama , sehingga campuran dapat ditangani seolah-olah itu senyawatunggal.

Dowtherm A adalah cairan yang dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60 °F sampai 750 °F (15 – 400) °C dan kisaran tekanan adalah 1 atm – 152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *noncorrosive* untuk logam biasa dan paduan.

(msdssearch.dow.com)

Tabel 5. 5 Kebutuhan *Dowtherm A*

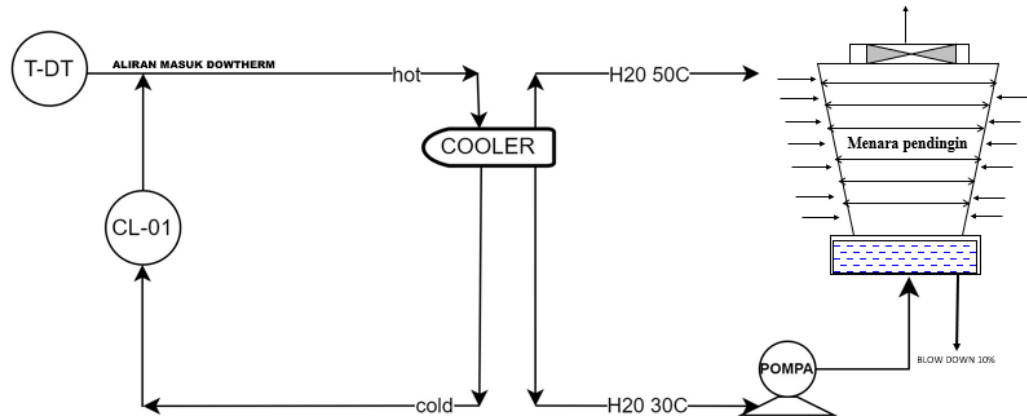
No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	<i>Cooler</i>	CL-01	3363,164195
TOTAL			3363,164195

Karena pendingin yang akan diproses di *cooling water* adalah *dowtherm*, dikhawatirkan akan ada *dowtherm* yang menguap dan terbang ke atmosfer. Olehkarena itu, pengadaan *dowtherm* sebagai *cooling water* dilebihkan 10% lebih banyak dari jumlah kebutuhannya.

Jumlah Kebutuhan = 3363,164195 kg/jam

Pengadaan = 3699,481 kg/jam

Berikut adalah diagram alir proses pengadaan *dowtherm* A pada proses :



Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Pendinginan *Dowtherm* A

Tabel 5. 6 Kebutuhan *Dowtherm* A

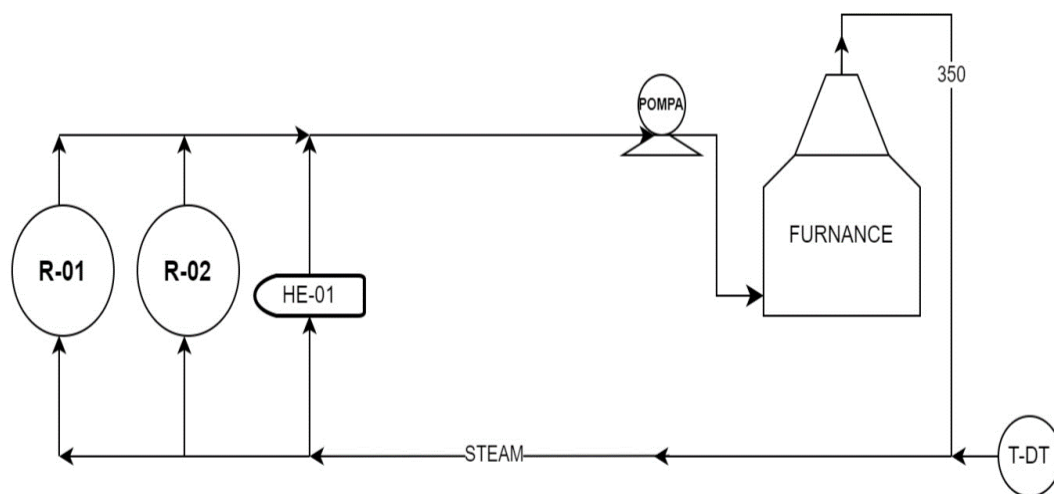
No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Reaktor	R-01	4,035461704
2	Reaktor	R-02	2,007463022
3	<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	6872,077326
TOTAL			6878,120251

Karena pemanas yang akan diproses di *furnace* adalah *dowtherm*, dikhawatirkan akan ada *dowtherm* yang menguap dan terbang ke atmosfer. Oleh karena itu, pengadaan *dowtherm* sebagai *furnance* dilebihkan 10% lebih banyak dari jumlah kebutuhannya.

Jumlah Kebutuhan = 6878,120251 kg/jam

Pengadaan = 7565,932276 kg/jam

Berikut adalah diagram alir proses pengadaan *dowtherm* A pada proses :



Gambar 5. 2 Diagram Alir Pengolahan Pemanas *Dowtherm A*

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik 1,3-butadiena dipenuhi oleh PLN, selain itu cadangan listrik dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak konsisten. Sebaliknya, jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap terjaga, akan tetapi biaya bahan bakar dan pemeliharannya perlu diperhatikan. Energi listrik diperlukan pada pabrik 1,3-butadiena meliputi :

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik Alat Proses

No.	Alat	Watt	Kw
1	Pompa (P-01)	3575,72	3,58
2	Pompa (P-02)	3625,9	3,63
3	Pompa (P-03)	3376,8	3,38
4	Pompa (P-04)	1296,1	1,30
5	Pompa (P-05)	2891,13	2,89
6	Pompa (P-06)	1439,78	1,44
8	Vaporizer	48470,500	48,47
9	Reaktor 1	111855,00	111,86
10	Reaktor 2	111855,00	111,86
11	Blower (BL-01)	2742,31	2,74
12	Blower (BL-02)	1828,20	1,83
13	Blower (BL-03)	5484,61	5,48
14	Blower (BL-04)	8226,92	8,23
15	Blower (BL-05)	274,23	0,27
Total		306942,173	306,94

Tabel 5. 8 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

No.	Alat	Watt	Kw
1	Pompa (PU-01)	265,72	0,27
2	Pompa (PU-02)	247,03	0,25
3	Pompa (PU-03)	230,06	0,23
4	Pompa (PU-04)	228,17	0,23
5	Pompa (PU-05)	212,89	0,21
6	Pompa (PU-06)	479,63	0,48
7	Pompa (PU-07)	806,70	0,81
8	Pompa (PU-08)	704,27	0,70
9	Pompa (PU-09)	823,11	0,83
10	Pompa (PU-10)	842,08	0,84
11	Kompresor	1193,12	1,19
12	Tangki NaOH	14914,00	14,91
13	Tangki NaCl	44742,00	44,74
14	Cooling Tower	372,85	0,37
15	Klarifier	1864,25	1,86
16	Bak pencampuran cepat	372,85	0,37
17	Furnance	35693,3	35,693
Total		103992,02	103,99

Kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat control, kantor, dan penerangan adalah sebagai berikut :

a. Untuk alat control diperkirakan 25% dari kebutuhan listrik

(sebagai penggerak motor) = 93,3939 kW

b. Untuk penerangan diperkirakan 15% dari kebutuhan listrik

(sebagai penggerak motor) = 56,034 kW

c. Untuk peralatan kantor diperkirakan 15% dari kebutuhan listrik

(sebagai penggerak motor) = 56,034 kW

d. Untuk peralatan lainnya sebesar 15% dari kebutuhan listrik

(sebagai penggerak motor) = 56,034 kW

e. Kebutuhan listrik perumahan

Setiap rumah membutuhkan listrik = 1000 watt

Jumlah rumah = 15

Kebutuhan listrik perumahan = 15000 watt

= 15 Kw

Tabel 5. 9 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Power Plant dan Utilitas	410,9333
2	Alat Kontrol	93,3939
3	Penerangan	56,0364
4	Peralatan Kantor	56,0364
5	Bengkel, Laboratorium	56,0364
6	Perumahan	15
Total		687,44

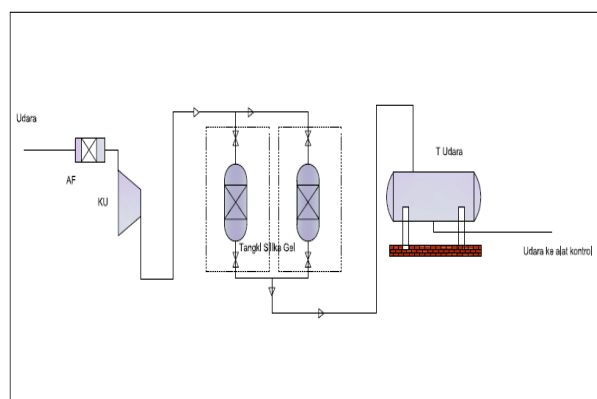
Kebutuhan listrik di pabrik 1,3-butadiena ini ini dipenuhi oleh PLN sebesar 687,44 Kw, selain itu listrik cadangan dapat dihasilkan dari generator

pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Energi listrik yang dihasilkan generator berasal dari putaran poros engkol yang digerakkan oleh panas yang dihasilkan dari bahan bakar solar. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu :

Jenis = Silinder tegak
 Jumlah solar = 44,3966 lt/jam
 = 0,0443966 m³/jam
 = 1,0655 m³/hari

5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen

Unit udara tekan dalam pabrik 1,3-butadiena digunakan sebagai penggerak alat pengendali Udara. Udara yang digunakan untuk pemakaian alat *pneumatic control* disebut udara tekan. Total udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan sebesar 44 m³/jam.



Tabel 5. 10 Diagram Unit Penyedia Udara Instrumen

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Untuk menghitung jumlah bahan bakar di boiler yang dibutuhkan dengan persamaan berikut:

$$W_m = \frac{Q}{\eta_b \cdot F}$$

$$Q = 10946757914 \quad \text{Kj/Jam}$$

$$E_f/\eta_b = 80\%$$

$$F = 19676$$

$$W_m = 695438,4729 \quad \text{lb/Jam}$$

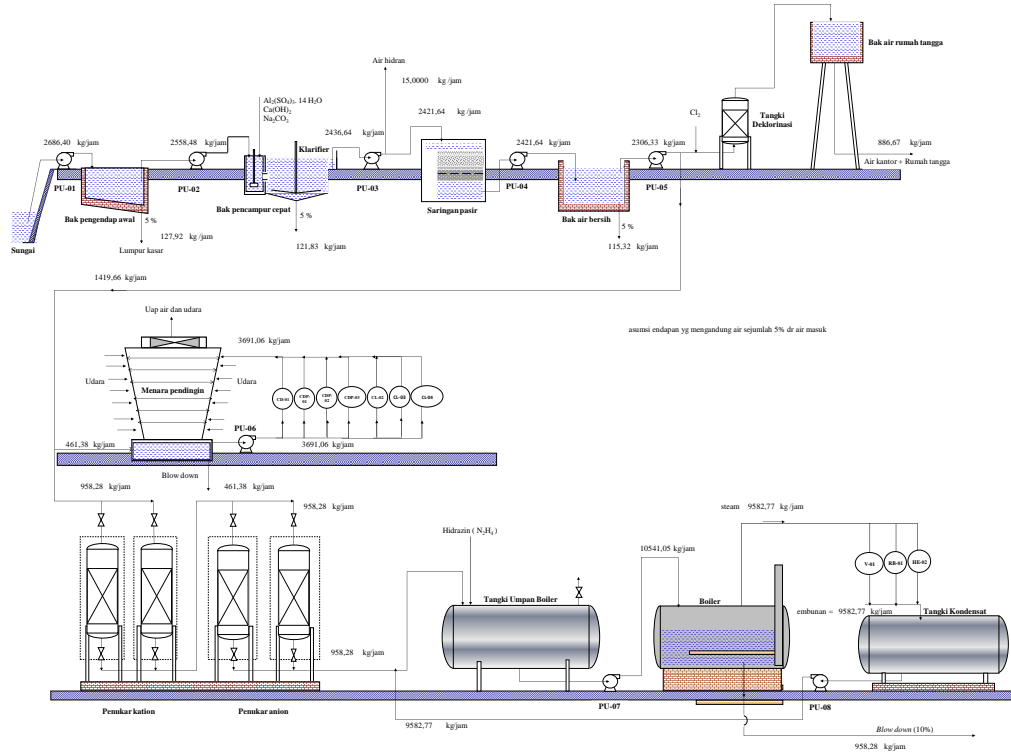
$$= 315729,0667 \quad \text{L/Jam}$$

Sedangkan kebutuhan bahan bakar di generator yaitu dengan rumus

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= ((\text{Kapasitas}) \times (1 \text{ Btu/jam} / 0.00029307 \text{ Kw})) / \\ &\quad \text{Heat Value} \\ &= 11,7287 \text{ gal/Jam} \\ &= 44,3966 \text{ L/Jam} \end{aligned}$$

