

**PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI
N-BUTANA DENGAN PROSES HOUDRY DENGAN KAPASITAS 100.000
TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

**Nama : AGNATA RANUBAWONO
No. Mahasiswa : 15521032**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2015

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN
PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Agnata Ranubawono

No. Mahasiswa : 15521032

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, 1 Agustus 2021



Agnata Ranubawono

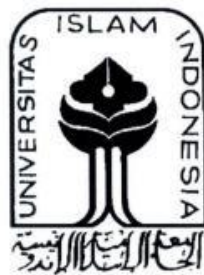
NIM : 15521032

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA
DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA
DENGAN PROSES HOUDRY DENGAN
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Agnata Ranubawono

No. Mahasiswa : 15521032

Yogyakarta, 1 Agustus 2021

Pembimbing I,



Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.

Pembimbing II



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA DENGAN PROSES HOUDRY DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Agnata Ranubawono

NIM: 15521032

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, Agustus 2021

Tim Penguji,

Ketua

: Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

(*Arif Hidayat*)

Anggota 1

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

(*Ariany Zulkania*)

Anggota 2

: Fadilla Noor Rahma, S.T., M.Sc.

(*Fadilla Noor Rahma*)

Mengetahui, Ketua Program Studi Teknik

Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno

Rusdi NIK.

845210

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahirobbil ‘Alamin. Puji dan Syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Sholawat serta salam tak lupa di haturkan kepada Nabi Besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliyah menuju zaman terang benderang.

Tugas Akhir penulis yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENA DARI DEHIDROGENASI N-BUTANA DENGAN PROSES HOUDRY DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN” disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang penulis pelajari selama di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat agar dapat mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan baik atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas seluruh kebaikan-Nya yang tidak pernah putus selama proses penulisan Tugas Akhir ini. Selesainya Tugas Akhir ini adalah Rahmat dari-Nya.
2. Kedua Orang Tua atas kasih sayang nya, yang memberikan dukungan moril dan materil serta doa tak pernah terputus yang dipanjatkan kepada ALLAH SWT untuk penulis.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
4. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D. , selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
5. Bapak Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T. dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T selaku pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penulisan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh dosen dan civitas akademik di lingkungan Fakultas Teknologi Industri.

7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2015 yang selalu support.
8. Seluruh pihak yang tidak bisa disebutkan satu per satu yang telah membantu selesainya Tugas Akhir ini.
9. Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir yang di buat ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak. Besar harapan penulis agar laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi banyak pihak maupun bagi penulis selaku penyusun.

Yogyakarta, 1 Agustus 2021



Penyusun

الجمهورية الإسلامية اندونيسية

DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	3
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	Error! Bookmark not defined.
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
BAB 1.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik.....	2
1.2.1 kebutuhan Produk di Indonesia	2
1.2.2 Kapasitas Komersial	8
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku	9
1.2.4 Jenis proses produksi <i>1,3 Butadiene</i>	9
1.2.5 Tujuan proses Houdry	11
1.2.5 Kegunaan <i>1,3 Butadiene</i>	12
1.2.6 Sifat Fisis dan Kimia senyawa Yang Terlibat	12
BAB II.....	16
PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	16
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (Katalis)	17
2.4 Pengendalian Kualitas	18
2.4.1 Pengendalian kualitas bahan baku	18
2.4.2 Pengendalian kualitas bahan pendukung.....	19
2.4.3 Pengendalian kualitas bahan Waktu	19
2.4.4 Pengendalian kualitas bahan Waktu	19
BAB III	21
PERANCANGAN PROSES.....	21

3.1 Uraian Proses	21
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	21
3.1.2. Tahap Reaksi Pembentukan Produk	21
3.1.3 Tahap Pendinginan, Kompresi, Dan Pemisahan Hidrogen Pada Produk	22
3.1.4 Fraksinasi	22
3.1.5. Tahap Penyimpanan	23
3.2 Spesifikasi Alat / Mesin Produk	23
3.2.1 Reaktor	23
3.2.2.FURNACE	25
3.2.3. Kondenser Parsial	26
3.2.4. Kompresor	27
3.2.5 SEPARATOR	27
3.2.6 Menara Distilasi	29
3.2.7 Tangki penyimpanan	30
3.2.8 HEAT EXCHANGER	32
3.2.9 REBOILER	35
3.2.10 KONDENSER	37
3.2.11 AKUMULATOR	38
3.2.12 POMPA	39
3.3 PERANCANGAN PRODUKSI	42
3.3.1. KAPASITAS PERANCANGAN	42
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat proses	43
BAB IV	45
4. 1 Lokasi Pabrik	45
4. 2 Tata Letak Pabrik	47
4.3 Tata Letak Alat Proses	52
4.4 Alir Proses dan Material	56
4.5 Perawatan dan Utilitas	78
4.5.2 Utilitas	80
4.5.3 Unit Pengadaan Air	82
4.5.4 Pengolahan Air	85
4.5.5 Unit Penyediaan Steam	88
4.5.6 Unit Penyediaan Listrik	88
4.5.7Unit Penyedia Udara Tekan	89
4.5.8 Unit Pengadaan Bahan Bakar	90
4.5.9 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	90

4.5.10 Laboratorium	106
4.6 Organisasi Perusahaan	109
4.6.1 Bentuk Perusahaan	109
4.6.2 Struktur Organisasi	110
4.6.3 Tugas dan Wewenang	100
4.6 Evaluasi Ekonomi	117
BAB V	142
PENUTUP	142
5.1 Kesimpulan	142
5.2 Saran	143
DAFTAR PUSTAKA	144

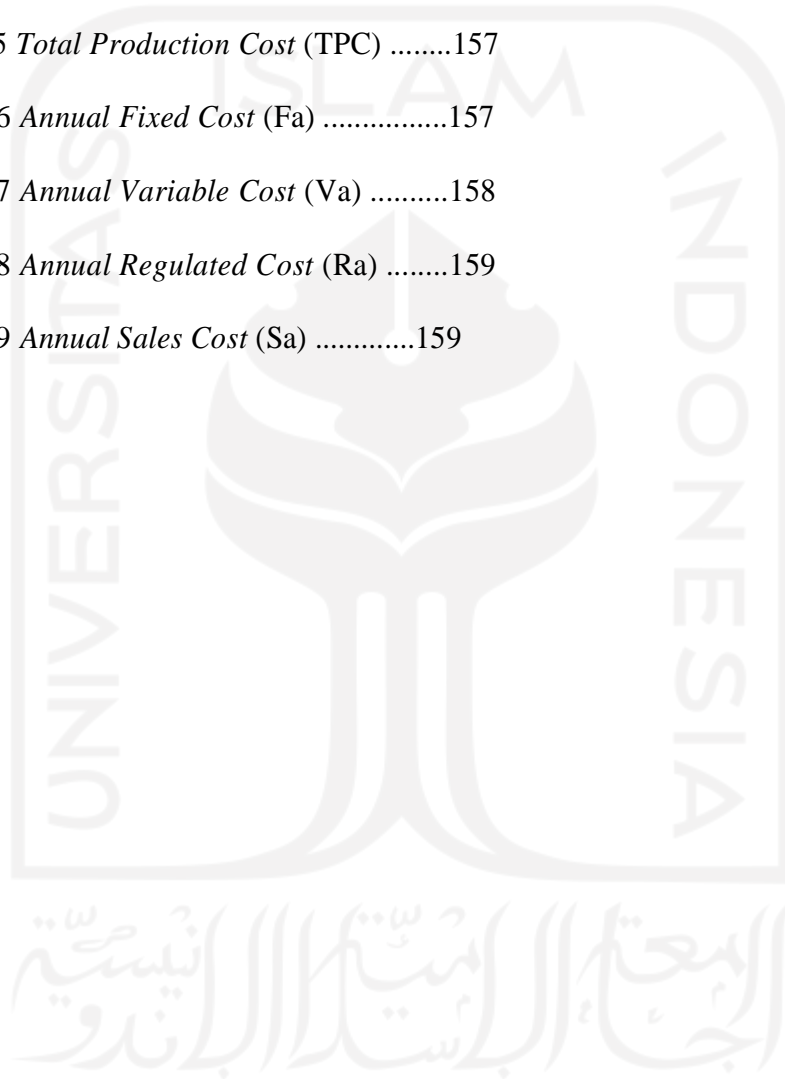


DAFTAR TABEL

Tabel 1 .1 Perkembangan Impor <i>1,3 Butadiene</i> di Indonesia.....	2
Tabel 1 .2 Data Perkembangan Produksi <i>1,3 Butadiene</i> di Indonesia	3
Tabel 1. 3Data Perkembangan Ekspor <i>Butadiene</i> di Indonesia.....	4
Tabel 1. 4 Data Pemakaian atau Konsumsi <i>Butadiene</i> di Indonesia	5
Tabel 1. 5Pabrik <i>butadiene</i> di dunia	7.
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Dari Etanol dan Houndry Process	9
Tabel 1. 7Tabel Sifat Fisis dan Kimia Senyawa yang Terlibat..	11
Tabel 2. 1Spesifikasi Produk.....	12 .
Tabel 3 .1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan <i>n-butana</i>	26
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk samping Hidrogen	27.
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk.....	26
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Furnace</i>	21 .
Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor	20. .
Tabel 3. 6 Spesifikasi Menara Destilasi (MD-03)...	25
Tabel 3. 7 Spesifikasi Kondenser Parsial (CD-01)...	22
Tabel 3. 8 Spesifikasi Kondenser Parsial (CD-02)....	
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>Separator</i>	24
Tabel 3 .11 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-01)	
Tabel 3 .11 Spesifikasi <i>kompresore</i> (k-01).....	23
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-01) ...	27
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-02) ...	27
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Heat exchanger</i> (HE-03)	28
Tabel 3 .19 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-04)	28

Tabel 4. 1 Neraca Massa Overall	60
Tabel 4. 2 Neraca Massa Tangki 01	53
Tabel 4. 3 Neraca Massa Furnance	54
Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor	55
Tabel 4. 5 Neraca Massa kondensor parsial	56
Tabel 4. 6 Neraca Massa Tangki 02	57
Tabel 4. 7 Neraca Massa MD	58
Tabel 4. 8 Neraca Massa Tangki 03	59
Tabel 4. 9 Neraca Energi Furnance	61
Tabel 4. 10 Neraca Energi HE 01	62
Tabel 4. 11 Neraca Energi HE-02	63
Tabel 4. 12 Neraca Energi HE-03	64
Tabel 4. 13 Neraca Energi HE-04	65
Tabel 4. 14 Neraca Energi CD-01	66
Tabel 4. 15 Neraca Energi Reaktor	67
Tabel 4. 16 Neraca Energi MD-01	68
Tabel 4. 17 Neraca Energi CD-02	68
Tabel 4. 18 Neraca Energi Reboiler	68
Tabel 4. 19 Kebutuhan Listrik Utilitas	76
Tabel 4. 20 Sistem Gaji	130
Tabel 4. 21 Jadwal Pembagian <i>Shift</i>	129
Tabel 4. 23 Jabatan dan Keahlian	130
Tabel 4. 24 Harga Alat Proses	149
Tabel 4. 25 Harga Alat Utilitas	149
Tabel 4. 26 <i>Physichal Plant Cost</i> (PPC)	152.
Tabel 4. 27 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	152.
Tabel 4. 28 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI) ..	153

Tabel 4. 29 <i>Working Capital Investment (WCI)</i> ...	154.
Tabel 4. 30 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	155
Tabel 4. 31 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> ...	155
Tabel 4. 32 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	156
Tabel 4. 33 <i>Total Manufacturing Cost</i>	156
Tabel 4. 34 <i>General Expense (GE)</i>	157
Tabel 4. 35 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	157
Tabel 4. 36 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	157
Tabel 4. 37 <i>Annual Variable Cost (Va)</i>	158
Tabel 4. 38 <i>Annual Regulated Cost (Ra)</i>	159
Tabel 4. 39 <i>Annual Sales Cost (Sa)</i>	159



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Grafik Impor <i>1,3 Butadiene</i>	2.
Gambar 1. 2	Grafik Produksi <i>1,3 butadiene</i>	4.
Gambar 1. 3	Grafik Ekspor <i>1,3 Butadiene</i>	5.
Gambar 1. 4	Grafik Konsumsi <i>1,3 Butadiene</i> ...	6
Gambar 4 .1	Lahan kosong untuk Lokasi Pabrik	39.
Gambar 4. 2	Tata Letak Pabrik	48
Gambar 4.3	Tata Letak Alat Proses	50
Gambar 4 4	Struktur Organisasi Perusahaan ...	120. .
Gambar 4.5	Tahun vs indeks harga	141..
Gambar 4.6	Grafik SDP dan BEP	160

ABSTRAK

Pabrik *1,3-Butadiena* dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah *n-butana* dengan kemurnian 98% sebanyak 166.615 ton/tahun. Direncanakan pabrik ini akan didirikan di kawasan Gresik, Jawa Timur pada tahun 2026, dan beroperasi pada tahun 2028. *1,3-Butadiena* dibuat dengan cara dehidrogenasi pada suhu 639°C - 650°C dan tekanan maksimum 5 atm di dalam suatu *fixed bed type single bed* dengan kondisi *non adiabatic non isothermal* dengan katalis *chromia alumina*. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis, sehingga untuk mempertahankan suhu dialirkan *combustion gas* sebagai pemanas di dalam *shell*. Konversi *n-butana* sebesar 87%. Produk reaktor kemudian dimurnikan dalam menara Distilasi dan dipisahkan dengan Separator, sehingga diperoleh *1,3-Butadiena* dengan kemurnian 95%. Unit pendukung proses terdiri atas unit pengadaan air sebesar 246506.4543 ton/tahun, unit pengadaan *steam* sebanyak 120602.1881 ton/tahun, unit pengadaan udara tekan ($P = 4,00 \text{ atm}$, $T = 457,69 \text{ K}$) sebanyak 56.0736 m³/jam. Pabrik ini memiliki unit pengadaan listrik dengan daya 364.36763 kW. Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari 68 orang karyawan *shift* dan 32 orang karyawan *non-shift*. Berdasarkan kriteria yang ada pabrik tergolong beresiko tinggi. Biaya produksi total sebesar Rp11,559,982,931,706 per tahun. Keuntungan sebelum pajak tiap tahun Rp231,858,778,529 dan sesudah pajak sebesar Rp115,929,389,265. Hasil analisis ekonomi menunjukkan Return on Investment (ROI) setelah pajak 33,45%, Pay Out Time (POT) sesudah pajak 3,74 tahun, Break Event Point (BEP) pada 55,05% kapasitas terpasang dan Shut Down Point (SDP) pada 45,88% kapasitas terpasang, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) sebesar 15,41%. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, pabrik *1,3-Butadiena* dari dehidrogenasi *n-Butana* dirancang dengan kapasitas 125.000 ton/tahun ini menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : *1,3- Butadiena*, dehidrogenasi, *fixed bed type single bed*, *n-Butane*

ABSTRACT

The 1,3-Butadiene plant is designed with a capacity of 100,000 tons/year. The raw material needed is n-butane with a purity of 98% as much as 166,615 tons/year. It is planned that this factory will be established in the Gresik area, East Java in 2026, and operate in 2028. 1,3-Butadiene is made by dehydrogenation at a temperature of 639°C - 650°C and a maximum pressure of 5 atm in a fixed bed type single bed with non adiabatic non isothermal condition with chromia alumina catalyst. The reaction that occurs is endothermic, so to maintain the temperature, combustion gas flows as a heater in the shell. The n-butane conversion is 87%. The reactor product is then purified in a distillation tower and separated by a separator, in order to obtain 1,3-Butadiene with a purity of 95%. Process support units consist of a water supply unit of 246506.4543 tons/year, a steam supply unit of 120602.1881 tons/year, a compressed air supply unit ($P = 4.00 \text{ atm}$, $T = 457.69 \text{ K}$) of 56.0736 m³/hour. This plant has an electricity supply unit with a power of 364,36763 kW. The form of the company chosen is a Limited Liability Company (PT), with a line and staff organizational structure. The employee work system is based on the division of working hours consisting of 68 shift employees and 32 non-shift employees. Based on the existing criteria, the factory is classified as high risk. The total production cost is Rp.11,559,982,931,706 per year. The profit before tax is IDR 231,858,778,529 and after tax is IDR 115,929,389,265. The results of the economic analysis show Return on Investment (ROI) after tax 33.45%, Pay Out Time (POT) after tax 3.74 years, Break Event Point (BEP) at 55.05% installed capacity and Shut Down Point (SDP) at 45.88% of installed capacity, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 15.41%. Based on the results of the economic analysis, the 1,3-Butadiene plant from the dehydrogenation of n-Butane designed with a capacity of 125,000 tons/year is interesting to study further.

Key words : 1,3- Butadiene, dehydrogenation, fixed bed type single bed, n-Butana

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Pertumbuhan industri di Indonesia saat ini cukup pesat dan patut dibanggakan. Indonesia sebagai negara berkembang saat ini berusaha untuk memenuhi kebutuhan berbagai bahan kimia. Untuk melancarkan proses industrialisasi. Bahan kimia tersebut meliputi bahan baku, bahan setengah jadi, dan bahan pembantu industri. Pemerintah memprioritaskan pembangunan pabrik kimia agar dapat mendorong pertumbuhan industri lain. Hal ini terjadi bukan hanya karena faktor sumber daya alam yang memadai. Wilayah yang strategis, tetapi juga dipengaruhi oleh pemasaran yang luas dan prospek yang cerah.

Industri butadiena adalah industri yang mempunyai prospek bagus, karena kebutuhan setiap tahunnya meningkat. Butadiena umumnya dimanfaatkan sebagai bahan pembuatan karet sintesis yang memiliki sifat elastomer, lebih untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, karena selama ini butadiena tahan panas, abrasi dan oksidasi dibandingkan karet alam. Oleh karena itu, semakin banyak industri yang mengembangkan karet sintesis ini dengan pertimbangan masih banyak diimpor dari Amerika Serikat, Korea Selatan dan Jepang, serta untuk melakukan usaha yang secara ekonomi maupun sosial menguntungkan.

Butadiena terdapat dalam dua bentuk isomer yaitu *1,2-Butadiena* dan *1,3-Butadiena*, dimana *1,3- Butadiena* lebih banyak ditemui karena lebih mudah menguap pada suhu yang lebih tinggi. *1,3- Butadiena* memiliki rumus molekul C_4H_6 merupakan senyawa diena terkonjugasi, dengan nama lain *buta-1,3-diene*, *biehylene*, *erythrene* dan *vinylthylene*. Ciri-ciri butadiena berupa gas tidak berwarna, berbau aromatik, tidak korosif, mudah terbakar dan sangat reaktif. Butadiena tidak larut dalam air tapi mudah larut dalam alkohol dan eter. Produksi butadiena sebagian besar berasal dari hasil perengkahan *crude oil* menggunakan *naphtha cracker* dengan distilasi ekstratif C_4 atau dengan oksidatif dehidrogenasi senyawa butena atau n-Butana.

Contoh penggunaan *1,3- Butadiena* adalah pada sintesis *styrene Butadiena Rubber* (SBR) dan *polybutadiene Rubber* (PBR) yang dimanfaatkan untuk pembuatan ban mobil. Selain itu, pada sintesis *Acrylonitrile Butadiene Styrene* (ABS) untuk industri plastik. Butadiena juga

digunakan untuk pembuatan bahan kimia lain seperti *4-vinylcyclohexene* dan *cycloalkenes*. Butadiena juga digunakan dalam polimerisasi menghasilkan stirena- butadiena lateks, yang digunakan untuk bawahan karpet, selang, dan segel gasket.

Begitu banyaknya kegunaan butadiena diharapkan produksi dalam negeri terus meningkat agar dapat memenuhi kebutuhan sesuai dengan sasaran yang akan dicapai dalam pembangunan nasional. Dan diharapkan dengan kehadiran pabrik *1,3- butadiene* ini akan dapat memacu perekonomian, memperkecil ketergantungan terhadap impor *1,3- Butadiene*, membuka lapangan kerja baru dan memberikan devisa bagi negara. Dengan didukung teknologi dan sumber daya yang melimpah, diharapkan dengan pembangunan pabrik di Indonesia menjadi faktor pendorong dalam pengembangan hilirisasi industri, terutama industri karet.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Pabrik *1,3- Butadiena* dari dehidrogenasi N- Butana dengan proses Houdry akan dibangun dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Untuk pembangunan pabrik di tahun 2025. Penentuan kapasitas ini dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan antara lain :

1.2.1 kebutuhan Produk di Indonesia

a. Supply

➤ Impor

Dari data statistik yang diterbitkan Badan pusat Statistik tentang kebutuhan impor *1,3- Butadiene* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan secara dratis dan mengalami penurunan secara signifikan. Perkembangan data impor akan *1,3- Butadiene* di Indonesia pada tahun 2015 sampai tahun 2019 dapat dilihat tabel berikut:

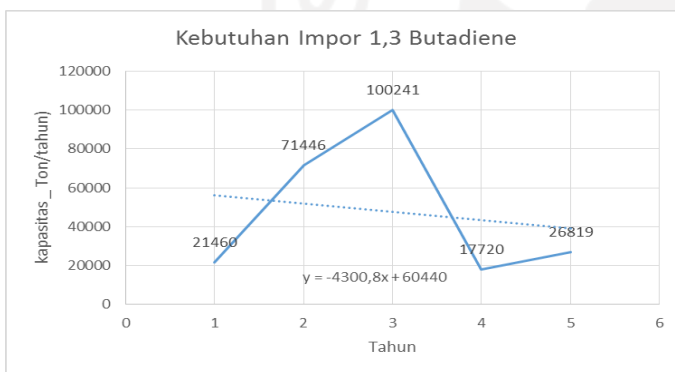
Tabel 1.1 Perkembangan Impor *1,3 Butadiene* di Indonesia.

no	tahun	ton/tahun
1	2015	21460
2	2016	71446
3	2017	100241
4	2018	17720

5	2019	26819
---	------	-------

Sumber : Badan pusat statistik, November 2020)

Dari data impor diatas dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor dari sumbu y, grafik dapat dilihat sebagai berikut :



Gambar1. Grafik impor 1,3 Butadiene

Perkiraan impor 1,3 Butadiene di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -4300,8x + 60440$ dimana nilai x sebagai tahun dan y sebagai jumlah impor 1,3 Butadiene.

Dengan persamaan diatas diperkirakan untuk tahun 2025 kebutuhan impor 1,3 Butadiene di Indonesia sebesar :

$$y = -4300,8x + 60440$$

$$y = 13131,2 \text{ ton/tahun}$$

➤ **Produksi**

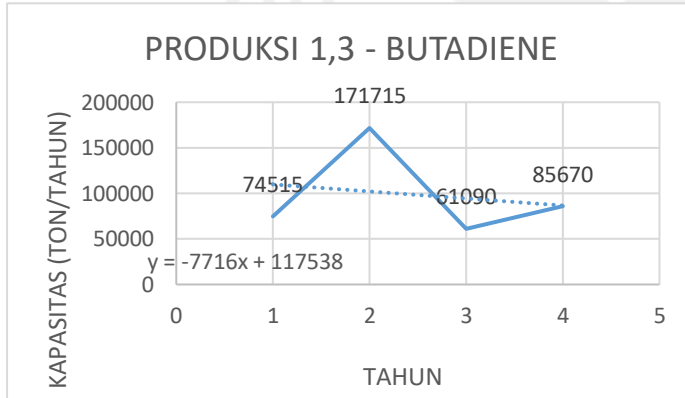
Produksi *1,3 Butadiene* dalam negeri menurut data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun sempat mengalami peningkatan lalu grafik menunjukkan penurunan produksi pada tahun yang ditunjukkan pada tabel berikut

Tabel 1.2 Data perkembangan produksi *1,3 Butadiene* di Indonesia

no	tahun	ton/ tahun
1	2016	74515
2	2017	171715
3	2018	61090
4	2019	85670

Sumber Badan Pusat Stastitik, November 2020)

Dari data produksi *1,3 Butadiene* di atas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data produksi dari sumbu y. Grafik bisa dilihat sebagai berikut:



Gambar 1.2 Grafik Produksi *1,3 Butadiene*

Perkiraan produksi *1,3 Butadiene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -7716x + 117538$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah produksi butadiene di Indonesia sebesar

$$Y = -7716x + 117538$$

$$Y = 40378 \text{ ton/ tahun}$$

Berdasarkan data impor dan produksi *1,3 Butadiene* di Indonesia pada tahun 2025 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai supply butadiene di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{produksi} \\ &= (13131,2 + 40378) \text{ ton/tahun} \\ &= 53.509,2 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

b. Demand

➤ Ekspor

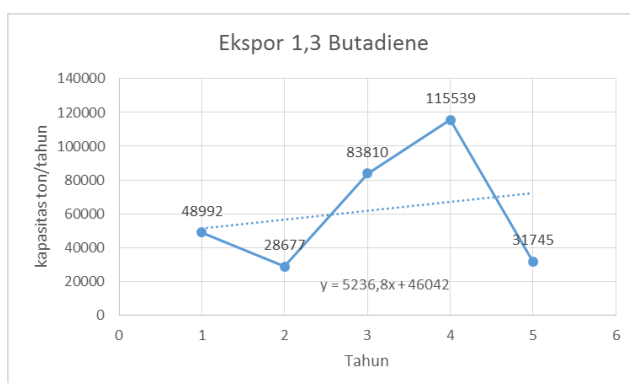
Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) tentang ekspor *1,3 Butadiene* di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami perkembangan sampai tahun 2017. Tetapi pada tahun 2019 mengalami penurunan nilai ekspor dan dapat dilihat pada tabel berikut :

No	tahun	ton/tahun
1	2014	48992
2	2015	28677
3	2016	83810
4	2017	115539
5	2019	31745

Tabel 1.3 Data perkembangan ekspor *1,3 Butadien* di Indonesia

Sumber : BPS November 2020)

Dari data ekspor *1,3 Butadiene* diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan data ekspor dari sumbu y. Grafik dapat dilihat pada gambar 1.3



Perkiraan ekspor *1,3 Butadiene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan persamaan $y = 5236,8 x + 46042$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah ekspor butadiene. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2025 kebutuhan ekspor *1,3 Butadiene* di Indonesia sebesar:

$$y = 5236,8 x + 46042$$

$$y = 103646,8 \text{ ton/tahun}$$

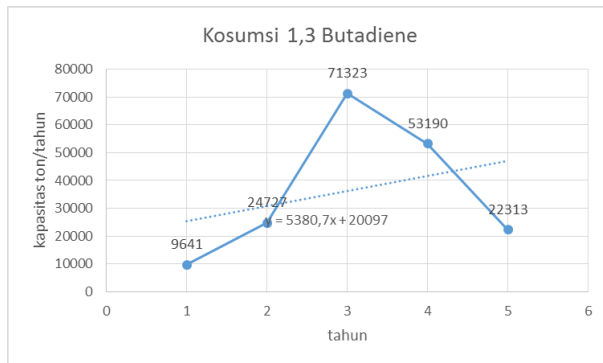
➤ **Konsumsi Dalam Negeri**

Konsumsi *1,3 Butadiene* dalam negeri menurut Data statistik yang diterbitkan Badan Pusat Statistik (BPS) di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat tetapi mengalami penurunan di tahun 2018 tabel bisa dilihat sebagai berikut.

Tabel 1.4 Data Pemakaian atau konsumsi Di Indonesia

no	Tahun	ton/tahun
1	2013	9641
2	2014	24727
3	2015	71323
4	2016	53190
5.	2017	22313

Dari data konsumsi *1,3 Butadiene* diatas dapat dibuat grafik Linear antara data tahun pada sumbu x dan konsumsi dari sumbu y. Grafik dapat dilihat sebagai berikut :



Perkiraan konsumsi *1,3 Butadiene* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 5380,7x + 20097$ dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah konsumsi *1,3 Butadiene* . dengan persamaan di atas: diperkirakan untuk tahun 2025 kebutuhan konsumsi butadiene di Indonesia sebesar :

$$Y = 5380,7x + 20097$$

$$Y = 84665,4 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi *1,3 Butadiene* di Indonesia pada tahun 2025 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai demand (permintaan) dari *1,3 Butadiene* di Indonesia Yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{ekspor} + \text{konsumsi} \\ &= (103646,8 + 84665,4) \text{ ton / tahun} \\ &= 188312,2 \text{ Ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2025. Maka, peluang pasar untuk *1,3 Butadiene* dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Kosumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{produksi} + \text{Impor}) \\ &= (103646,8 + 84665,4) - (13131,2 + 40378) \\ &= 134803 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik *1,3 Butadiene* yang akan didirikan diambil 74,25 % dari peluang 74,25 % x 134803 = 100.091,2 ton/tahun

Dari data dan hasil perhitungan perancangan pabrik *1,3 Butadiene* ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 100.000 ton/tahun. Sesuai dengan tabel 1.5 kapasitas tersebut memenuhi kapasitas ekonomis dengan pesaing produsen *1,3 Butadiene* lainnya yang ada di negara lain maupun pabrik dalam negeri.

