

**PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES  
HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS  
500 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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



**Disusun Oleh:**

**Nama : Silviana Ayusella Kuncahyaningayu**

**Nama : Wahyu Murti Setyaningrum**

**NIM : 19521183**

**NIM : 19521185**

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

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Silviana Ayusella Kuncahyaningayu

Nama : Wahyu Murti Setyaningrum

NIM : 19521183

NIM : 19521185

Yogyakarta, 28 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini merupakan hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa terdapat beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan dari kami, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,

Penyusun II,



Silviana Ayusella Kuncahyaningayu

NIM. 19521183



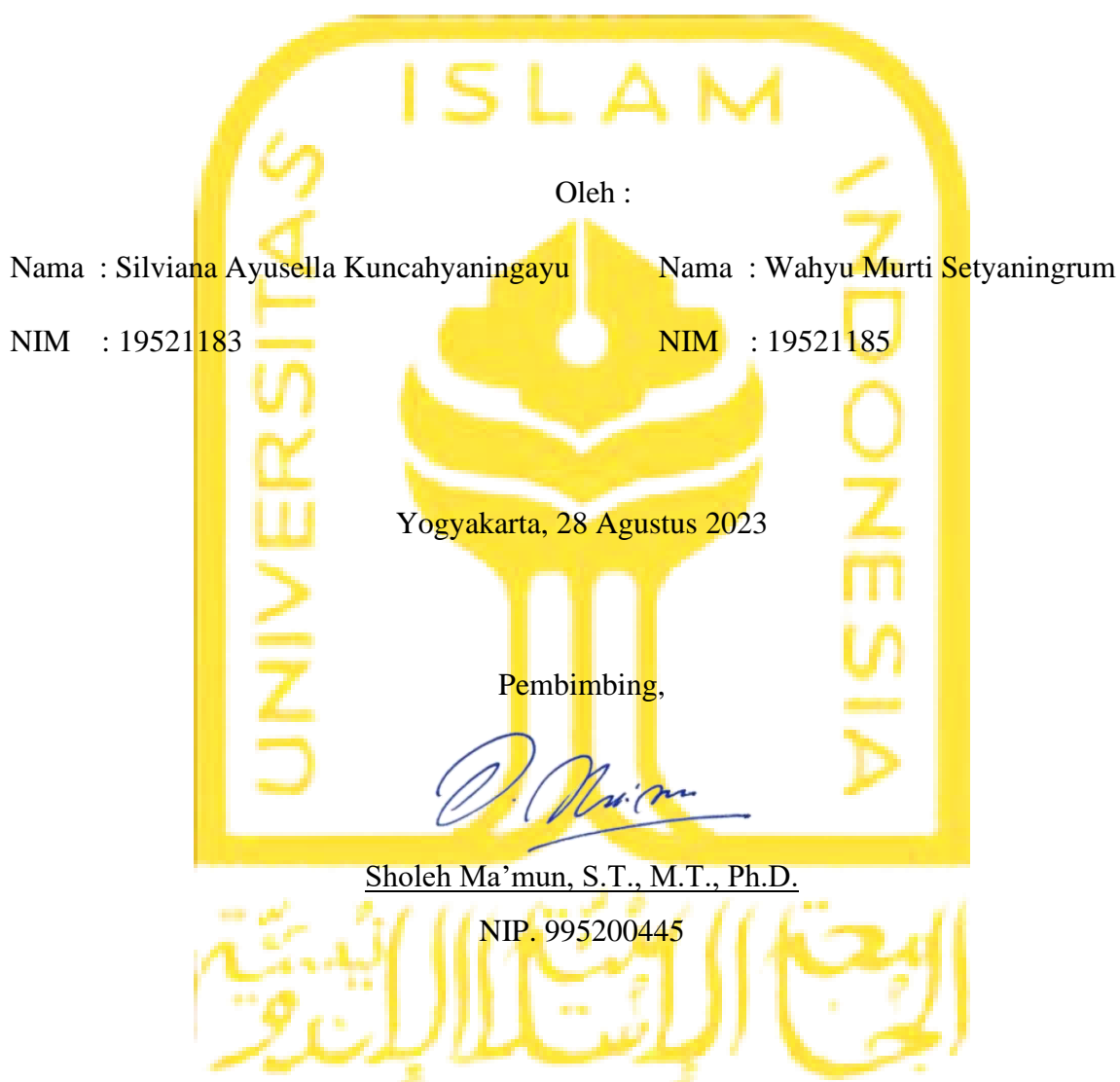
Wahyu Murti Setyaningrum

NIM. 19521185

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES  
HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES  
HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Wahyu Murti Setyaningrum

NIM : 19521185

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

Yogyakarta, 29 September 2023


Tim Penguji,

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

  
(.....)  
29-09-2023


Ketua Penguji

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

  
(.....)

Penguji I

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

  
(.....)  
27/09 2023

Penguji 2

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIP. 995200445

## KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Puji syukur kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat, taufik, serta hidayahnya sehingga pada kesempatan ini penulis dapat menyusun dan menyelesaikan Tugas Akhir ini tepat pada waktunya. Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini berjudul "Prarancangan Pabrik N-Butanol dengan Proses Hidrogenasi N-Butil Butirat Kapasitas 500 Ton/Tahun"

Tugas Akhir ini sebagai penerapan ilmu dan pengalaman teknik kimia yang diperoleh selama menempuh pendidikan, serta merupakan salah satu syarat mencapai gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik dan lancar tanpa doa dan bantuan dari berbagai pihak terkait. Oleh karena itu, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Allah SWT karena dengan izin-Nya, keridhoan-Nya, dan kehendak-Nya selalu mendampingi selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan doa, dukungan, dan semangat dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M. Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia dan Dosen Pembimbing Tugas Akhir Prarancangan Pabrik.
5. Seluruh civitas akademik jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman yang telah memberi semangat hingga selesainya Tugas Akhir ini.
7. Berbagai pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu selama menyusun sampai terselesaikan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa masih banyak keterbatasan dan kemampuan dalam menyusun tugas akhir ini, oleh karena itu kami mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun dari semua pihak, sehingga berguna bagi kami untuk menyempurnakan tugas akhir ini maupun tugas akhir yang akan datang. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

*Wassalamu'alikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Yogyakarta, 28 Agustus 2023

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vi
DAFTAR TABEL .....	viii
DAFTAR GAMBAR .....	x
ABSTRAK .....	xi
ABSTRACT .....	xii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	1
1.3. Tinjauan Pustaka .....	3
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	5
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	9
2.1. Spesifikasi Produk, Bahan Baku dan Bahan pendukung .....	9
2.2. Pengendalian Kualitas .....	10
BAB III PERANCANGAN PROSES .....	12
3.1. Diagram Alir Proses dan Material .....	12
3.2. Uraian Proses .....	14
3.3. Spesifikasi Alat .....	16
3.4. Neraca Massa .....	31
3.5. Neraca Panas .....	33
BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....	37
4.1. Lokasi Pabrik .....	37
4.2. Tata Letak Pabrik .....	40
4.3. Tata Letak Alat Proses .....	43
4.4. Organisasi Perusahaan .....	45
BAB V UTILITAS .....	61
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	61
5.2. Unit Pembangkit Steam .....	67