Sehingga unit penyedia bahan bakar dibutuhkan untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan pada *generator* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar. Keperluan solar dari *boiler* sebanyak 315729,07 L/jam dan untuk *generator* sebanyak 44,3966 L/jam. Total untuk unit penyedia bahan bakar yaitu sebanyak 315773,47 L/Jam.

5.6 Diagram Uraian Proses Utilitas



Tabel 5. 11 Diagram Utilitas

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Screener

Tabel 5. 12 Spesifikasi Screener

SCREENER		
Fungsi	Menyaring kotoran besar yang masuk	
Bahan	Aluminium	
Spesifikasi :		
Lubang saringan	1	cm
Panjang	3,048	m
Lebar	2,438	m
Jumlah Air	2686,399	kg/jam

b. Bak Pengendap Awal

Tabel 5. 13 Spesifikasi Bak Pengendap Awal

BAK PENGENDAP AWAL			
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawa oleh air sungai		
Kapasitas	77,52334	m ³	
Bentuk	Bak persegi panjang		
Dimensi			
Panjang (P)	7,63	m	
Lebar (L)	2,54	m	
Tinggi (H)	4	m	
Bahan konstruksi	Beton bertulang		
Jumlah	1	unit	

c. Bak Pencampur Cepat

Tabel 5. 14 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat

BAK PENCAMPUR CEPAT			
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan		
Kapasitas	0,0512	m ³	
Bentuk	Bak silinder tegak dengan pengaduk		
Dimensi tangki			
Diameter	0,4026	m	
Tinggi	0,8052	m	
Tinggi cairan	0,3355	m	
Sistem pengaduk			
Jenis	Flat blade turbin		
Jumlah blade	6	buah	
Kec putaran	466,7413	rpm	
Diameter impeller	0,1342	m	
Power motor	0,05	hp	
Efisiensi motor	80%		
Bahan	Carbon steel		
Jumlah	1	unit	

d. Klarifier

Tabel 5. 15 Spesifikasi Klarifier

KLARIFIER		
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air	
Bentuk	Bak silinder tegak dengan bentuk bawah kerucut	
Kapasitas	13,4139	m ³
Waktu tinggal	5	jam
Dimensi		
Diameter silinder	2,9437612	m
Tinggi silinder	1,47	m
Tinggi conis	1,50	m
Tinggi total klarifier	2,97	m
Diameter pipa umpan	0,44	m
Bahan konstruksi	Carbon steel	
Jumlah	1	unit
Penggaruk		
Jenis penggaruk	rake	
Kecepatan putar	0,03	rpm
Daya	0,25	hp

e. Saringan Pasir

Tabel 5. 16 Spesifikasi Saringan Pasir

SARINGAN PASIR		
Fungsi	Menyaring kotoran yang terbawa dari klarifier	
Jenis	Bak persegi panjang	
Bahan	Carbon Steel	
Spesifikasi		
Luas aliran	0,3983	m ²
Panjang	1,2621	m
Lebar	0,6311	m
Tinggi tumpukan	1,2192	m

f. Bak Air Bersih

Tabel 5. 17 Spesifikasi Bak Air Bersih

BAK AIR BERSIH		
Fungsi	Menampung air bersih dari saringan pasir	
Kapasitas	23,364597	m ³
Bentuk	Bak persegi panjang	
Dimensi		
Panjang (P)	4,19	m
Lebar (L)	1,40	m
Tinggi (H)	4	m
Bahan konstruksi	Beton bertulang	
Jumlah	1	unit

g. Bak Air Minum

Tabel 5. 18 Spesifikasi Bak Air Minum

BAK AIR MINUM		
Fungsi	Menampung air untuk kantor dan lingkungannya	
Kapasitas	25,664322	m ³
Bentuk	Bak persegi panjang	
Dimensi		
Panjang (P)	4,39	m
Lebar (L)	1,46	m
Tinggi (H)	4	m
Bahan konstruksi	Beton bertulang	
Jumlah	1	unit

h. Menara Pendingin

Tabel 5. 19 Spesifikasi Menara Pendingin

MENARA PENDINGIN			
Fungsi	Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai pendingin		
Jenis	Counter flow induced draft cooling tower		
Kapasitas	0,5564	m ³ /hari	
Kondisi operasi			
Suhu	Suhu masuk	125	C
	Suhu keluar	25	C

Tabel 5.20 Spesifikasi Tangki Kation (Lanjutan)

Tekanan	1	atm	
Dimensi			
Tinggi	10,67	m	
Panjang	2,40	m	
Diameter	0,45	m	
Luas	2,32	m ²	
Bahan konstruksi	Stainless stell		
Jumlah	1	unit	
Spesifikasi motor			
daya motor fan	1/20	hp	

i. Tangki Kation

Tabel 5. 20 Spesifikasi Tangki Kation

TANGKI KATION		
Fungsi	Menghilangkan mineral (ion negatif) yang masih terkandung di dalam air	
Jenis	Tangki silinder tegak	
Bahan konstruksi	Carbon steel	
Kapasitas resin	167,5339	m ³
Jumlah	2	
Dimensi		
Tinggi	5,62	m
Diameter	13,49	m

j. Tangki NaCl

Tabel 5. 21 Spesifikasi Tangki NaCl

TANGKI NAACL		
Fungsi	Melarutkan NaCl sebagai umpan regenerasi penukar kation	
Kapasitas	10,0230	m ³
Bentuk	Tangki silinder tegak dengan pengaduk	
Dimensi tangki		
Diameter	2,3369	m
Tinggi	5,6085	m
Tinggi cairan	2,3381	m

Tabel 5.23 Spesifikasi Tangki NaCl (Lanjutan)

Sistem pengaduk		
Jenis	Flat blade turbin	
Jumlah blade	6	buah
Kec putaran	85,4608	rpm
Diameter impeller	0,7790	m
Power motor	60,00	hp
Efisiensi motor	80%	
Bahan	Carbon Steel	
Jumlah	1	unit

k. Tangki Anion

Tabel 5. 22 Spesifikasi Tangki Anion

TANGKI ANION		
Fungsi	Menghilangkan mineral (ion negatif) yang masih terkandung di dalam air	
Jenis	Tangki silinder tegak	
Bahan konstruksi	Carbon steel	
Kapasitas resin	53,6108	m ³
Jumlah	2	
Dimensi		
Tinggi	3,85	m
Diameter	9,23	m

l. Tangki NaOH

Tabel 5. 23 Spesifikasi Tangki NaOH

TANGKI NAOH		
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	
Kapasitas	3,2074	m ³
Bentuk	Tangki silinder tegak dengan pengaduk	
Dimensi tangki		
Diameter	1,5984	m
Tinggi	3,8362	m
Tinggi cairan	1,5992	m
Sistem pengaduk		

Tabel 5.24 Spesifikasi Tangki NaOH (Lanjutan)

Jenis	Flat blade turbin	
Jumlah blade	6	buah
Kec putaran	124,9444	rpm
Diameter impeller	0,5328	m
Power motor	20,00	hp
Efisiensi motor	80%	
Bahan	Carbon Steel	
Jumlah	1	unit

m. Tangki Umpan *Boiler***Tabel 5. 24** Spesifikasi Tangki Umpan *Boiler*

TANGKI UMPAN BOILER		
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler	
Kapasitas	9199,459706	m3
Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator	
Dimensi		
Panjang (L)	47,25	m
Diameter (D)	15,75	m
Bahan konstruksi	Carbon steel	
Jumlah	1	unit

n. *Boiler***Tabel 5. 25** Spesifikasi *Boiler*

BOILER		
Fungsi	Membuat steam jenuh	
Jenis	Boiler lorong api	
Bahan	Stainless Steel	
Spesifikasi		
ID	0,07	m
OD	0,06	m
a"	0,23	m2 /m
L	0,61	m
A	319,63	m2
Jumlah Pipa	228	

o. Tangki Kondensat

Tabel 5. 26 Spesifikasi Tangki Kondensat

TANGKI KONDENSAT		
Fungsi	Menyimpan NaCl untuk regenerasi penukar kation	
Kapasitas	91994,59706	m ³
Bentuk	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator	
Dimensi		
Panjang (L)	101,79	m
Diameter (D)	33,93	m
Bahan konstruksi	Carbon steel	
Jumlah	1	unit

p. Unit Udara Tekan

Tabel 5. 27 Spesifikasi Unit Udara Tekan

UNIT UDARA TEKAN					
Jenis	Kompresor Sentrifugal				
Tugas	Menekan udara sebanyak jumlah yang ditentukan dan mengubah tekanan menjadi yang diinginkan				
Spesifikasi:					
Volume	0,504	kmol/jam			
Jumlah Stage	3				
Daya Penggerak	0,16	hp			
Suhu	177,26	C			
Tangki Silika			Tangki Udara Tekan		
Jenis	Silinder Tegak		Jenis	Silinder Horizontal	
Tugas	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara		Tugas	Menampung udara tekan selama 2 jam	
Spesifikasi:			Spesifikasi:		
Volume	0,3731	m ³	Volume	0,504	m ³
Diameter	0,7804	m	Diameter	0,598154	m
Tinggi	1,5607	m	Panjang	1,794463	m

q. Pompa Utilitas

Tabel 5. 28 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode :	PU-01				
Fungsi :	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	1,8685	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0042	ft ³ /s	0,00011782	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	1,9720	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,5	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0318	HP	23,7048	Watt	
Power Motor	0,05	HP	37,2850	Watt	

Tabel 5. 29 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 2

Kode :	PU-02				
Fungsi :	Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju bak klarifier				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	1,7796	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0040	ft ³ /s	0,00011221	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	1,8781	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m

Tabel 5.30 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 2 (Lanjutan)