1.2.2 Kapasitas Komersial

Untuk menentukan kapasitas perancangan juga diperlukan data berapa kapasitas pabrik yang telah didirikan, data yang diperoleh pada tahun 2019 dari berbagai sumber seperti GMDU, ICIS, ListofCompanies, dan worldofchemicals terdiri dari kapasitas pabrik yang telah dibangun di luar Indonesia maupun dalam negeri

Tabel 1.5 pabrik Butadiene di dunia

Nama Perusahaan	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
Shell Chemical LP	Amerika Serikat	145.000
Shell Nederland Chemic BV	Belanda	115.000
Amoco Chemicals Company	Amerika Serikat	91.000
Occidental Petrochemicals	Amerika Serikat	50.000
Exxon Chemicals Company	Amerika Serikat	156.700
Plaimex Chemicals Company	Plox, Polandia	60.000
Palysar Chemicals Company	Canada	100.000
Anic	Italia	50.000
PT Chandra Asri Petrochemical	Indonesia	137.000

Dari tabel, maka diperoleh kapasitas pabrik *1,3 Butadiene* terkecil yang pernah dibangun adalah *Occidental Petrochemicals* yang berlokasi di Amerika Serikat dan Anic yang berlokasi di Italia dengan kapasitas 50.000 ton / tahun. Sedangkan pabrik terbesar yang pernah dibangun adalah *Exxon Chemicals Company* yang berlokasi di Amerika Serikat dengan kapasitas 156.700 ton/ tahun

Sedangkan untuk dalam negeri baru- baru ini PT. Chandra Asri Petrochemical membangun pabrik *1,3 Butadiene* pertama di Indonesia yang awalnya berkapasitas 100.000 ton/tahun pada tahun 2018 pabrik tersebut menaikkan kapasitasnya menjadi 137.000 ton/tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan *1,3 Butadiene* adalah Butana. Butana dapat dipasok dari PT Donggi Senoro LNG (DSLNG) Batui, Banggai, Sulawesi Tengah, sekitar 610 km dari Kota Palu dengan kapasitas produksi 2 juta ton LNG pertahun serta dari PT Badak LNG, Bontang, Kalimantan Timur dengan kapasitas produksi yang mampu menghasilkan 22,5 MtPa (juta metrik ton per tahun). Dari kedua produsen bahan baku tersebut di atas, maka dalam perencanaan pabrik *1,3 Butadiene* ini dipilih kapasitas 100.000 ton/ tahun dengan pertimbangan :

1. Dapat memenuhi kebutuhan *1,3 Butadiene* dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor dari Luar negeri serta bisa mengekspor ke Luar negeri yang bisa meningkatkan devisa negara
2. Dapat memacu perkembangan industri dengan bahan baku *1,3 Butadiene* di Indonesia
3. Dapat memberikan keuntungan secara ekonomis, karena kapasitas produksi masih berada dalam batas kapasitas yang menguntungkan dan bisa bersaing dengan produsen pabrik *1,3 Butadiene* lainnya.
4. Supplier bahan baku dapat memenuhi kapasitas pabrik yang diinginkan serta ada supplier cadangan yang dimana apabila supplier utama tidak bisa memenuhi permintaan yang ditargetkan

1.2.4 Jenis proses produksi *1,3 Butadiene*

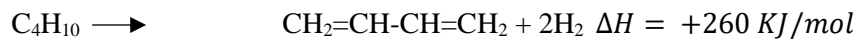
Dalam pembuatan *1,3 Butadiene* ada beberapa macam proses diantaranya :

1. Proses Houdry

Pembuatan *1,3 Butadiene* dengan proses Houdry merupakan proses dehidrogenasi butana yang dijalankan pada *reaktor fixed bed multitube* dengan tekanan 1 atm dan suhu 500 °C. Katalisator yang digunakan adalah katalis alumina chromina. Bahan baku *n-butana* dari umpan segar dan arus recycle dipanaskan dengan *preheater* sampai suhu 600°C, kemudian direaksikan pada reaktor berkatalis. Dari reaktor ini menghasilkan *1,3 Butadiene*, butena dan hidrogen. Hasil reaksi dehidrogenasi didinginkan dalam *heat exchanger* kemudian dimurnikan di unit permurnian

berupa menara destilasi. Konversi yang dicapai dengan proses ini adalah 80 – 90 % dengan yield 60-65 wt%.

Reaksi umum :



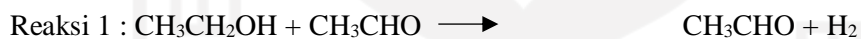
2. Proses pirolisis Hidrokarbon

Umpan dari campuran etana, propana, butana, nafta, masuk pada reaktor *furnace* yang langsung dapat mengalami perengkahan. Perengkahan berlangsung pada suhu 790-830 °C. Pada temperatur tersebut campuran umpan mengalami perengkahan menjadi hidrogen, propilen, etilen, butadiena, toluena, benzena. Keluar reaktor kemudian dilakukan pendinginan mendadak pada *quench tower* agar tidak terbentuk karbon. Permurnian butadiena menggunakan destilasi ekstratif dengan acetonitril, N-metilpirolidone, atau dimetilformamid sebagai pelarutnya sehingga didapatkan butadiena dengan kemurnian tinggi. Yield yang didapat dari proses ini 3,5 % wt

3. Dari etanol

Pembuatan butadiene dari etanol melalui 2 tahap proses, yaitu :

- Dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid
- Reaksi antara etanol yang tidak bereaksi dengan asetaldehid



Umpan etanol dengan konsentrasi 92-95% berat masuk vaporizer untuk mendapatkan uap etanol, kemudian masuk reaktor 1 dengan katalis copper dimana terjadi reaksi dehidrogenasi etanol menjadi asetaldehid, yield reaksi dehidrogenasi sebesar 92 % asetaldehid yang dihasilkan direaksikan dengan etanol excess dari reaksi 1. Rasio etanol dan asetaldehid masuk reaktor 2 adalah 3 : 1. Reaktor 2 menggunakan tantala-silika sebagai katalis dengan 2 % tantalum pentoxide dalam silica gel.

Reaktor beroperasi pada tekanan atmosferis dan temperatur 325-350°C. Total yield adalah 28-30 %. Pemurnian produk butadiena dengan distilasi

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Dari Proses Houdry dan Etanol

Parameter	Proses houdry	Dari etanol

Suhu reaksi	500- 600°C	325-450 °C
Tekanan	5 atm	1,3- 4,5 atm
Hasil konversi	90-95%	80-90%
Katalis yang digunakan	Chromia Alumina	SiO ₂ dan Ta ₂ O ₃
Kebutuhan bahan pembantu	Katalis	Katalis
Keuntungan	Hasil konversi lebih tinggi, proses lebih sederhana, menggunakan 1 katalis	Suhu reaksi rendah
kekurangan	Suhu reaksi tinggi	Hasil konversi rendah, membutuhkan 2 bahan katalis

1.2.5 Tujuan proses Houdry

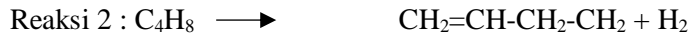
Dalam pembuatan *1,3 Butadiene* dipilih menggunakan proses houdry dikarenakan dari semua proses pembuatan *1,3 Butadiene* proses houdry lah yang terbaik jika dibandingkan dengan proses yang lainnya. Lalu, Dehidrogenasi sendiri merupakan salah satu reaksi yang penting dalam industri kimia meskipun penggunaannya relatif sedikit bila dibandingkan dengan proses hidrogenasi. Reaksi dehidrogenasi adalah reaksi yang menghasilkan komponen yang berkurang kejenuhannya dengan cara mengeliminasi atom hidrogen dari suatu senyawa menghasilkan suatu senyawa yang lebih reaktif. Pada prinsipnya semua senyawa yang mengandung atom hidrogen dapat dihidrogenasi, tetapi umumnya yang dibicarakan adalah senyawa yang mengandung carbon seperti hidrokarbon dan alkohol.

Proses dehidrogenasi berlangsung secara endotermis yaitu membutuhkan panas. Dehidrogenasi adalah reaksi bersifat endotermis yaitu membutuhkan panas untuk terjadinya reaksi dah bersuhu tinggi untuk mencapai konversi yang tinggi

Proses pembuatan *1,3 Butadiene* dengan proses Houdry merupakan proses dehidrogenasi katalitik butana

Reaksi yang terjadi berturut turut adalah sebagai berikut :





Reaksi dijalankan pada *reaktor fixed bed single bed* dengan menggunakan katalis Chromia Alumina. Kondisi operasi pada suhu 500-600°C. Dan tekanan 15 atm. Konversi yang dapat dicapai pada reaksi 1 adalah 90 %, sedangkan konversi reaksi 2 adalah 95 %

1.2.5 Kegunaan 1,3 Butadiene

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

Selain itu, kegunaan 1,3 Butadiene digunakan sebagai bahan intermediet atau setengah jadi dari industri karet sintetis, dan digunakan pada industri polimer dan resin lalu pada industri adiponitril. Pada plastik 1,3 Butadiene yang dimana dapat menambah fleksibilitas pada plastik. Lalu, juga sebagai bahan sintesis sulfolanil eter yang digunakan sebagai aditif cairan hidrolisis pada industri plastik dimana butadienasulfone atau 3- sulfolen. Kegunaan lainnya sebagai monomer dalam pembuatan karet sintetis terutama Akrilonitril butadiene stirena dan polybutadiene.

Dalam industri bahan kimia 1,3 Butadiene dijadikan bahan baku untuk membuat bahan kimia berupa 4- *vinylcyclohexane* melalui reaksi dimerisasi dan *cyclododecatriene* melalui reaksi trimerization dan untuk mensintesis suatu sikloalkana dan cycloalkenes. Lalu, pada turunan 1,3 Butadiene digunakan untuk pembuatan kosmetik.

1.2.6 Sifat Fisis dan Kimia senyawa Yang Terlibat

A. Bahan Baku N-Butana

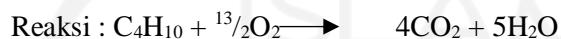
- Sifat Fisis

Rumus Molekul	: C_4H_{10}
Berat Molekul	: 58,124 gr/gr mol.
Fase	: Gas pada P=1 atm, T= 30°C
Titik Beku	: -38,4 °C
Titik Didih	: -0,5 °C
Specific Gravity Pada 20°C	: 0,5788
Densitas	: 2,52 g/l
Temperatur kritis	: 152°C

Tekanan kritis	: 550,07 psia
Volume kritis	: 0,0702 ft ³ /lb
Panas pembakaran	: 21,12 Btu/lb (pada 77 °F)
Panas laten (pada 25°C)	: 86,63 kal/g
Panas spesifik	: 0,549 kal/g °C
Flash Point	; -60 °C

- Sifat Kimia

- Dengan O² berlebih mengalami reaksi pembakaran membentuk H₂O dan CO₂



- Dengan halogen mengalami reaksi substitusi membentuk halida



- Pada pemanasan pada suhu tinggi terjadi reaksi dehidrogenasi



B. Butena

- Sifat Fisis

Rumus Molekul	: C ₄ H ₈
Berat Molekul	: 56,107 gr/gr mol.
Fase	: Gas pada P=1 atm, T= 30°C
Titik Beku	: -185,35 °C
Titik Didih	: -6,25 °C
Specific Gravity Pada 20°C	: 0,5788
Densitas	: 2,52 g/l
Temperatur kritis	: 146,44°C
Tekanan kritis	: 550,07 psia
Volume kritis	: 0,0702 ft ³ /lb
Panas pembakaran	: 21,12 Btu/lb (pada 77 °F)
Panas laten (pada 25°C)	: 86,63 kal/g
Panas spesifik	: 0,549 kal/g °C
Flash Point	; -79 °C

- Sifat Fisis

- Butena merupakan senyawa olefin yang merupakan turunan dari butana

- Butena memiliki titik didih yang sangat rendah sehingga dalam kondisi atmosfer akan berwujud gas

C. Produk 1,3 Butadiene

- Sifat Fisis

Rumus Molekul	: C ₄ H ₆
Berat Molekul	: 54,092 gr/gr mol.
Fase	: Gas pada P=1 atm, T= 30 ⁰ C
Titik Beku	: -108,902 ⁰ C
Titik Didih	: -4,411 ⁰ C
Specific Gravity Pada 20 ⁰ C	: 0,5788
Densitas cairan pada 25 ⁰ C	: 0,6194 g/ml
Temperatur kritis	: 152 ⁰ C
Tekanan kritis	: 42,7 atm
Volume kritis	: 221 cm ³ /mol
Panas pembakaran pada 25 ⁰ C	: 11,055 kal/gr
Flash Point	: -76 ⁰ C
Panas pembentukan liquid	: 88,7 kJ/mol
Panas pembentukan gas	: 110,165 kJ/mol
Panas penguapan pada 25 ⁰ C	: 389 j/g
Kapasitas panas pada 25 ⁰ C	: 79,538 j/mol. K
Kelarutan butadiena dalam air	: 0,06 % berat

- Sifat Kimia

- Larut dalam aseton, eter dan etanol
- Dengan O₂ berlebih mengalami reaksi pembakaran membentuk H₂O dan CO₂
 Reaksi : $C_2H_6 + \frac{11}{2} O_2 \longrightarrow 4CO_2 + 3 H_2O$
- Monomer butadiena dan monomer lain dapat bereaksi membentuk polimer , misalnya butadiena dengan akrilonitril membentuk polimer *acrylonitrile – butadiene copolymers* (*nitrile- butadiene rubber*) dengan cara polimerisasi emulsi

D. Hydrogen

- Sifat Fisis

Rumus Molekul	: H ₂
Berat Molekul	: 2,02 gr/gr mol.
Fase	: Gas pada P=2atm, T= -152 ⁰ C
Titik Didih	: -252,60 ⁰ C

Specific volume		: 0,0143 m ² /kg
Densitas cairan	pada 25°C	: 69,86 kg/m ³
Temperatur kritis		: -231, 08 °C
Tekanan kritis		: 1906,56 kPa
Volume kritis		: 221 cm ³ /mol
Panas pembakaran		: -241942 kJ/kmol
Panas pembentukan		: 0 kJ/mol
C _p , 25°C, 1 atm		: 14,1030 kJ/kg°C
Viskositas gas 25°C, 1 atm		: 0,0088 cP
Kemurnian		: 100 % berat

- Sifat Kimia

- Gas mudah terbakar dan bersifat eksplosif
- Pada tekanan tinggi hydrogen bisa memiliki sifat seperti logam
- Pada suhu dan tekanan standar hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non-logam, bervalensi tunggal dan merupakan gas diatomik yang mudah terbakar
- Merupakan gas teringan di dunia

E. Katalis

Katalisator Chromia Alumina

Bentuk	: peliet silinder
Fase	: Padat
Densitas cairan	: 0,78 gr/cm ³
Komposisi	: 80 % Al ₂ O ₃ , 20 % Cr ₂ O ₃



BAB II
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Produk 1,3 Butadiene

Wujud	: Gas
Bau	: Aromatis seperti bensin
Kompisisi Butane	: 0 %
Komposisi 1,3 Butadiene	: minimal 95 % berat
Komposisi Hydrogen	: 0 %

2. Produk Samping Hydrogen

Wujud	: Gas
Bau	: Aromatis
Kompisisi Butane	: maksimal 2 % berat
Komposisi 1,3 Butadiene	: 0 %
Komposisi Hydrogen	: Minimal 99,95 %

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

• **Butana**

Rumus Molekul	: C ₄ H ₁₀
---------------	----------------------------------

Wujud	: Gas Bau
	: Aromatis
Berat Molekul	: 58,124 gr/gr mol.
Fase	: Gas pada P=1 atm, T= 30°C
Titik Beku	: -38,4 °C
Titik Didih	: -0,5 °C
Specific Gravity Pada 20°C	: 0,5788
Densitas	: 2,52 g/l
Temperatur kritis	: 152°C
Tekanan kritis	: 550,07 psia
Volume kritis	: 0,0702 ft ³ /lb
Panas pembakaran	: 21,12 Btu/lb (pada 77 °F)
Panas laten (pada 25°C)	: 86,63 kal/g
Panas spesifik	: 0,549 kal/g °C
Flash Point	: -60 °C
Komposisi dari produsen bahan baku	: n- butane : minimal 98 % berat
	i-butane : minimal 2 % berat

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu (Katalis)

Spesifikasi Katalis

Bentuk	: peliet silinder
Jenis	: Chromia Alumina
Fase	: Padat
Bulk Density	: 0,5509 g/cm ³
Viskositas	: 0,81 cP
Specific Gravity	: 0,825
Densitas cairan	: 0,78 gr/cm ³
Komposisi	: 80 % Al ₂ O ₃ , 20 % Cr ₂ O ₃

Katalis Chromia Alumina dipilih karena katalis ini paling efektif untuk membantu reaksi dehidrogenasi dan efektif membantu reaksi yang membutuhkan suhu reaksi yang tinggi

2.4 Pengendalian Kualitas

2.4.1 Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan faktor yang sangat berpengaruh dalam proses produksi. Hal ini dikarenakan kualitas bahan baku yang digunakan akan sangat berpengaruh pada produk yang dihasilkan sehingga untuk mempertahankan mutu dari produk yang dihasilkan maka, dilakukan evaluasi pada bahan baku yang digunakan. Adapun parameter yang diukur antara lain:

1. Tingkat kemurnian dari bahan baku Butana
2. Kadar komposisi dalam bahan
3. Kadar impuritis yang terkandung dalam bahan

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi, dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitoring atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan pengendalian kualitas (quality control) pada pabrik *1,3 Butadiene* ini yang dimana meliputi:

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku ini untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang digunakan untuk proses menjadi *1,3 Butadiene*, yang dimana apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada supplier untuk digantikan dengan bahan baku yang sesuai dengan spesifikasi. Apabila ada supplier bahan baku dengan kualitas bahan baku yang lebih baik dan lebih murah mungkin bisa dilakukan transaksi atau bernegosiasi dengan supplier tersebut. Agar mendapatkan bahan baku yang lebih baik lagi serta memikirkan untuk meminimalisir cost yang ada

b. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk yang dihasilkan yaitu *1,3 Butadiene*. Dalam menghasilkan kualitas produk yang dihasilkan agar sesuai dengan target spesifikasi standar mutu produk harus sering dilakukan evaluasi terus menerus agar bisa mencapai target standar mutu produk yang ditentukan

c. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain)

Dalam pengendalian kualitas ini dilakukan pengawasan yang berlebih agar bahan baku dan terutama produk *1,3 Butadiene* pada saat dipindahkan ke tangki penyimpanan tetap (storage tank), dan storage tank ke mobil truk maupun kapal agar dilakukan pengawasan yang berlebih mengingat dari produk dan bahan baku bersifat gas yang dimana kedua bahan ini

bersifat eksplosif jadi harus dilakukan pengawasan dan melakukan pekerjaan secara hati-hati dan teliti

2.4.2 Pengendalian kualitas bahan pendukung

Proses dehidrogenasi *1,3 Butadiene* tentunya membutuhkan bahan pendukung agar proses produksi dapat berlangsung berjalan dengan lancar. Berikut bahan pendukung yang digunakan antara lain :

1. Air sebagai pendingin dan utilitas
2. Steam sebagai pemanas
3. Listrik sebagai utilitas
4. Chromia Alumina sebagai Katalis pada reaktor

2.4.3 Pengendalian kualitas bahan Waktu

Waktu proses harus diperhitungkan agar diperoleh proses produksi yang dapat berjalan dengan efisien sehingga tercapai kualitas produk yang diharapkan

2.4.4 Pengendalian kualitas bahan Waktu

Kelancaran proses produksi akan berpengaruh pada kualitas produk yang dihasilkan. Oleh sebab itu, pengendalian dan pengawasan proses sudah dilakukan dari tahap persiapan bahan baku sampai terbentuknya produk. Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisa bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Penyimpangan atau kesalahan (error) yang terjadi selama proses berlangsung dapat diketahui dengan alat pengendali ini yang terpasang pada setiap peralatan sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diatasi. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu control terhadap kondisi operasi baik tekanan dan suhu

Alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain

1. Level controller
Alat pengendalian ini digunakan untuk menjaga ketinggian bahan dalam tangki. Biasanya alat ini dipasang pada bagian atas tangki
2. Flow controller

Merupakan alat pengendalian untuk menjaga aliran bahan baku, baik aliran masuk maupun aliran keluar pada setiap alat proses.

3. Temperature controller

Merupakan alat pengendalian yang dimana agar menjaga suhu operasi dalam setiap alat proses mempunyai set point. Batasan nilai suhu yang dapat diatur, ketika nilai suhu actual yang diukur melebihi set point maka outputnya akan bekerja.

4. Pressure controller

Merupakan alat pengendalian untuk mengendalikan tekanan didalam alat proses agar tetap sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

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

3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

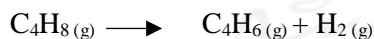
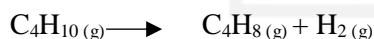
Persiapan bahan baku harus selalu dipertimbangkan karena kondisi operasi yang diinginkan tidak begitu saja tercapai. Bahan baku harus dikondisikan agar kondisi operasi saat reaksi bisa berjalan dengan baik. Tahap penyiapan bahan baku bertujuan agar suhu dan tekanan Butana sesuai dengan suhu dan tekanan reaksi.

Bahan baku *Butana* disimpan pada fase cair dalam tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 40⁰C dan tekanan 5 atm. Setelah melewati expander valve terjadi penurunan tekanan menjadi 1 Kemudian dicampur dengan arus recycle hasil atas menara distilasi. Kemudian dicampur dengan arus recycle hasil atas menara distilasi 01 (MD-01) dengan temperatur arus pencampuran adalah 40⁰C

Bahan baku campuran (mixed feed) masuk dipanaskan lebih dahulu di penukar panas 01 (HE-01) dengan fluida pemanas adalah Steam pada suhu 150 ⁰C. Gas umpan keluar HE-01 dipanaskan lebih lanjut dengan furnace hingga mencapai suhu 600 ⁰C.

3.1.2. Tahap Reaksi Pembentukan Produk

Bahan baku *Butana* tekanan dan suhu sudah disesuaikan dengan kondisi operasi diumpankan ke reaktor. Reaksi terjadi di dalam reaktor pada suhu 500-600⁰C dan tekanan 5 atm dan dan dijalankan di dalam sebuah *Reactor Fix Bed Single bed Non Isothermal- Non adiabat*is (R-01) dengan reaksi :



Katalis yang digunakan adalah alumina kromia. Reaksi yang terjadi adalah endotermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi reaktor dilengkapi pemanas. Pemanas yang digunakan *Superheated steam* dengan suhu 726,85 ⁰C dengan produk keluar dari reaktor yang mempunyai suhu yaitu 551,76 ⁰C dan tekanan 0,9934 atm.

3.1.3 Tahap Pendinginan, Kompresi, Dan Pemisahan Hidrogen Pada Produk

- Pendinginan Produk

Produk keluar dari reaktor mempunyai suhu tinggi yaitu $551,76^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $0,9934$ atm. Kemudian suhu diturunkan di HE-03 suhunya menjadi 60°C

- Kompresi

Gas produk dikompresi melalui kompresor dua tahap hingga tekanan 5 atm

- Pemisahan Hidrogen

Gas produk keluaran kompresor pada suhu 60°C Gas produk ini kemudian diembunkan pada kondenser parsial (CP-01) pada suhu 11°C . Sebagai fluida pendingin adalah *chill water*, dimana gas produk selain Hidrogen akan mengembun sedangkan hidrogen tetap dalam Fasa Gas. Hidrogen dan gas produk yang tercairkan dipisahkan dalam separator (SP-01)

3.1.4 Fraksinasi

A. Menara Distilasi 1

- Hidrokarbon cair keluaran separator dipompa untuk masuk ke menara distilasi 1. Pada D-01 ditambahkan solven untuk merubah volatilitas campuran hidrokarbon agar mudah dipisahkan karena masing-masing memiliki titik didih yang berdekatan. Solven yang ditambahkan yaitu dimetilformamid.
- Produk akan terpisah menjadi produk atas berupa n-butana, i-butana, butena yang kemudian menjadi arus recycle
- Produk bawah berupa butadiena dan dimetilformamid yang dimana dipompa kembali untuk masuk menara distilasi 2 (D-02) untuk dipisahkan kembali.
- Kondisi operasi atas $P = 5,2$ atm, $T = 91.994^{\circ}\text{C}$
- Kondisi operasi bawah pada $P = 5,4$ atm, $T = 226.926^{\circ}\text{C}$

B. Separator 2

- Umpan dari menara distilasi 1 masuk ke Separator 2 (SP-02) dimana gas produk selain Butadiene akan mengembun sedangkan butadiene tetap dalam fasa gas. .
- Produk akan terpisah menjadi produk atas berupa butadiena yang kemudian. Kemudian masuk ke HE-04 (cooler) untuk diturunkan suhunya sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan produk (T-04) pada suhu 40°C
- Produk bawah berupa sloven dimetilformamid yang kemudian dipompa ke menara distilasi 1 sebagai arus recycle solven.
- Kondisi operasi atas $P = 5,2$ atm, $T = 226.926^{\circ}\text{C}$

3.1.5. Tahap Penyimpanan

Produk utama berupa *Butadiena* keluaran Separator (SP-02) kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan *Butadiena* (T-04). Produk samping berupa *Hydrogen* keluaran separator dialirkan ke tangki penyimpan *Hydrogen* (T-02). Penyimpanan semua produk berada pada suhu 40 °C pada tekanan 5 Atm.

3.2 Spesifikasi Alat / Mesin Produk

3.2.1 Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

REAKTOR (R-01)	
Fungsi	Tempat terjadinya Hidrogenasi <i>Menreaksikan n-Butana</i> dengan katalis alumina chromia sehingga menghasilkan <i>1,3 Butadiena</i> sebagai produk.
Jenis	Reaktor Fixed bed Multitube
Jumlah	1 Buah
Kondisi Operasi	Volume = 3,7497 m ³ Tekanan= 1 atm T=600°C Suhu pemanas masuk = 1000 K Suhu pemanas keluar= 882,79 K Pemanas = Superheated steam
Spesifikasi Katalis	Jumlah : 4872 Kg Tinggi bed: 3,1 m Bahan : alumina Kromina Fase : padat Porositas: 0,8

	<p>Wujud : pelet</p> <p>Ukuran : 0,32 cm</p> <p>Densitas : 889 Kg/M³</p>
Spesifikasi	<p>Tube = ID : 1,9 in (4,83 cm)</p> <p>OD : 2,4 in (6,10 cm)</p> <p>BWG : 11</p> <p>Panjang : 4,5 m</p> <p>Jumlah : 166</p> <p>Susunan : Triangular Pitch</p> <p>Pitch : 0,0762 m</p> <p>Clearance : 0,01524 m</p> <p>ΔP : 0,0066 atm</p> <p>Shell = Material : low alloy stell 5A 301 grade C</p> <p>IDS : 1,0212 m</p> <p>Baffle Spacing : 0,2062 m</p> <p>Tebal : 0,5 in (1,27 cm)</p> <p>ΔP : 0,55115 atm</p> <p>Head = Jenis : flanged and standard dished head</p> <p>Material : low alloy stell 5A 301 grade C</p> <p>Tebal : 0,75 in (1,90 cm)</p> <p>Tinggi : 10,8386 in (27,53 cm)</p> <p>Pipa gas : OD: 12,75 in</p>

	<p>ID : 11,376 in</p> <p>Pipa pemanas : OD: 4,6 in</p> <p>ID: 4,0 in</p>
--	--

3.2.2.FURNACE

Tabel 3.2 Spesifikasi Furnace

FURNACE (F-01)	
Fungsi	Menaikan temperatur reaktan dari 200°C menjadi 600 °C melalui pembakaran Flue gas agar bisa sesuai dengan kondisi operasi reaktor yang beroperasi dari suhu 200- 600 °C
Tipe	Furnace Box type
Jumlah	1
Kondisi operasi	Kontinyu
Spesifikasi	<p>Beban Furnace : 3.434.444,2 Btu/jam</p> <p>Panjang : 20 ft</p> <p>Lebar : 40 ft</p> <p>Tinggi : 20 ft</p> <p>Jumlah tube shield : 6 shield</p> <p>Spacing : 20 in</p> <p>OD Tube : 3,5 in</p> <p>Material : Carbon Steel</p>

3.2.3. Kondenser Parsial

Tabel 3.3 Spesifikasi Kondenser Parsial (CD-01)

KONDENSER PARSIAL (CP-01)	
Fungsi	Mendinginkan gas keluar kompresor sekaligus mengkondensasikan gas hasil kompresor dari reaksi produk reaktor
Tipe	Shell and tube
Kondisi operasi	Heat duty : 62.002.336,57 Btu/jam Fluida panas : 157 °C Fluida dingin : 11°C dengan chill water
Shell side	Kapasitas : 22.545 kg/jam Fluida : Downtherm A Panjang : 16 ft Jumlah : 6 OD : 10 in BWG : 8 Pitch : 15/16 in triangular pitch Pressure drop : 0,2348 psi
Dirt Factor	0,0093 jam ft ² F/Btu
Uc	120,06
Ud	56,80
A	2173 ft ²

3.2.4. Kompresor

Tabel 3.4 Spesifikasi Kompresor

KOMPRESSOR (K-01)	
Fungsi	Menaikan tekanan gas produk agar dikondensasi dari 1 atm menjadi 5 atm
Tipe	Centrifugal compressor
Debit gas	104,44 m ³ /J
Suhu Masuk	32,9 ⁰ C
Suhu Keluar	123 ⁰ C
Kerja kompresor	746,26 KW
Penggerak	Single stage turbin

3.2.5 SEPARATOR

Tabel 3.5 Spesifikasi Separator 1

SEPARATOR (SP-01)	
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan yang berasal dari kondensor parsial
Tipe	Silinder vertikal, flanged and standard dished head
Material	Low alloy steel SA- 205 grade C
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	P : 5 atm T : 25 °C

Waktu tinggal	1470,176 detik
Dimensi Separator	Diameter : 0,9144 m Tinggi Cairan (HL) : 0,4 m Tinggi uap (Hv) : 0,61 m Tebal shell : 0,375 m Head Tebal Head : 0,5 in (1,27 cm) Tinggi head : 8,1 in (20,57 cm) Tinggi total : 40,20 in

Tabel 3.5 Spesifikasi Separator 2

SEPARATOR (SP-02)	
Fungsi	Memisahkan campuran produk yang berwujud gas dengan campuran produk yang berwujud cairan yang berasal dari menara distilasi
Tipe	Silinder vertikal, flanged and standard dished head
Material	Low alloy steel SA- 205 grade C
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	P : 5 atm T : 69.3 °C
Waktu tinggal	1200 detik
Dimensi Separator	Diameter : 2,48 m Tinggi Cairan (HL) : 0,4 m

	<p>Tinggi uap (Hv) : 0,61 m</p> <p>Tebal shell : 0,375 m</p> <p>Head</p> <p>Tebal Head : 0,5 in (1,27 cm)</p> <p>Tinggi head :8,1 in (20,57 cm)</p> <p>Tinggi total : 40,20 in</p>
--	--

3.2.6 Menara Distilasi

Tabel 3.6 spesifikasi menara distilasi

MENARA DISTILASI	
KODE	MD-01
Fungsi	Memisahkan butana, butena dan butadiena
Tipe	Sieve plate tower
Material	Low alloy steel SA-204 grade C
Tekanan	5 atm
Kondisi operasi	Top : 92 °C Bottom : 226.926 °C
Spesifikasi	<p>Shell/kolom</p> <p>Diameter : 2,56 in</p> <p>Tinggi total : 23,36 in</p> <p>Tebal shell : 0,75 in</p> <p>Head</p>

	<p>Tipe : Torispherical head</p> <p>Tebal head : 0,1875 in</p> <p>Tinggi head : 0,21 m</p> <p>Plate</p> <p>Tipe : sieve ray</p> <p>Jumlah plate : 62 (tanpa reboiler)</p> <p>Plate spacing : 0,6 m</p>
Spesifikasi yang lainnya	<p>Umpan masuk stage 7</p> <p>Hole size : 5 mm</p> <p>Hole pitch : 1,3 mm</p> <p>Tipe aliran : single pass</p> <p>Desain % flooding : 80 %</p>