5.3.	Unit Penyedia Dowtherm .....	68
5.4.	Unit Pembangkit Listrik .....	68
5.5.	Unit Penyedia Udara Tekan .....	71
5.6.	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	71
5.7.	Unit Pengolahan Limbah.....	71
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>		<b>73</b>
6.1.	Penaksiran Harga Alat.....	74
6.2.	Dasar Perhitungan .....	76
6.3.	Perhitungan Biaya .....	76
6.4.	Analisa Kelayakan.....	77
6.5.	Hasil Perhitungan .....	80
6.6.	Hasil Analisa Keuntungan.....	83
6.7.	Analisis Risiko Pabrik.....	83
6.8.	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	84
<b>BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....</b>		<b>86</b>
7.1.	Kesimpulan.....	86
7.2.	Saran.....	87
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>88</b>
<b>LAMPIRAN A.....</b>		<b>90</b>
<b>LAMPIRAN B .....</b>		<b>114</b>
<b>LAMPIRAN C .....</b>		<b>116</b>

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1.</b> Ekspor n-butanol di Indonesia .....	2
<b>Tabel 1. 2.</b> Pabrik n-butanol di dunia .....	3
<b>Tabel 1. 3.</b> Perbandingan Proses Pembentukan N-butanol .....	5
<b>Tabel 1. 4.</b> nilai $\Delta H_f^\circ$ dan $\Delta G_f^\circ$ pada 298 K .....	6
<b>Tabel 2. 1.</b> Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung .....	9
<b>Tabel 3.1.</b> Spesifikasi Reaktor.....	16
<b>Tabel 3.2.</b> Spesifikasi Separator .....	17
<b>Tabel 3.3.</b> Spesifikasi Menara Distilasi.....	18
<b>Tabel 3.4.</b> Spesifikasi Accumulator .....	19
<b>Tabel 3.5.</b> Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku .....	20
<b>Tabel 3.6.</b> Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk .....	22
<b>Tabel 3.7.</b> Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair .....	23
<b>Tabel 3.8.</b> Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas .....	24
<b>Tabel 3.9.</b> Spesifikasi Vaporizer .....	25
<b>Tabel 3.10.</b> Spesifikasi Condensor Parsial .....	26
<b>Tabel 3.11.</b> Spesifikasi Condensor .....	27
<b>Tabel 3.12.</b> Spesifikasi Reboiler .....	28
<b>Tabel 3.13.</b> Spesifikasi Heater.....	29
<b>Tabel 3.14.</b> Spesifikasi Cooler .....	30
<b>Tabel 3.15.</b> Neraca Massa Total.....	31
<b>Tabel 3.16.</b> Neraca Massa Reaktor.....	31
<b>Tabel 3.17.</b> Neraca Massa Vaporizer .....	31
<b>Tabel 3.18.</b> Neraca Massa Separator-01.....	32
<b>Tabel 3.19.</b> Neraca Massa Kondensor Parsial.....	32
<b>Tabel 3.20.</b> Neraca Massa Separator-02.....	32
<b>Tabel 3.21.</b> Neraca Massa Menara Distilasi.....	33
<b>Tabel 3.22.</b> Neraca Panas Reaktor .....	33
<b>Tabel 3.23.</b> Neraca Panas Vaporizer .....	33
<b>Tabel 3.24.</b> Neraca Panas Condensor Parsial.....	34
<b>Tabel 3.25.</b> Neraca Panas Menara Distilasi.....	34
<b>Tabel 3.26.</b> Neraca Panas Condensor.....	34