	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0296	HP	22,0973	Watt	
Power Motor	0,05	HP	37,2850	Watt	

Tabel 5. 30 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 3

Kode :	PU-03				
Fungsi :	Mengalirkan air dari klarifier menuju saringan pasir				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	1,6948	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0038	ft ³ /s	0,00010686	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	1,7887	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0277	HP	20,6315	Watt	
Power Motor	0,05	HP	37,2850	Watt	

Tabel 5. 31 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 4

Kode :	PU-04				
Fungsi :	Mengalirkan air dari saringan pasir menuju bak air bersih				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				

Tabel 5.32 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 4 (Lanjutan)

Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	1,6844	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0038	ft ³ /s	0,0001062	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	1,7777	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0274	HP	20,4553	Watt	
Power Motor	0,05	HP	37,2850	Watt	

Tabel 5. 32 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 5

Kode :	PU-05				
Fungsi :	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	1,6042	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0036	ft ³ /s	0,00010115	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	1,6930	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0257	HP	19,1305	Watt	
Power Motor	0,05	HP	37,2850	Watt	

Tabel 5. 33 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 6

Kode :	PU-06				
Fungsi :	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju cooling tower				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	2,5673	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0057	ft ³ /s	0,00016188	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	0,9533	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,049	in	0,0000	m
	OD	1,32	in	0,0000	m
	IPS	1,00	in	0,0000	m
	Flow Area	0,86	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,0353	HP	26,3567	Watt	
Power Motor	1/8	HP	93,2125	Watt	

Tabel 5. 34 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 7

Kode :	PU-07				
Fungsi :	Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	7,3318	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0163	ft ³ /s	0,00046229	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,7226	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,049	in	0,0000	m
	OD	1,32	in	0,0000	m
	IPS	1,00	in	0,0000	m
	Flow Area	0,86	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,1343	HP	100,1115	Watt	
Power Motor	1/6	HP	124,2833	Watt	

Tabel 5. 35 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 8

Kode :	PU-08				
Fungsi :	Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju tangki umpan boiler				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	6,6653	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0149	ft ³ /s	0,00042027	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,4751	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,049	in	0,0000	m
	OD	1,32	in	0,0000	m
	IPS	1,00	in	0,0000	m
	Flow Area	0,86	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	80%				
Power Pompa	0,1161	HP	86,5433	Watt	
Power Motor	1/8	HP	93,2125	Watt	

Tabel 5. 36 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 9

Kode :	PU-09				
Fungsi :	Mengalirkan air <i>dowtherm</i> menuju cooling tower				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	2,435	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0038	ft ³ /s	0,00010686	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	2,7887	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m

Tabel 5.37 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 9 (Lanjutan)

	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	81%				
Power Pompa	0,034	HP	21,31	Watt	

Tabel 5. 37 Lanjutan Spesifikasi Pompa Utilitas 10

Kode :	PU-10				
Fungsi :	Mengalirkan air <i>dowtherm</i> menuju ke <i>furnance</i>				
Jenis :	<i>Centrifugal pump</i>				
Impeller :	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah :	1	buah			
Bahan Konstruksi :	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>				
Spesifikasi Pompa					
Kapasitas :	3,459	gal/min			
Rate Volumetrik :	0,0038	ft ³ /s	0,00010686	m ³ /s	
Kecepatan Aliran :	4,78	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,622	in	0,0000	m
	OD	0,84	in	0,0000	m
	IPS	0,50	in	0,0000	m
	Flow Area	0,30	in ²	0,0000	m ²
Efisiensi pompa	82%				
Power Pompa	0,043	HP	24,15	Watt	

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan dari segi ekonomi, maka diperlukan evaluasi ekonominya. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas.

Untuk itu pada perancangan pabrik 1,3-butadiena ini, terdapat beberapa faktor-faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi meliputi:

- a. Modal (*Capital Investment*)
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- d. Analisa Kelayakan Ekonomi
 1. *Percent return on invesment (ROI)*
 2. *Pay out time (POT)*

3. *Break event point (BEP)*
4. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Harga peralatan setiap tahun akan berbeda, harga dapat mengalami kenaikan atau penurunan tergantung dengan kondisi ekonomi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Untuk memperkirakan harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2023 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2028. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga kebutuhan pabrik lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1998 – 2023

Tahun	Index
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317
1984	323
1985	325
1986	318
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat pada Tahun 1998 – 2023 (Lanjutan)

1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2

Dari regresi linear, diperoleh nilai index berikut :

Tabel 6. 2 Nilai Index Harga Alat

Tahun	Index
2021	614,986
2022	623,537
2023	632,089
2024	640,641
2025	649,193
2026	657,744
2027	666,296
2028	674,848

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (Aries & Newton, 1955).

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

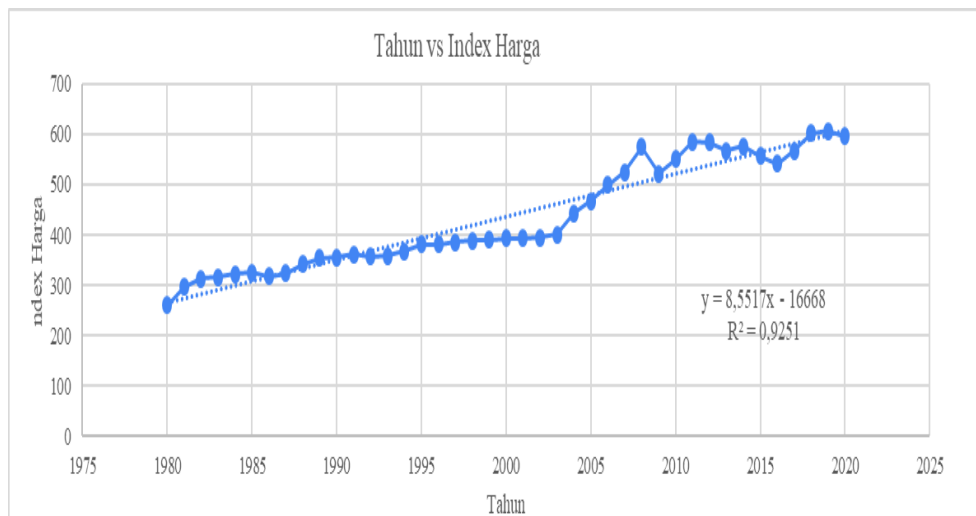
Dimana :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2028

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2023

Nx : Index harga pada tahun 2028

Ny : Index harga pada tahun referensi 2023



Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah $y = 8,5517x - 16668$. Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari nilai CEP Indeks pada tahun referensi dan perancangan, sehingga nilai CEP Indeks pada tahun referensi 2023 adalah 556,8. Sementara nilai CEP Indeks pada tahun

perancangan 2028 sebesar 674,848. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6. 3 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	jumlah	NY	NX	EY	EX
			2023	2028	2023	2028
Tangki Etanol	T-01	1	632,089	674,848	\$ 1.756.800	\$ 1.875.641,051
Tangki Asetaldehid	T-02	1	632,089	674,848	\$ 2.016.923	\$ 2.153.359,880
Tangki Hydrogen	T-03	1	632,089	674,848	\$ 3.654.610	\$ 3.901.830,909
Tangki Butadiena	T-04	1	632,089	674,848	\$ 2.492.000	\$ 2.660.574,623
Vaporizer 1	V-01	1	632,089	674,848	\$ 20.500	\$ 21.886,750
Reaktor 1	R-01	1	632,089	674,848	\$ 6.439.600	\$ 6.875.215,227
Reaktor 2	R-02	1	632,089	674,848	\$ 6.004.500	\$ 6.410.682,314
Condensor Parsial 1	CP-01	1	632,089	674,848	\$ 31.500	\$ 33.630,859
Condensor Parsial 2	CP-02	1	632,089	674,848	\$ 51.700	\$ 55.197,315
Condensor Parsial 3	CP-03	1	632,089	674,848	\$ 16.300	\$ 17.402,635
Condensor 1	CD-01	1	632,089	674,848	\$ 78.700	\$ 84.023,765
Separator 1	SP-01	1	632,089	674,848	\$ 1.740.790	\$ 1.858.548,033
Separator 2	SP-02	1	632,089	674,848	\$ 1.740.790	\$ 1.858.548,033
Separator 3	SP-03	1	632,089	674,848	\$ 1.740.790	\$ 1.858.548,033
Separator 4	SP-04	1	632,089	674,848	\$ 1.740.790	\$ 1.858.548,033
Menara Distilasi	MD-01	1	632,089	674,848	\$ 1.253.100	\$ 1.337.867,601
Kompresor 1	C-01	1	632,089	674,848	\$ 5.300	\$ 5.658,525
Kompresor 2	C-02	1	632,089	674,848	\$ 5.000	\$ 5.338,232
Heater 1	HE-01	1	632,089	674,848	\$ 2.000	\$ 2.135,293
Heater 2	HE-02	1	632,089	674,848	\$ 2.000	\$ 2.135,293
Cooler 1	CL-01	1	632,089	674,848	\$ 1.700	\$ 1.814,999
Cooler 2	CL-02	1	632,089	674,848	\$ 1.700	\$ 1.814,999
Cooler 3	CL-03	1	632,089	674,848	\$ 1.000	\$ 1.067,646
Cooler 4	CL-04	1	632,089	674,848	\$ 1.000	\$ 1.067,646
Reboiler	RB-01	1	632,089	674,848	\$ 1.350	\$ 1.441,323
Akumulator	ACC-01	1	632,089	674,848	\$ 1.600	\$ 1.708,234
Pompa 01	P-01	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 02	P-02	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 03	P-03	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 04	P-04	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 05	P-05	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 06	P-06	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Blower 01	BL-01	1	632,089	674,848	\$ 2.100	\$ 2.242,057
Blower 02	BL-02	1	632,089	674,848	\$ 2.100	\$ 2.242,057
Blower 03	BL-03	1	632,089	674,848	\$ 2.100	\$ 2.242,057
Blower 04	BL-04	1	632,089	674,848	\$ 2.100	\$ 2.242,057
Blower 05	BL-05	1	632,089	674,848	\$ 2.100	\$ 2.242,057
Total		37				\$ 32.902.662,826