3.2.7 Tangki penyimpanan

Tabel 3.7 spesifikasi tangki penyimpanan 1 dan 2

KODE	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku Butana selama 1 minggu	Menyimpan produk samping gas hydrogen
Tipe	Silinder horizontal, flanged and standart dished head	Silinder horizontal, flanged head standart dished head
Jumlah	3	5
Material	Low alloy steel SA- 204 grade C	Carbon steel SA-283 A
Kondisi penyimpanan	T : 40 °C	T : 40 °C

	P : 5 Atm	P : 5 Atm
Spesifikasi	Kapasitas : 610.076 m ³ ID : 31,75 m OD : 32 m Diameter : 32,10 m Tebal dinding : 10,00 in	Kapasitas : 13.767 m ³ ID : 29,49 m OD : 29,74 m Diameter : 29,74 m Tebal dinding : 10, 00 in

Tabel 3.8 spesifikasi tangki penyimpanan 3 dan 4

Kode	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan larutan solven yaitu dimetilformamid	Menyimpan produk samping Butadiene
Tipe	Silinder vertikal,, torispherical head	Spherical tank
Jumlah	1	3
Kapasitas	2 bbl	28.934,82 m ³
Material	Carbon steel SA-283 grade C	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi penyimpanan	T : 30 °C P : 1 atm	T : 40 °C P : 1 atm
Spesifikasi	Diameter : 1 ft (0,3 m) Tinggi : 2 ft (0,6 m) Tebal shell : 0,18 in (0,48 cm) Tebal bottom : 0,25 in (0,006 cm)	ID : 37,83 m OD : 38,10 m Diameter : 38,10 m Tebal dinding :10,50 in

	Tinggi roof : 0,0833 ft (0,0254 m)	
	Tinggi total : 2,08 ft (0,635 m)	

3.2.8 HEAT EXCHANGER

Tabel 3.9 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan gas setelah arus pencampuran	Menurunkan suhu hasil dari reaktor sebelum menuju kondenser parsial
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Jumlah	1	1
<i>Heat Duty</i> , kJ/jam	367.633,655	729.528,251
<i>Tube side</i> :		
Material	<i>Low alloy steel SA 301</i>	<i>Low alloy steel SA 301</i>
Fluida	Gas setelah arus pencampuran	Gas keluar reaktor -01
OD <i>tube</i> , in (cm)	1,5 (3,81)	1,5 (3,81)
ID <i>tube</i> , in (cm)	1,4 (3,554)	1,4 (3,554)
BWG	8	8
Susunan <i>pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
<i>Pitch</i> , in (cm)	1,875 (4,763)	1,875 (4,763)
Panjang, ft (m)	12 (3,66)	12 (3,66)
Jumlah <i>tube</i>	522	522
<i>Passes</i>	2	2
ΔP , psi (atm)	0,11 (0,007)	0,11 (0,007)
<i>Shell Side</i> :		
Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Low alloy steel SA 301</i>
Fluida	Air	Air

ID shell, in (cm)	33 (83,82)	33 (83,84)
Baffle spacing, in	33	33
Passes	1	1
ΔP , psi (atm)	0,0019 (0,00013)	0,000117 (7,99 E-06)
Uc (BTU/hr.ft ² .F)	109,553	97,93
Ud (BTU/hr.ft ² .F)	67,31	67,31
Rd	0,0052	0,0047
Rd Required	0,003	0,003

Kode	HE-03	HE-04
Fungsi	Menurunkan suhu hasil produk samping H2 sebelum masuk ke tangki penyimpanan	Menurunkan suhu produk agar sesuai suhu yang diinginkan
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Jumlah	1	1
Heat Duty, kJ/jam	1.332.002,698	332.392,843
Tube side :		
Material	<i>Low alloy steel SA 301</i>	<i>Low alloy steel SA 301</i>
Fluida	Produk samping H2	Produk Butadiene
OD tube, in (cm)	1,5 (3,81)	1,5 (3,81)
ID tube, in (cm)	1,4 (3,556)	1,4 (3,556)
BWG	8	8
Susunan pitch	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>
Pitch, in (cm)	1,875(4,763)	1,875
Panjang, ft (m)	12 (3,66)	12 (3,66)
Jumlah tube	522	522
Passes	2	2
ΔP , psi (atm)	0,11 (0,007)	0,11 (0,007)
Shell Side :		

Material	<i>Low alloy steel SA 301</i>	<i>Low alloy steel SA 301</i>
Fluida	Air	Air
ID shell, in (cm)	33 (83,82)	33 (83,82)
<i>Baffle spacing, in</i>	33	33
<i>Passes</i>	1	1
ΔP , psi (atm)	0,00054 (3,67 E-05)	0,00045 (7,99 E-06)
Uc (BTU/hr.ft ² .F)	81,099	108,4
Ud (BTU/hr.ft ² .F)	67,31	67,31
Rd	0,0032	0,0041
<i>Rd Required</i>	0,003	0,003

Kode	HE-05	HE-06
Fungsi	Menurunkan hasil bawah separator (SP02) sebagai arus campuran menuju MD-01	Menurunkan suhu hasil atas MD-01 untuk sebagai arus campuran bahan baku
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Jumlah	1	1
<i>Heat Duty, kJ/jam</i>	1.419.842,647	6.428.499,765
<i>Tube side :</i>	Hasil bawah separator 2	Hasil atas MD-01
Material	<i>Low alloy steel SA 301</i>	<i>Low alloy steel SA 301</i>
Fluida	Gas keluar HE-04	Produk
OD tube, in (cm)	1,5 (3,81)	1,5 (3,81)
ID tube, in (cm)	1,4 (3,556)	1,17 (2,97)
BWG	8	8
Susunan pitch	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular pitch</i>

<i>Pitch</i> , in (cm)	1,875(4,763)	1,875(4,763)
Panjang, ft (m)	12 (3,66)	12 (3,66)
Jumlah <i>tube</i>	522	380
<i>Passes</i>	2	2
ΔP , psi (atm)	0,11 (0,007)	0,108 (7,34 E-03)
<i>Shell Side :</i>		
Material	<i>Low alloy steel SA 301</i>	<i>Carbon steel</i>
Fluida	Air	Air
ID <i>shell</i> , in (cm)	33 (83,82)	33 (83,82)
<i>Baffle spacing</i> , in	33	27
<i>Passes</i>	1	1
ΔP , psi (atm)	0,00087 (5,918 E-05)	0,00087 (5,918 E-05)
Uc (BTU/hr.ft ² .F)	110,94	145,31
Ud (BTU/hr.ft ² .F)	67,31	100
Rd	0,0043	0,0043
<i>Rd Required</i>	0,003	0,003

3.2.9 REBOILER

Tabel 3.10 Spesifikasi *Reboiler*

Kode	REB-01
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi 1
Jenis	<i>Kettle Reboiler</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty</i> , kJ/jam	33.500.830,77
Luas transfer panas	777,15 ft ²
Material	<i>Low alloy steel SA 209</i>
<i>Tube side :</i>	

Fluida	Air
Suhu :	
T masuk, °C (K)	552 (825,15)
T keluar, °C (K)	182 (455,15)
OD tube, in (cm)	1,5 (3,81)
ID tube, in (cm)	1,4 (3,556)
BWG	18
Susunan pitch	<i>Triangular pitch</i>
Pitch, in (cm)	1,875(4,763)
Panjang, ft (m)	18 (5,45)
Jumlah tube	110
Passes	2
ΔP , psi (atm)	0,0268 (1,823 E-03)
Shell Side :	
Material	<i>Low alloy steel SA 209</i>
Fluida	Hasil bawah D-01
Suhu :	
T masuk, oC (K)	173,4 (446,55)
T keluar, oC (K)	173,4 (446,55)
ID shell, in (cm)	25 (63,5)
Baffle spacing, in	18,75
ΔP , psi (atm)	Diabaikan
Uc (BTU/hr.ft ² .F)	92
Ud (BTU/hr.ft ² .F)	68,91
Rd	0,0036
Rd Required	0,002

3.2.10 KONDENSER

Tabel 3.11 Spesifikasi Kondenser

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas D-01
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Jumlah	1
<i>Heat Duty</i> , kJ/jam	2.145.436,54
<i>Tube side</i> :	
Material	<i>Titanium</i>
Fluida	Air
Suhu :	
T masuk, °C	30
T keluar, °C	45
OD tube, in (cm)	1 (2,54)
ID tube, in (cm)	0,902 (2,29)
BWG	18
Susunan pitch	<i>Triangular pitch</i>
Pitch, in (cm)	1,25 (3,175)
Panjang, ft (m)	12 (3,66)
Jumlah tube	208
Passes	2
ΔP , psi (atm)	0,319 (0,0217)
<i>Shell Side</i> :	
Material	Low alloy steel SA 301
Fluida	Hasil atas D-01

<i>ID shell, in (cm)</i>	25 (63,5)
<i>Baffle spacing, in</i>	21
<i>Passes</i>	1
$\Delta P, \text{psi (atm)}$	0,0482 (3,28 E-03)
<i>Uc (BTU/hr.ft².F)</i>	193,01
<i>Ud (BTU/hr.ft².F)</i>	120
<i>Rd</i>	0,00315
<i>Rd Required</i>	0,003

3.2.11 AKUMULATOR

Tabel 3.12 Spesifikasi Akumulator

Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung hasil atas menara distilasi D-01
Tipe	<i>Horisontal drum dengan torispherical head</i>
Jumlah	1
Kapasitas, m ³	0,32
Material	<i>Low Alloy Steel SA-204 grade C</i>
Kondisi operasi :	
Suhu, °C	50
Tekanan, atm	5,2
Dimensi tangki :	
Diameter, in (m)	20,87 (0,53)

Panjang, in (m)	62,992 (1,6)
Tebal <i>shell</i> , in (cm)	0,25 (0,635)
Tebal <i>head</i> , in (cm)	0,25 (0,635)
Pipa pengeluaran :	
IPS, in	1,5
OD, in	1,5
ID, in	1,66
SN, in	40

3.2.12 POMPA

Tabel 3.13 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan cairan terkondensasi ke menara distilasi 1	Mengalirkan solven dimetilformamid ke menara distilasi 1
Jenis	Sentrifugal 1 <i>stage</i>	Sentrifugal 1 <i>stage</i>
Jumlah	2	2
Kapasitas, gpm (m ³ /jam)	87,07	8,04 E-05
Tenaga pompa, HP	87,07	3,03 E-06
Tenaga motor, HP	4	0,5
NPSH <i>required</i> , ft (m)	9,84	9,84
NPSH <i>available</i> , ft (m)	9,98	86,51
Pipa :		
IPS	3	0,125
SN	40	80
ID, in (cm)	3,07	0,215
OD, in (cm)	3,5	0,405

Kode	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan kondensat ke menara distilasi sebagai refluks dan distilat sebagai arus <i>recycle</i>	Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 1 untuk dialirkan ke separator 2
Jenis	Sentrifugal 1 <i>stage</i>	Sentrifugal 1 <i>stage</i>
Jumlah	2	2
Kapasitas, gpm (m ³ /jam)	111,64	556,3
Tenaga pompa, HP	1,04	2,73
Tenaga motor, HP	2	5
NPSH <i>required</i> , ft (m)	19,68	19,84
NPSH <i>available</i> , ft (m)	83,95	381,2
Pipa :		
IPS	3	8
SN	40	80
ID, in (cm)	3,07	7,625
OD, in (cm)	3,5	8,625
Kode	P-05	
Fungsi	Mengalirkan produk dari HE-04 ke tangki penyimpan produk (T-04)	
Jenis	Sentrifugal 1 <i>stage</i>	
Jumlah	2	
Kapasitas, gpm (m ³ /jam)	70,58	
Tenaga pompa, HP	1,83	
Tenaga motor, HP	5	
NPSH <i>required</i> , ft (m)	19,84	
NPSH <i>available</i> , ft (m)	126,3	
Pipa :		

IPS	3
SN	40
ID, in (cm)	3,5
OD, in (cm)	3,07



3.3 PERANCANGAN PRODUKSI

3.3.1. KAPASITAS PERANCANGAN

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *1,3 Butadiena* di Indonesia serta untuk mengurangi ketergantungan akan impor *1,3 Butadiena* selain itu bisa juga menjadi target ekspor ke beberapa negara di Asia sebagai target ekspor. Kebutuhan *1,3 Butadiena* di Indonesia apabila dilihat dari grafik yang dikeluarkan oleh BPS (badan pusat statistik) mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Hal ini menunjukkan berkembangnya dunia industri kimia dan ketergantungan akan bahan kimia ini meningkat di Indonesia. Diperkirakan pada tahun selanjutnya kebutuhan *1,3 Butadiena* akan mengalami peningkatan di tahun yang akan mendatang. Lalu saat ini hanya ada 1 pabrik penghasil *1,3 Butadiena* di Indonesia yaitu PT. Petrokimia Butadiena Indonesia (PBI) yang merupakan anak perusahaan PT. Chandra Asri Petrochemical yang dimana pabrik ini mengalami peningkatan produksi pada tahun 2018 yang awalnya 100.000 ton/tahun menjadi 125.000 ton / tahun yang dimana sejalan dengan berkembangnya industri – industri yang menggunakan *1,3 Butadiena* sebagai bahan baku dan bahan tambahan.

Untuk mengantisipasi kekurangan dan ketergantungan impor akan *1,3 Butadiena* di Indonesia maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan sebesar 100.000 ton/tahun. Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan statistik grafik yang diperoleh di BPS dalam “statistik perdagangan Indonesia” tentang impor *1,3 Butadiena* di Indonesia tiap tahun ke tahun cenderung meningkat. Serta data dari PT. Chandra Asri Petrochemical yang memprediksi akan ada peningkatan kebutuhan *1,3 Butadiena* di Indonesia yang dimana menunjukkan kecenderungan meningkat. Dengan kapasitas yang sudah ditetapkan diharapkan :

- a. Dapat mengurangi ketergantungan impor *1,3 Butadiena*
- b. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri
- c. Dapat menghemat devisa atau bahkan meningkatkan devisa negara yang cukup besar
- d. Membuka lapangan kerja baru yang dimana bisa meningkatkan ekonomi pada rakyat Indonesia maupun lingkungan sekitar pabrik

2. Proyeksi kebutuhan di dunia

Berdasarkan data yang diperoleh dari berbagai sumber salah satunya trademap.org didapat data kebutuhan *1,3 Butadiena* diberbagai negara belahan dunia terutama Asia

mengalami kebutuhan dan ketergantungan impor dari produsen negara penghasil *1,3 Butadiena*.

3. Ketersediaan bahan baku

Ketersediaan bahan baku yang kontinuitas dalam pembuatan *1,3 Butadiena* adalah penting dan mutlak untuk saat ini ketersediaan bahan baku di suplai 2 perusahaan terbesar di Indonesia yaitu PT. Badak LNG di Bontang, Kalimantan Timur serta PT. Dongi Senoro di Luwuk, Sulawesi Tengah yang dimana bisa menjadi bahan pertimbangan penentuan kapasitas produksi pabrik.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat proses

Untuk menyusun rencana produksi ada dua hal yang perlu diperhatikan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Untuk faktor eksternal sendiri adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan untuk faktor eksternal adalah kemampuan pada pabrik itu sendiri.

1. Kemampuan pasar

Dibagi menjadi 2 kemungkinan yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibanding kemampuan pabrik. Oleh karena itu, perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi , misalnya :
 1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 2. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 3. Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan pabrik

Umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain :

a. Material (bahan baku)

Bahan baku yang memiliki kualitas dan kuantitas yang sesuai bahkan melebihi ekspektasi bisa memenuhi target produksi yang diinginkan dan kualitas produk yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Agar tidak terjadi hal yang tidak diinginkan yang bisa menimbulkan kerugian pabrik, tenaga kerja yang kurang terampil maupun disiplin perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan tiap divisi agar keterampilan dan kedisiplinan dalam bekerja bisa

ditingkatkan agar pabrik tidak mengalami kendala dan kerugian yang berarti. Lalu waspada agar tidak terjadi kecelakaan kerja yang bisa merugikan semua pihak.

c. Mesin (peralatan)

Mesin memiliki beberapa hal yang mempengaruhi penentuan dalam produksi dalam keandalan dan kemampuan mesin. Yaitu jam kerja mesin yang efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif dimana kemampuan mesin suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. dan kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produk



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4. 1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal penting dalam setiap perancangan suatu pabrik karena menyangkut kelangsungan dan keberhasilannya, baik dari segi ekonomi maupun teknis. Dalam menentukan lokasi pabrik pada prinsipnya ditentukan berdasarkan pertimbangan pada letak geografis, teknis, ekonomis dan lingkungan. Dari pertimbangan tersebut lokasi pabrik dari prarancangan pabrik *1,3 Butadiena* ini dipilih kawasan industry Gresik, Jawa timur dengan mempertimbangkan segi letak geografis, teknis serta ekonomis, serta melihat segi kota Gresik sebagai kota Industri di bagian timur Jawa dan bisa memenuhi permintaan bahan *1,3 Butadiena* untuk bagian Indonesia timur



Gambar :Lahan kosong untuk Lokasi Pabrik

4.1.1 Faktor Primer

a. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik untuk beroperasi sehingga bahan baku harus benar-benar diperhatikan, jadi diutamakan lokasi pabrik yang akan didirikan tidak terlalu berjauhan dengan bahan baku. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi yang lebih mahal dan dengan adanya 2 supplier bahan baku yang ada bisa mengurangi kerugian yang tidak terduga dalam operasional maupun pengadaan bahan baku. Lokasi pabrik yang dipilih adalah kawasan industri di kota Gresik, Jawa Timur. Bahan baku Butane yang digunakan diperoleh dari PT. Badak NGL Indonesia yang terletak di Bontang Kalimantan Timur serta dari PT Donggi Senoro LNG (DSLNG) Batui, Banggai, Sulawesi Tengah

b. Transportasi

Pemilihan lokasi di Gresik karena merupakan Kawasan industri. Selain itu untuk pemasaran Produk perlu diperhatikan letak pabrik dengan sarana transportasi. Sarana transportasi diperlukan sebagai penunjang beroperasinya suatu pabrik terutama untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Gresik, Jawa Timur mempunyai jalur penghubung Darat, sungai, dan laut sehingga akan memperlancar pemasaran produk baik di dalam negeri maupun luar negeri.

4.1.2 Faktor Sekunder

a. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Untuk tenaga kerja yang berkualitas dan berpotensi dapat dipenuhi dari Universitas seluruh Indonesia, sedangkan untuk tenaga kerja operator ke bawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar sehingga mampu mengurangi tingkat pengangguran baik dari penduduk sekitar maupun penduduk kota Gresik yang merupakan kota Industri di Jawa Bagian Timur

b. Kebijakan Pemerintah dan Keadaan Masyarakat

Pendirian suatu pabrik perlu mengikuti kebijakan pemerintah yang terkait. Kebijakan pengembangan industri dan hasil-hasil pembangunan yang wajib dilaporkan kepada pemerintah terkait, serta kawasan industri di kota Gresik, Jawa

Timur ini merupakan daerah yang telah disiapkan untuk kawasan industri sehingga sudah sesuai dengan kebijakan dari pemerintah.

c. Utilitas

- Penyediaan Energi

Kota Gresik, Jawa Timur menyediakan fasilitas berupa fasilitas untuk memenuhi kebutuhan listrik dari PLN Daerah JATIM yang mampu mensuplai kebutuhan tenaga listrik pabrik serta menggunakan *generator* yang digunakan sebagai cadangan.

- Penyediaan Air

Kebutuhan air pabrik meliputi air pendingin proses, air umpan boiler, air konsumsi umum dan sanitasi serta air pemadam kebakaran diperoleh dari air laut yang sudah melalui proses di unit utilitas serta dari sungai yang mengalir pada lokasi yang sudah direncanakan dalam gambar lokasi pabrik yang direncanakan pada awal bab IV.

- Penyediaan *Steam*

Kebutuhan *steam* digunakan sebagai media pemanas pada *reboiler* dipenuhi oleh boiler yang menggunakan bahan bakar dari fuel gas

- Penyediaan Udara Tekan

Penyediaan udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan instrumentasi, penyediaan udara tekan pada bengkel, dan untuk kebutuhan umum yang lain.

- Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar buat kebutuhan *generator* yaitu IDO (*Industrial Diesel Oil*) dapat diperoleh dari Pertamina

4. 2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Menurut Vilbrant, 1959 untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
2. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
3. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *out door* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*.

Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan / lahan. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik seperti kantor, poliklinik, tempat ibadah, laboratorium, kantin, pos penjagaan dan sebagainya sebaiknya ditempatkan sesuai dengan prosedur dan keamanannya.

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

1. Perencanaan perluasan pabrik harus sejak awal direncanakan sehingga apabila dibutuhkan tambahan kebutuhan tempat akan mudah diatasi.
2. Masalah keamanan jika terjadi suatu hal yang tidak dikehendaki seperti kebakaran, ledakan, kebocoran alat, atau asap beracun harus diperhatikan agar mudah untuk ditangani secara cepat dan tepat. Maka dari itu ditematkannya alat-alat seperti *hydrant*, alat sensor gas beracun dan alat penahan ledakan. Tangki penyimpanan yang berbahaya ditempatkan pada lokasi yang mudah diawasi.
3. Konstruksi direncanakan *outdoor* untuk menekan biaya gedung dan bangunan. Hal tersebut karena iklim di Indonesia memungkinkan untuk konstruksi secara *outdoor*.
4. Utilitas maupun instalasinya harus diperhatikan juga karena untuk mempermudah distribusi gas, steam maupun listrik yang nantinya akan digunakan pada proses produksinya.
5. Lingkungan sekitar pabrik harus diperhatikan terkait dengan aspek sosialnya. Limbah hasil produksi yang dibuang harus sudah melakukan proses pengolahan guna membuang bahan yang beracun dan berbahaya.

Secara umum *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa bagian yaitu:

1. Daerah Perkantoran dan Administrasi

Pusat administrasi yang mengatur tentang kelancaran proses produksinya dilakukan di daerah perkantoran dan tidak mengganggu keamanan pabrik serta letaknya jauh dari area yang berbahaya.

2. Daerah Proses

Alat-alat proses dan pengendali ditempatkan di daerah proses yang terletak di bagian tengah pabrik supaya tidak mengganggu. Aliran proses direncanakan sebaik mungkin untuk mempermudah pemindahan bahan baku dan mudah mengawasi serta memelihara alat-alat proses.

3. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Proses produksi, kualitas dan kuantitas bahan maupun produk dikendalikan di daerah laboratorium dan ruang kontrol. Laboratorium digunakan untuk mengendalikan kualitas bahan baku dan produk. Sedangkan ruang kontrol digunakan untuk mengendalikan proses produksi yang diinginkan seperti suhu, tekanan dan lainnya. Letak daerah laboratorium dan ruang control ini diletakkan di dekat area proses.

4. Daerah Utilitas

Pengolahan air yang digunakan untuk berbagai kebutuhan seperti penyediaan steam, pendingin, air proses dan sanitasi diproses di daerah utilitas. Daerah ini diletakkan di dekat dengan wilayah proses agar pipa alir yang digunakan lebih ekonomis.

5. Daerah Fasilitas Umum

Daerah penunjang aktifitas pabrik yang meliputi tempat parkir, kantin, tempat ibadah dan pos keamanan juga harus direncanakan.

6. Daerah Pengolahan Limbah

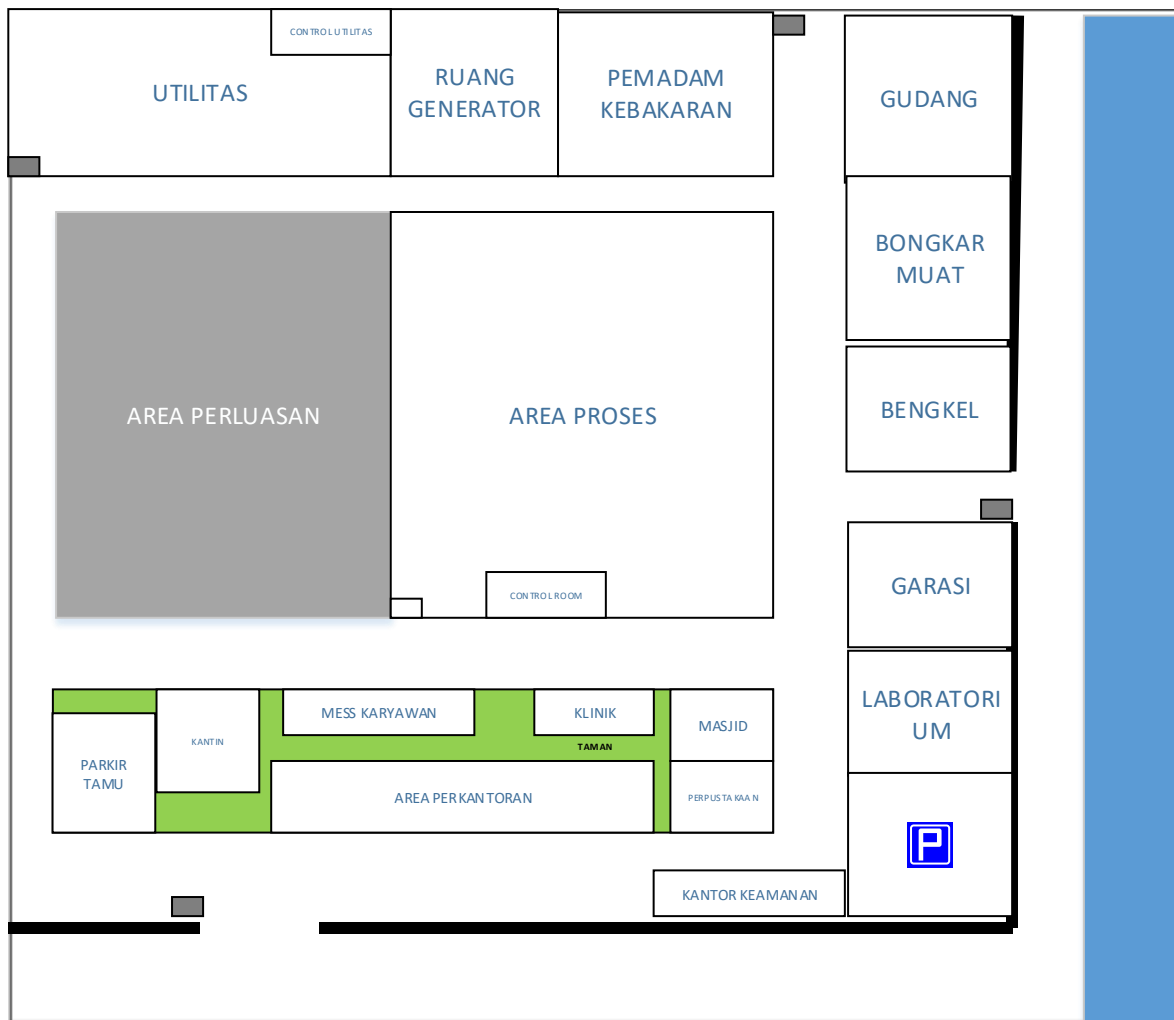
Limbah sebelum dibuang diolah di daerah pengolahan limbah terlebih dahulu untuk menghilangkan zat berbahaya agar tidak mencemari lingkungan.

lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m ²
	M	M	m²
Kantor utama	40	15	600
Pos Keamanan/satpam	5	4	20
Mess	25	65	1625
Parkir Tamu	12	24	288
Parkir Truk	35	20	700
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	16	10	160
Kantin	15	20	300
Bengkel	15	20	300
Unit pemadam kebakaran	15	25	375
Gudang alat	20	20	400
Laboratorium	15	15	225
Utilitas	100	50	5000
Area proses	100	100	10000
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	20	200
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	100	50	5000
Luas Tanah			28345

Luas Bangunan			20945
Total	655	538	28345



GAMBAR TATA LETAK PABRIK



4.3 Tata Letak Alat Proses

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada pabrik *1,3 Butadiena* menurut Vilbrant, 1959, antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan *lay out* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

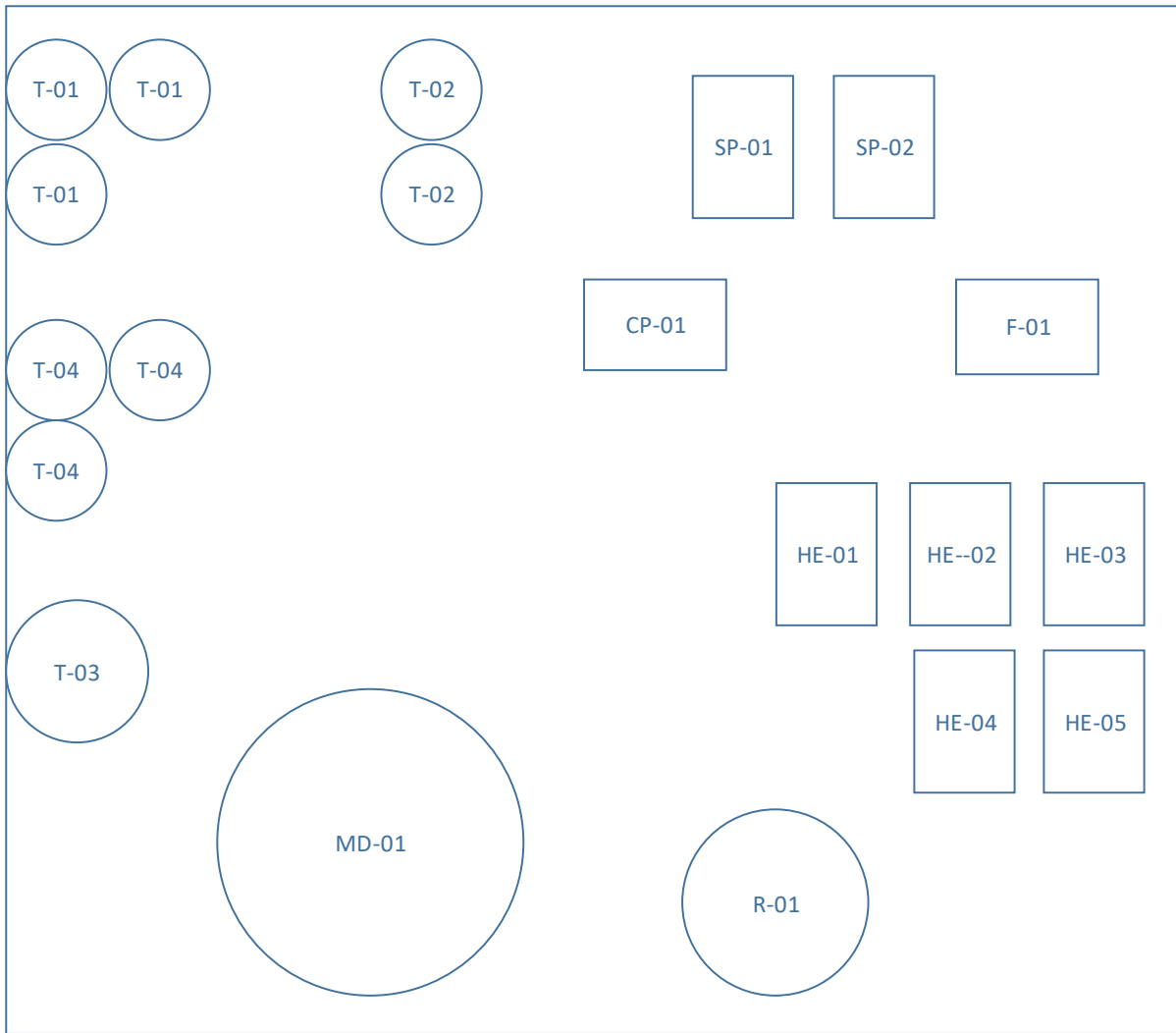
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- Dapat mengefektifkan luas lahan yang tersedia.
- Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi



SKALA1:100

GAMBAR 4. TATA LETAK ALAT PROSES



4.4 Alir Proses dan Material

Neraca Massa dan Neraca Panas

Produk : 1,3-butadiena 99,5 %

Kapasitas perancangan : 100.000ton/tahun

Waktu operasi selama 1 tahun : 330 hari

Waktu operasi selama 1 hari : 24 jam

2.4.1 Neraca Massa

Diagram alir neraca massa sistem table.