<b>Tabel 3.27.</b> Neraca Panas Reboiler .....	35
<b>Tabel 3.28.</b> Neraca Panas Separator-01 .....	35
<b>Tabel 3.29.</b> Neraca Panas Separator-02 .....	35
<b>Tabel 3.30.</b> Neraca Panas Heater .....	36
<b>Tabel 3.31.</b> Neraca Panas Cooler-01 .....	36
<b>Tabel 3.32.</b> Neraca Panas Cooler-02 .....	36
<b>Tabel 3.33.</b> Neraca Panas Cooler-03 .....	36
<b>Tabel 4.1.</b> Perincian Luas Penggunaan Bangunan Pabrik.....	42
<b>Tabel 4.2.</b> Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	54
<b>Tabel 4.3.</b> Pengelompokkan Jabatan dan Jumlah Karyawan .....	55
<b>Tabel 4.4.</b> Daftar Gaji Karyawan .....	57
<b>Tabel 5.1.</b> Jumlah kebutuhan air umpan boiler .....	62
<b>Tabel 5.2.</b> Jumlah kebutuhan air sanitasi .....	63
<b>Tabel 5.3.</b> Jumlah kebutuhan air .....	63
<b>Tabel 5.4.</b> Daya motor peralatan proses .....	69
<b>Tabel 5.5.</b> Daya motor peralatan utilitas .....	69
<b>Tabel 5.6.</b> Kebutuhan listrik pabrik.....	70
<b>Tabel 6.1.</b> Index Harga Alat .....	74
<b>Tabel 6.2.</b> Physical Plant Cost (PPC).....	80
<b>Tabel 6.3.</b> Direct Plant Cost .....	80
<b>Tabel 6.4.</b> Fixed Capital Investment .....	80
<b>Tabel 6.5.</b> Direct Manufacturing Cost.....	81
<b>Tabel 6.6.</b> Indirect Manufacturing Cost .....	81
<b>Tabel 6.7.</b> Fixed Manufacturing Cost.....	81
<b>Tabel 6.8.</b> Manufacturing Cost.....	81
<b>Tabel 6.9.</b> Working Capital .....	82
<b>Tabel 6.10.</b> General Expenses .....	82
<b>Tabel 6.11.</b> Total Production Cost .....	82
<b>Tabel 6.12.</b> Fixed Cost .....	82
<b>Tabel 6.13.</b> Variable Cost.....	83
<b>Tabel 6.14.</b> Regulated Cost .....	83
<b>Tabel 6.15.</b> Hasil Analisis Risiko Pabrik .....	84
<b>Tabel 6.16.</b> Kesimpulan Evaluasi Ekonomi .....	85

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1.</b> Ekspor n-butanol di Indonesia.....	2
<b>Gambar 3.1.</b> Diagram Alir Kualitatif .....	12
<b>Gambar 3.2.</b> Diagram Alir Kuantitatif .....	13
<b>Gambar 4.1.</b> Lokasi Pendirian Pabrik .....	37
<b>Gambar 4.2.</b> Tata Letak Pabrik (Skala 1:1000).....	43
<b>Gambar 4.3.</b> Tata Letak Alat Proses (Skala 1:1000).....	44
<b>Gambar 4.4.</b> Struktur Organisasi Perusahaan.....	47
<b>Gambar 5.1.</b> Diagram pengolahan air utilitas.....	64
<b>Gambar 6.1.</b> Grafik Hubungan Indeks Harga dengan Tahun.....	75
<b>Gambar 6.2.</b> Grafik Evaluasi Ekonomi .....	85

## ABSTRAK

N-butanol merupakan alkohol dengan rumus molekul  $C_4H_9OH$  yang banyak digunakan sebagai pelarut dan bahan *intermediate* dalam produksi *Butyl acrylate*. Produksi n-butanol memiliki peluang yang cukup baik untuk dikembangkan apabila dilihat dari potensi bahan baku dan pemakaiannya di Indonesia sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor. Pabrik n-butanol direncanakan berdiri pada tahun 2028 dengan kapasitas 500 ton/tahun dan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Pabrik ini didirikan di daerah Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten dengan luas tanah 10.981 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan sebanyak 146 orang. Proses produksi n-butanol melalui reaksi hidrogenasi n-butyl butirat atau reaksi antara gas hidrogen dan n-butyl butirat yang berlangsung dalam fase gas pada reaktor *fixed bed multitube*. Reaksi terjadi pada suhu 224 °C dan tekanan 7,5 atm dengan bantuan katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> sehingga menghasilkan n-butanol dengan kemurnian 99%. Pada proses pembuatan n-butanol membutuhkan bahan baku berupa n-butyl butirat sebanyak 60,81 kg/jam yang berasal dari Jiangsu Hengxing New Material Technology Co., Ltd., China dan gas hydrogen sebanyak 1,70 kg/jam yang berasal dari PT. Air Liquide Indonesia, Cilegon. Kebutuhan utilitas pada pabrik n-butanol meliputi air sebesar 1239,31 kg/jam, kebutuhan dowtherm sebesar 1638,04 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 241 kW, kebutuhan bahan bakar sebesar 43,50 L/jam dan kebutuhan udara tekan sebesar 46,89 m<sup>3</sup>/jam. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan total biaya produksi sebesar Rp 177.154.748.833,- dan total penjualan sebesar Rp 219.699.373.936,- sehingga memperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 42.544.625.102,- dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 33.184.807.579,-. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, pabrik n-butanol ini tergolong pabrik risiko rendah dengan *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 24,02% dan setelah pajak sebesar 18,74% , *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 3,03 tahun dan setelah pajak 3,61 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 50,19%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 25,30%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 20,81%. Berdasarkan peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik n-butanol dari proses hidrogenasi n-butyl butirat dengan kapasitas 500 ton/tahun layak untuk didirikan.