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2023	2028	2023	2028
Screening	FU-01	1	632,089	674,848	\$ 11.000	\$ 11.744,109
Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	632,089	674,848	\$ 95.300	\$ 101.746,694
Bak Klarifier	BU-02	1	632,089	674,848	\$ 28.800	\$ 30.748,214
Bak Pencampur cepat	BU-04	1	632,089	674,848	\$ 89.200	\$ 4.163,821
Saringan Pasir	FU-02	1	632,089	674,848	\$ 3.900	\$ 4.163,821
Bak Air bersih	BU-05	1	632,089	674,848	\$ 56.300	\$ 60.108,488
Bak Air Rumah Tangga	BU-06	1	632,089	674,848	\$ 74.900	\$ 79.966,709
Bak Air Pendingin	BU-07	1	632,089	674,848	\$ 22.200	\$ 23.701,748
Menara Pendingin	CT-01	1	632,089	674,848	\$ 377.500	\$ 403.036,485
Blower Menara Pendingin	BL-01	1	632,089	674,848	\$ 130.000	\$ 138.794,021
Mixed Bed	MB-01	1	632,089	674,848	\$ 146.500	\$ 156.410,186
Boiler	B-01	1	632,089	674,848	\$ 259.100	\$ 276.627,161
Tangki Dearator	T-01	1	632,089	674,848	\$ 51.200	\$ 54.663,491
Tangki Air Service	T-02	1	632,089	674,848	\$ 40.400	\$ 43.132,911
Tangki Silika	T-03	1	632,089	674,848	\$ 46.400	\$ 49.538,789
Tangki Udara Tekan	T-04	1	632,089	674,848	\$ 46.400	\$ 49.538,789
Tangki Penukar Kation	T-05	2	632,089	674,848	\$ 77.000	\$ 164.417,533
Tangki Penukar Anion	T-06	2	632,089	674,848	\$ 77.000	\$ 164.417,533
Tangki NaOH	T-07	1	632,089	674,848	\$ 40.000	\$ 42.705,853
Tangki NaCl	T-09	1	632,089	674,848	\$ 40.000	\$ 42.705,853
Tangki Umpan Boiler	T-10	1	632,089	674,848	\$ 35.100	\$ 37.474,386
Tangki N2H4	T-11	1	632,089	674,848	\$ 31.400	\$ 33.524,094
Tangki Deklorinasi	T-12	1	632,089	674,848	\$ 32.500	\$ 34.698,505
Tangki air hidran	T-13	1	632,089	674,848	\$ 46.200	\$ 49.325,260
Tangki Bahan Bakar Boiler	T-14	1	632,089	674,848	\$ 38.200	\$ 40.784,089
Tangki Bahan Bakar Generator	T-15	1	632,089	674,848	\$ 38.200	\$ 40.784,089
Tangki Dowtherm	T-16	2	632,089	674,848	\$ 43.500	\$ 92.885,230
Generator	GU-01	1	632,089	674,848	\$ 110.000	\$ 117.441,095
Pompa 1	PU-01	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 2	PU-02	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 3	PU-03	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 4	PU-04	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 5	PU-05	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 6	PU-06	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 7	PU-07	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 8	PU-08	1	632,089	674,848	\$ 900	\$ 960,882
Pompa 9	PUD-09	1	632,089	674,848	\$ 1.100	\$ 1.174,411
Pompa 10	PUD-10	1	632,089	674,848	\$ 1.100	\$ 1.174,411
Kompresor	KU-01	1	632,089	674,848	\$ 55.100	\$ 58.827,312
Menara Pendingin Dowtherm	CT-02	1	632,089	674,848	\$ 357.400	\$ 381.576,794
Furnance Dowtherm	F-01	1	632,089	674,848	\$ 275.000	\$ 293.602,737
Heater	HE-01	1	632,089	674,848	\$ 3.200	\$ 3.416,468
Cooler	CL-01	1	632,089	674,848	\$ 3.000	\$ 3.202,939
Total		46				\$ 3.099.911,083

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 28.000 Ton / Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja / 7920 jam
Umur alat	: 10 Tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp 15.910,7 (Per Oktober 2023)
Tahun pabrik didirikan	: 2028
UMR Kota Gresik	: Rp 4.522.030,00 (tahun 2028)

6.3 Komponen Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik.

Capital investment terdiri dari

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

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

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	572.826.152.690	36.002.574
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	143.206.538.172	9.000.643
3	<i>Installation Cost</i>	94.065.660.175	5.912.101
4	<i>Piping Cost</i>	316.591.908.101	19.898.050
5	<i>Instrumentation Cost</i>	143.301.048.529	9.006.584
6	<i>Insulation Cost</i>	22.037.094.484	1.385.049
7	<i>Electrical Cost</i>	85.923.922.903	5.400.386
8	<i>Building Cost</i>	69.856.350.000	4.390.527
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	97.474.500.000	6.126.349
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		1.545.283.175.055	97.122.262

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

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	309.056.635.011	19.424.452
Total DPC + PPC		1.854.339.810.066	116.546.714

Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	1.854.339.810.066	116.546.714
2	<i>Contractor's Fee</i>	148.347.184.805	9.323.737
3	<i>Contingency</i>	278.150.971.510	17.482.007
Fixed Capital Investment (FCI)		2.280.837.966.381	143.352.459

2. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- a) Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- b) Investasi yang cepat kembali
- c) Menganut hukum yang baik, teknologi memadai, aman dan lain lain

Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	102.048.327.843	6.413.818
2	<i>In Process Inventory</i>	44.616.519.095	2.804.183
3	<i>Product Inventory</i>	624.631.267.336	39.258.566
4	<i>Extended Credit</i>	813.830.341.966	51.149.877
5	<i>Available Cash</i>	2.676.991.145.728	168.250.997
Working Capital (WC)		4.262.117.601.969	267.877.441

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain :

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

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

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	4.810.849.741.163	302.365.687
2	<i>Labor Cost</i>	14.496.000.000	911.085
3	<i>Supervisory Cost</i>	1.739.520.000	109.330
4	<i>Maintenance Cost</i>	45.616.759.328	2.867.049
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	6.842.513.899	430.057
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	1.150.988.626.495	72.340.540
7	<i>Utilities Cost</i>	21.212.032.908.663	1.333.192.940
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		27.242.566.069.548	1.712.216.689

2. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

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

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.174.400.000	136.663
2	<i>Laboratory</i>	1.449.600.000	91.108
3	<i>Plant Overhead</i>	8.697.600.000	546.651
4	<i>Packaging & Shipping</i>	1.918.314.377.492	120.567.566
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		1.930.635.977.492	121.341.989

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

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

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depresiation</i>	205.275.416.974	12.901.721
2	<i>Property Taxes</i>	45.616.759.328	2.867.049
3	<i>Insurance</i>	22.808.379.664	1.433.525
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		273.700.555.966	17.202.295

Tabel 6. 11 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	27.242.566.069.548	1.712.216.689
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	1.930.635.977.492	121.341.989
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	273.700.555.966	17.202.295
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		29.446.902.603.005	1.850.760.972

c. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh Manufacturing cost. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 *General Expense (GE)*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	883.407.078.090	55.522.829
2	<i>Sales Expense</i>	4.417.035.390.451	277.614.146
3	<i>Research</i>	1.472.345.130.150	92.538.049
4	<i>Finance</i>	130.859.111.367	8.224.598
<i>General Expenses (GE)</i>		6.903.646.710.058	433.899.622

Tabel 6. 13 *Total Production Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	29.446.902.603.005	1.850.760.972
2	<i>General Expenses (GE)</i>	6.903.646.710.058	433.899.622
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		36.350.549.313.064	2.284.660.594

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 38.366.287.549.836

Total production cost : Rp 36.350.549.313.064

Keuntungan Sebelum Pajak : Total Penjualan – Total biaya
produksi
: Rp 2.015.738.236.773

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 50% dari keuntungan : Rp 1.007.869.118.386

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 1.007.869.118.386

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

a. *Return on Investment* (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI

before tax sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI \text{ b} = 88,38 \%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI \text{ a} = 44,19 \%$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT = \frac{\textit{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\textit{keuntungan+Depresant}} \quad (6.3)$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

$$POT \text{ b} = 1,03 \text{ tahun}$$

2. POT setelah pajak (POTa)

$$POT \text{ a} = 1,88 \text{ tahun}$$

c. *Break Even Point* (BEP)

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar

mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa+0,3 Ra}{Sa-Va-0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

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

<i>Depreciation =</i>	Rp 205.275.416.974	\$ 12.901.721
<i>Property Taxes</i>	Rp 45.616.759.328	\$ 2.867.049
<i>Asurance =</i>	Rp 22.808.379.664	\$ 1.433.525
Total Fa	Rp 273.700.555.966	\$ 17.202.295

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

<i>Labor =</i>	Rp 14.496.000.000	\$ 911.085
<i>Payroll Overhead =</i>	Rp 2.174.400.000	\$ 136.663
<i>Supervision =</i>	Rp 1.739.520.000	\$ 109.330
<i>Plant Overhead =</i>	Rp 8.697.600.000	\$ 546.651
<i>Laboratory =</i>	Rp 1.449.600.000	\$ 91.108
<i>General Expense =</i>	Rp 6.903.646.710.058	\$ 433.899.622
<i>Maintenance =</i>	Rp 45.616.759.328	\$ 2.867.049
<i>Plant Supplies =</i>	Rp 6.842.513.899	\$ 430.057
Total Ra	Rp 6.984.663.103.285	\$ 438.991.566

Tabel 6. 16 Annual Variable Value (Va)

Raw Material =	Rp 4.810.849.741.163,01	\$ 302.365.687
Packaging & Shipping =	Rp 1.918.314.377.492	\$ 120.567.566
Utility =	Rp 21.212.032.908.663	\$ 1.333.192.940
Royalty & Patent =	Rp 1.150.988.626.495	\$ 72.340.540
Total Va	Rp 29.092.185.653.813	\$ 1.828.466.733

Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa)

Annual Sales Value	Rp 38.366.287.549.836	\$ 2.411.351.326
Total	Rp 38.366.287.549.836	\$ 2.411.351.326

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 54,03 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

Didapatkan SDP = 47,79 %

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC+FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + 1+i)^8 + \dots + (1+i) \frac{WC+SV}{CV} \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

CF = *Cash Flow*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp 2.280.837.966.381

WCI = Rp 4.262.117.601.968,78

CF = Rp 1.344.003.646.728

SV = Rp 205.275.416.974

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR.

Diperoleh nilai DCFR adalah :

DCFR = 19,89 %

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prarancangan pabrik 1,3-butadiena dari Etanol, dengan kapasitas 28.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

- a. Pendirian pabrik 1,3-butadiena dengan kapasitas 28.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan 1,3-butadiena dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor. Pabrik ini juga bertujuan untuk membuka lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia.
- b. Pabrik 1,3-butadiena berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah di Kecamatan UjungPangkah, Kabupaten Gresik, Jawa Tengah dengan luas tanah keseluruhan 17.593 m² dan jumlah karyawan 172 orang.
- c. Pabrik 1,3-butadiena yang akan didirikan dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan sarana utilitas seperti sumber air, tenaga kerja, ketersediaan listrik dan akses transportasi serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena berlokasi di kawasan industri.
- d. Pabrik ini dikategorikan *high risk* ditinjau dari bahan baku yang digunakan, proses yang dilalui, suhu dan tekanan yang tinggi serta bahan baku mudah terbakar maupun meledak.

e. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

1. *Return On Investment* (ROI)

- a) ROI sebelum pajak = 88,38 %
- b) ROI setelah pajak = 44,19 %

Syarat ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 44%.

2. *Pay Out Time* (POT)

- a) POT sebelum pajak = 1,03 tahun
- b) POT setelah pajak = 1,88 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 2 tahun.

3. *Break Event Point* (BEP) = 54,03 %

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.

4. *Shut Down Point* (SDP) = 47,79 %

Nilai SDP untuk pabrik kimia yaitu >20%.

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 19,89 %

Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank yaitu 7,875%.

Dengan pertimbangan hasil diatas, maka hasil uji kelayakan pabrik 1,3-butadiena sesuai dengan ketentuan standar pembangunan pabrik kimia.