Basis perhitungan : 1jam operasi

Satuan : kg

2.4.1.1 Neraca Massa *Overall*

Tabel 2.5 Komponen dalam tiap arus

Komponen	Arus													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
nC ₄ H ₁₀	v	v	v	v	v	v	v	v	v				v	v
iC ₄ H ₁₀	v	v	v	v	v	v	v	v					v	v

C ₄ H ₈		v	v	v	v	v	v	v	v				v	v
C ₄ H ₆		v	v	v	v	v	v	v	v	v		v	v	v
H ₂				v	v									
H ₂ O							v	v	v	v	v	v		v
C ₃ H ₇ NO							v	v	v	v	v	v		v

4.4.1 Neraca Massa

Satuan : kg/jam

Basis : 1 jam operasi

Data bahan

Komponen	Rumus	BM (kg/kmol)
n-Butana	C ₄ H ₁₀	58,123
i-Butana	C ₄ H ₁₀	58,123
Butena	C ₄ H ₈	56,107

Butadiena	C ₄ H ₆	54,092
Hidrogen	H ₂	2,0155
Dimetilformamid	C ₃ H ₇ NO	73,095
Air	H ₂ O	18,015

1. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi = 100.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja dalam satu tahun = 330 hari

Jumlah jam kerja dalam satu hari = 24 jam

$$\text{Maka produksi dalam satu jam} = 100000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$12626,2626 \text{ kg/jam}$$

2. Spesifikasi Produk

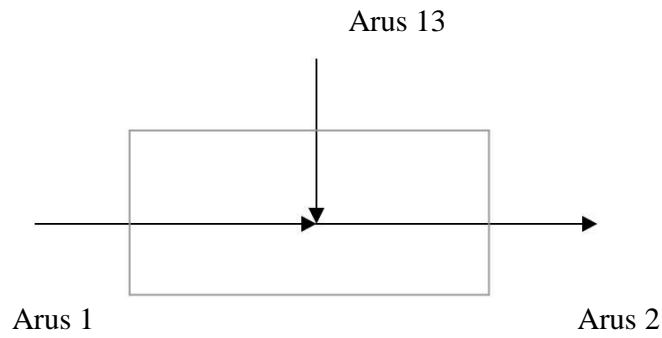
1,3-Butadiena 99,5 % = 0,995 × 12626,2626 kg/jam

= 12563,1313 kg/jam

=

232,650 kmol/jam

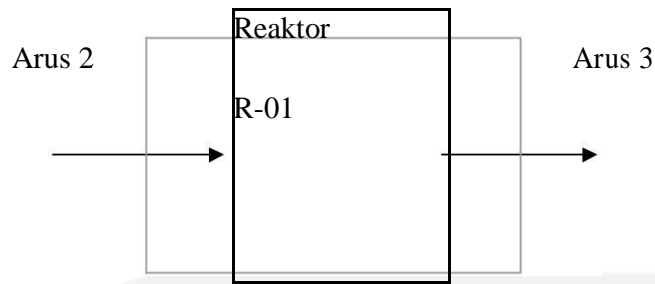
3. Neraca Massa di Tee 01



Rekap Neraca Massa di Tee 01

Komponen	Input		output
	arus 1	arus 13	arus 2
nC ₄ H ₁₀	14150,6905	655,9161	14806,6066
iC ₄ H ₁₀	289,5876	866,0579	1155,6455
C ₄ H ₈	-	1046,9651	1046,9651
C ₄ H ₆	-	19,805	19,805
	14469,7970	2558,7441	17028,5411
Total	17028,5411		17028,5411

4. Neraca massa di Reaktor 01

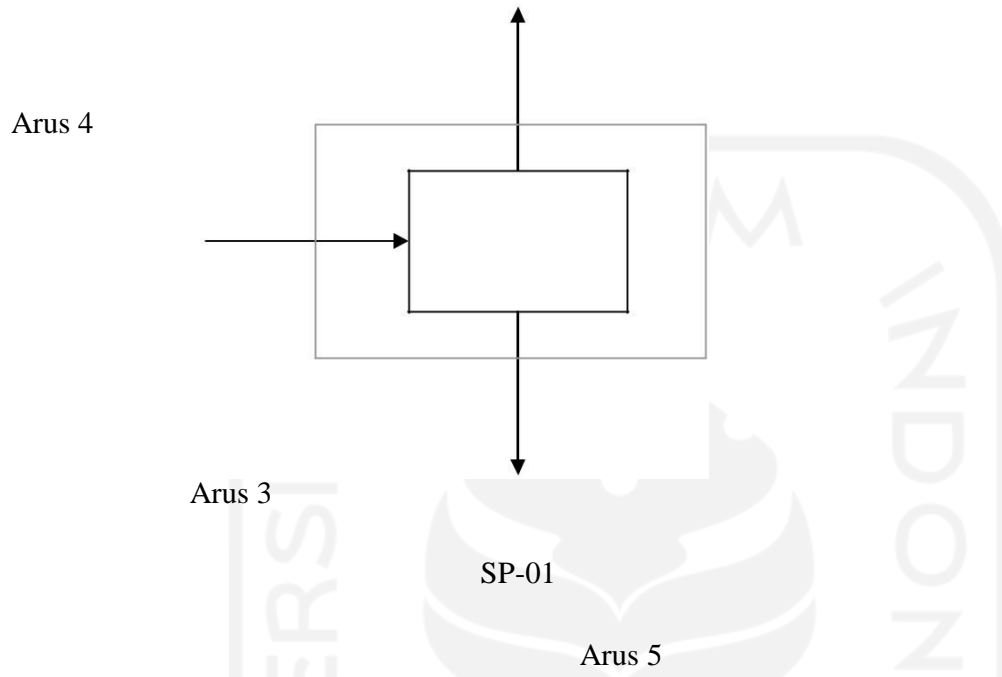


Rekap Neraca Massa di Reaktor

Komponen	input	output
	arus 2	arus 3
nC ₄ H ₁₀	14806,6066	888,3860
iC ₄ H ₁₀	1155,1644	1155,1644
C ₄ H ₈	1046,9651	1479,2327
C ₄ H ₆	19,805	12561,3180
H ₂	-	944,4400

Total	17028,5411	17028,5411
-------	------------	------------

5. Neraca Massa di Separator

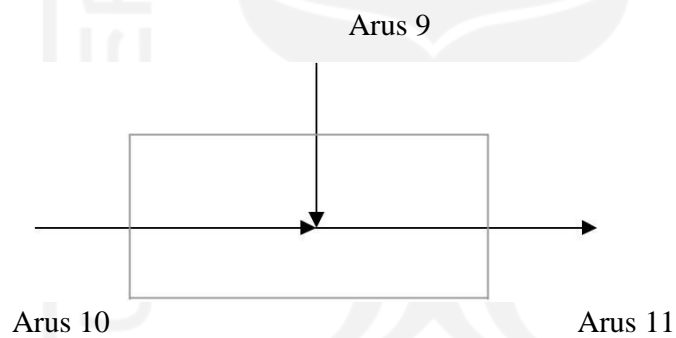


Rekap Neraca Massa di Separator

Komponen	input	output	
	arus 3	arus 4	arus 5
nC ₄ H ₁₀	888,3860	0,8884	887,4976

iC ₄ H ₁₀	1155,1644	1.1552	1154,0092
C ₄ H ₈	1479,2327	1.4792	1477,7535
C ₄ H ₆	12561,3180	12.5613	12548,7567
H ₂	944,4400	944,4400	-
Total	17028,541	967,2211	16068,017,
		17028,5411	

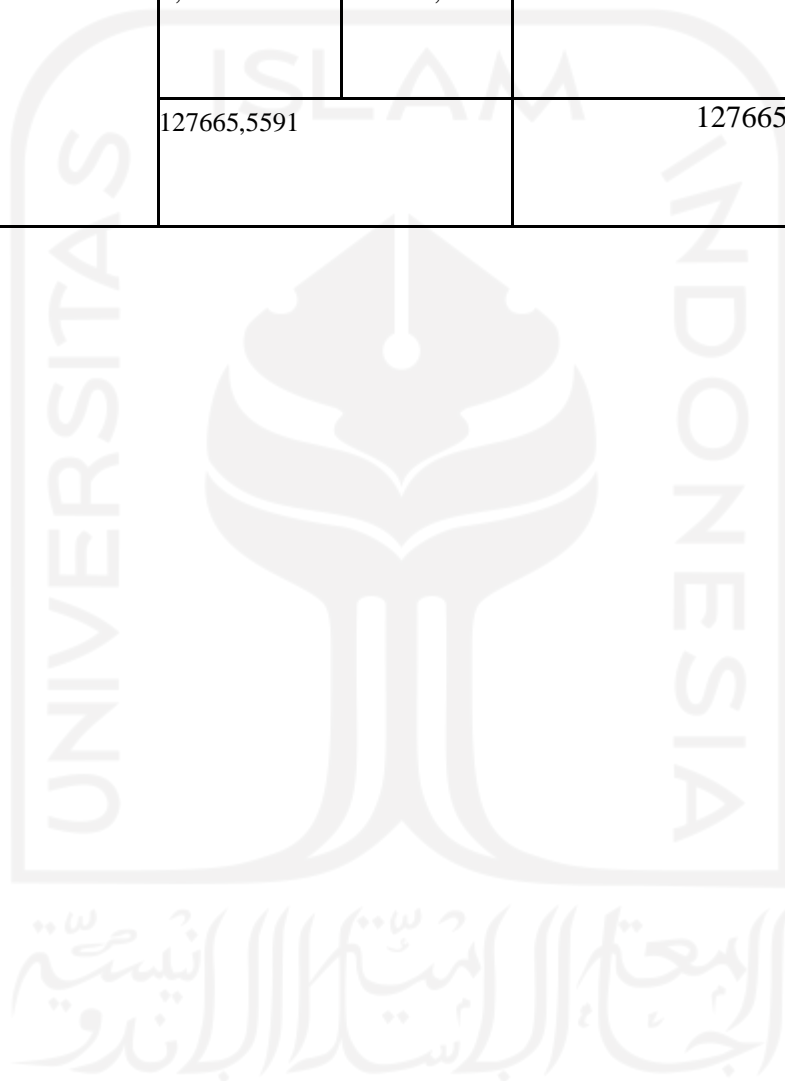
6. Neraca Massa di Tee 02 dari tangki dimetilformamid



Rekap Neraca Massa di Tee 02

Komponen	Input		output
		arus 11	arus 10

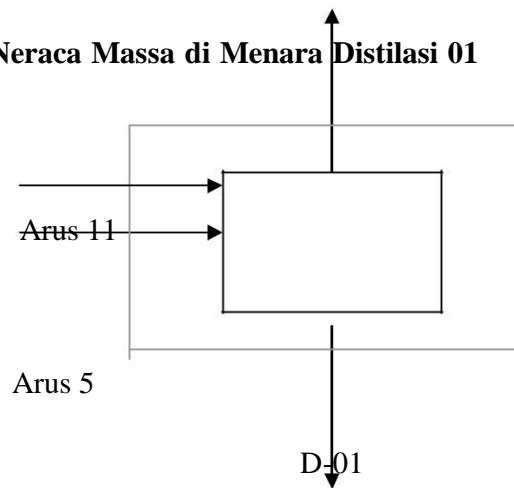
C ₄ H ₆	-	12,5757	12,5757
H ₂ O	0,01	232,515	232,525
C ₃ H ₇ NO	0,005	127420,4534	127420,4584
	0,015	127665,5441	127665,5591
Total	127665,5591		127665,5591



7.

Neraca Massa di Menara Distilasi 01

Arus 6



Arus 7

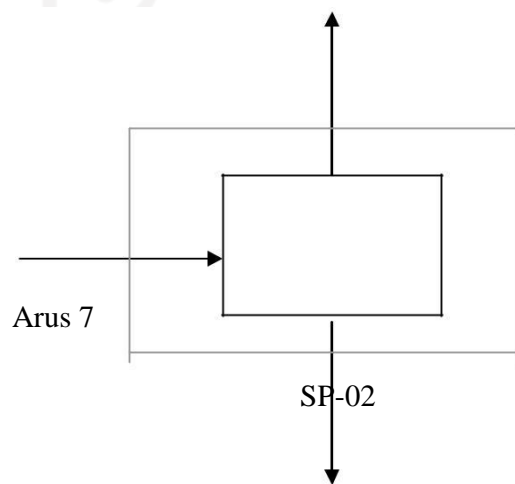
Rekap Neraca Massa di Menara distilasi 1

Komponen	input		output	
	Arus 5	Arus 11	Arus 6	Arus 7
nC ₄ H ₁₀	887,4976	-	874,8863	12,6113
iC ₄ H ₁₀	1154,0092	-	-	-
C ₄ H ₈	1477,7535	-	1427,2485	50,5050
C ₄ H ₆	12548,7567	12,5757	14,3746	12575,7070

H ₂ O		285,4734		285,4734
C ₃ H ₇ NO		127389,5622		127389,5622
	16068,0170	127658,8621	3470,5186	140313,8589
Total	143755,6283		143755,6283	

8. Neraca Massa di SEPARATOR 02

Arus 8



Arus 9

Rekap Neraca Massa di Separator 2

komponen	input	output	
	arus 7	arus 8	arus 9

nC ₄ H ₁₀	12,6113	12,6113	-
C ₄ H ₈	50,5050	50,5050	-
C ₄ H ₆	12575,7070	12563,1313	12,5757
H ₂ O	285,4734	0,01	285,4634
C ₃ H ₇ NO	127389,5622	0,005	127389,5572
	140313,8589	12626,2626	127687,5963
Total	140313,8589	140313,8589	

Tabel Neraca Massa *Overall*

Komponen	Input		Output		
	Arus 1	Arus 11	Arus 4	Arus 8	Arus 13
nC ₄ H ₁₀	14150,6905	-	0,8884	12,6113	131,3304
iC ₄ H ₁₀	289,5876	-	1,1552	-	287,9513

C ₄ H ₈	-	-	1,4792	50,5050	380,2834
C ₄ H ₆	-	-	12,5613	12563,1313	3,7746
H ₂	-	-	944,4400	-	-
H ₂ O	-	0,005	-	0,01	-
C ₃ H ₇ NO	-	0,01	-	0,005	-
Total	14440,2781	0,0150	967,2211	12626,2626	846.9444
	14440,4281		14440,4281		

4.4.2 Neraca Panas

2.4.2 Neraca Panas

Basis perhitungan: 1 jam
operasi

satuan: kJ

Neraca Panas di *Tee*-01

Tabel 2.12 Neraca panas di *Tee* – 01

Arus	Input	Output
Q arus 13	-132053,86	-
Q arus 1	-626946.0541	-
Q arus 2		-759,002.88
Total	-758,999.909	-759,002.88

Neraca panas di *furnace* 01 (F-01)

Tabel 2.13 Neraca panas di *Furnace* – 01

Arus	Input	Output
Q masuk <i>furnace</i>	6.216.283.482	-

Q keluar <i>furnace</i>	-	27.262.400,997
Q pemanas	21.046.117.515	-
Total	27.262.400,997	27.262.400,997

Neraca panas di reaktor 01 (R-01)

Tabel 2.14 Neraca panas di Reaktor 01

Arus	Input	Output
Q reaktan	27.262.401,00	-
Q reaksi	55.872.415,81	-
Q produk	-	20.374.083.07
Q pemanas	-	62.760.733.74

Total	83.134.816,803	83.134.816,803
-------	----------------	----------------

Neraca panas di Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 2.15 Neraca panas di Menara distilasi 01

Arus	Input	Output
Q umpan	4,170,425.294	-
Q hasil atas (distilat)	-	214.857,181
Q bawah (bottom)	-	47.604.407,51
Q kondenser	-	214.069.512
Q reboiler	52.203.759,497	-
Total	48.033.334,203	48.033.334,203

Neraca panas di kondenser parsial (CP-01)

Tabel 2.17 Neraca panas di Kondenser Parsial

Arus	Input	Output
Q desuperheating	-3.989.934,573	-
Q vap	-68.591.907,489	-
Q kondensasi	-3.329,034	-
Q cairan yang terkondensasi	2.009,30	-
Q yang masih berwujud gas	719,894	-
Q kondenser	-	-72.577.759.26
Total	-72.577.759.26	-72.577.759.26

Neraca panas disekikar HE-01

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
NC4H10	-13499497.705	2882591.785
IC4H10	-3097374.469	222758.238
C4H8	572406.203	184567.253
C4H6	8539.718	3347.892
Sub total	-16015926.253	3293265.167
Q pemanas	19309191.420	
Total	3293265.167	3293265.167

Neraca panas disekikar HE-02

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
NC4H10	1276344.779	-248250.461
IC4H10	1665419.914	-319996.811
C4H8	1910309.584	-374152.444
C4H6	15522008.789	-3047534.857

H2	7290123.860	-1936744.691
Sub total	27664206.926	-5926679.264
Q pendingin		33590886.190
Total	27664206.926	27664206.926

Neraca panas disekitar HE-03

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
NC4H10	56.274	-809.973
IC4H10	72.049	-3097.470
C4H8	85.108	808.722
C4H6	691.126	5416.307
H2	2009.296	2009.296
Sub total	2913.852	4326.881
Q pendingin	1413.029	
Total	4326.881	4326.881

Neraca panas disekikar HE-04

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
nC4H10	1432.466	-11497.990
C4H8	5535.889	-140256.908
C4H6	133012.641	712302.211
H2O	1.851	229.155
C3H7NO	0.465	99.188
Sub total	139983.313	560875.656
Q pendingin	420892.343	
Total	560875.656	560875.656

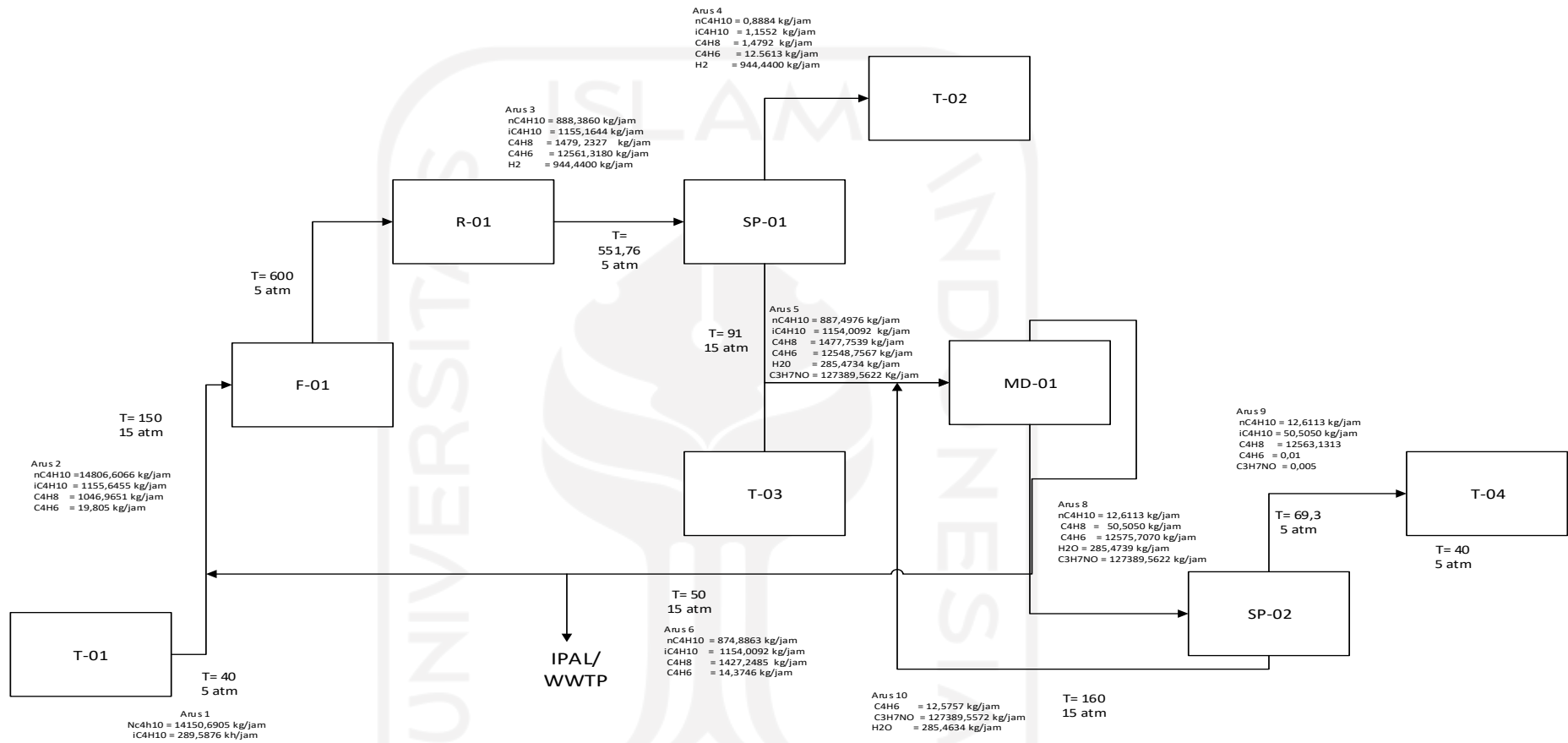
Neraca panas disekikar HE-05

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
C4H6	7978.814	4738.018
H2O	243197.705	162584.331
C3H7NO	57818757.278	37923965.412
Sub total	58069933.797	38091287.761
Q pendingin		19978646.035

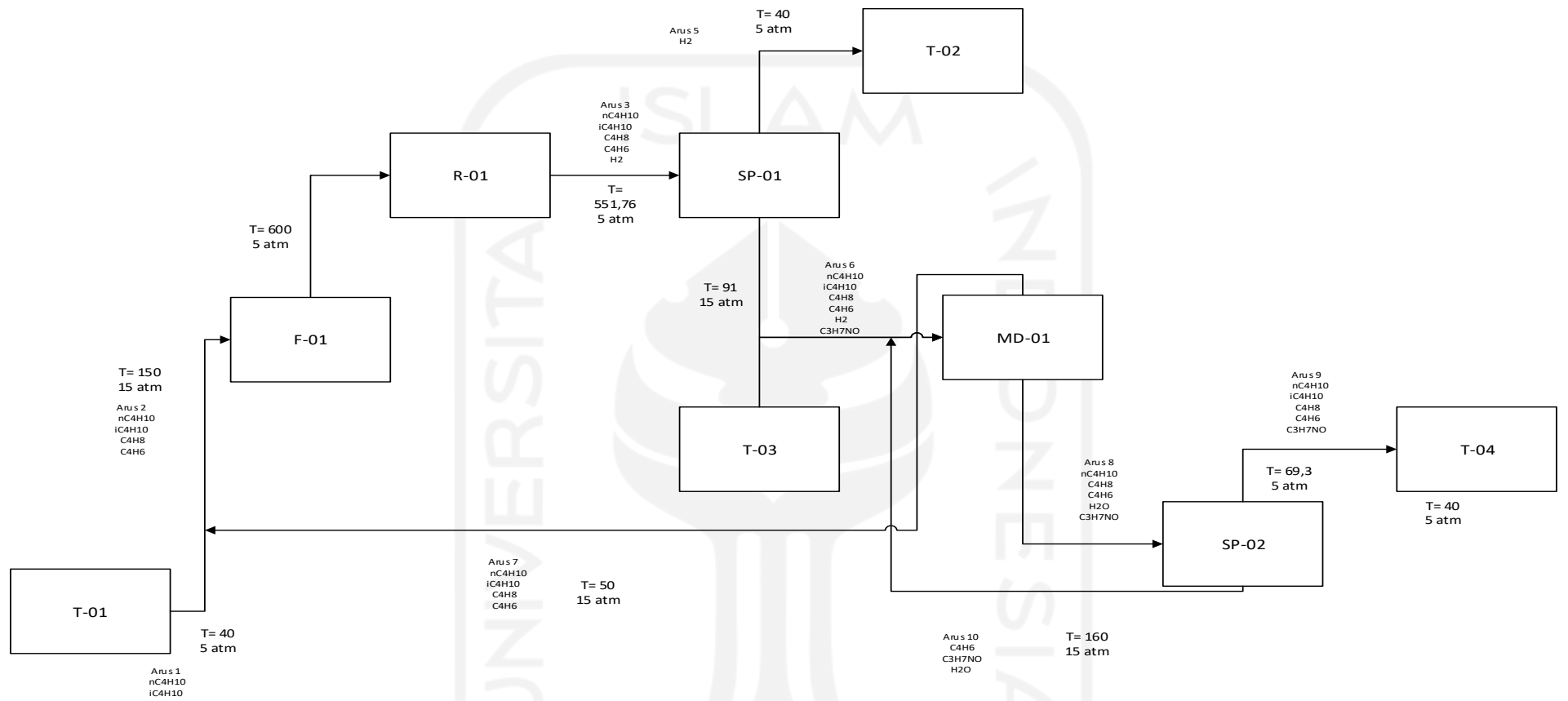
Total	58069933.797	58069933.797
-------	--------------	--------------

Neraca panas disekitar HE-06

Komponen	Input	Output
	Arus Hm	H1
NC4H10	-1831419.453	-1052134.697
IC4H10	-4103684.490	-2379672.025
C4H8	1306632.901	780318.174
C4H6	10216.024	6198.184
Sub total	-4618255.018	-2645290.364
Q pendingin	1972964.654	
Total	-2645290.364	-2645290.364



4.4.3 Diagram alir kuantitatif



4.4.4. Diagram alir kualitatif

4.5 Perawatan dan Utilitas

4.5.1 Perawatan (*Maintenance*)

Maintenance berguna untuk merawat sarana atau fasilitas pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan mesin agar produksi berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diinginkan

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan menjaga kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku panduan yang ada. Penjadwalan dibuat sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Dalam hal ini perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Dalam hal ini kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

- Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman menghasilkan pekerjaan yang baik pula



4.5.2 Utilitas

Untuk menunjang keberlangsungan pabrik maka unit utilitas juga harus didesain. Unit pendukung proses yang ada di dalam pabrik 1.3 Butadiene ini adalah:

1. Unit Pengadaan Air

Unit ini bertujuan untuk mengolah kebutuhan air yang digunakan di pabrik seperti:

- a. Air konsumsi umum dan sanitasi
- b. Air pendingin
- c. Air umpan boiler

2. Unit Pengadaan Steam

Penyediaan steam yang digunakan untuk pemanasan reboiler diolah pada unit ini.

3. Unit Pengadaan Udara tekan

Penyediaan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi *pneumatic*, penyediaan di bengkel dan untuk kebutuhan lainnya disediakan di unit ini.

4. Unit Pengadaan Listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik yang digunakan untuk peralatan proses, utilitas, alat elektronik, penerangan, AC dan lainnya. Listrik ini disuplai dari PLN dan untuk menghindari gangguan listrik maka disediakan generator sebagai cadangan.

5. Unit Pengadaan Dowtherm

Ada 2 jenis dowtherm yang digunakan yaitu dowtherm A dan dowtherm J. Dowtherm A digunakan sebagai pemanas pada Heater, sedangkan

dowtherm J digunakan sebagai pendingin pada Condensor.

Tabel 4.2 Kebutuhan Dowthem A

No.	Alat	Kode Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Reaktor 1	R-01	17371.45393
3	Cooler 1	CO-01	23891.1
4	Cooler 2	CO-02	299.354
5	Cooler 3	CO-03	14209.563
6	Cooler 4	CO-04	1403.247
7	Condensor 1	CD-01	49952.707
8	Condensor 2	CD-02	6960.586
			114088.0109

No.	Alat	Kode	Kebutuhan (kg/jam)
1	Heater 1	HE-01	13733.422
2	Heater 2	HE-02	1005
3	Reboiler 1	RB-01	489.127
Jumlah			15227.549

Tabel 4.3 kebutuhan downtherm J

6. Unit pengolahan limbah

Unit ini berfungsi mengubah limbah sebelum dibuang ke lingkungan untuk menghindari pencemaran pada lingkungan

4.5.3 Unit Pengadaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik metil salisilat sumber air yang digunakan berasal dari air sungai karena dekat dengan lokasi pabrik. Air yang diperlukan didaerah pabrik digunakan untuk:

1. Air sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan umum seperti keperluan perkantoran, perumahan, laboratorium, masjid dan lainnya.

Air ini harus mempunyai beberapa syarat yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Bau : tidak berbau
- Warna : tidak berwarna
- Rasa : tidak berasa

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat organik

c. Syarat biologi, meliputi:

- Tidak mengandung mikroba dan virus

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

Perkiraan Kebutuhan air adalah :

Bengkel :	200	Kg/hari	8.333333	kg/jam
Poliklinik	400	Kg/hari	16.66667	kg/jam
Laboratorium	400	Kg/hari	16.66667	kg/jam
Pemadam Kebakaran	5000	Kg/hari	208.3333	kg/jam
Kantin, Musola, Kebun dll	8000	Kg/hari	333.3333	kg/jam
Jumlah :			583.3333	Kg/jam

2. Air pendingin

Air pendingin dihasilkan oleh *cooling tower*. Unit ini mengolah air dari suhu 50°C menjadi 25 °C agar bisa digunakan untuk mendinginkan alat proses yang membutuhkan pendingin. Air pendingin yang keluar dari peralatan proses didinginkan kembali di *cooling tower*. Untuk mengatasi kekurangan air pendingin akibat penguapan maka ditambah *make up* air pendingin yang jumlahnya sesuai dengan air yang hilang. Pabrik 1,3 Butadiene ini membutuhkan *make up* air pendingin sebesar 40.606 kg/jam.