- f. Berdasarkan hasil dari keseluruhan tinjauan yang dilakukan mulai dari tersedianya bahan baku, kondisi operasi proses dan hasil evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pabrik 1,3-butadiena yang dirancang dengan kapasitas 28.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia tersebut diantaranya sebagai berikut:

- a. Perlu dilakukan optimasi bahan baku serta pemilihan alat utama maupun alat penunjang sehingga mengoptimalkan keuntungan yang didapatkan.
- b. Produk 1,3-butadiena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya kebutuhan masyarakat saat ini dan kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dengan jumlahnya yang semakin meningkat.
- c. Pendirian pabrik 1,3-butadiena dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.
- d. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang di dukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. Chemical Engineering Cost Estimation. New York: McGraw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. Impor 2018-2022. Statistic Indonesia. www.bps.go.id .
- Badan Pusat Statistik. Ekspor 2018-2022. Statistic Indonesia. www.bps.go.id .
- Badan Pusat Statistik. Produksi dan Konsumsi 1,3-butadiena 2018-2022. Statistic Indonesia. www.bps.go.id .
- Brown, G. G. 1973. Unit Operations. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc. Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. Equipment Design. New Delhi: Wiley Eastern Limited.
- Beauregard, Mr Dennis. "Locating and Estimating Air Emissions from Sources Of 1, 3-Butadiene." United States Environmental Protection Agency: Washington, DC, USA (1996).
- Chopey, N. P., and G. H. Tyler. 1994. Chemical Engineering Calculations, 4th ed. New York: The McGraw – Hill Companies, Inc.
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. Chemical Equipment Design, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Frank, L. Evans. Equipment Design Handbook
- Harga Alat pabrik 1,3-butadiena. Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> . www.matche.com .
- Harga Bahan pabrik 1,3-butadiena, www.alibaba.com .

Harga tanah dan bangunan serta luas tanah di gresik.

<https://www.lamudi.co.id/east-java/gresik/ujungpangkah/house/buy/>

Kern, D. Q. 1983. Process Heat Transfer. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.

Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1979. Encyclopedia of Chemical Engineering Technology. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.

McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. Unit Operation of Chemical Engineering, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.

Makshina, E. V., et al. "Catalytic study of the conversion of ethanol into 1, 3-butadiene." Catalysis today 198.1 (2012): 338-344.

Othmer, Kirk, 1998, "Encyclopedia of Chemical Technology", 4 ed., vol. 6,8, John Wiley & Sons Inc., New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R. H., and Chilton, C. H., 1999, "Perry's Chemical Engineers' Handbook", 7th ed., Mc.Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Perry, R.H. and Green, D., 2008, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 8th ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York.

Peters, M. S., and Timmerhouse, K. D., 1981, "Plant Design and Economics Chemical Engineers", 3rd ed., Mc.Graw Hill Book Co., New York.

Powell, S. T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

- Sivaraman, Chandhinipriya, et al. "Current developments in the effective removal of environmental pollutants through photocatalytic degradation using nanomaterials." *Catalysts* 12.5 (2022): 544.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Smith, J. M., H. C. Van Ness, and M. M. Abbott. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6th edition in SI Units. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Smith, J. M., H. C. Vanness, and M. M. Abbott, 2004, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 7th ed., McGraw-Hill, New York.
- Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. New York : Marcel Dekker, Inc.
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Vol. 6*, 4th edition. London: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Treyball, R. E., 1980, "Mass Transfer Operations", 3rd ed., McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Tripathi, Namit, et al. "Production of 1, 3-butadiene and associated coproducts ethylene and propylene from lignin." *Industrial & Engineering Chemistry Research* 58.35 (2019): 16182-16189.
- Ulrich, 6.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics.*, John Wiley and Sons., Inc., New York.
- Wibowo, Heri Budi, and Luthfia Hajar Abdillah. "PENENTUAN TETAPAN KECEPATAN DAN SUHU REAKSI UNTUK MEMILIH PROSES

PEMBUATAN BUTADIEN (DETERMINATION OF REACTION RATE CONSTANT AND TEMPERATURE FOR SELECTING BUTADIENE PROCESSES)." *Majalah Sains dan Teknologi Dirgantara* 9.1 (2014).

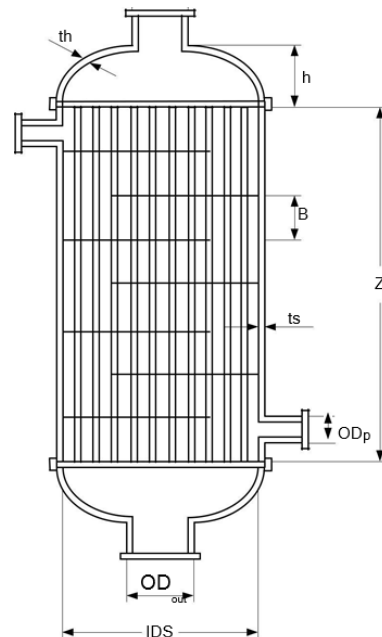
Walas, S. M. 1988. *Chemical Process Equipment*. New York : Butterworth Publishers, Reed Publishing Inc,

Yaws, 1979, *Thermodynamic and Physical Properties Data*, Mc Graw Hill Book Co., Singapore.

Yaws, Car.L., 1999, "Chemical Properties Handbook", Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo.

LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

PERANCANGAN REAKTOR 1



Fungsi : Mereaksikan senyawa C_2H_5OH dengan bantuan katalis (chromina alumina) $Al_2O_3 - Cr_2O_3$ menjadi C_2H_4O dan H_2 .

Tipe : Reaktor *Fixed Bed Reactor Multitube*

Kondisi Operasi :

Suhu : $325^\circ C$

Tekanan : 1,2 atm

Konversi : 90%

a. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

1. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.
2. Umur katalis Panjang 12-15 bulan.
3. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang tidak terlalu besar.

4. Tidak di perlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
5. Konstruksi reactor *Fixed Bed Multitube* lebih sederhana jikadibandingkan dengan reactor *Fluidized Bed* sehingga biaya pembuatan, operasional dan perawatan relatif murah.

- b. Menentukan persamaan reaksi kimia



- c. Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 6
C ₂ H ₅ OH	11165,893	116,589
H ₂ O	465,245	465,245
C ₂ H ₄ O	0	9612,378
H ₂	0	436,926
Total	11631,139	11631,139

- d. Perancangan Reaktor Menggunakan Metode Analisis

1. Mencari *Volume* Reaktor

$$R_{in} - R_{out} - R_{rx} = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z + \Delta z} + (-k \cdot C_A \cdot C_B) \cdot \Delta V = 0$$

$$\frac{(F_A|_z + \Delta z - F_A|_z)}{\Delta V} = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-\frac{dF_A}{dV} = k \cdot C_A \cdot C_B \quad F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = k \cdot C_A \quad \frac{dF_A}{dX_A} = -F_{A0}$$

$$\int dV = F_{A0} \int \frac{dX_A}{k \cdot C_A \cdot B}$$

$$V = \frac{FA_0}{k} \int \frac{dX_A}{CA_0(1 - X_A)CA_0 \left(\frac{CB_0}{CA_0} - X_A \right)}$$

$$V = \frac{FA_0}{k \cdot CA_0^2} \int \frac{dX_A}{(1 - X_A)^2}$$

Dimana :

FA₀ : Laju Alir Mula-mula (242,74 kmol/jam)

k : Nilai Kinetika Reaksi ($0,629 \exp^{-\frac{2178}{325}}$)

X_A : Konversi Reaksi (90% = 0,9)

CA₀ : Konsentrasi Awal (0,0234 mol/L)

V : Volume

$$V = \frac{242,74}{0,629(0,0234)^2} \int_0^{0,9} \frac{1}{(1 - 0,9)^2}$$

$$V = 17,515 \text{ m}^3$$

$$V_d = 1,2 \times V \text{ (Overdesign = 20\%)}$$

$$V_d = 21,018 \text{ m}^3$$

$$\text{Cari volume 1 tube standar : } \frac{\pi \cdot id^2}{4} \cdot L_s$$

Dimana :

π : 3,14

Id : 1,049 in

L_s : Tinggi tube (40 ft)

(Ludwig, Hal. 50)

$$\text{Jadi, Volume Tube Standar} = 0,0093 \text{ m}^3$$

$$n = \frac{\text{Volume}}{\text{Volume Tube}}$$

$n = 674$ buah (jumlah *tube*)

2. Mencari Tebal *Head*

$$\text{Tebal Head} = \frac{P \cdot id}{2 \cdot S \cdot E - (0,2 \cdot P)}$$

Dimana :

P : Tekanan dalam psia (21,162)

Id : 44,972 in

f : *Allowable stress* (12650)

(Megyesy, Hal. 19)

E : Efisiensi sambungan (0,85)

C : 0,1875 in

(Megyesy, Hal. 19)

Tebal *Head* = 0,2318 in

Dipilih = 0,25 in

3. Mencari Tinggi Reaktor

$$ids = \frac{-B\sqrt{B^2 - 4 \cdot A \cdot C}}{2 \cdot A}$$

Dimana :

K_1 : Konstanta untuk menghitung *ids* (1,080)

(Ludwig, Hal.)

K_2 : -0,900

$$\begin{aligned}
K_3 & : 0,690 \\
K_4 & : -0,800 \\
n & : \text{Passes (1)} \\
Od & : 48 \\
p & : 1,2 \times Od \\
p & : 57,6 \\
\pi & : 3,14 \\
A & : \frac{\pi}{4} \\
A & : 0,785 \\
B & : p \times (K_3 \times n) + K_4 \\
B & : -0,314 \\
C & : K_2 - n \text{ JumlahTube} \times 1,223 \times p^2 \\
C & : -47479796 \\
Ids & = 44,972 \text{ in} \\
Ids & = 1,142 \text{ m} \\
Icr & = (3 \text{ in})
\end{aligned}$$

(Brownell, Hal. 87)

$$\begin{aligned}
r & = \text{Jari-jari kelengkungan (48 in)} \\
Sf & = \text{Straight flange (2,5 in)}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a & = \frac{ids}{2} \\
& = 22,486 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$AB = \frac{ids}{2} - (icr)$$

$$= 19,486 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 45 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(B \cdot C^2 - (A \cdot B^2))}$$

$$= 40,562 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(B - C^2) - (A \cdot B^2)}$$

$$= 7,438 \text{ in}$$

$$OA = \text{Tebal Head} + b + Sf$$

$$= 0,259 \text{ m (tinggi head)}$$

$$\text{Tinggi Ballast} = 2,5 \text{ in}$$

(Wallas, Process Equipment Design, Hal.587)

$$\text{Tinggi Total} = Ls + (2 \cdot \text{Tinggi Ballast}) + (2 \cdot OA)$$

$$\text{Tinggi Total} = 12,2 + (2 \times 0,0635) + (2 \times 0,259) \text{ m}$$

$$= 12,845 \text{ m}$$

Neraca panas

$$\sum Q_{\text{total}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}}$$

$$Q_{\text{reaksi produk}} = -44648,8199 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q_{\text{reaksi reaktan}} = -26804,7516 \quad \text{kJ/jam}$$

$$Q_{\text{reaksi total}} = -17844,0683 \quad \text{kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pemanas}} &= \sum Q_{\text{in}} - \sum Q_{\text{out}} \\ &= 7431977,3448 - 6562892,2413 \\ &= 869085,1035 \quad \text{kJ/jam} \\ &= 823733,6355 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\Delta H = \Delta H (T_{\text{out}}) - \Delta H (T_{\text{in}})$$

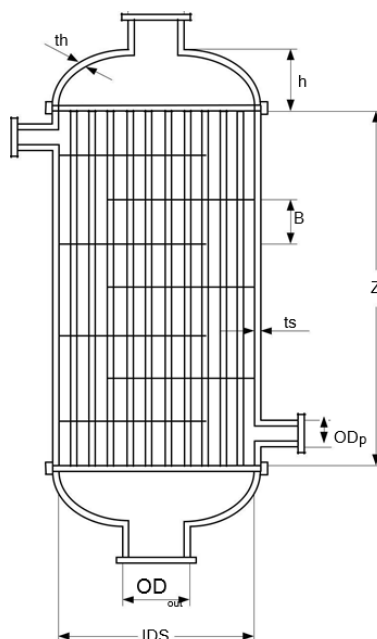
$$\Delta H = 215362,0000 \quad \text{kJ/kg}$$

Maka kebutuhan dowtherm yang dibutuhkan adalah :

$$m_p = 4,0355 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 8,8967 \quad \text{lb/jam}$$

PERANCANGAN REAKTOR 2



Fungsi : Mereaksikan senyawa C_2H_5OH dan C_2H_4O dengan katalis Tantalasilika menjadi C_4H_6 dan $2H_2O$.

Tipe : Reaktor *Fixed Bed Reactor Multitube*

Kondisi Operasi :

Suhu : $325^\circ C$

Tekanan : 1,2 atm

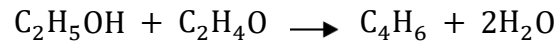
Konversi : 30%

a. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

1. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.
2. Umur katalis Panjang 12-15 bulan.
3. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang tidak terlalu besar.
4. Tidak di perlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.

5. Konstruksi reactor *Fixed Bed Multitube* lebih sederhana jikadibandingkan dengan reactor *Fluidized Bed* sehingga biaya pembuatan, operasional dan perawatan relatif murah.

b. Menentukan persamaan reaksi kimia



c. Neraca Massa

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₂ H ₅ OH	8932,715	1116,589	7034,513
H ₂ O	372,196	465,245	3196,844
C ₂ H ₄ O	0	9612,378	6728,664
H ₂	0	436,926	436,926
C ₄ H ₆	0	0	3539,103
Sub Total	9304,911	11631,139	20936,05
Total	20936,05		20936,05

d. Perancangan Reaktor Menggunakan Metode Analisis

1. Mencari *Volume* Reaktor

$$R_{in} - R_{out} - R_{rx} = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + (-k \cdot C_A \cdot C_B) \cdot \Delta V = 0$$

$$\frac{(F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z)}{\Delta V} = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$-\frac{dF_A}{dV} = k \cdot C_A \cdot C_B \quad F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = k \cdot C_A \quad \frac{dF_A}{dX_A} = -F_{A0}$$

$$\int dV = F_{A0} \int \frac{dX_A}{k \cdot C_A \cdot B}$$

$$V = \frac{FA0}{k} \int \frac{dXA}{CA0(1 - XA)CA0 \left(\frac{CB0}{CA0} - XA \right)}$$

$$V = \frac{FA0}{k \cdot CA0^2} \int \frac{dXA}{(1 - XA)^2 \cdot (M - XA)}$$

Dimana :

FA0 : Laju Alir Mula-mula (218,46 kmol/jam)

k : Nilai Kinetika Reaksi ($0,629 \exp^{-\frac{2178}{325}}$)

XA : Konversi Reaksi (30% = 0,3)

CA0 : Konsentrasi Awal (0,0178 mol/L)

CB0 : 0,0018 mol/L

$$M = \frac{CB0}{CA0}$$

M : 0,1

V : Volume

$$V = \frac{1.354,422}{0,629(0,0010155)^2} \int_0^{0,3} \frac{1}{(1 - 0,3)(9 - 0,3)}$$

$$V = 19,3604 \text{ m}^3$$

$$Vd = 1,2 \times V \text{ (Overdesign = 20\%)}$$

$$Vd = 23,232 \text{ m}^3$$

$$\text{Cari volume 1 tube standar : } \frac{\pi \cdot id^2}{4} \cdot Ls$$

Dimana :

π : 3,14

Id : 1,049 in

Ls : 5,6 m

Jadi, Volume *Tube* Standar = 57,61 m³

$$n = \frac{\text{Volume}}{\text{Volume Tube}}$$

n = 745 buah (jumlah *tube*)

2. Mencari Tebal *Head*

$$\text{Tebal Head} = \frac{P \cdot id}{2 \cdot S \cdot E - (0,2 \cdot P) + C}$$

Dimana :

P : Tekanan dalam psia (21,162)

Id : 47,281 in

f : *Allowable stress* (12650)

E : Efisiensi sambungan (0,8500)

C : 0,875 in

Tebal *Head* = 0,041 m

3. Mencari Tinggi Reaktor

$$ids = \frac{-B\sqrt{B^2 - 4 \cdot A \cdot C}}{2 \cdot A}$$

Dimana :

K₁ : Konstanta untuk menghitung ids (1,080)

K₂ : -0,900

K₃ : 0,690

$$\begin{aligned}
 K_4 & : -0,800 \\
 n & : 1 \\
 Od & : 60 \text{ in} \\
 p & : 1,2 \times Od \\
 p & : 72 \text{ in} \\
 \pi & : 3,14 \\
 A & : \frac{\pi}{4} \\
 A & : 0,785 \\
 B & : p \times (K_3 \times (n) + K_4) \\
 B & : -7,92 \\
 C & : K_2 - n \text{ JumlahTube} \times 1,223 \times p^2 \\
 C & : -4761945,5 \\
 Ids & = 47,281 \text{ in} \\
 Ids & = 1,20 \text{ m} \\
 Icr & = 3,625 \text{ in} \\
 r & = 54 \text{ in} \\
 Sf & = 4,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$a = \frac{ids}{2}$$

$$= 23,641 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 20,016 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 50,375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(B \cdot C^2 - (A \cdot B^2))}$$

$$= 46,228 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(B - C^2) - (A \cdot B^2)}$$

$$= 7,77 \text{ in}$$

$$OA = \text{Tebal Head} + b + Sf$$

$$= 0,353 \text{ m (tinggi head)}$$

$$\text{Tinggi Ballast} = 2,5 \text{ in}$$

(Wallas, Process Equipment Design, Hal.587)

$$\text{Tinggi Total} = Ls + (2 \cdot \text{Tinggi Ballast}) + (2 \cdot OA)$$

$$= 6,433 \text{ m}$$

Neraca Panas

$$\sum Q_{\text{total}} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{masuk}}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = Q_{\text{produk}} - Q_{\text{reaktan}}$$

$$Q_{\text{reaksi produk}} = -85651,1882 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{reaksi reaktan}} = -82573,4796 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{reaksi total}} = -3077,7086 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = \sum Q_{\text{in}} - \sum Q_{\text{out}}$$

$$= 13125819,9352 - 12693488,6839$$

$$= 432331,2513 \text{ kJ/jam}$$

$$= 409770,9096 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga :

$$\Delta H = \Delta H (T_{out}) - \Delta H (T_{in})$$

$$\Delta H = 215362,0000 \quad \text{kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air dowtherm yang dibutuhkan adalah :

$$M_p = 2,0075 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 4,4257 \quad \text{lb/jam}$$

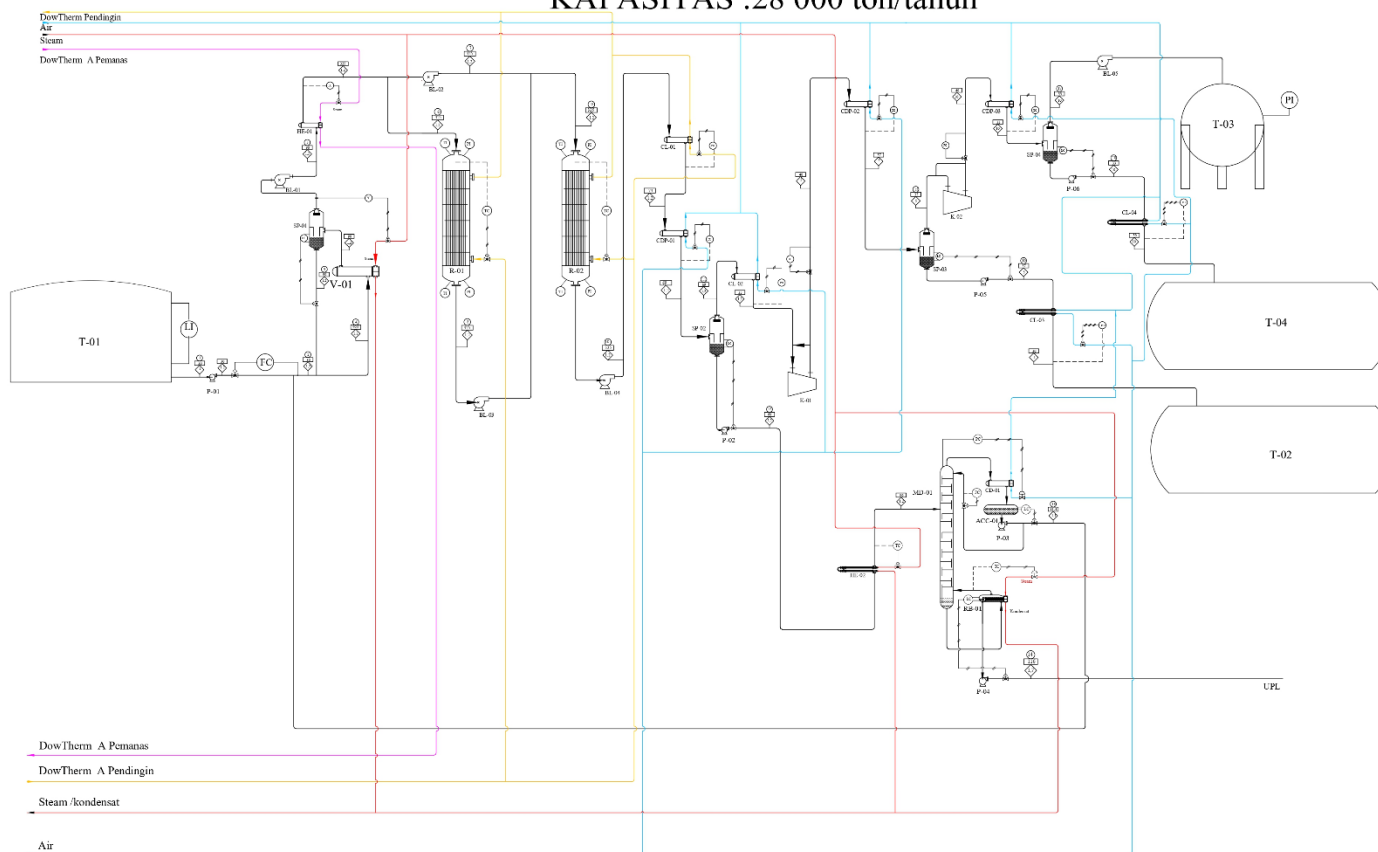
LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI ETANOL

KAPASITAS :28 000 ton/tahun



NERACA MASSA (kg/jam)

Stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C_2H_5OH	1118,723	2089,808	1372,759	21471,384	20698,698	11551,893	8921,725	1126,589	7631,513	7031,513	4328	7630,186	8599,834	76,302		1,326		
H_2O	895,885	827,412	163,099	1391,240	871,412	682,248	372,258	185,248	2698,844	2698,844	211,890	3175,727	21,797	2143,970		21,119		
C_2H_4O									9411,378	6728,684	6728,684	6728,684			54,884	6873,391	52,967	1,797
H_2									426,508	426,508	426,508				426,508		426,508	
C_1H_6									2039,100	2039,100	2039,100				2039,100		2,749	2038,251
TOTAL	19144,608	2888,990	2836,855	25772,705	20938,850	11631,139	9304,911	11683,139	20556,058	20556,058	18730,689	18206,089	8693,642	5214,271	4833,713	6899,424	493,582	2537,131

Legenda Simbol

- Tangki
- Pompa
- ◇ Katup
- ◇ Katup C
- ◇ Katup L
- ◇ Katup R
- ◇ Katup S
- ◇ Katup T
- ◇ Katup V
- ◇ Katup W
- ◇ Katup X
- ◇ Katup Y
- ◇ Katup Z
- ◇ Katup AA
- ◇ Katup AB
- ◇ Katup AC
- ◇ Katup AD
- ◇ Katup AE
- ◇ Katup AF
- ◇ Katup AG
- ◇ Katup AH
- ◇ Katup AI
- ◇ Katup AJ
- ◇ Katup AK
- ◇ Katup AL
- ◇ Katup AM
- ◇ Katup AN
- ◇ Katup AO
- ◇ Katup AP
- ◇ Katup AQ
- ◇ Katup AR
- ◇ Katup AS
- ◇ Katup AT
- ◇ Katup AU
- ◇ Katup AV
- ◇ Katup AW
- ◇ Katup AX
- ◇ Katup AY
- ◇ Katup AZ
- ◇ Katup BA
- ◇ Katup BB
- ◇ Katup BC
- ◇ Katup BD
- ◇ Katup BE
- ◇ Katup BF
- ◇ Katup BG
- ◇ Katup BH
- ◇ Katup BI
- ◇ Katup BJ
- ◇ Katup BK
- ◇ Katup BL
- ◇ Katup BM
- ◇ Katup BN
- ◇ Katup BO
- ◇ Katup BP
- ◇ Katup BQ
- ◇ Katup BR
- ◇ Katup BS
- ◇ Katup BT
- ◇ Katup BU
- ◇ Katup BV
- ◇ Katup BW
- ◇ Katup BX
- ◇ Katup BY
- ◇ Katup BZ
- ◇ Katup CA
- ◇ Katup CB
- ◇ Katup CC
- ◇ Katup CD
- ◇ Katup CE
- ◇ Katup CF
- ◇ Katup CG
- ◇ Katup CH
- ◇ Katup CI
- ◇ Katup CJ
- ◇ Katup CK
- ◇ Katup CL
- ◇ Katup CM
- ◇ Katup CN
- ◇ Katup CO
- ◇ Katup CP
- ◇ Katup CQ
- ◇ Katup CR
- ◇ Katup CS
- ◇ Katup CT
- ◇ Katup CU
- ◇ Katup CV
- ◇ Katup CW
- ◇ Katup CX
- ◇ Katup CY
- ◇ Katup CZ
- ◇ Katup DA
- ◇ Katup DB
- ◇ Katup DC
- ◇ Katup DD
- ◇ Katup DE
- ◇ Katup DF
- ◇ Katup DG
- ◇ Katup DH
- ◇ Katup DI
- ◇ Katup DJ
- ◇ Katup DK
- ◇ Katup DL
- ◇ Katup DM
- ◇ Katup DN
- ◇ Katup DO
- ◇ Katup DP
- ◇ Katup DQ
- ◇ Katup DR
- ◇ Katup DS
- ◇ Katup DT
- ◇ Katup DU
- ◇ Katup DV
- ◇ Katup DW
- ◇ Katup DX
- ◇ Katup DY
- ◇ Katup DZ
- ◇ Katup EA
- ◇ Katup EB
- ◇ Katup EC
- ◇ Katup ED
- ◇ Katup EE
- ◇ Katup EF
- ◇ Katup EG
- ◇ Katup EH
- ◇ Katup EI
- ◇ Katup EJ
- ◇ Katup EK
- ◇ Katup EL
- ◇ Katup EM
- ◇ Katup EN
- ◇ Katup EO
- ◇ Katup EP
- ◇ Katup EQ
- ◇ Katup ER
- ◇ Katup ES
- ◇ Katup ET
- ◇ Katup EU
- ◇ Katup EV
- ◇ Katup EW
- ◇ Katup EX
- ◇ Katup EY
- ◇ Katup EZ
- ◇ Katup FA
- ◇ Katup FB
- ◇ Katup FC
- ◇ Katup FD
- ◇ Katup FE
- ◇ Katup FF
- ◇ Katup FG
- ◇ Katup FH
- ◇ Katup FI
- ◇ Katup FJ
- ◇ Katup FK
- ◇ Katup FL
- ◇ Katup FM
- ◇ Katup FN
- ◇ Katup FO
- ◇ Katup FP
- ◇ Katup FQ
- ◇ Katup FR
- ◇ Katup FS
- ◇ Katup FT
- ◇ Katup FU
- ◇ Katup FV
- ◇ Katup FW
- ◇ Katup FX
- ◇ Katup FY
- ◇ Katup FZ
- ◇ Katup GA
- ◇ Katup GB
- ◇ Katup GC
- ◇ Katup GD
- ◇ Katup GE
- ◇ Katup GF
- ◇ Katup GG
- ◇ Katup GH
- ◇ Katup GI
- ◇ Katup GJ
- ◇ Katup GK
- ◇ Katup GL
- ◇ Katup GM
- ◇ Katup GN
- ◇ Katup GO
- ◇ Katup GP
- ◇ Katup GQ
- ◇ Katup GR
- ◇ Katup GS
- ◇ Katup GT
- ◇ Katup GU
- ◇ Katup GV
- ◇ Katup GW
- ◇ Katup GX
- ◇ Katup GY
- ◇ Katup GZ
- ◇ Katup HA
- ◇ Katup HB
- ◇ Katup HC
- ◇ Katup HD
- ◇ Katup HE
- ◇ Katup HF
- ◇ Katup HG
- ◇ Katup HH
- ◇ Katup HI
- ◇ Katup HJ
- ◇ Katup HK
- ◇ Katup HL
- ◇ Katup HM
- ◇ Katup HN
- ◇ Katup HO
- ◇ Katup HP
- ◇ Katup HQ
- ◇ Katup HR
- ◇ Katup HS
- ◇ Katup HT
- ◇ Katup HU
- ◇ Katup HV
- ◇ Katup HW
- ◇ Katup HX
- ◇ Katup HY
- ◇ Katup HZ
- ◇ Katup IA
- ◇ Katup IB
- ◇ Katup IC
- ◇ Katup ID
- ◇ Katup IE
- ◇ Katup IF
- ◇ Katup IG
- ◇ Katup IH
- ◇ Katup II
- ◇ Katup IJ
- ◇ Katup IK
- ◇ Katup IL
- ◇ Katup IM
- ◇ Katup IN
- ◇ Katup IO
- ◇ Katup IP
- ◇ Katup IQ
- ◇ Katup IR
- ◇ Katup IS
- ◇ Katup IT
- ◇ Katup IU
- ◇ Katup IV
- ◇ Katup IW
- ◇ Katup IX
- ◇ Katup IY
- ◇ Katup IZ
- ◇ Katup JA
- ◇ Katup JB
- ◇ Katup JC
- ◇ Katup JD
- ◇ Katup JE
- ◇ Katup JF
- ◇ Katup JG
- ◇ Katup JH
- ◇ Katup JI
- ◇ Katup JJ
- ◇ Katup JK
- ◇ Katup JL
- ◇ Katup JM
- ◇ Katup JN
- ◇ Katup JO
- ◇ Katup JP
- ◇ Katup JQ
- ◇ Katup JR
- ◇ Katup JS
- ◇ Katup JT
- ◇ Katup JU
- ◇ Katup JV
- ◇ Katup JW
- ◇ Katup JX
- ◇ Katup JY
- ◇ Katup JZ
- ◇ Katup KA
- ◇ Katup KB
- ◇ Katup KC
- ◇ Katup KD
- ◇ Katup KE
- ◇ Katup KF
- ◇ Katup KG
- ◇ Katup KH
- ◇ Katup KI
- ◇ Katup KJ
- ◇ Katup KK
- ◇ Katup KL
- ◇ Katup KM
- ◇ Katup KN
- ◇ Katup KO
- ◇ Katup KP
- ◇ Katup KQ
- ◇ Katup KR
- ◇ Katup KS
- ◇ Katup KT
- ◇ Katup KU
- ◇ Katup KV
- ◇ Katup KW
- ◇ Katup KX
- ◇ Katup KY
- ◇ Katup KZ
- ◇ Katup LA
- ◇ Katup LB
- ◇ Katup LC
- ◇ Katup LD
- ◇ Katup LE
- ◇ Katup LF
- ◇ Katup LG
- ◇ Katup LH
- ◇ Katup LI
- ◇ Katup LJ
- ◇ Katup LK
- ◇ Katup LL
- ◇ Katup LM
- ◇ Katup LN
- ◇ Katup LO
- ◇ Katup LP
- ◇ Katup LQ
- ◇ Katup LR
- ◇ Katup LS
- ◇ Katup LT
- ◇ Katup LU
- ◇ Katup LV
- ◇ Katup LW
- ◇ Katup LX
- ◇ Katup LY
- ◇ Katup LZ
- ◇ Katup MA
- ◇ Katup MB
- ◇ Katup MC
- ◇ Katup MD
- ◇ Katup ME
- ◇ Katup MF
- ◇ Katup MG
- ◇ Katup MH
- ◇ Katup MI
- ◇ Katup MJ
- ◇ Katup MK
- ◇ Katup ML
- ◇ Katup MM
- ◇ Katup MN
- ◇ Katup MO
- ◇ Katup MP
- ◇ Katup MQ
- ◇ Katup MR
- ◇ Katup MS
- ◇ Katup MT
- ◇ Katup MU
- ◇ Katup MV
- ◇ Katup MW
- ◇ Katup MX
- ◇ Katup MY
- ◇ Katup MZ
- ◇ Katup NA
- ◇ Katup NB
- ◇ Katup NC
- ◇ Katup ND
- ◇ Katup NE
- ◇ Katup NF
- ◇ Katup NG
- ◇ Katup NH
- ◇ Katup NI
- ◇ Katup NJ
- ◇ Katup NK
- ◇ Katup NL
- ◇ Katup NM
- ◇ Katup NN
- ◇ Katup NO
- ◇ Katup NP
- ◇ Katup NQ
- ◇ Katup NR
- ◇ Katup NS
- ◇ Katup NT
- ◇ Katup NU
- ◇ Katup NV
- ◇ Katup NW
- ◇ Katup NX
- ◇ Katup NY
- ◇ Katup NZ
- ◇ Katup OA
- ◇ Katup OB
- ◇ Katup OC
- ◇ Katup OD
- ◇ Katup OE
- ◇ Katup OF
- ◇ Katup OG
- ◇ Katup OH
- ◇ Katup OI
- ◇ Katup OJ
- ◇ Katup OK
- ◇ Katup OL
- ◇ Katup OM
- ◇ Katup ON
- ◇ Katup OO
- ◇ Katup OP
- ◇ Katup OQ
- ◇ Katup OR
- ◇ Katup OS
- ◇ Katup OT
- ◇ Katup OU
- ◇ Katup OV
- ◇ Katup OW
- ◇ Katup OX
- ◇ Katup OY
- ◇ Katup OZ
- ◇ Katup PA
- ◇ Katup PB
- ◇ Katup PC
- ◇ Katup PD
- ◇ Katup PE
- ◇ Katup PF
- ◇ Katup PG
- ◇ Katup PH
- ◇ Katup PI
- ◇ Katup PJ
- ◇ Katup PK
- ◇ Katup PL
- ◇ Katup PM
- ◇ Katup PN
- ◇ Katup PO
- ◇ Katup PP
- ◇ Katup PQ
- ◇ Katup PR
- ◇ Katup PS
- ◇ Katup PT
- ◇ Katup PU
- ◇ Katup PV
- ◇ Katup PW
- ◇ Katup PX
- ◇ Katup PY
- ◇ Katup PZ
- ◇ Katup QA
- ◇ Katup QB
- ◇ Katup QC
- ◇ Katup QD
- ◇ Katup QE
- ◇ Katup QF
- ◇ Katup QG
- ◇ Katup QH
- ◇ Katup QI
- ◇ Katup QJ
- ◇ Katup QK
- ◇ Katup QL
- ◇ Katup QM
- ◇ Katup QN
- ◇ Katup QO
- ◇ Katup QP
- ◇ Katup QQ
- ◇ Katup QR
- ◇ Katup QS
- ◇ Katup QT
- ◇ Katup QU
- ◇ Katup QV
- ◇ Katup QW
- ◇ Katup QX
- ◇ Katup QY
- ◇ Katup QZ
- ◇ Katup RA
- ◇ Katup RB
- ◇ Katup RC
- ◇ Katup RD
- ◇ Katup RE
- ◇ Katup RF
- ◇ Katup RG
- ◇ Katup RH
- ◇ Katup RI
- ◇ Katup RJ
- ◇ Katup RK
- ◇ Katup RL
- ◇ Katup RM
- ◇ Katup RN
- ◇ Katup RO
- ◇ Katup RP
- ◇ Katup RQ
- ◇ Katup RR
- ◇ Katup RS
- ◇ Katup RT
- ◇ Katup RU
- ◇ Katup RV
- ◇ Katup RW
- ◇ Katup RX
- ◇ Katup RY
- ◇ Katup RZ
- ◇ Katup SA
- ◇ Katup SB
- ◇ Katup SC
- ◇ Katup SD
- ◇ Katup SE
- ◇ Katup SF
- ◇ Katup SG
- ◇ Katup SH
- ◇ Katup SI
- ◇ Katup SJ
- ◇ Katup SK
- ◇ Katup SL
- ◇ Katup SM
- ◇ Katup SN
- ◇ Katup SO
- ◇ Katup SP
- ◇ Katup SQ
- ◇ Katup SR
- ◇ Katup SS
- ◇ Katup ST
- ◇ Katup SU
- ◇ Katup SV
- ◇ Katup SW
- ◇ Katup SX
- ◇ Katup SY
- ◇ Katup SZ
- ◇ Katup TA
- ◇ Katup TB
- ◇ Katup TC
- ◇ Katup TD
- ◇ Katup TE
- ◇ Katup TF
- ◇ Katup TG
- ◇ Katup TH
- ◇ Katup TI
- ◇ Katup TJ
- ◇ Katup TK
- ◇ Katup TL
- ◇ Katup TM
- ◇ Katup TN
- ◇ Katup TO
- ◇ Katup TP
- ◇ Katup TQ
- ◇ Katup TR
- ◇ Katup TS
- ◇ Katup TT
- ◇ Katup TU
- ◇ Katup TV
- ◇ Katup TW
- ◇ Katup TX
- ◇ Katup TY
- ◇ Katup TZ
- ◇ Katup UA
- ◇ Katup UB
- ◇ Katup UC
- ◇ Katup UD
- ◇ Katup UE
- ◇ Katup UF
- ◇ Katup UG
- ◇ Katup UH
- ◇ Katup UI
- ◇ Katup UJ
- ◇ Katup UK
- ◇ Katup UL
- ◇ Katup UM
- ◇ Katup UN
- ◇ Katup UO
- ◇ Katup UP
- ◇ Katup UQ
- ◇ Katup UR
- ◇ Katup US
- ◇ Katup UT
- ◇ Katup UU
- ◇ Katup UV
- ◇ Katup UW
- ◇ Katup UX
- ◇ Katup UY
- ◇ Katup UZ
- ◇ Katup VA
- ◇ Katup VB
- ◇ Katup VC
- ◇ Katup VD
- ◇ Katup VE
- ◇ Katup VF
- ◇ Katup VG
- ◇ Katup VH
- ◇ Katup VI
- ◇ Katup VJ
- ◇ Katup VK
- ◇ Katup VL
- ◇ Katup VM
- ◇ Katup VN
- ◇ Katup VO
- ◇ Katup VP
- ◇ Katup VQ
- ◇ Katup VR
- ◇ Katup VS
- ◇ Katup VT
- ◇ Katup VU
- ◇ Katup VV
- ◇ Katup VW
- ◇ Katup VX
- ◇ Katup VY
- ◇ Katup VZ
- ◇ Katup WA
- ◇ Katup WB
- ◇ Katup WC
- ◇ Katup WD
- ◇ Katup WE
- ◇ Katup WF
- ◇ Katup WG
- ◇ Katup WH
- ◇ Katup WI
- ◇ Katup WJ
- ◇ Katup WK
- ◇ Katup WL
- ◇ Katup WM
- ◇ Katup WN
- ◇ Katup WO
- ◇ Katup WP
- ◇ Katup WQ
- ◇ Katup WR
- ◇ Katup WS
- ◇ Katup WT
- ◇ Katup WU
- ◇ Katup WV
- ◇ Katup WW
- ◇ Katup WX
- ◇ Katup WY
- ◇ Katup WZ
- ◇ Katup XA
- ◇ Katup XB
- ◇ Katup XC
- ◇ Katup XD
- ◇ Katup XE
- ◇ Katup XF
- ◇ Katup XG
- ◇ Katup XH
- ◇ Katup XI
- ◇ Katup XJ
- ◇ Katup XK
- ◇ Katup XL
- ◇ Katup XM
- ◇ Katup XN
- ◇ Katup XO
- ◇ Katup XP
- ◇ Katup XQ
- ◇ Katup XR
- ◇ Katup XS
- ◇ Katup XT
- ◇ Katup XU
- ◇ Katup XV
- ◇ Katup XW
- ◇ Katup XX
- ◇ Katup XY
- ◇ Katup XZ
- ◇ Katup YA
- ◇ Katup YB
- ◇ Katup YC
- ◇ Katup YD
- ◇ Katup YE
- ◇ Katup YF
- ◇ Katup YG
- ◇ Katup YH
- ◇ Katup YI
- ◇ Katup YJ
- ◇ Katup YK
- ◇ Katup YL
- ◇ Katup YM
- ◇ Katup YN
- ◇ Katup YO
- ◇ Katup YP
- ◇ Katup YQ
- ◇ Katup YR
- ◇ Katup YS
- ◇ Katup YT
- ◇ Katup YU
- ◇ Katup YV
- ◇ Katup YW
- ◇ Katup YX
- ◇ Katup YY
- ◇ Katup YZ
- ◇ Katup ZA
- ◇ Katup ZB
- ◇ Katup ZC
- ◇ Katup ZD
- ◇ Katup ZE
- ◇ Katup ZF
- ◇ Katup ZG
- ◇ Katup ZH
- ◇ Katup ZI
- ◇ Katup ZJ
- ◇ Katup ZK
- ◇ Katup ZL
- ◇ Katup ZM
- ◇ Katup ZN
- ◇ Katup ZO
- ◇ Katup ZP
- ◇ Katup ZQ
- ◇ Katup ZR
- ◇ Katup ZS
- ◇ Katup ZT
- ◇ Katup ZU
- ◇ Katup ZV
- ◇ Katup ZW
- ◇ Katup ZX
- ◇ Katup ZY
- ◇ Katup ZZ