Tabel 4.5 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Reaktor 1	R-01	17371.45393
3	Cooler 1	CO-01	23891.1
4	Cooler 2	CO-02	299.354
5	Cooler 3	CO-03	14209.563
6	Cooler 4	CO-04	1403.247
7	Condensor 1	CD-01	49952.707
8	Condensor 2	CD-02	6960.586
			114088.0109

3. Air Umpan Boiler (Steam)

Hal yang perlu diperhatikan dalam pengadaan air umpan boiler diantaranya sebagai berikut:

a. Zat penyebab korosi

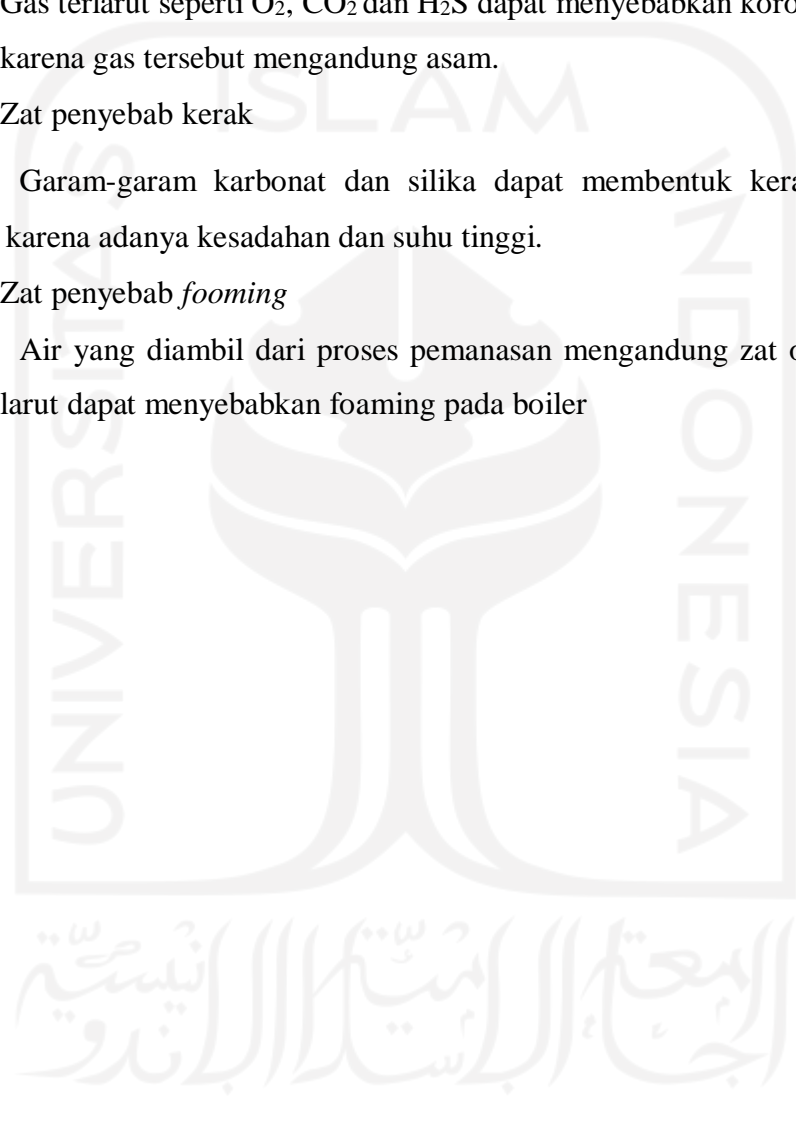
Gas terlarut seperti O_2 , CO_2 dan H_2S dapat menyebabkan korosi pada boiler karena gas tersebut mengandung asam.

b. Zat penyebab kerak

Garam-garam karbonat dan silika dapat membentuk kerak pada boiler karena adanya kesadahan dan suhu tinggi.

c. Zat penyebab *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan mengandung zat organik yang tak larut dapat menyebabkan foaming pada boiler



4.5.4 Pengolahan Air

Sumber air pabrik 1,3 Butadiene berasal dari air laut. Pengolahan air untuk kebutuhan pabrik yaitu berupa pengolahan secara fisik, kimia, dan penambahan desinfektan. Pengolahan secara fisis adalah dengan cara menggunakan screening, sedangkan untuk pengolahan kimia dengan penambahan chlorine. Pada tahap awal yaitu tahap penyaringan, air laut dialirkan dari daerah terbuka ke water intake system yang terdiri dari screen dan pompa. Fungsi dari screen sendiri adalah untuk menyaring kotoran dan benda-benda asing pada aliran pompa. Setelah air tersebut disaring maka akan dialirkan melalui pipa masuk ke unit pengolahan air. Pada discharge pompa diinjeksikan chlorine sebanyak 1 ppm. Dengan jumlah tersebut sudah dapat untuk membunuh dan mencegah perkembangbiakan mikroorganisme. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang terbagi menjadi dua bagian yaitu proses desalinasi dan demineralisasi.

1. Desalinasi

Desalinasi adalah proses untuk dapat menghilangkan kadar garam yang terkandung dalam air laut. Proses ini dilakukan untuk mendapatkan air yang dapat digunakan dalam kebutuhan sehari-hari. Metode yang digunakan dalam proses desalinasi adalah metode reverse osmosis. Metode reverse osmosis sudah banyak digunakan pada pengolahan air industri. Dalam metode ini menggunakan membrane semi permeable yang dapat berfungsi sebagai alat pemisah berdasarkan dari sifat fisiknya. Hasil keluaran atau pemisahan tersebut berupa retentate atau juga disebut dengan konsentrat. Proses pemisahan materi secara selektif disebabkan oleh adanya gaya dorong yang berupa perbedaan tekanan.

2. Demineralisasi

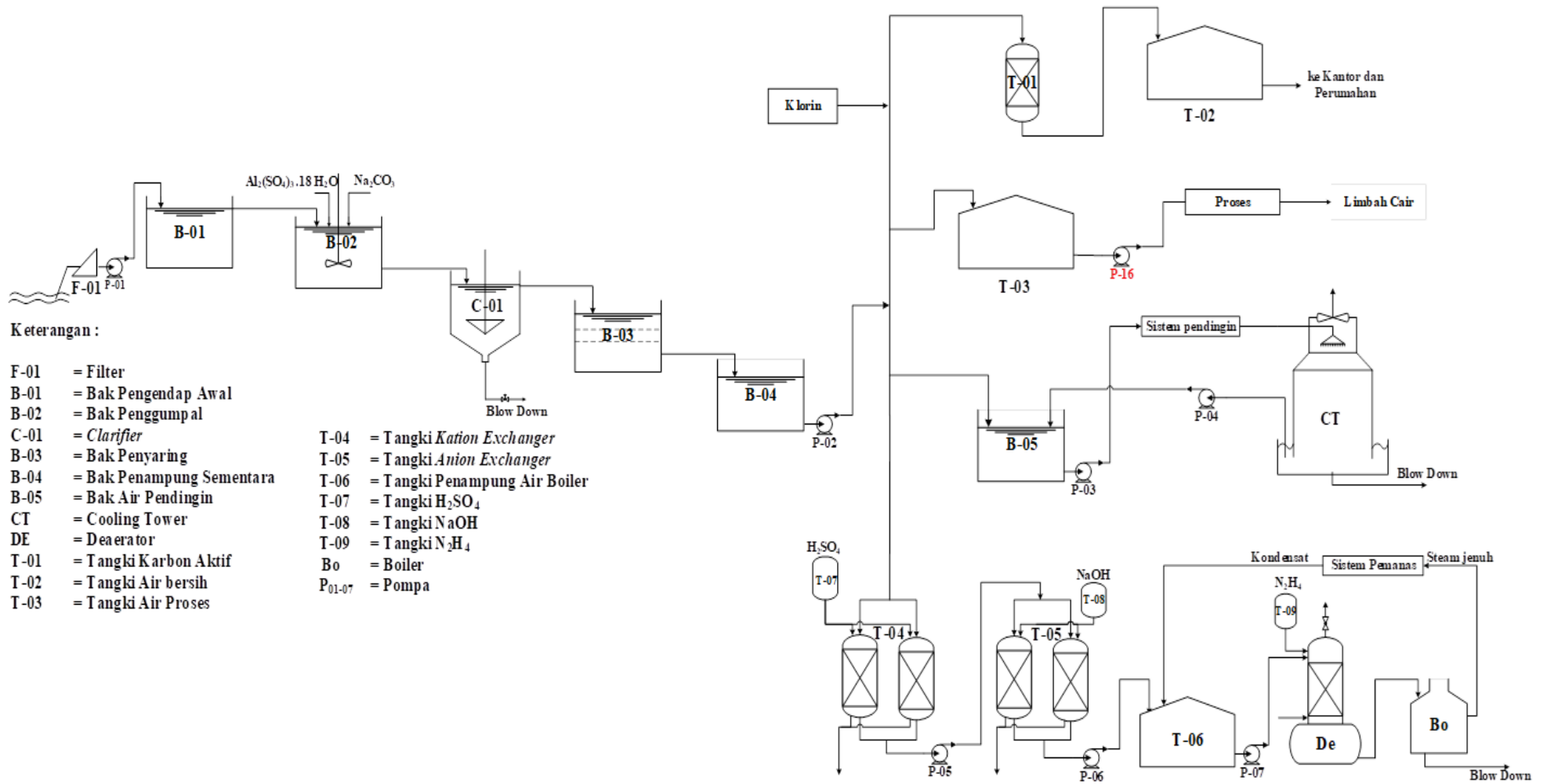
Demineralisasi adalah proses pengambilan semua ion yang terkandung dalam air. Air yang telah mengalami proses tersebut disebut dengan (deionized water). Sistem demineralisasi dibuat untuk mengolah air filter dengan penukar ion (ion exchanger) untuk

menghilangkan padatan yang terlarut dalam air dan menghasilkan air demin sebagai umpan ketel (boiler feed water) untuk membangkitkan steam suhu 160 °C. Dalam memenuhi kebutuhan air umpan boiler, air bersih saja tidak cukup. Oleh sebab itu masih perlu diperlakukan atau diolah lebih lanjut yaitu penghilangan kandungan mineral yang berupa garam-garam terlarut. Garam yang terlarut dalam air berikatan dengan ion positif disebut dengan cation, dan yang negative disebut anion. Ion-ion tersebut dalam dihilangkan dengan cara pertukaran ion dengan alat penukar ion yaitu ion exchanger. Proses awalnya air bersih (filtered water) dialirkan ke cation exchanger yang diisi oleh resin cation yang akan mengikat cation dan melepaskan ion H⁺. Selanjutnya air dialirkan ke anion exchanger yang dimana terjadinya pertukaran ion OH⁻ dari resin anion. Air yang telah keluar dari anion exchanger hampir semua garam terlarutnya telah diikat. Air demin yang dihasilkan kemudian disimpan di dalam tangki penyimpanan (demin water storage). Setiap periode tertentu, resin yang dioperasikan dalam pelayanan akan mengalami kejenuhan dan tidak mampu untuk mengikat ion secara optimal. Untuk itu diadakannya penyegaran atau pengaktifan kembali secara regenerasi. Regenerasi resin dilakukan dengan proses kebalikan dari operasi service. Resin cation digenerasikan menggunakan larutan H₂SO₄, dan untuk resin anion menggunakan larutan NaOH.

Berikut diagram alir proses pengolahan air:



Unit Pengolahan Air Industri



4.5.5 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : kg/jam

Tekanan : 21054 kPa

Suhu steam : 370 °C

Jenis : *Water Tube Boiler*

4.5.6 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik dipasok dari PLN dan untuk cadangannya adalah generator set untuk menghindari jika terjadi gangguan listrik PLN. Kebutuhan listrik yang ada pada pabrik adalah sebagai berikut:

1. Listrik untuk keperluan proses
2. Listrik untuk utilitas
3. Listrik untuk laboratorium dan instrumen
4. Listrik untuk penerangan dan AC

Selain dari pasokan PLN, listrik pabrik ini juga menggunakan generator arus bolak-balik (AC) system 3 fase dengan kapasitas listrik sebesar 492,1670 kW sebagai cadangan karena generator ini menghasilkan tenaga listrik yang besar dan tegangannya dapat diatur sesuai kebutuhan. Jumlah kebutuhan listrik pabrik ini adalah sebagai berikut:

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	137.2088
	b. Utilitas	16
2	a. Listrik Ac	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
Total		318.2088

Tabel 4.5 Kebutuhan Listrik Pabrik

4.5.7 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti *control valve* dan untuk membersihkan peralatan pabrik. Sumber udara berasal dari udara bebas di lingkungan pabrik, tetapi harus menaikkan tekanannya menggunakan kompresor.

Kebutuhan udara tekan untuk pabrik 1,3 Butadiene ini diperkirakan 48,5971 m³/jam, tekanan 79,7927 psi dan suhu 30 °C. Alat untuk menyediakan udara tekan adalah kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan:

Kode = KU-01

Fungsi = Memenuhi kebutuhan udara tekan

Jenis = *Single Stage Reciprocating Compressor*

Kapasitas = 100 m³/jam

Jumlah = 1 buah

Tekanan *suction* = 14,7 psi (1 atm)

Tekanan *discharge* = 100 psi (6,8 atm)

Suhu udara = 30 °C

Efisiensi = 85%

Daya kompresor = 5 Hp

4.5.8 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk kebutuhan bahan bakar pada generator dan boiler.

- a. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar sebesar 25,4274 liter/jam dengan spesifikasi:

Heating value : 250.000 BTU/gallon

Sg solar : 0,869

- b. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler adalah Fuel Oil sebesar 15.187,6295 kg/jam dengan spesifikasi:

Heating Value : 19676 BTU/lb

4.5.9 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

Screener 1

Alat = Rake Screener

Kode = SC-01

Fungsi = menyaring kotoran berukuran besar dari air laut sebelum disaring lebih lanjut

Jumlah air yang disaring = 1.141.432,7520 kg/jam

Densitas = 1000 kg/m³

Debit = 0,3171 m³/s

Luas area filter yang dibutuhkan = 0,3171 m²

Screener 2

Alat = Rake Screener

Kode = SC-02

Fungsi = menyaring kotoran dan ikan-ikan yang terbawa air laut sebelum dipompa ke equalizer.

Jumlah air yang disaring = 1.141.432,7520 kg/jam

Densitas = 1000 kg/m³

Debit = 0,3171 m³/s

Luas area filter yang dibutuhkan = 0,3171 m²

Bak Ekualisasi

Alat = Bak Beton Bertulang

Kode = BP-01

Fungsi = menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi chlorine untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dan sebagainya.

Volume = 5.488 m³

Dimensi

Panjang = 28 m

Tinggi = 14 m

Lebar = 14 m

Reverse Osmosis (SW / Sea Water)

Alat = Spiral wound dengan flow channel 90 mil

Kode = RO
Fungsi = menyaring molekul besar dan ion ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan
Volume = 616,3737 m³/jam

Reverse Osmosis (BW / Brackish Water)

Alat = Spiral wound
Fungsi = Menyaring molekul yang lebih besar dari molekul air
Bentuk = Silinder vertikal dengan media penyaring berupa pasir dan kerikil
Volume = 493,0989 m³/jam

Bak Penampung air

Fungsi = Menampung air yang keluar dari reverse osmosis (BW) untuk dikirim ke kation exchanger dan tangki sanitasi
Kode = BU-02
Bentuk = Bak beton bertulang
Volume bak = 5.478,8772 m³
Panjang bak = 28 m
Lebar = 14 m
Tinggi = 14 m
Waktu tinggal = 4 Jam

Tangki Sanitasi

Fungsi = Menampung air bersih untuk keperluan umum dan pemadam kebakaran
Tipe = Tangki Silinder tegak
Volume tangki = 60,7576 m³
Tinggi = 4,26 m
Waktu tinggal = 4 Jam

Hot Basin

Alat = Hot Basin

Fungsi = Menampung air keluaran proses yang akan didinginkan di cooling tower

Bentuk = Bak beton bertulang

Volume = 1.146,52 m³

Panjang = 17 m

Lebar = 9 m

Tinggi = 9 m

Jumlah = 1 buah

Cooling Tower

Alat = Cooling Tower

Kode = CT-01

Fungsi = Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik

Bentuk = *Induced Draft Cooling Tower*

Tinggi = 8 m

Jumlah = 1 buah

Cold Basin

Alat	= Hot Basin
Fungsi	= Menampung air pendingin yang telah didinginkan di Cooling Water bersama dengan air make up pendingin
Bentuk	= Bak beton bertulang
Volume	= 1.146,52 m ³
Panjang	= 17 m
Lebar	= 9 m
Tinggi	= 9 m
Jumlah	= 1 buah

Cation Exchanger

Alat	= Kation Exchanger
Kode	= KE-01
Fungsi	= Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg
Bentuk	= <i>Down Flow Cation Exchanger</i>
Luas	= 17,7278 m ²
Dimensi	Diameter = 4,7510 m
	Tinggi = 0,5870 m
Kecepatan air	= 173,3425 m ³ /jam
Jumlah	= 1 buah

Anion Exchanger

Alat	= Anion Exchanger
Kode	= AE-01
Fungsi	= Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion-

ion negatif

Jenis = *Strongly Basic Anion Exchanger*

Luas = 14,1826 m²Dimensi

Diameter = 4,7510 m

Tinggi = 1,4688 m

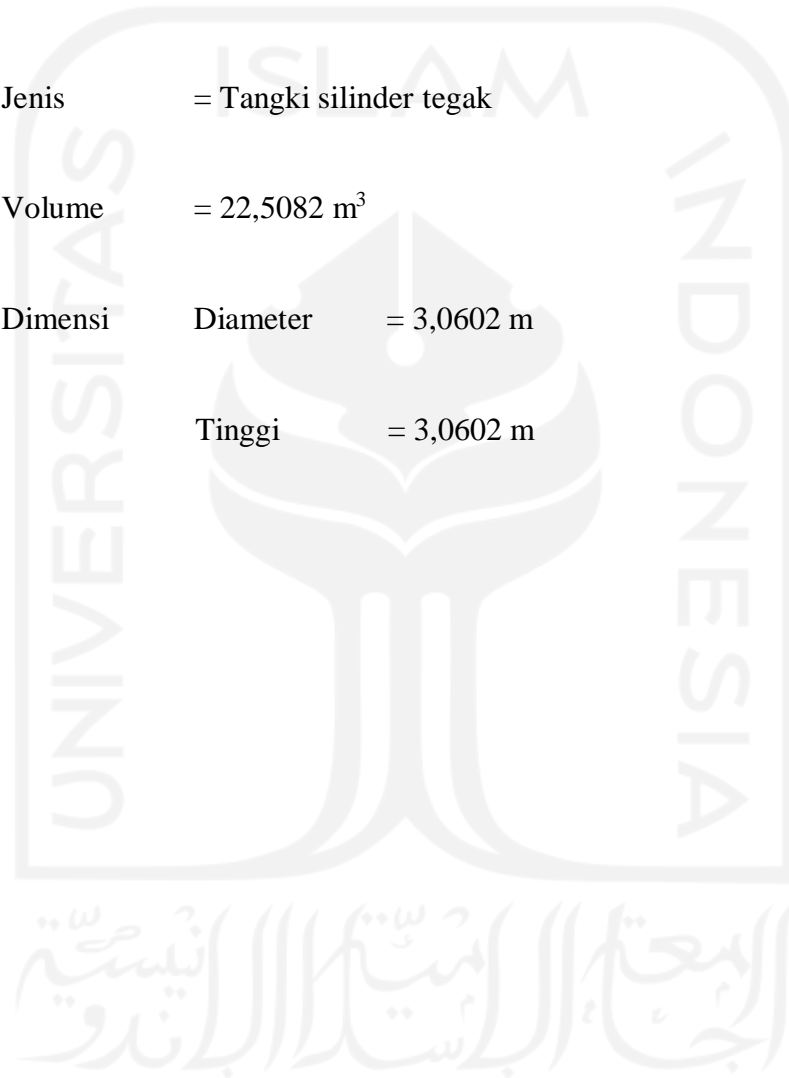
Jumlah = 1 buah

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 22,5082 m³

Dimensi Diameter = 3,0602 m

Tinggi = 3,0602 m



Tangki Air Demin

Alat = Tangki Air Demin
Kode = TU-02
Fungsi = Menampung air bersih hasil ion exchanger untuk keperluan proses dan make-up

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 416,0219m³

Diamete = 8,0925 m

Tinggi = 8,0925 m

Jumlah = 1 buah

Deaerator

Kode =

Fungsi = DA-01

= Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air

Jenis = Tangki silinder vertikal

Volume = 1.248,0657 m³

Dimensi Diamete = 11,6694 m

Tinggi = 11,6694m

Jumlah = 1 buah

Tangki Penampung Deaerated Water

Fungsi = Menampung air hasil keluaran daerator untuk disalurkan ke boiler

Tipe = Tangki silinder tegak

Volume = 208,0109



Dimensi Diameter = 6,4230 m

Tinggi = 6,4230 m

Tangki Kaporit (NaOCl)

Fungsi = menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu

Bentuk = Tangki Silinder vertikal

Volume = 8,0988 m³

Dimensi Diameter = 2,4880 m

Tinggi = 4,9760 m

Jumlah = 1 Buah

Pompa Utilitas (PU-01)

Kode = PU-01

Fungsi = Mengalirkan air laut menuju

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 1.339 m³/iam

Daya Pompa = 28,8412 Hp

Daya Motor = 33 Hp

Pemilihan pipa = 0,5588 m

Sch = 40

ID = 0,5398 m

Flow area per pipe = 0,2291 m²

Pompa Utilitas (PU-02)

Kode	= PU-02
Fungsi	= Mengalirkan air dari screening ke Bak Ekualisasi (BP-01)
Jenis	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	= <i>Comercial steel</i>
Kapasitas	= 1.339 m ³ /iam
Daya Pompa	= 28,8412 Hp
Daya Motor	= 33 Hp
Pemilihan pipa	= 0,5588 m
Sch	= 40
ID	= 0,5398 m
Flow area per	= 0,2291 m ²

Pompa Utilitas (PU-03)

Kode	= PU-03
Fungsi	= Mengalirkan air dari Bak Ekualisasi ke
Jenis	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	= <i>Comercial steel</i>
Kapasitas	= 1.339 m ³ /jam
Daya Pompa	= 28,8412 Hp
Daya Motor	= 33 Hp
Pemilihan pipa	

D nominal	= 0,5588 m
Sch	= 40
ID	= 0,5398 m
Flow area per pipe	= 0,2291 m ²

Pompa Utilitas (PU-04)

Kode	= PU-04
Fungsi	= Mengalirkan air dari Bak Penampung air (BU-02) ke Tangki sanitasi (T-01) dan ke Kation Exchanger (KE-01)
Jenis	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	= <i>Comercial steel</i>
Kapasitas	= 1.339 m ³ /iam
Daya Pompa	= 28,8412 Hp
Daya Motor	= 33 Hp
Pemilihan pipa	= 0,5588 m
Sch	= 40
ID	= 0,5398 m
Flow area per	= 0,2291 m ²

Pompa Utilitas (PU-05)

Kode	= PU-05
Fungsi	= Mengalirkan air dari Tangki sanitasi ke keperluan umum
Jenis	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	= <i>Comercial steel</i>

Kapasitas = 14,850 m³/jam

Daya Pompa = 0,2784 Hp

Daya Motor = 0,5 Hp

Pemilihan pipa

D nominal = 0,0762 m

Sch = 40

ID = 0,0779 m

Flow area per = 0,0048 m²

Pompa Utilitas (PU-06)

Kode = PU-06

Fungsi = Mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE-01) ke

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 203,33 m³/jam

Daya Pompa = 2,7504 Hp

Daya Motor = 5 Hp

Pemilihan pipa = 0,0254 m

Sch = 40

ID = 0,2545 m

Flow area per pipe = 0,0508 m²

Pompa Utilitas (PU-07)

Kode = PU-07

Fungsi = Mengalirkan air dari Anion Exchanger (AE-01) ke

Deaerator (DA-01)

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 203,33 m³/jam

Daya Pompa = 2,7504 Hp

Daya Motor = 5 Hp

Pemilihan pipa = 0,0254 m

Sch = 40

ID = 0,2545 m

Flow area per = 0,0508 m²

Pompa Utilitas (PU-08)

Kode = PU-08

Fungsi = Mengalirkan air dari Deaerator (DA-01) ke Boiler (B-01)

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 203,33 m³/jam

Daya Pompa = 2,7504 Hp

Daya Motor = 5 Hp

Pemilihan pipa

D nominal = 0,0254 m

Sch = 40

ID = 0,2545 m

Flow area per pipe = 0,0508 m²

Pompa Utilitas (PU-09)

Kode = PU-09

Fungsi = Mengalirkan air dari proses ke tangki demin (T-02)

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 203,33 m³/jam

Daya Pompa = 2,7504 Hp

Daya Motor = 5 Hp

Pemilihan pipa

= 0,0254 m

Sch = 40

ID = 0,2545 m

Flow area per = 0,0508 m²

Pompa Utilitas (PU-10)

Kode = PU-10

Fungsi = Mengalirkan air dari bak penampung (BU-03) ke aliran pendinginan

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 1.120 m³/jam

Daya Pompa = 14,517 Hp

Daya Motor = 17 Hp

Pemilihan pipa

D nominal = 0,5080 m

Sch = 40

ID = 0,4890 m

Flow area per = 0,1878 m²

Pompa Utilitas (PU-11)

Kode = PU-11

Fungsi = Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) ke bak

Jenis = *Centrifugal Pump*

Bahan = *Comercial steel*

Kapasitas = 1.120 m³/jam

Daya Pompa = 14,517 Hp

Daya Motor = 17 Hp

Pemilihan pipa

D nominal = 0,5080 m

Sch	= 40
ID	= 0,4890 m
Flow area per pipe	= 0,1878 m ²



4.5.10 Laboratorium

Laboratorium merupakan unit yang paling penting terkait dengan kualitas bahan. Data hasil penelitian dari laboratorium dapat digunakan untuk mengendalikan kualitas bahan baku dan produk agar sesuai dengan standar dan spesifikasi yang diharapkan. Laboratorium juga berperan penting dalam pengendalian lingkungan.

Dengan melakukan pemeriksaan secara rutin dapat diketahui proses produksi berjalan normal atau tidak. Jika analisa produk yang dihasilkan tidak sesuai spesifikasi maka dapat dengan mudah diatasi.

Laboratorium berada di bawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain:

- a. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- b. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi
- c. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler, dan lain-lain yang berkaitan dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja shift dan non-shift.

Program Kerja Laboratorium

1. Analisa bahan baku dan produk

Analisa pada kandungan air dalam metanol dan asam salisilat meliputi: densitas, titik didih, kemurnian, kadar air, viskositas, spesifik gravity, warna dan impurities.

2. Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk utilitas, meliputi:

- a. Air minum yang dianalisa meliputi pH, kadar khlorin dan kekeruhan.

- b. Air proses penjernihan yang dianalisa adalah kadar pH, silikat, Ca sebagai CaCO_3 , klor sebagai Cl_2 , sulfur sebagai SO_3 dan zat padat lain.
- c. Resin penukar ion yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silikat sebagai SiO_2 .
- d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi kesadahan, pH, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe.
- e. Air dalam boiler yang dianalisa meliputi pH, zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_2 , PO_4 , dan SiO_3 .

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian:

1. Laboratorium fisika

Bagian ini melakukan pemeriksaan dan pengamatan terhadap sifat fisis bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan seperti: viskositas dan specific gravity.

2. Laboratorium analitik

Bagian ini melakukan analisa sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk, analisa air dan bahan kimia yang digunakan seperti katalis.

3. Laboratorium penelitian dan pengembangan (Litbang)

Laboratorium litbang ini melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berkaitan dengan kinerja proses.

Prosedur Analisa Produk

- a. *Infra red spectrofotometer (IRS)*

Pengujian ini dilakukan dengan cara mengambil sampel Metil Salisilat kemudian dianalisa menggunakan *Infra red spectrofotometer (IRS)*. Alat ini dapat menentukan kandungan gugus organik yang tersusun, apakah sudah memenuhi kriteria sebagai produk atau belum.

b. *Gas chromatography* (GC)

Pengujian dilakukan dengan mengambil sampel Metil Salisilat kemudian diinjeksikan ke *injection port* yang terletak di bagian atas GC. Jika lampu kuning menyala maka hasil akan keluar pada kertas recorder. Lama analisa sekitar 20 menit.

Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik 1,3 Butadiene berupa limbah cair.

Limbah cair ini berasal dari:

a. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dikumpulkan kemudian diolah dengan aerasi dan menggunakan desinfektan *Calcium Hypochlorite*.

b. Air sisa proses

Limbah dari hasil bawah Menara Distilasi berupa air yang mengandung Butana Limbah dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama-sama dengan aliran air dari pengolahan yang lain.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik 1,3 Butadiene yang akan didirikan direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut:

Bentuk perusahaan	= Perseroan Terbatas
Lapangan usaha	= Industri 1.3 Butadiene
Status perusahaan	= Swasta
Kapasitas	= 100.000 ton/tahun
Lokasi perusahaan	= Gresik, Jawa Timur

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan oleh beberapa faktor, yaitu:

1. Modal mudah didapatkan yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik merupakan para pemegang saham sedangkan pengurus perusahaan merupakan direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya karyawan perusahaan, pemegang saham dan direksinya.
5. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas

Suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga perseroan terbatas dapat memperluas usahanya.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas:

1. Perseroan Terbatas didirikan dengan akta dari notaris dengan berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-sahamnya.

3. Pemiliknya adalah para pemegang saham.
4. Perseroan Terbatas dipimpin oleh suatu direksi yang terdiri dari para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah kerangka mekanisme dalam suatu perusahaan yang mengatur tentang komunikasi antar karyawan untuk kelancaran bisnis dan tercapainya kesehatan dan keselamatan kerja.

Sistem dalam organisasi ada tiga yaitu sistem garis, sistem garis dan staff, serta sistem fungsional. Sistem organisasi yang paling bagus dan banyak digunakan adalah sistem garis dan staff karena memiliki garis kekuasaan yang sederhana. Segala sesuatu keputusan yang ada dalam perusahaan diputuskan bersama antara staff dan pimpinan yang tergabung dalam suatu dewan (Dewan Direksi, Dewan Komisaris). Pembagian kerja sistem garis dan staff ini karyawan bertanggung jawab kepada atasannya saja dan pimpinan dalam melaksanakan tugasnya dapat dibantu oleh staff ahli.

Kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan bisnis pada sistem garis dan staff adalah:

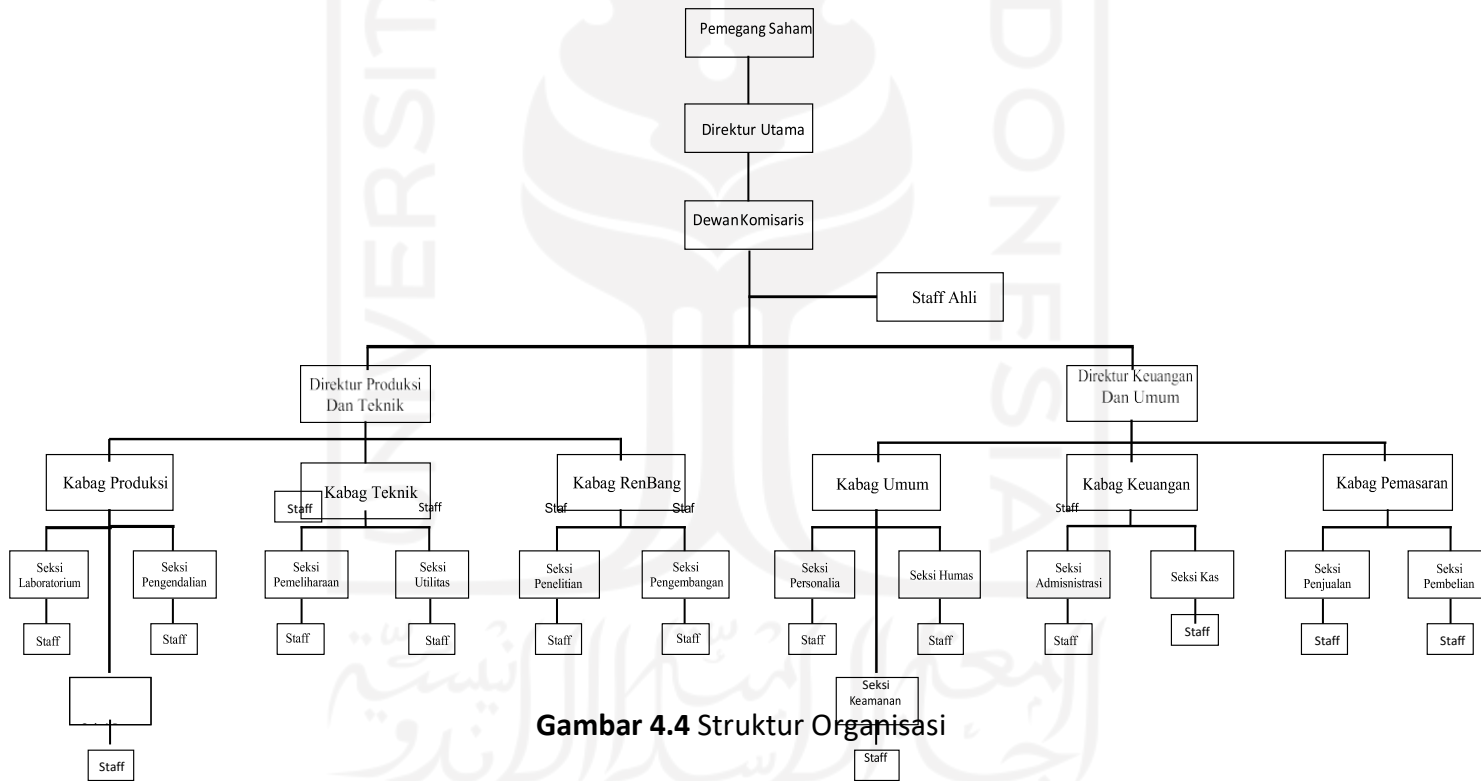
7. Sebagai garis atau line adalah orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
8. Sebagai staff adalah orang yang melaksanakan tugas dengan menerapkan keahlian yang dimiliki dan memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian dan Kepala Bagian ini akan membawahi para karyawan perusahaan.

Keuntungan yang ada di dalam struktur organisasi perusahaan antara lain:

1. Pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang dapat diketahui dengan mudah
2. Dapat dengan tepat menempatkan pegawai
3. Terarahnya program pengembangan manajemen
4. Mudah dalam menentukan pelatihan karyawan
5. Digunakan untuk bahan orientasi untuk pejabat
6. Dapat dengan mudah memperbaiki program kerja yang dianggap kurang lancar





Gambar 4.4 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT. (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut pemegang saham berwenang:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada Pemilik Saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sebeluhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

- a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham.
- b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum).

Tugas dari Direktur Produksi antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi
- b. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum antara lain:

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.
- b. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada

Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang Staf Ahli adalah:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran dalam bidang hukum.

Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai Staf Direktur. Kepala Bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Kepala Bagian terdiri dari:

- a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Produksi membawahi seksi proses, seksi laboratorium dan seksi pengendalian.

Tugas seksi proses antara lain:

1. Mengawasi jalannya proses produksi.
2. Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas seksi laboratorium antara lain:

1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
2. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
3. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
4. Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi keselamatan kerja-penanggulangan kebakaran, dan seksi utilitas.

Tugas seksi pemeliharaan antara lain:

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

Tugas seksi keselamatan kerja antara lain:

- a. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja.

b. Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

Tugas seksi utilitas antara lain melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan tenaga listrik

c. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan ini bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan dan membawahi 2 seksi, yaitu seksi administrasi dan seksi keuangan.

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan.

Tugas seksi keuangan antara lain:

1. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan.
2. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

d. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi serta membawahi 2 seksi yaitu seksi pembelian dan seksi pemasaran.

Tugas seksi pembelian antara lain:

1. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi
2. Mengetahui harga pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat gudang

Tugas seksi pemasaran antara lain:

1. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
2. Mengatur distribusi hasil produksi

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

Seksi personalia bertugas:

1. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
2. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
3. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

Seksi humas bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

Seksi keamanan bertugas:

1. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik
2. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
3. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Litbang terdiri dari tenaga-tenaga ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi 2 departement, yaitu Departement Penelitian dan Departement Pengembangan.

Tugas dan wewenangnya meliputi:

- a. Memperbaiki mutu produksi
- b. Memperbaiki dan melakukan inovasi terhadap proses produksi
- c. Meningkatkan efisiensi perusahaan diberbagai bidang

Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Ketenagakerjaan

Tenaga kerja adalah salah satu faktor yang penting dalam kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Hubungan antara karyawan dengan perusahaan harus dijaga agar terjadi hubungan yang harmonis dan menimbulkan semangat dalam bekerja yang akhirnya dapat meningkatkan produktifitas perusahaan. Hubungan tersebut dapat dicapai dengan komunikasi dan yang baik antara perusahaan dan karyawan dan fasilitas yang disediakan memadai. Salah satunya adalah gaji Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan karyawan dapat tercapai. Gaji karyawan berbeda tergantung pada posisi, keahlian dan tanggung jawabnya.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan adalah karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila dibutuhkan saja, sistem upah yang diterima adalah upah borongan atau suatu pekerjaan Pabrik Metil Salisilat ini direncanakan beroperasi setiap hari dengan jam kerja efektif 24 jam/hari. Karyawan yang bekerja dibagi menjadi dua yaitu:

1. Karyawan non shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan non shift adalah: Direktur, Staf Ahli, Manajer, Kepala Bagian serta staff yang berada di kantor. Karyawan non shift dalam seminggu bekerja selama 6 hari, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Hari Senin-Jumat : jam 08.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu : jam 08.00 – 12.00 WIB

Waktu istirahat : jam 12.00 – 13.00 WIB

Waktu istirahat Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi dan mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah kelancaran produksi dan keamanannya. Yang termasuk karyawan shift ini adalah sebagian dari bagian teknik, operator produksi, bagian gedung, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian selama 24 jam mengikuti jadwal sebagai berikut:

Shift pagi : jam 06.00 – 14.00 WIB

Shift sore : jam 14.00 – 22.00 WIB

Shift malam : jam 22,00 – 06.00WIB

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu (A / B / C / D) dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Pada hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas harus tetap masuk.

Tabel 4.6 Jadwal Pembagian Kelompok Shift

TGI	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A
Siang	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D
Malam	A	D	D	D	D	C	C	C	C	C

TGI	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C
Siang	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B
Malam	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A

TGI	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Pagi	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A
Siang	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D	D
Malam	A	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C

Jadwal selanjutnya mengikuti urutan sesuai tanggal pada bulan yaitu pergantian

antara shift diberlakukan berdasarkan standar prosedur operasional yang diberlakukan oleh pihak perusahaan. Agar produksinya lancar maka perlu kedisiplinan dari karyawan. Cara untuk mendisiplinkan karyawan adalah dengan menggunakan absensi.

Kesejahteraan Karyawan

Gaji karyawan pabrik Metil Salisilat ini berbeda tergantung pada kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Gaji minimum pekerja tidak kurang dari Upah Minimum Regional (UMR) di daerah pabrik berdiri. Semakin tinggi jabatan dan pengalamannya menentukan besarnya gaji yang diterima karyawan tersebut. Karyawan akan mendapat promosi naik jabatan secara berkala sesuai dengan masa kerja dan prestasikaryawan. Fasilitas Karyawan.

Tabel 4.7 Perincian Tugas dan Keahlian

No	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur Utama	Sarjana Ekonomi / Teknik / Hukum
2	Direktur Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi / Akuntansi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro
5	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Elektro
6	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi/Akuntansi
7	Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi/Akuntansi
8	Kepala Bagian Maintenance	Sarjana Teknik mesin
9	Kepala Bagian Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
10	Kepala Bagian Quality Assurance	Sarjana Teknik Kimia
11	Kepala Seksi	Sarjana
12	Operator	Sarjana atau D3
13	Sekretaris	Sarjana atau Akademi Sekretaris
14	Dokter	Sarjana Kedokteran
15	Perawat	Akademi Perawat
16	Lain-lain	SLTA / Sederajat

Penentuan jumlah karyawan harus sesuai karena untuk tercapainya efisiensi produksi.

Tabel 4.9 Jumlah Karyawan Menurut Jabatan

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Operasi	1
3	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1
4	Direktur SDM dan Umum	1
5	Spv. Maintenance	1
6	Spv. Proses	1
7	Spv. Quality Control	1
8	Spv. Budgeting dan Accounting	1
9	Spv. Marketing dan Pemasaran	1
10	Spv. K3	1
11	Spv. Personalia	1
12	Asisten Spv. Maintenance	1
13	Asisten Spv. Proses	1
14	Asisten Spv. Quality Control	1
15	Asisten Spv. Budgeting dan Accounting	1
16	Asisten Spv. Marketing dan Pemasaran	1
17	Asisten Spv. K3	1
18	Asisten Spv. Personalia	1
19	Ka. Bag. Internal Maintenance	1
20	Ka. Bag. Eksternal Maintenance	1
21	Ka. Bag. Produksi	1
22	Ka. Bag. Utilitas	1
23	Ka. Bag. Listrik dan Instrumentasi	1
24	Ka. Bag. Laboratorium	1
25	Ka. Bag. UPL	1

26	Ka. Bag. Pengembangan SDM	1
27	Ka. Bag. Administrasi	1
28	Karyawan Maintenance	5
29	Karyawan Produksi	22
30	Karyawan Utilitas	11
31	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	4
32	Karyawan Litbang	4
33	Karyawan Pengolahan Limbah	4
34	Karyawan Kas/Anggaran	4
35	Karyawan Pemasaran/Penjualan	4
36	Karyawan SDM	4

37	Karyawan Administrasi	4
38	Sekretaris	3
39	Dokter	2
40	Perawat	4
41	Supir	5
42	Cleaning Service	5
43	Security	9
Total		121

Tabel 4.9 Perincian Golongan dan Gaji Karyawan

Gol.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Kualifikasi
I.	Direktur Utama	Rp 35.000.000	S1 Pengalaman 10 Tahun
II.	Direktur	Rp 25.000.000	S1 Pengalaman 10 Tahun
III.	Staff Ahli	Rp 17.500.000	S1 Pengalaman 5 Tahun
IV.	Kepala Bagian	Rp 15.000.000	S1 Pengalaman
V.	Kepala Seksi	Rp 12.500.000	S1 / D3 Pengalaman
VI.	Sekretaris	Rp 6.000.000	S1 / D3 Pengalaman
VII.	Karyawan	Rp 8.000.000	S1 / D3 Pengalaman
VIII.	Karyawan biasa	Rp 4.000.000	SLTA/ D1/D3

Fasilitas Karyawan

Meningkatnya produktifitas kerja dapat dicapai dengan tersedianya fasilitas dalam perusahaan yang dapat digunakan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap dalam keadaan baik. Maka dari itu perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat bagi karyawan antara lain:

a. Poliklinik

Kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat penting. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

b. Pakaian kerja

Perusahaan memberikan pakaian kerja kepada karyawan untuk menghindari kesenjangan sosial. Selain itu untuk kesehatan dan keamanan kerja perusahaan juga menyediakan masker.

c. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya maka perusahaan menyediakan koperasi.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun yaitu pada saat menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut adalah satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya maka perusahaan menyediakan Jamsostek yang merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Tempat ibadah

Perusahaan menyediakan tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersama dengan penerimaan gaji tiap bulan agar meringankan beban pengeluaran karyawan dan meningkatkan produktifitas kerja.

i. Hak cuti

1. Cuti tahunan

Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.

2. Cuti massal

Cuti massal diberikan setiap tahun bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

3. Cuti hamil

Karyawan wanita yang akan melahirkan berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan dan gajinya tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.

Manajemen Produksi

Manajemen produksi adalah salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang bertujuan menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku dengan cara mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa agar proses produksinya berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar memperoleh kualitas yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksinya maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian untuk menghindari terjadinya penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan Produksi

Penyusunan rencana produksi secara umum ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik dalam menghasilkan jumlah produk.

a. Kemampuan pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan:

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan dengan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil yaitu:

- a. Rencana produksi sesuai kemampuan pasar atau produksinya diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan ruginya.
- b. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan pada tahun berikutnya.
- c. Mencari daerah pemasaran lain.

b. Kemampuan pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa factor yaitu:

1. Material (bahan baku)
Pemakaian bahan baku yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.
2. Manusia (tenaga kerja)
3. Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, maka dari itu perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar ketrampilannya meningkat.
4. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

Pengendalian Produksi

Agar proses produksi berjalan dengan baik maka harus dilakukan pengawasan dan pengendalian produksi. Kegiatan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang kualitasnya sesuai dengan standar dan jumlah produksinya sesuai yang direncanakan serta waktu produksinya sesuai jadwal. Maka dari itu perlu dilakukan pengendalian berikut ini:

a. Pengendalian kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak sesuai standar, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena *human error*, kerusakan mesin, terlambatnya pengadaan bahan baku, *maintenance* alat yang terlalu lama, dan faktor lain yang dapat menghambat proses produksi. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi kemudian direncanakan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

c. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas yang baik tertentu maka perlu beberapa waktu.

d. Pengendalian bahan proses

Untuk mencapai kapasitas produksi yang direncanakan, maka bahan baku untuk proses harus mencukupi. Oleh karena itu harus dilakukan pengendalian bahan agar tidak terjadi kekurangan

4.6 Evaluasi Ekonomi

Pada perancangan pabrik 1,3 Butadiene ini dilakukan evaluasi investasi yang bertujuan untuk mengetahui pabrik yang dirancang layak secara ekonomi atau tidak. Faktor terpenting dalam evaluasi ekonomi adalah estimasi harga alat, karena analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan kelayakan modal yang dipakai untuk pendirian pabrik, besarnya keuntungan dan lama balik modal. Pada perancangan pabrik 1,3 Butadiene ini kelayakan investasi modal yang akan dianalisis meliputi:

- a. *% Return on Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Break Event Point (BEP)*
- d. *Shut Down Point (SDP)*
- e. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*)
Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produktif dan untuk menjalankannya. *Capital Investment* meliputi:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*) terdiri dari:
 - a. Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
3. Total pendapatan penjualan produk Metil Salisilat

4.6.1 Penaksiran Harga Alat

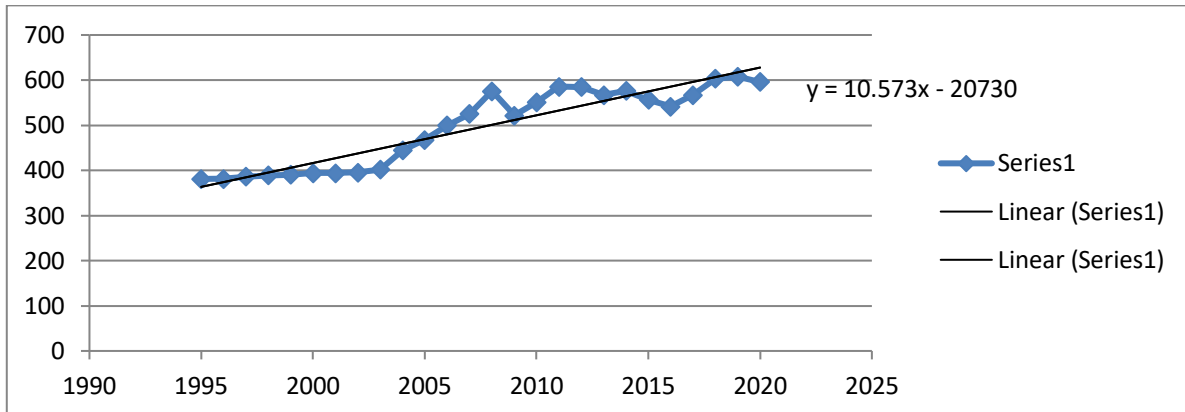
Setiap tahun harga tiap alat mengalami perubahan tergantung dengan berbagai kondisi. Penaksiran harga alat dilakukan dengan cara harga alat tahun sebelumnya dikalikan dengan rasio indeks harga.

Tabel 4.10 Indeks Harga Alat

Tahun	CE Index
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





Gambar 4.5 Grafik Indeks Harga Alat

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka dapat diturunkan persamaan least square sehingga didapatkan persamaan berikut:

$$y = 10,573x - 20730$$

Dengan:

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan tersebut diperoleh harga indeks pada tahun 2026 adalah 690,898.

Harga alat diperkirakan pada tahun evaluasi (2026) dan dilihat dari grafik pada refrensi. Untuk mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan:

NX

$EX = EY$ —

NY

Dimana:

EX : harga alat pada tahun x

EY : harga alat pada tahun y NX

: harga indeks untuk tahun x

NY : harga indeks untuk tahun y

Jika suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat biSA diperkirakan dengan persamaan:

$$EB = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^X$$

Dimana:

Ea : harga alat a

Eb : harga alat b

Ca : kapasitas alat a Cb

: kapasitas alat b X :

eksponen

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhaus, "Plant Design And Economic for Chemical Engineering", 3th edition.

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah:

a. Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun

b. Satu tahun operasi : 330 hari

c. Pabrik didirikan tahun 2026

d. Nilai kurs dollar 2019 : \$ 1 = Rp 14.600

e. Umur alat : 10 tahun

4.6.2 Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* meliputi:

a) *Fixed Capital investment (FCI)*

Fixed Capital investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas-fasilitasnya.

b) *Working Capital investment (WCI)*

Working Capital investment adalah biaya-biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk produksi suatu barang, yang merupakan jumlah dari *Direct Manufacturing Cost (DC)*, *Indirect Manufacturing Cost (IC)*, dan *Fixed Manufacturing Cost (FC)*, yang berkaitan dengan produk.

a) *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b) *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c) *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah harga yang berkaitan dengan *Fixed Capital Investment* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan, dimana harganya tetap tidak dipengaruhi waktu maupun tingkat produksi.

c. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

Pendapatan Modal

Untuk mendapatkan titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak berproduksi.

b. Biaya variabel (*Variabel Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biaya-biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, dan untuk mengetahui pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa kelayakan.

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Percent Return On Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{PROFIT}}{\text{FIXED CAPITAL COST}} \times 100\%$$

Nilai ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 40%. (Aries & Newton, 1955)

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{FIXED CAPITAL COST}}{\text{PROFIT} + (0,1 \times \text{FIXED CAPITAL COST INVESTMENT})}$$

Untuk pabrik beresiko rendah selama 5 tahun, sedangkan untuk pabrik beresiko tinggi selama 2 tahun. (Aries & Newton, 1955)

3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales* sama dengan *total cost*.

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Expense*

Ra : *Annual Regulated Expense*

Va : *Annual Variabel Expense*

Sa : *Annual Sales Value*

Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah nilai BEP dan untung jika beroperasi diatas nilai BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas maksimal. (Aries & Newton, 1955)

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted Cash Flow adalah perbandingan besarnya presentase keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibandingkan dengan tingkat bunga yang berlaku di bank.

Rate of Return dihitung dengan persamaan:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1 + Sv + WC]$$

Nilai R harus sama dengan S.

Dimana:

FC : *Fixed Capital* WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value* (nilai tanah)

CF : *Annual Cash Flow* (Profit after taxes + depresi + finance)

i : *Discounted Cash Flow* n : Umur pabrik (tahun)

4.6.3 Perhitungan Ekonomi

1. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan analisis ekonomi:

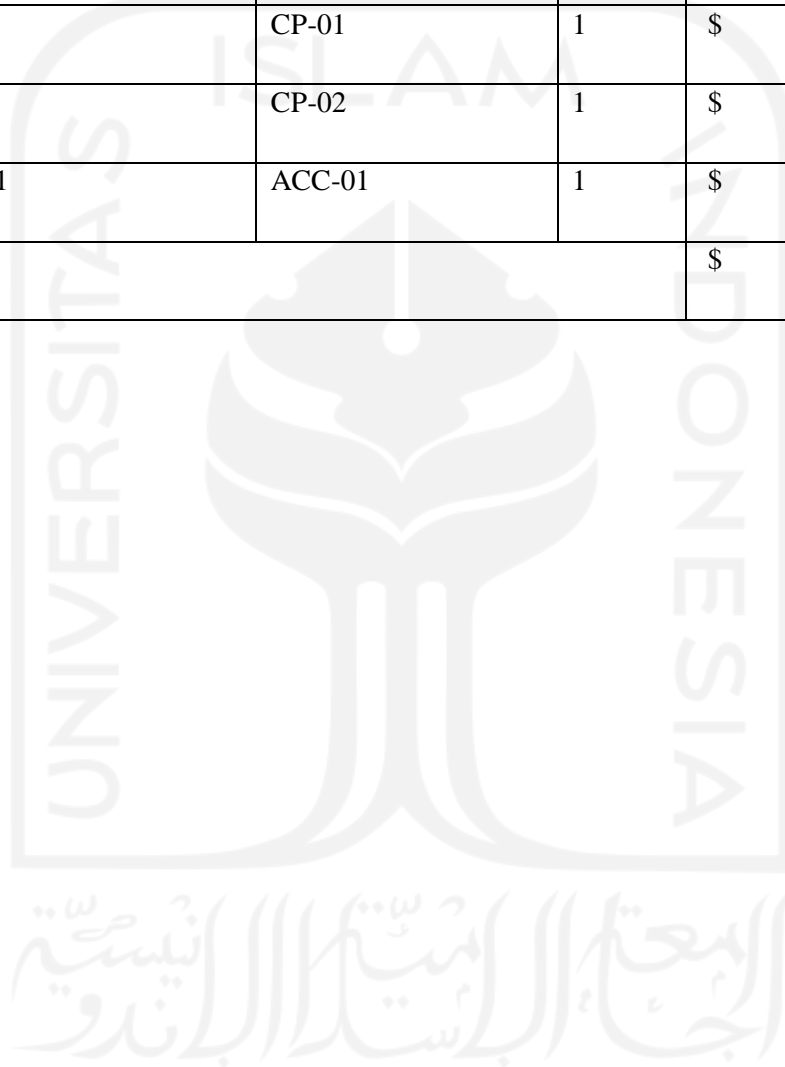
- a. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2026
- b. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
- c. Kapasitas produksi adalah 100.000 ton/tahun
- d. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
- e. *Shut down* pabrik dilakukan selama 35 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik
- f. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun
- g. Nilai rongsokan (*Salvage Value*) adalah nol
- h. Situasi pasar, biaya, dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi
- i. Upah tenaga asing sebesar \$ 10 /jam
- j. Upah tenaga Indonesia sebesar Rp. 25.000/jam
- k. Harga bahan baku Butana Rp. 14.500
- l. Harga produk 1,3 Butadiene Rp. 116.800
- m. Harga produk hidrogen Rp. 43.800
- n. Kurs rupiah yang dipakai sebesar \$ 1 sama dengan Rp.15.000

2. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.11 Harga Alat Proses

Nama Alat	kode Alat	jumlah	Harga Alat
			2020
Reaktor FIXED BED - 01	R - 01	1	\$ 91,154
Menara Distilasi-01	MD-01	1	\$ 450,787
Kompresor Udara	K-01	1	\$ 29,500
Furnace – 01	f-01	1	\$ 766,868
HE-01	HE-01	1	\$ 1,697
HE-02	HE-02	1	\$ 76,156
HE-03	HE-03	1	\$ 67,565
HE-04	HE-04	1	\$ 53,926
HE-05	HE-05	1	\$ 50,384
HE-06	HE-06	1	\$ 62,495
Reboiler	Rb-01	1	\$ 15,910
Ekspansion Valve	ev-01	1	\$ 277
Tangki - butana	T-01	3	\$ 466,167
Tangki - Hydrogen	T-02	3	\$ 497,457
Tangki - Butadiena	T-03	3	\$ 893,392
Tangki - Dimetilformamid	T-04	1	\$ 100,000
Pompa – 01	P-01	1	\$ 13,024
Pompa – 02	P-02	1	\$ 13,024

Pompa – 03	P-03	1	\$ 19,879
Pompa – 04	P-04	1	\$ 15,538
Pompa – 05	P-05	1	\$ 19,879
Separator 1	SP-01	1	\$ 76,687
Separator 2	SP-02	1	\$ 59,610
condensor-01	CP-01	1	\$ 83,263
condensor-02	CP-02	1	\$ 117,841
accumulator-01	ACC-01	1	\$ 7,153
Total			\$ 4,049,633



Nama Alat	kode Alat	jumlah	Harga alat
			2020
Bak sedimentasi	BU-01	1	\$ 10,100
Bak Flokulator	BU-02	1	\$ 13,110
Bak Air Bersih	BU-03	1	\$ 19,094
tangki bahan bakar	TU-02	1	\$ 9,386
Bak Air Pendingin	BU-04	1	\$ 14,922
screening/saringan	FU-01	1	\$ 14,510
Generator	GU-01	1	\$ 25,670
Tangki H2SO4	TU-01	1	\$ 2,869
Generator		2	\$ 10,000
Tangki N2H4 (Hydrazine)	TU-03	1	\$ 98,685
Tangki Air Bersih	TU-04	1	\$ 47,829
Tangki service water	TU-05	1	\$ 20,972
Cooling Tower	CTU-01	1	\$ 91,400
Blower Cooling Tower	BL-01	1	\$ 8,859
Clarifier	CLU-01	1	\$ 340,000
Sand Filter	FU-01	1	\$ 8,500
Kation Exchanger	KEU-01	1	\$ 200,000
Anion Exchanger	AEU	1	\$ 24,500
Deaerator	DAU	1	\$ 11,196
Boiler	BLU	1	\$ 633,516
Kompresor	KU	1	\$ 40,000

Tangki klorinator	TU-02	1	\$ 11,871
Boiler	TU-03	1	\$ 38,000
Pompa	PU-01	1	\$ 2,200
Pompa	PU-02	1	\$ 2,200
Pompa	PU-03	1	\$ 2,200
Pompa	PU-04	1	\$ 2,200
Pompa	PU-05	1	\$ 3,400
Pompa	PU-06	1	\$ 3,400
Pompa	PU-07	1	\$ 1,800
Pompa	PU-08	1	\$ 1,800
Pompa	PU-09	1	\$ 1,800
Pompa	PU-10	1	\$ 1,600
Pompa	PU-11	1	\$ 1,600
Pompa	PU-12	1	\$ 1,700
Pompa	PU-13	1	\$ 1,700
Pompa	PU-14	1	\$ 1,700
Pompa	PU-15	1	\$ 1,100
Pompa	PU-16	1	\$ 2,400
Pompa	PU-17	1	\$ 2,200
Pompa	PU-18	1	\$ 2,400
Pompa	PU-19	1	\$ 1,600
Pompa	PU-20	1	\$ 2,400

Pompa	PU-21	1	\$ 1,700
Pompa	PU-22	1	\$ 1,700
TOTAL		46	\$ 1,739,789

Tabel 4.13 Data *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 184,531,335,965	12,639,133
2	Delivered Equipment Cost	Rp 25,025,482,549	3,159,783
3	Instalasi cost	Rp 42,462,429,884	2,908,386
4	Pemipaan	Rp 116,047,459,883	7,948,456
5	Instrumentasi	Rp 48,443,267,431	3,318,032
6	Instalasi	Rp 6,155,257,576	421,593
7	Listrik	Rp 22,143,760,316	1,516,696
8	Bangunan	Rp 20,945,000,000	1,434,589
9	Land & Yard Improvement	Rp 19,841,500,000	1,359,007
	Total	Rp485,595,493,604	34,705,674

Tabel 4.14 Data *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 608,043,414,056	Rp 41,646,809
2	Cotractor's fee	Rp 24,321,736,562	Rp 1,665,872
3	Contingency	Rp 60,804,341,406	Rp 4,164,681
	Jumlah	Rp 693,169,492,023	Rp 47,477,362
3.	Manufacturing Cost		

Biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu produk (per tahun).

a. *Direct Manufacturing Cost*

Bahan	Kebutuhan	
	Kg/jam	kg/tahun
Butana	14,500.0000	114,840,000.0000
katalis dimetilformamid	0.0050	39.6000
katalis alumina chromina	0.2461	4,872.0000
Total	14,500.2511	114,844,911.6000

Tabel 4.16 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 1,676,772,431,280	114,847,427
2	Labor	Rp 16,240,800,000	1,112,384
3	Supervision	Rp 1,624,080,000	111,238
4	Maintenance	Rp 13,863,389,840	949,547
5	Plant Supplies	Rp 2,079,508,476	142,432
6	Royalty and Patents	Rp 117,918,417,102	8,076,604
7	Utilities	Rp 7,770,972,999,198	532,258,425
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 9,599,471,625,897	657,498,057

b. Indirect Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4.17 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2,436,120,000	166,858
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1,624,080,000	111,238
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8,120,400,000	556,192
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 589,592,085,512	40,383,020
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 601,772,685,512	41,217,307

c. Fixed Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

Tabel 4.18 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 69,316,949,202	4,747,736
2	<i>Property taxes</i>	Rp 13,863,389,840	949,547
3	<i>Insurance</i>	Rp 6,931,694,920	474,774
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 90,112,033,963	6,172,057

Tabel 4.19 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 9,599,471,625,897	657,498,057
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 601,772,685,512	41,217,307
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 90,112,033,963	6,172,057
	Manufacturing Cost (MC)	10,291,356,345,372	704,887,421

Working Capital

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 4.20 Working Capital

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 15,243,385,739	1,044,068
2	Inproses Onventory	Rp 15,592,964,160	Rp 1,068,011
3	Product Inventory	Rp 218,301,498,235	Rp 14,952,157
4	Extended Credit	Rp 250,129,975,672	Rp 17,132,190
5	Available Cash	Rp 935,577,849,579	64,080,675
	Working Capital (WC)	Rp 1,434,845,673,385	98,277,101

General Expense

Yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.21 *General Expenses*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 308,740,690,361	21,146,623
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 514,567,817,269	35,244,371
3	<i>Research</i>	Rp 360,197,472,088	24,671,060
4	<i>Finance</i>	Rp 85,120,606,616	5,830,179
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 1,268,626,586,334	86,892,232

Total Production Cost =	Manufacturing Cost + General Expense
=	Rp 11,559,982,931,706
=	\$ 791,779,652.86

Analisa Keuntungan

Dilihat dari kondisi operasi, sifat-sifat bahan yang digunakan, serta produk samping yang dihasilkan, pabrik 1,3 Butadiene ini termasuk dalam kategori pabrik beresiko rendah.