Legenda Temperatur

- 100°C
- 150°C
- 200°C
- 250°C
- 300°C
- 350°C
- 400°C
- 450°C
- 500°C
- 550°C
- 600°C
- 650°C
- 700°C
- 750°C
- 800°C
- 850°C
- 900°C
- 950°C
- 1000°C

Legenda Simbol

- Steam
- Air
- DowTherm Pendingin
- DowTherm A Pemanas
- DowTherm A Pendingin
- Steam /kondensat
- Air

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK DAN MINERAL
UNIVERSITAS SLEM BUDONEMO
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI ETANOL
KAPASITAS PRODUKSI : 28 000 TON/TAHUN

Dibuat oleh: No. Inskripsi Mahasiswa

NAMA : No. 2012.12

ALAMAT : No. 2012.12

YOGYAKARTA, 20 Desember 2012, 11.14

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN








1. Nama Mahasiswa : Hamel Farhan

No. MHS : 19521121

Judul Perancangan : PRA RANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI
ETANOL DENGAN KAPASITSAS 28.000
TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 11 Maret 2023

Batas Akhir Bimbingan : 11 Maret 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28 Maret 2023	Konsultasi persiapan pengerjaan tugas akhir	
2.	11 April 2023	Konsultasi mengenai data impor, ekspor, produksi, dan konsumsi	
3.	12 Juni 2023	Konsultasi mengenai penentuan kapasitas pabrik	
4.	19 Juni 2023	Konsultasi pemilihan kapasitas pabrik yang digunakan dan tinjauan proses	
5.	27 Juni 2023	Konsultasi penentuan penentuan proses dan tinjauan kinetika dan tinjauan termodinamika	
6	21 July 2023	Konsultasi Uraian Proses dan spesifikasi bahan	
7	4 Agustus 2023	Konsultasi Diagram Alir dan Neraca Massa	

7	11 Agustus 2023	Konsultasi Neraca Massa	P
8	18 Agustus 2023	Konsultasi Perancangan Reaktor	P
9	31 Agustus 2023	Konsultasi Luaran dan Perancangan Reaktor	P
10.	15 Seprtember 2023	Konsultasi Perancangan Reaktor dan Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung	P
11.	22 September 2023	Konsultasi Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung	P
12.	29 September 2023	Konsultasi Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung	P
13.	13 Oktober 2023	Konsultasi Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung dan Perancangan alat transportasi bahan	P
14.	20 Oktober 2023	Konsultasi Perancangan alat transportasi bahan, Perancangan alat penukar panas dan Perhitungan neraca panas	P
15.	27 Oktober 2023	Konsultasi Pembuatan Process Engineering Flow Diagram (PEFD), Penentuan lokasi, tata letak pabrik, dan struktur organisasi perusahaan serta Perancangan unit utilitas	P
16.	01 November 2023	Konsultasi Revisian Process Engineering Flow Diagram (PEFD), Penentuan lokasi, tata letak pabrik, dan struktur organisasi perusahaan serta Perancangan unit utilitas dan Konsultasi Ekonomi	P
17.	06 November 2023	Konsultasi Naskah dan persetujuan sidang	P

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 07 November 2023

Pembimbing,

A handwritten signature in blue ink, consisting of several loops and a vertical line, positioned above the name of the supervisor.

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.