Total penjualan = Rp 11,791,841,710,235

Total *production cost* = Rp 11,559,982,931,706

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 231.858.778.529

Pajak 50% dari keuntungan = Rp. 115.929.389.265

Keuntungan setelah pajak = Rp. 115.929.389.265

a. *Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 33.46%

ROI sesudah pajak = 16,72%

b. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0,1 \times \text{Fixed Capital Investment})} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 2,3 tahun

POT sesudah pajak = 3,7 tahun

c. *Break Event Point (BEP)*

a. *Fixed Cost (Fa)*

Perhitungan *fixed cost* terdiri dari:

Depresiasi = Rp. 69.316.949.202

= \$ 4.747.736

Property Taxes = Rp. 13.863.389.840

= \$ 949.547

Asuransi = Rp. 6.931.694.920

= \$ 474.774

Total nilai Fa = Rp. 90.112.033.963

b. *Regulated Cost (Ra)*

Perhitungan *regulated cost* terdiri

Gaji karyawan = Rp. 16.240.800.000

= \$ 1.112.384

Payroll overhead = Rp. 2.436.120.000

= \$ 166.858

Supervision = Rp. 1624.080.000

= \$ 111.238

Plant overhead = Rp. 8.120.400.000

laboratorium = Rp. 1.624.080.000

= \$ 111.238

Maintenance = Rp. 13.863.389.840

= \$ 949.547

Plant Supplies = Rp. 2.079.508.478

= \$ 142.432

Total nilai Ra = Rp. 1.314.614.964.651

= \$ 90.042.121



c. *Variabel Cost (Va)*

Perhitungan *variabel cost* terdiri dari:

Raw material = Rp. 1.676.772.431.280

Packaging and Shipping = Rp. 589.592.085.512

= \$ 40.282.019.56

Utilitas = Rp. 7.770.972.999.198

Royalty & Patent = Rp. 117.918.417.102

Total nilai Va = Rp. 10.155.255.933.092

d. *Sales (Sa)*

Biaya sales = Rp. 11.791.841.710.235

= \$ 1.488.868.903

Maka nilai BEP = 55.05%

d) *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 45.88\%$$

e) *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = depresiasi

= Rp. 69.316.949.202

Cash flow = *annual profit* + *depresiasi* + *finance*

= Rp. 270.366.945.083

Working capital =Rp. 1.434.845.673.385

FCI = Rp. 693.169.492.023

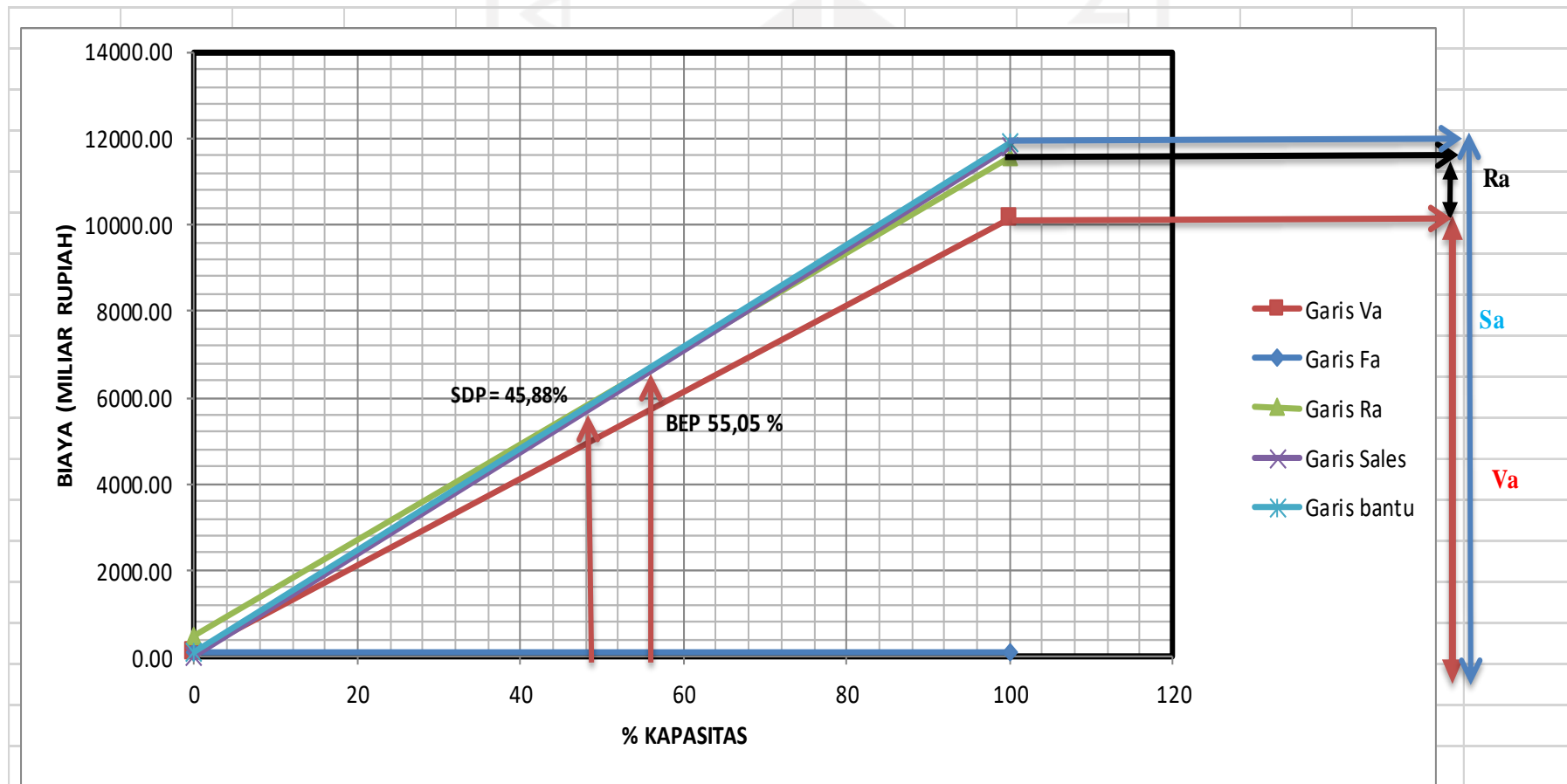
Discounted Cash Flow adalah perbandingan besarnya presentase keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibanding dengan tingkat bunga yang berlaku di bank. Nilai dari DCF harus lebih dari 1,5% bunga bank atau DCF bernilai minimum 6,30%. Pada perhitungan ini diperoleh nilai DCF sebesar 13,50%.

Tabel 4.22 Analisa Kelayakan

No	Kriteria	Terhitung	Syarat
1	<i>Return on Investment</i> - ROI sebelum pajak - ROI setelah pajak	33.45% 16,72 %	Minimal 11% untuk pabrik beresiko rendah
2	<i>Pay Out Time</i> - POT sebelum pajak - POT setelah pajak	2,3 2.74	Maksimal 5 tahun untuk pabrik beresiko rendah
3	<i>Break Event Point</i>	55.05%	40 – 60%
4	<i>Shut Down Point</i>	45.88%	
5	<i>Discounted Cash Flow</i>	15.41%	>1,5 bunga bank = minimum = 22%

Dari perhitungan evaluasi ekonomi, maka dapat digambarkan grafik hubungan kapasitas produksi terhadap BEP dan SDP sebagai berikut

Grafik SDP dan BEP



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dalam prarancangan pabrik 1,3 Butadiene dengan proses houdry kapasitas 100.000 ton/tahun dapat diambil beberapa kesimpulan:

1. Pendirian pabrik 1,3 Butadiene diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga dapat mengurangi jumlah impor, meningkatkan pertumbuhan ekonomi, mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia serta dapat membuka peluang ekspor 1,3 Butadiene.
2. Pabrik 1,3 Butadiene berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur dengan jumlah tenaga kerja 140 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Berdasarkan penerapan teknologi, kondisi proses, kondisi operasi dan sifat-sifat bahan baku dan produk maka pabrik ini dikategorikan sebagai pabrik berisiko rendah.
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak diperoleh sebesar Rp. 231,858,778,529 sedangkan keuntungan pabrik setelah pajak diperoleh sebesar Rp. Rp. 115,929,389,265
 - b. Nilai ROI sebelum pajak sebesar 33,45 % dan nilai ROI setelah pajak sebesar 16,72%. Menurut Aris Newton (1955), untuk pabrik kimia berisiko rendah harga ROI sebelum pajak minimum sebesar 11%, sehingga memenuhi syarat.

- c. Pay Out Time sebelum pajak adalah 2,3 tahun dan sesudah pajak adalah 3,7 tahun. Nilai ini berada dibawah POT maksimum yang besarnya 5 tahun untuk pabrik beresiko rendah.
- d. Diperoleh nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 55,05 %. Untuk pabrik di Indonesia nilai BEP sekitar 40% sampai 60%.
- e. Diperoleh nilai shut down point (SDP) sebesar 45,88%.
- f. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) diperoleh sebesar 15,41%. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) minimal 6,30% , dimana $DCFRR > 1,5 \text{ bunga bank} = \text{minimum} = 22\%$

5.2 Saran

Konsep-konsep dasar teknik kimia dalam para rancangan pabrik kimia dapat mempermudah dalam hal perancangannya, seperti:

5. Perlu diperhatikan dalam menentukan optimasi pemilihan alat proses.
6. Limbah yang dihasilkan dalam pabrik kimia perlu diolah terlebih dahulu sebelum dibuang supaya tidak mencemari lingkungan sekitar.
7. Perlu adanya kontrak jual beli antara penyedia bahan baku supaya kebutuhan baku dapat terpenuhi.
8. Perlu pencarian data yang diperlukan sebelum membangun pabrik kimia agar mempermudah dalam perancangannya.

Produk 1,3 butadiena dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun ekspor di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat dan juga menunjang perekonomian di Indonesia

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York

Badan Pusat Statistik, "Statistik Industri Manufaktur 2014", www.bps.go.id, 2014

Elvers, B., 2002, "Ullmann's *Encyclopedia Of Industrial Chemistry*", Wiley-VCH Verlag GmbH & Co.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, "*Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*", New York: Jhon Wiley and Sons Inc.

Vilbrandt, F. C. and Dryden, C. E., 1959 "*Chemical Engineering Plant Design Fourth Edition*"

Yaws, C.L., 1999 "Chemical Properties Handbook", Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
Chemical Market Associates, Inc 2008

Suku Bunga Dasar Bank BI: <http://www.bni.co.id/id-id/beranda/sukubungadasarkredit>
[diakses 20 December 2020](#)

Harga *n-Butana* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/Wholesale-R600ButylhydrideQuartaneN_60818972664.html?spm=a2700.7724838.2017115.22.305e6c62W9Z15e&s=p
[diakses 20 December 2020](#)

Harga *1,3-Butadiena* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/1-3-butadieneButadieneprice1_62139799384.html?spm=a2700.7724838.2017115.1.5d0230ca3gMHu4&s=p
[diakses 2 Juli 2021](#)

Harga *Hydrogen* Terbaru: https://www.alibaba.com/product-detail/Fast-DeliveryHighPressurePureHydrogen_60802887893.html?spm=a2700.7724838.2017115.10.57dc733dc2pQtP&s=p
[diakses 2 Juli 2021](#)

<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/24670#section=Related-Substances>
[diakses 2 Februari 2021](#)

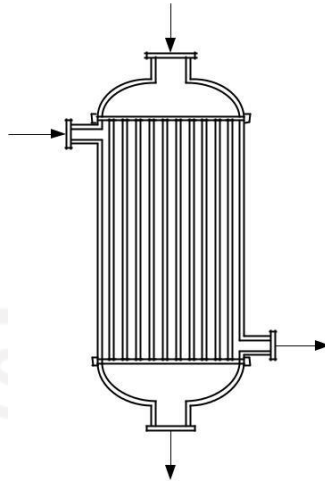
<http://matche.com/> [diakses 19 December 2020](#)

www.chandra-asri.com/ [diakses 22 November 2020](#)

trademap.org, 2017 [diakses 26 November 2020](#)

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR



Kode : R-01

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi dehidrogenasi n-butana membentuk butadiena.

Jenis : *fixed bed multi tube*

Kondisi operasi : - $T = 500-600^{\circ}\text{C}$

- $P = 1 \text{ atm}$

- *non isothermal* dan *non adiabatis*

Tujuan :

- a. Menentukan jenis reaktor
- b. Spesifikasi katalis
- c. Menentukan media pemanas
- d. Menentukan kondisi gas
- e. Menentukan jenis, ukuran, dan susunan *tube*
- f. Menentukan dimensi *shell*
- g. Menghitung bilangan Reynold di *shell* dan *tube*
- h. Menghitung koefisien perpindahan panas
- i. Menghitung *pressure drop* di *shell* dan *tube*
- j. Menyusun neraca massa dan panas sekitar elemen volume

- k. Menghitung berat katalis
- l. Menghitung waktu tinggal
- m. Menghitung tebal *shell*
- n. Menghitung tebal dan tinggi *head*
- o. Menghitung tinggi dan volume reaktor
- p. Menghitung diameter pipa untuk pemasukan dan pengeluaran gas dan untuk pemasukan dan pengeluaran pemanas

A. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas katalis padat
- b. Reaksi sangat endotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas dapat optimal
- c. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- d. Dapat dioperasikan pada *space time* yang bervariasi
- e. Konstruksi reaktor *fixed bed* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah. (Hill, hal. 426)

B. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah *Alumina Chromina*, dengan spesifikasi:

- Wujud : padat
- Bentuk : *pellet*
- Diameter efektif rata-rata : 0,32 cm (0,0032 m)
- Porositas, ϵ : 0,8
- Bulk Density : 0,5509 gr/cm³

(Sharma)

C. Menentukan Jenis Pemanas

Pemanas yang digunakan adalah *superheated steam*, dengan data properties sebagai berikut :

- * Berat molekul : 18,015 kg/kmol
 - * *Range* temperatur : 30-2000°F (269,4-1093,33°K)
 - * *Range* tekanan : 0-100 psig
 - * Kapasitas panas : 0,532 Btu/lbm.°F (2,1771 kJ/kg.°K)
 - * Konduktivitas panas : 0,0497 Btu/hr.ft.°F (0,086 J/s.m.°K)
 - * Viskositas : 0,032 cp ($3,2 \cdot 10^{-5}$ kg/m.s)
- (Perry, 1988)

D. Menentukan Kondisi Gas

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas adalah :

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$\text{BM campuran} = \sum (\text{BM}_i \cdot Y_i)$$

BM_i : berat molekul komponen i, kg/kmol

Y_i : fraksi mol komponen i

Komponen	BM (kg/kmol)
nC ₄ H ₁₀	58,123
iC ₄ H ₁₀	58,123
C ₄ H ₈	56,107
C ₄ H ₆	54,092
H ₂	2,0155

2. Menghitung Kapasitas Panas (Cp)

Kapasitas panas gas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws, 1999, sebagai berikut :

$$C_{pi} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum (C_{pi} \cdot Y_i)$$

A,B,C,D,E : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, °K

C_{pi} : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol.°K

Y_i : fraksi mol komponen i

Komponen	A	B	C	D	E
nC ₄ H ₁₀	20,056	0,2815	-1,314E-05	-9,457E-08	3,415E-11
iC ₄ H ₁₀	6,772	0,3145	-1,027E-04	-3,685E-08	2,043E-11
C ₄ H ₈	24,915	0,2065	5,983E-05	-1,417E-07	4,705E-11
C ₄ H ₆	18,835	0,2047	6,249E-05	-1,715E-07	6,086E-11
H ₂	25,399	0,020178	-3,8549E-05	3,188E-08	-8,759E-12

(Yaws, 1999)

3.

Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan di Yaws, 1999, yaitu :

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\mu_i}}$$

A,B,C : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, °K

μ_i : viskositas komponen i, micropoise

X_i : fraksi massa komponen i

Komponen	A	B	C
nC ₄ H ₁₀	-4,946	0,29001	-6,9665E-05
iC ₄ H ₁₀	-4,731	0,2131	-8,0995E-05
C ₄ H ₈	-9,143	0,31562	-8,4164E-05
C ₄ H ₆	10,256	0,26833	-4,1148E-05
H ₂	27,758	0,212	-3,28E-05

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di Yaws, 1999 :

$$k_i = A + BT + CT^2$$

$$k \text{ campuran} = \sum (k_i \cdot X_i)$$

A,B,C : konstanta

T : temperatur, °K

k_i : konduktivitas panas komponen i, W/m.°K

X_i : fraksi massa komponen i

Komponen	A	B	C
nC ₄ H ₁₀	-0,00182	1,9396E-05	1,3818E-07
iC ₄ H ₁₀	-0,00115	1,4943E-05	1,4921E-07
C ₄ H ₈	-0,00293	3,0205E-05	1,0192E-07
C ₄ H ₆	-0,00085	7,1537E-06	1,6202E-07
H ₂	0,03951	4,5918E-04	-6,4933E-08

E. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Tube dengan spesifikasi sebagai berikut (berdasarkan tabel 10

Kern) :

- » Diameter dalam tube (IDT) = 1,9 in = 0,04826 m
- » Diameter luar tube (ODT) = 2,4 in = 0,06096 m
- » No. BWG = 11
- » Flow area per tube (a't) = 0,455 in² = 2,9355.10⁻⁴ m²
- » Panjang tube (Z) = 4,5 m (hasil program matlab)
- » Jumlah tube (N_T) = 166
- » Susunan tube = Triangular pitch

$$\begin{aligned}
 P_T (\text{Pitch}) &= 1,25 \cdot \text{ODT} && (\text{Kern, hal.128}) \\
 &= 1,25 \cdot 0,06096 \\
 &= 0,0762 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C (\text{Clearance}) &= P_T - \text{ODT} && (\text{Kern, hal.138}) \\
 &= 0,0762 - 0,06096 \\
 &= 0,01524 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_T (\text{Flow area tube}) &= \frac{\pi \cdot \text{IDT}_2 \cdot N_T}{4} \\
 &= \frac{3,14159 \cdot (0,06096)^2 \cdot 166}{4} \\
 &= 1,937 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Susunan *tube* yang dipilih adalah *triangular pitch*, dengan alasan :

- a. Turbulensi yang terjadi pada susunan *tube* segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
- b. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25 % lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* pada susunan *tube* segi empat.

(Agra, hal. 7-73)

F. Menentukan Dimensi Shell

$$\begin{aligned}
 \text{IDS} &= \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_2}{\pi \cdot 4}} \\
 &= \sqrt{\frac{8 \cdot 166 \cdot 0,5 \cdot 0,866 \cdot (0,0762)^2}{3,14159}} \\
 &= 1,0312 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= (0,2 \sim 1) \cdot IDS && \text{(Kern, hal.129)} \\
 &= 0,2 \cdot 1,0312 \\
 &= 0,206 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{4(P_T \cdot 0,5 \cdot 0,86 - 1/8 \cdot \pi \cdot ODT^2)}{0,5 \cdot \pi \cdot ODT} && \text{(Kern, pers. 7.5)} \\
 &= \frac{8 \{ (0,0762)^2 \cdot 0,5 \cdot 0,86 - 0,125 \cdot 3,14159 \cdot (0,06096)^2 \}}{3,14159 \cdot 0,06096}
 \end{aligned}$$

$$= 0,04339 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{IDS \cdot C \cdot B}{P_T} && \text{(Kern, pers. 7.1)} \\
 &= \frac{1,0211 \cdot 0,01524 \cdot 0,2062}{0,0762}
 \end{aligned}$$

$$= 0,04253 \text{ m}^2$$

IDS : Diameter dalam *shell*, m

B : Jarak *baffle*, m

De : Diameter efektif *shell*, m

A_s : *Flow area shell*, m²

G. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di Shell dan Tube

Bilangan Reynold di Shell (Res)

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{W_p}{A_s} = \frac{27100}{0,04253} \\
 &= 637251,84 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

W_p diperoleh dari program matlab.

$$\begin{aligned}
 Res &= \frac{G_s \cdot De}{\mu_s} && \text{(Kern, hal.150)} \\
 &= \frac{637251,84 \cdot 0,032}{0,0748} \\
 &= 864073,669
 \end{aligned}$$

Res : Bilangan Reynold *shell*

Wp : laju alir massa pemanas, kg/jam

μ_s : viskositas pemanas, kg/m.jam

Bilangan Reynold di Tube (Ret)

$$G_t = \frac{W_T}{A_T} = \frac{10229,44}{1,937}$$
$$= 5281,101 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

W_T diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

$$\text{Ret} = \frac{D_p \cdot G_t}{\mu_{\text{camp}}} \quad (\text{Hill, 1977})$$
$$= \frac{5281,10 \cdot 0,32}{0,0748}$$
$$= 225,9$$

Kisaran Ret = 30 ~ 5000 (Smith J.M., hal. 413)

Ret : Bilangan Reynold *tube*

D_p : diameter partikel katalis, m

W_T : laju alir massa gas total, kg/jam

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m.jam

H. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{k_s}{De} \cdot \frac{C_p \cdot \mu_s}{k_s}^{\frac{1}{3}} \cdot \frac{De \cdot G}{\mu_s}^{0,55} \quad (\text{Kern, hal.137})$$

$$= 0,36 \cdot \frac{0,086}{0,0434} \cdot \frac{2,1771 \cdot 0,032}{0,086} \cdot \frac{1}{3} \cdot (864073,6689)^{0,55}$$

$$= 354,6686 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

Tube side, persamaan Leva :

$$h_i = 0,813 \cdot \frac{k \text{ camp}}{\text{IDT}} \cdot e^{\frac{-6 \cdot D_p}{\text{IDT}}} \cdot \frac{D_p \cdot G_t}{\mu \text{camp}}^{0,9} \quad (\text{Perry, pers. 11-50a})$$

$$= 0,813 \cdot \frac{0,1444}{0,0483} \cdot e^{0,0483} \cdot (225,930)^{0,9}$$

$$= 214,6088 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{\text{IDT}}{\text{ODT}} \quad (\text{Kern, pers. 6.5})$$

$$= 214,6088 \cdot \frac{0,0483}{0,06096}$$

$$= 170,0394 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, pers. 6.7})$$

$$= \frac{170,0394 \cdot 354,6686}{170,0394 + 354,6686}$$

$$= 114,9356 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

$$U_D = \frac{U_c}{1 + R_D \cdot U_c} \quad (\text{Kern, pers. 6.10})$$

$$= \frac{114,9356}{1 + 7,33803 \cdot 10^{-5} \cdot 114,9356}$$

$$= 113,9743 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, kJ/jam.m².°K

k_s : konduktivitas panas pemanas, kJ/jam.m.°K

C_{ps} : kapasitas pan

h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, kJ/jam.m².°K

U_c : koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih, kJ/jam.m².°K

U_D : koefisien perpindahan panas *overall* saat kotor, kJ/jam.m².°K

R_D : *Dirt factor* : 0,0015 ft². jam.ft².°F/Btu

$$: 7,33803.10^{-5} \text{ jam.m}^2.^\circ\text{K/kJ}$$

(Perry, Tabel 11-3)

I. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP) di *Shell* dan

Tube Shell side

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= \frac{f \cdot G_s^2 \cdot (N + 1) \cdot I D S}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S_g} && \text{(Kern, pers. 7.44)} \\ &= \frac{0,0018 \cdot (637251,842)^2 \cdot 23 \cdot 1,0312}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0434 \cdot 1} \\ &= 7,5189 \text{ psi} \\ &= 0,5115 \text{ atm}\end{aligned}$$

ΔP_s : *pressure drop* di *shell*, atm

f : *friction factor* (fig.29 Kern) : 0,0018 ft²/in²

N : jumlah *baffle* = $\frac{Z}{B} = \frac{4,500}{0,2062} = 21,82$ (ambil 22)

S_g : *Specific Gravity* pemanas

Tube side, persamaan Ergun :

$$\frac{(P_0 - P_z)}{G_t^2} \cdot \rho \cdot \frac{I D T}{Z} \cdot \frac{\epsilon^3}{(1 - \epsilon)} = \frac{150 \cdot (1 - \epsilon)}{D_p \cdot \frac{G_t}{\mu \text{ camp}}} + 1,75 \quad \text{(Hill, 1977)}$$

P_0 : tekanan reaktor saat $Z = Z_0$, atm

P_z : tekanan reaktor saat $Z = Z$, atm

ρ : densitas campuran gas, kg/m³

ϵ : porositas katalis

Dari program matlab, diperoleh P keluar reaktor (P_z) = 0,9934

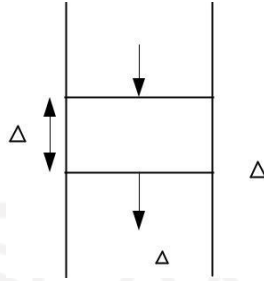
atm Jadi $\Delta P_T = P_0 - P_z$

$$= 1 - 0,9934$$

$$= 0,0066 \text{ atm}$$

J. Menyusun Neraca Massa dan Panas Sekitar Elemen Volume

a. Neraca Massa gas n-butana pada elemen volume pada kondisi *steady* :



$$\text{Rate of in} - \text{out} - \text{reaksi} = \text{acc}$$

$$F_{AZ} - F_{AZ+\Delta Z} - r_1 \cdot \Delta W = 0$$

$$F_{AZ} - F_{AZ+\Delta Z} = r_1 \cdot \Delta V \cdot \rho_b$$

$$F_{AZ+\Delta Z} - F_{AZ} = -r_1 \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \rho_b$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{AZ+\Delta Z} - F_{AZ}}{\Delta Z} = -r_1 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -r_1 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$-F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} = -r_1 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{r_1 \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}}$$

Untuk NT buah *tube* :

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{r_1 \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

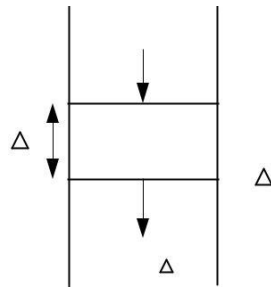
$\frac{dX_A}{dZ}$: perubahan konversi butana tiap *increment* panjang reaktor

r_1 : laju reaksi pertama, kmol CH₃OH terkonversi/kg kat.jam

ρ_b : *Bulk Density* katalis, kg/m³

F_{A0} : laju alir mol mula-mula n-butana, kmol/jam

b. Neraca Panas pada elemen volume pada kondisi *steady* :



Rate of in – out + reaksi – panas yang ditransfer pemanas = acc

$$\sum H_i Z - \sum H_i Z+\Delta Z + (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$\sum H_i Z+\Delta Z - \sum H_i Z = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p)$$

$$\sum H_i Z+\Delta Z - \sum H_i Z = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} (X_{AZ+\Delta Z} - X_{AZ}) - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\sum H_{iZ+\Delta Z} - \sum H_{iZ}}{\Delta Z} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{X_{AZ+\Delta Z} - X_{AZ}}{\Delta Z} - U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)$$

$$\frac{\sum dH_i}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)$$

$$\sum (F_i \cdot Cp_i) \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)}{\sum (F_i \cdot Cp_i)}$$

*Lampiran D Perancangan Reaktor *****

Untuk N_T buah tube :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p) \cdot N_T}{\sum (F_i \cdot Cp_i)}$$

$\frac{dT}{dZ}$: perubahan temperatur tiap *increment* panjang reaktor

ΔH_R : panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

T_p : suhu pemanas, °K

F_i : mol masing-masing komponen, kmol/jam

Cp_i : kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg.°K

c. Neraca Panas pemanas

Rate of in – out + panas yang diserap pemanas = acc

$$W_p.C_{pp}.T_{p,z} - W_p.C_{pp}.T_{p,z+\Delta Z} + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p.C_{pp} (T_{p,z} - T_{p,z+\Delta Z}) = - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z (T - T_p)$$

$$T_{p,z+\Delta Z} - T_{p,z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{p,z+\Delta Z} - T_{p,z}}{\Delta Z} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk N_T buah tube :

$$\frac{dT_p}{dZ} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}} \cdot N_T$$

$\frac{dT_p}{dZ}$: perubahan suhu pemanas

W_p : laju alir massa pemanas, kg/jam

C_{pp} : kapasitas panas pemanas, kJ/kmol. $^{\circ}$ K

K. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned}W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \text{ kg} \\&= \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Z \cdot \rho_b \cdot N_T \\&= \frac{3,14159}{1664} \cdot (0,04826)^2 \cdot 4,5 \cdot 550,9 \cdot \\&= 752,762 \text{ kg}\end{aligned}$$

L. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned}t &= \frac{Z \cdot A_T}{\rho_{\text{camp}} \cdot V} \cdot 3600 \\&= 0,9534 \text{ detik}\end{aligned}$$

dengan $\rho_{\text{camp}} = \frac{P \cdot BM_{\text{camp}}}{R \cdot T}$

$$= 0,3108 \text{ kg/m}^3$$

t : waktu tinggal, detik

ρ_{camp} : densitas gas campuran

P : tekanan gas saat $Z = Z$, atm

T: temperatur gas saat $Z = Z$, °K

M. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P + C} \quad (\text{Brownell, pers. 13.1})$$

ts : tebal *shell* minimum, in

P : *design pressure*, psi

r_i : jari-jari dalam *shell* (0,5.IDS)

f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psi

E: efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)

C: *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *low alloy steel*

SA 301 *grade C*, dengan spesifikasi :

f : 1550 psi

E : 0,8 (*double-welded butt joint*)

C : 0,125 in

Faktor keamanan : 20 %

P : 1 atm . 14,7 $\frac{\text{psi}}{\text{atm}}$. 120 % = 17,64 psi

r_i : 40,5945 . 0,5 = 20,2972 in

$$\begin{aligned}ts &= \frac{17,64 \cdot 20,2972}{1550 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 17,64} + 0,125 \\ &= 0,518 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan tebal *shell* standart $\frac{1}{2}$ in.

ODS = IDS + 2ts = 40,5945 + (2 . $\frac{1}{2}$) = 41,6319 in

N. Menghitung Tebal dan Tinggi Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *low alloy steel* SA 310 *grade C*, dan *head* yang dipilih berbentuk *flanged and standard dished head*, karena cocok digunakan untuk tekanan atmosferis. (Brownell, hal.87)

Tebal *head* dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{0,885 \cdot r_c \cdot P}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 13.12})$$

th : tebal head, in

r_c : jari-jari dalam *spherical*, in

Untuk *flanged and standard dished head*, $r_c = OD = 40,9731$ in

$$th = \frac{0,885 \cdot 41,3481 \cdot 17,64}{1550 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 17,64} + 0,125$$

= 0,6416 in

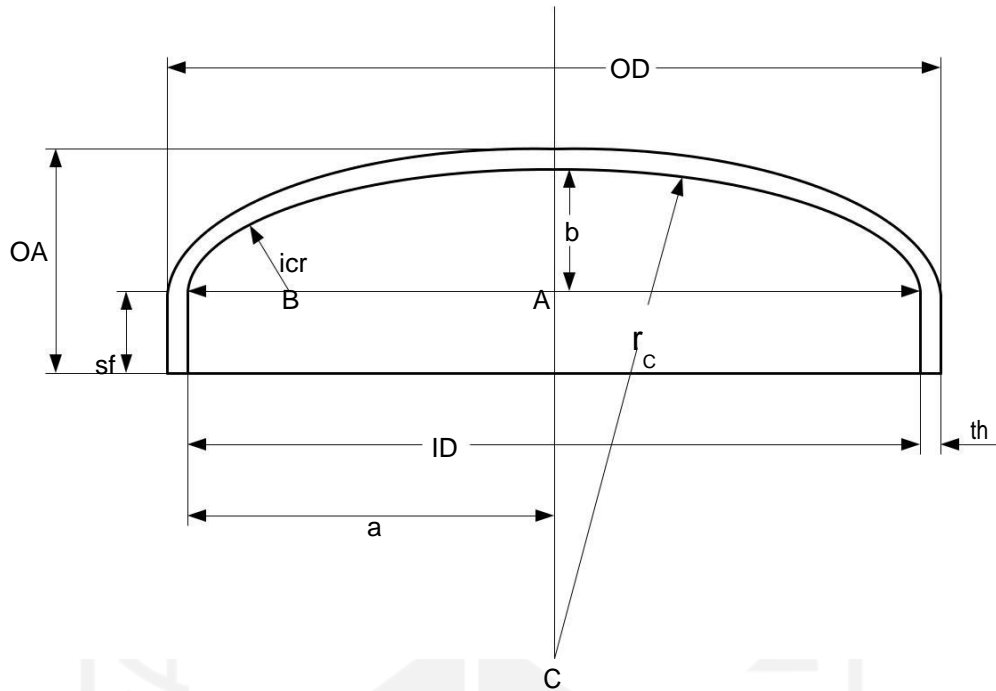
Digunakan tebal *head standart* $\frac{3}{4}$ in.

Berdasarkan table 5.6 Brownell, didapatkan $sf=1,5 \sim 3,5$ (ambil 3 in)

$icr = 2,25$



Tinggi *head* (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut :



$$a = \frac{IDS}{2} = \frac{40,5981}{2} = 20,2990 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 20,2990 - 2,25 = 18,049 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr = 41,3481 - 2,25 = 38,7231 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 34,2595 \text{ in}$$

$$b = r_c - AC = 41,3481 - 34,2595 = 7,0886$$

$$\begin{aligned} \text{in OA (tinggi head)} &= th + b + sf \\ &= 0,75 + 7,0886 + 3 \\ &= 10,8386 \text{ in} = 0,2753 \text{ m} \end{aligned}$$

O. Menghitung Tinggi Reaktor (Hr) dan Volume Reaktor

Tinggi reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (Z)} = 4,5 \text{ m} \quad (\text{hasil program matlab})$$

$$= 176,85 \text{ in}$$

Volume reaktor diperoleh dari volume *shell* ditambah 2 kali volume *head*.

$$\text{Volume head} = 0,000049 \cdot IDS^3 \quad (\text{Brownell, pers. 5.11})$$

$$= 0,000049 \cdot (40,5981)^3$$

$$= 3,2788 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot \text{IDS}^2 \cdot Z$$

$$= \frac{3,14159}{4} \cdot (40,5981)^2 \cdot 176,85$$

$$= 228815,9808 \text{ in}^3$$

$$= 3,7496 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume shell} + 2 \cdot \text{volume head}$$

$$= (228815,9808 + 2 \cdot 3,2788) \text{ in}^3$$

$$= 228822,5384 \text{ in}^3$$

$$= 3,750 \text{ m}^3$$

P. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan Pipa Pemanas

* Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Debit gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = \frac{10229,44}{0,31079}$$

$$= 32914,3151 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 32,2875 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 0,31079 \text{ kg/m}^3 = 0,0194 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 3,9 \cdot (32,2875)^{0,45} \cdot (0,0194)^{0,13}$$

$$= 11,157 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standart (Apendix K, Brownell) dengan

$$\text{spesifikasi : OD} = 12,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 11,376 \text{ in}$$

$$SN = ST \text{ (Standart Wright)} = 80$$

* Diameter pipa pengeluaran gas

$$\begin{aligned} \text{Debit gas keluar reaktor} &= \frac{W_T}{\rho} = \frac{10229,44}{0,3289} \\ &= 31095,2059 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 30.503 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 0,3216 \text{ kg/m}^3 = 0,0201 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum (Dopt)} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32}) \\ &= 3,9 \cdot (30,503)^{0,45} \cdot (0,0201)^{0,13} \\ &= 10,9239 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar (Apendix K, Brownell) dengan

$$\text{spesifikasi : OD} = 12,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 11 \text{ in}$$

$$\text{SN} = \text{XS (Extra Strong)}$$

* Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pemanas

Direncanakan pipa pemasukan dan pengeluaran pemanas berukuran sama, karena debit dan densitas dianggap tetap.

$$\begin{aligned} \text{Debit pemanas masuk} &= \frac{W_p}{\rho_p} = \frac{27580}{842,54365} \\ &= 32,7342 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,3211 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas pemanas} = 52,6 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter optimum (Dopt)} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,3211)^{0,45} \cdot (52,6)^{0,13} \\ &= 3,915 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan diameter pipa standar
(Apendix K, Brownell)
dengan spesifikasi :

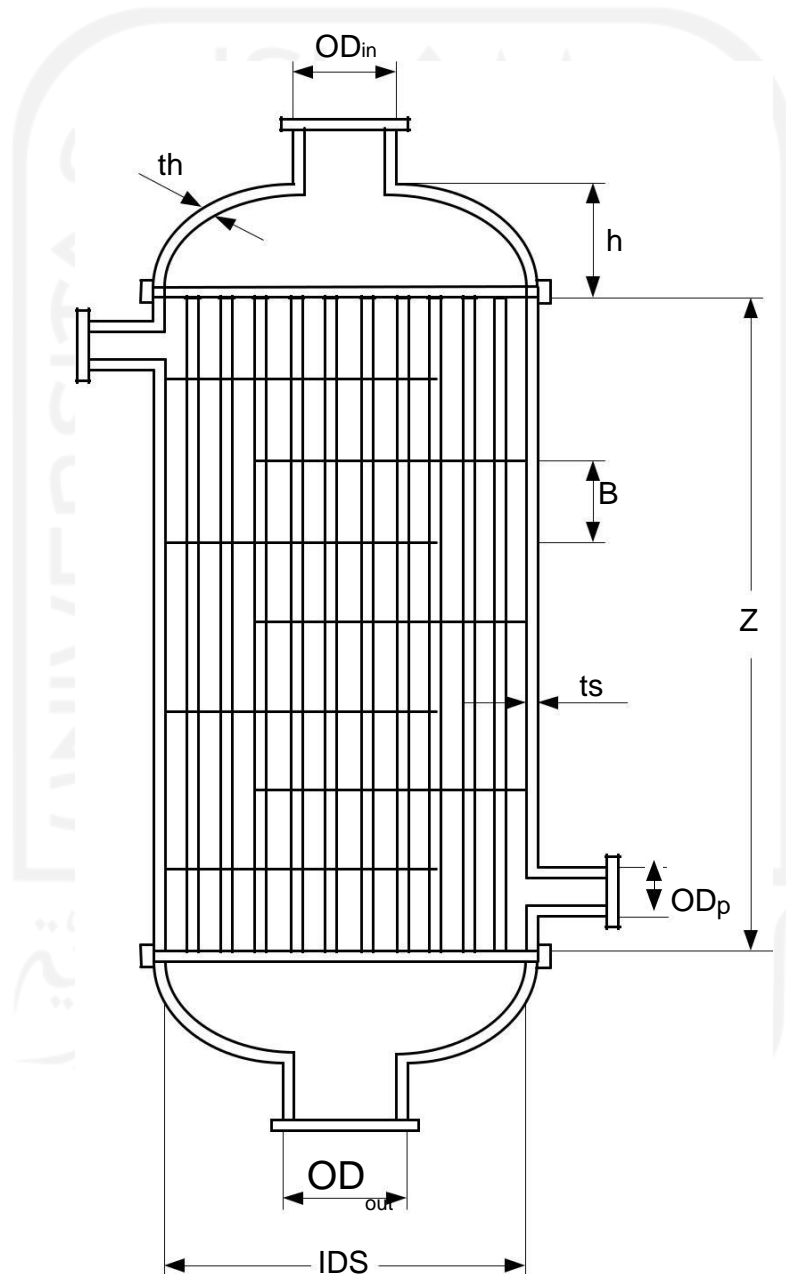
OD

IDSN
= 4,0 in

= 4,0 in

= 40 ST 40 S

Gambar Rancangan Reaktor



Gambar Rancangan Reaktor

```

function dYdZ=(Z,Y)
global FAo FBo FEo Xo To TPo Po IDS IDT ODT Nt Ntb WT RHOBULK Pt
C B WP Nsh RD EPS DP CPP KP VP Tr RG DHR01 DHR02 DHR03 X1 X2

% Keterangan Y
% Y(1) = X
% Y(2) = T
% Y(3) = TP
% Y(4) = P

% NERACA MOL X1=0.94*Y(1); X2=0.9*Y(1);
FA=FAo*(1-Y(1)); FB=((FBo+(FAo*X1))-
((FBo+(FAo*X1))*X2));
FC=FBo+(FAo*X1)*X2;
FD=(FAo*X1)+(FBo*X2);

FE=FEo;
FT=FA+FB+FC+FD+FE;
% FRAKSI MOL KOMPONEN
xmola=FA/FT;
xmolB=FB/FT;
xmolC=FC/FT;
xmolD=FD/FT;
xmolE=FE/FT;

% MASSA KOMPONEN (Kg/jam)
massaA=FA*58.123;
massaB=FB*56.107;
massaC=FC*54.092;
massaD=FD*2.016;
massaE=FE*58.123;
sigmamassa=massaA+massaB+massaC+massaD+massaE;
%FRAKSI MASSA KOMPONEN
xmassaA=massaA/sigmamassa;
xmassaB=massaB/sigmamassa;
xmassaC=massaC/sigmamassa;
xmassaD=massaD/sigmamassa;
xmassaE=massaE/sigmamassa;

BMRATA=xmola*58.123+xmolB*56.107+xmolC*54.092+xmolD*2.016+xmol
E *58.123;

%DATA Cp (kJ/(kmol.K));
CPA = [20.056 2.815e-1 -1.314e-5 -9.4571e-8 3.4149e-11]; CPB =
[24.915 2.0648e-1 5.9828e-5 -1.4166e-7 4.7053e-11]; CPC =
[18.835 2.0473e-1 6.2485e-5 -1.7148e-7 6.0858e-11]; CPD =
[25.399 2.0178e-2 -3.8549e-5 3.1880e-8 -8.7585e-12]; CPE =
[6.7772 3.415e-1 -1.027e-4 -3.6849e-8 2.0429e-11]; CPTotal =
[CPA;CPB;CPC;CPD;CPE];
fraksimol = [xmola xmolB xmolC xmolD xmolE
]'; %MENGHITUNG Cp KOMPONEN
Tantoine = [1 Y(2) Y(2)^2 Y(2)^3
Y(2)^4]'; CPi=CPTotal*Tantoine; Cprat =
CPi'*fraksimol;
%MENGHITUNG INTEGRAL KAPASITAS PANAS PADA UMPAN MASUK (To)
CPT0 = [CPA;CPB;CPC;CPE];

```

```

INT0 = [Tr-To 1/2*(Tr^2-To^2) 1/3*(Tr^3-To^3) 1/4*(Tr^4-To^4)
        1/5*(Tr^5-To^5)]';
ICPT0 = CPT0*INT0;
%MENGHITUNG INTEGRAL KAPASITAS PANAS PADA INTERVAL PANJANG(Tz)

INTz = [Y(2)-Tr 1/2*(Y(2)^2-Tr^2) 1/3*(Y(2)^3-Tr^3)
        1/4*(Y(2)^4-Tr^4) 1/5*(Y(2)^5-Tr^5)]';
ICPTz = CPTtotal*INTz;
%MENGHITUNG ENTHALPHI REAKSI
DHRtotal=DHR01+DHR02;
%MENGHITUNG PANAS YANG DIBAWA UMPAN (Kj/jam)
Qin = FAo*ICPT0(1)+FBo*ICPT0(2)+ FCo*ICPT0(3)+
FEO*ICPT0(4); %MENGHITUNG PANAS YANG DIBAWA PRODUK (Kj/jam)
Qout=FA*ICPTz(1)+FB*ICPTz(2)+FC*ICPTz(3)+FD*ICPTz(4)+FE*ICPTz(5)
; %MENGHITUNG PANAS REAKSI(Kj/jam)
QR = FAo * (0.94 * (DHR01) + 0.9 * (DHR02));
%MENGHITUNG PANAS YANG DIHASILKAN TUBE(Kj/jam)
Qtube = Qout+QR-Qin
%MENGHITUNG PANAS YANG DISERAP PEMANAS(Kj/jam)
QP=Qtube;
WP=QP/(CPP*(Y(3)-Tr))
FCp=FA*CPi(1)+FB*CPi(2)+FC*CPi(3)+FD*CPi(4)+FE*CPi(5);
%DATA VISKOSITAS(micropoise)
%Konversi ke kg/m.j, dikalikan 10^-7*3600
% Vis = Vis(1)*T^2 + Vis(2)*T + Vis(3)
VA = [-4.946 2.9001e-1 6.9665e-5];
VB = [-9.143 3.1562e-1 -8.4164e-5];
VC = [10.256 2.6833e-1 -4.1148e-5];
VD = [27.758 2.1200e-1 -3.2800e-5];
VE = [-4.731 2.9131e-1 -8.0995e-5];
Vi =[VA;VB;VC;VD;VE];
Tvis=[1 Y(2) Y(2)^2]'; VAI=Vi*Tvis*3600e-07;
VIS=(xmassaA/VAi(1))+ (xmassaB/VAi(2))+ (xmassaC/VAi(3))+ (xmassa
D /VAi(4))+ (xmassaE/VAi(5));

Vrat=1/VIS;
% KONDUKTIVITAS PANAS(Kj/m jam K)
KAI = [-0.00182 1.9396e-5 1.38180e-7];
KBI = [-0.00293 3.0205e-5 -1.0192e-7];
KCI = [-0.00085 7.1537e-6 1.6202e-7];
KDI = [ 0.00309 7.5930e-5 -1.1014e-8];
KEI = [-0.00115 1.4943e-5 1.49210e-7];
KT=[KAI;KBI;KCI;KDI;KEI]; Tkond=[1 Y(2)
Y(2)^2]';
Ki=KT*Tkond*3.6;
Krat=(xmassaA*Ki(1))+ (xmassaB*Ki(2))+ (xmassaC*Ki(3))+ (xmassaD*K
i(4))+ (xmassaE*Ki(5));

% MENGHITUNG KECEPATAN REAKSI
K1=(exp(-73900/(4.575*Y(2)))+16.43);
K2=(exp(-60000/(4.575*Y(2)))+15.27);
PA=(xmola)*Y(4);
PB=(xmolaB)*Y(4);
R1=(K1*PA);
R2=(K2*PB);
Rtotal=R1+R2;
At=(pi*(IDT^2)*Nt)/(4*Ntb);
Ash=(IDS*C*B)/(Pt*Nsh);
Gs=WP/Ash;
Gt=WT/At;
Des=((4*0.5*Pt*0.86*Pt)-(4*0.5*pi*(ODT^2)/4))/(0.5*pi*ODT);
Ret=IDT*Gt/Vrat;
Res=Des*Gs/VP;
HI = (0.813)*(Ret^.8)*((Cprat*Vrat)/Krat)^(1/3)*(Krat/IDT);

HO = (.36)*(Res^.55)* ((CPP *
VP/KP)^(1/3))*(KP/Des); HIO = HI * (IDT / ODT);
UC = (HIO * HO) / (HIO + HO);

```

```

UD = UC / (1 + (RD * UC));
RHO=5e9;
%RHO=(Y(4)*BMRATA)/(RG*Y(2))
ALT=((pi / 4) * IDT ^ 2) * (1 - EPS) *
Nt; B1 = (UD*pi*ODT*(Y(2) - Y(3)));
%PERSAMAAN DIFFERENSIAL
dYdZ(1)=(ALT*(Rtotal))/FAo;
dYdZ(2)=((-DHRtotal*FAo*dYdZ(1)+B1))/FCp;
dYdZ(3)=B1*Nt/(WP * CPP);
dYdZ(4)=-((Gt/DP/RHO)*((1-EPS)/(EPS^3))*((150*(1-
EPS)*Vrat/DP/Gt)+1.75));
dYdZ=[dYdZ(1) dYdZ(2) dYdZ(3)
dYdZ(4)]; dYdZ=dYdZ';

% reaktor fixed bed multitube pabrik
butadiena clear all
clc
global FAo FBo FEo Xo To TPo Po IDS IDT ODT Nt Ntb WT RHOBULK Pt
C B WP Nsh RD EPS DP CPP KP VP Tr RG DHR01 DHR02 A B

% A=n_butana
% B=butena
% C=butadiena
% D=Hidrogen
% E=i-butana

%REAKSI
% n_C4H10 ----->C4H8 + H2 .....1
% C4H8 ----->C4H6 + H2 .....2

%DATA UMPAN REAKTOR
Xo = 0.0003; % konversi mula-mula
To = 873.15; % suhu mula-mula (K)
TPo= 1000; % suhu pemanas(K)
Po = 1.0; % Tekanan mula-mula (Atm)
FAo = 153.0343; % kmol/jam
FBo =11.21716; % kmol/jam
FCo =0.209343; % kmol/jam
FEo = 11.93925; % kmol/jam

%DATA OPERASIONAL
IDTin =1.9; % diameter dalam tube (inc)
ODTin =2.4; % diameter luar tube (inc)
EPS = 0.8; % porositas tumpukan
DP = 0.0032; % diameter partikel (m)
RG = 0.082; % konstanta gas ideal
(Atm.m3/mol.K)
Tr = 298; % suhu referensi (K)
IDT = IDTin*0.0254; % diameter dalam tube (m)
ODT = ODTin*0.0254; % diameter luar tube (m)
Nt =166; % jumlah tube
Ntb=1; % jumlah tube pass
Nsh = 1; % jumlah shell pass
WT = 10229.44; % laju umpan reaktan (kg/jam)
RHOBULK = 550; % densitas katalis (kg/m3)
Pt=1.25*ODT; % pitch (m)
C = Pt-ODT; % clearance (m)
IDS=sqrt((2*Nt*0.5*sin(60*pi/180)*Pt^2)/(pi/4))
B = 0.25*IDS; % baffle spacing (m)
RD = 7.33803E-5; % dirt factor (jam m2 K/kj)
DHR01=4.28225E+7;
DHR02=6.00853E+7;

%DATA PEMANAS
CPP = 2.1771; % kapasitas panas pemanas (kj/kmol K)
VP = 0.032; % viskositas pemanas (kg/m jam)
KP = 0.086; % konduktivitas pemanas (Kj/m jam K)

```

```

%MENYUSUN PD SIMULTAN
Zo =(0:0.5:10);
Yo = [Xo To TPo Po];
[Z,Y]=ode45 (

X=Y(:,1);
T=Y(:,2);
TP=Y(:,3);
P=Y(:,4);
disp(' ')
disp('Hasil.....PerhitunganBed')
disp(' ')
disp('Tinggi    Konversi    Temperature    Tpemanas    Pressure ')
disp('      (m)                (K)                (K)                (Atm) ')

disp('=====')
) for i = 1:10
fprintf('%8.4f %10.4f %13.4f %13.4f%13.4f\n',[Z(i) X(i)T(i)TP(i)
P(i)])
end
disp('-----')
') figure (1);
plot (Z,Y(:,1),'black-');
title ('Distribusi Konversi');
xlabel ('panjang (m)');;
ylabel ('Konversi')
figure (2);
plot (Z,Y(:,2),'black-');
title ('Distribusi Temperatur');
xlabel ('panjang (m)');
ylabel ('Temperatur (K)');
figure (3);
plot (Z,Y(:,3),'black-');
title ('Distribusi Tpemanas');
xlabel ('panjang (m)');
ylabel ('Tpemanas (K) ');
figure (4);
plot (Z,Y(:,4),'black-');
title ('Distribusi Tekanan');
xlabel ('panjang (m)');
ylabel ('tekanan(Pa)')

```

Hasil Perhitungan Bed

	Tinggi	Konversi	Temperature	Tpemanas	Pressure (m)
			(K)	(K)	(Atm)
0.0000	0.0003	873.1500	1000.0000	1.0000	
0.5000	0.0421	870.9396	978.8841	0.9993	
1.0000	0.1027	867.8196	961.3639	0.9985	
1.5000	0.1862	863.5493	946.5616	0.9978	
2.0000	0.2940	858.0092	933.7540	0.9971	
2.5000	0.4222	851.3405	922.3317	0.9963	
3.0000	0.5599	844.0203	911.7871	0.9956	
3.5000	0.6932	836.7568	901.7562	0.9949	
4.0000	0.8095	830.2446	892.0771	0.9942	
4.5000	0.9021	824.9146	882.7903	0.9934	

Perhitungan Kebutuhan Katalis

Diameter reaktor	: 1,5 m
Tinggi bed katalis	: 3,1 m
Porositas	: 0,8
Tinggi reaktor	: 3,875 m
V reaktor	: 5,48
Kebutuhan katalis	: 4872 kg

Perhitungan Kebutuhan Steam

Umpan		
Massa	: 21.037,3 kg/jam	
Cp	: 4,495 J/kg/K	
Tin	: 627oC	Tin steam : 700oC
Tout	: 695oC	Tout steam : 650oC
Qfluida	: 6.430.238 J/Jam	Hsteam : 3928kJ/kg
Coeficient heat transfer	: 320000 Joule/m ² /K	Massa steam : 1,637 kg/jam

Dimensi Dalam Reaktor (Berisi Katalis)

Pin	: 15 atm	
Tin	: 627oC	
R	: 0,75 m	
Tebal reaktor	: ID reaktor = 1,5 m	
	OD reaktor = 60,805 in	
P	: 11400 mmHg = 220,5 psia	
Popt	: 242,55 psia	
E	: 13250 psia	

f : 0,85
CA : 0,1575 in
ts : 0,8750 in

Perhitungan Jacket Reaktor

Jaket reaktor digunakan untuk memasukkan fluida pemanas (superheated) pada kondisi 10kPa dengan suhu 700oC. Steam digunakan untuk menjaga konversi agar mencapai konversi 90% karena reaksi didalam reaktor merupakan reaksi endotermis, sehingga membutuhkan pemanas. Diasumsikan suhu keluar steam sama dengan suhu keluar fluida didalam reaktor. Total kebutuhan steam : 1.637 kg/jam

V steam : 44,911 m³/kg
Densitas steam : 0,022 kg/m³
Volumetric of steam : 73,520 m³/jam

Tinggi jaket : 3,1 m
D reaktor : 1,5 m
D jaket : 5,70 m

Dimensi Luar Reaktor

Pin : 0,0987 atm
Tin : 700°C
Dluar : 5,70 m = 224 in
R : 2,85 m = 112 in

- **Perhitungan Tebal Head**

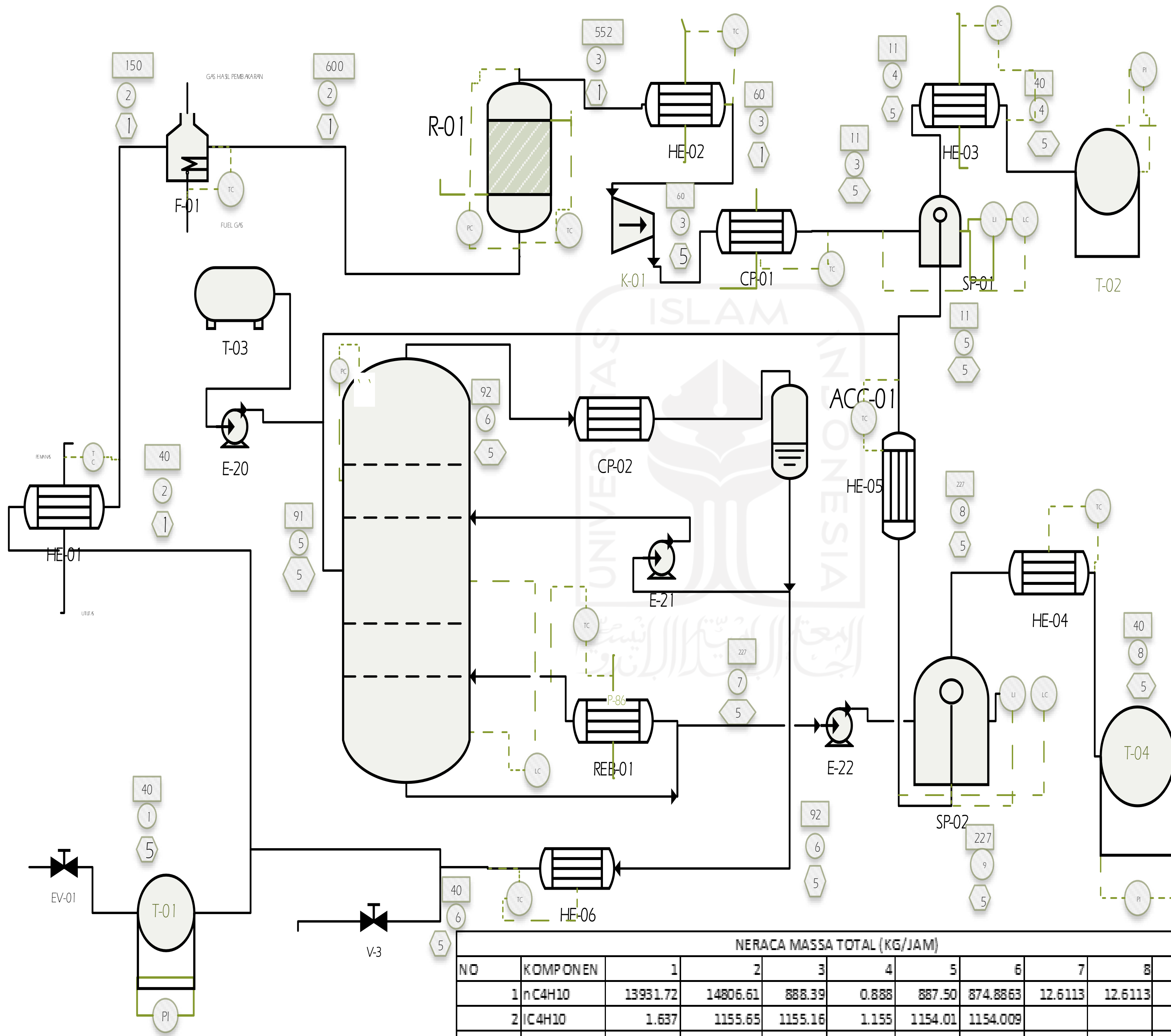
E : 16679,4 lb/in²
f : 1
CA : 0,1575
th : 0,75 in

- **Perhitungan Tinggi Head**

a : 112 in
a/b : 2
b : 56,08 in
sf : 4 in
Tinggi head : 60,83 in
1,55 m

Process Engineering Flow Diagram

Prarancangan Pabrik 1,3- Butadiena dari Dehidrogenasi N- Butana dengan Proses Houdry Dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun



Keterangan gambar :

	SUHU
	NOMOR ARUS
	TEKANAN, atm
LI	level indicator
LC	level controller
TI	temperature indicator
TC	temperature controller
PC	pressure controller
SIMBOL ALAT	
R	REAKTOR
F	FURNACE
HE	HEATER/COOLER
T	TANGKI
CD	CONDENSER PARTIAL
SP	SEPARATOR
MD	MENARA DISTILASI
ACC	ACCUMULATOR
REB	REBOILER
K	KOMPRESSOR



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2021

DISUSUN OLEH :

1. AGNATA RANUBAWONO (15521032)

DOSEN BIMBINGAN :

1. Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.
2. Ajeng Yulianti Dwi Lestari S.T.,
M.,T

NERACA MASSA TOTAL (KG/JAM)

NO	KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	nC4H10	13931.72	14806.61	888.39	0.888	887.50	874.8863	12.6113	12.6113	
2	iC4H10	1.637	1155.65	1155.16	1.155	1154.01	1154.009			
3	C4H8		1046.97	1437.05	1.437	1097.47	1046.965	50.505	50.505	
4	C4H6		19.805	12603.93	12.561	12.595.51	19.805	12.575.71	12563.13	12.57567
5	H2			944.49	944.49					
6	H2O					285.47		285.474	0.01	285.4634
7	C3H7NO					127389.6		127389.6	0.005	127389.6
	Total	13933.357	17029.02	17029.02	960.532	143409.6	3095.665	140313.9	12626.26	127687.6