**Kata Kunci** : *N-butanol, N-butyl butirat, Hidrogen, reaksi, produksi*

## ABSTRACT

N-butanol is an alcohol with the molecular formula  $C_4H_9OH$  which is widely used as a solvent and intermediate material in the production of Butyl acrylate. The production of n-butanol has a good opportunity to be developed when viewed from the potential of raw materials and the industrial users in Indonesia so that it can reduce dependence on imports. The n-butanol factory is planned to be established in 2028 with a capacity of 500 tons/year and operates for 330 days in 1 year. This factory was established in Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten with a land area of 10.981 m<sup>2</sup> and total employees of 146 people. The production process of n-butanol is through the hydrogenation reaction of n-butyl butyrate or the reaction between hydrogen gases and n-butyl butyrate which takes place in the gas phase in a fixed bed multitube reactor. The reaction occurs at a temperature of 224 °C and a pressure of 7,5 atm with the help of Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalysts to produce n-butanol with 99% purity. The production of n-butanol requires raw materials such as n-butyl butyrate as much as 60,81 kg/hour from Jiangsu Hengxing New Material Technology Co., Ltd., China and hydrogen gases as much as 1,70 kg/hour from PT Air Liquide Indonesia, Cilegon. Utility needs at the n-butanol factory include 1239,31 kg/hour of water, 1638,04 kg/hour of dowtherm, 241 kW of electricity, 43,50 L/hour of fuel and 46,89 m<sup>3</sup>/hour of compressed air. The results of the economic evaluation show that the total production cost amounts to IDR 177.154.748.833,- and total sales amount to IDR 219.699.373.936,- so that the profit before tax amounted to IDR 42.544.625.102,- and profit after tax amounted to IDR 33.184.807.579,-. Based on the economic evaluation conducted, this factory is classified as a low risk factory with a Return of Investment (ROI) before tax equal to 24,02% and after tax equal to 18,74%, Pay Out Time (POT) before tax 3,03 years and after tax 3,61 years, Break Even Point (BEP) equal to 50,19%, Shut Down Point (SDP) equal to 25,30%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) equal to 20,81%. Based on the review of raw materials, process operating conditions, product sales opportunities and economic evaluation results, it can be concluded that the n-butanol factory from the hydrogenation process of n-butyl butyrate with a capacity of 500 tons/year is feasible to be established.

**Keywords:** *N-butanol, N-butyl butyrate, Hydrogen, reaction, production*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia semakin meningkat, salah satunya adalah industri kimia. Peningkatan industri kimia, diharapkan mampu meningkatkan devisa negara untuk meperkokoh perekonomian nasional Indonesia dan menambah lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap produk luar negeri. Industri kimia memegang peranan penting dalam kehidupan manusia sehingga dengan berjalannya waktu, kebutuhan bahan baku kimia ataupun produk kimia juga semakin meningkat. Kebutuhan bahan baku yang meningkat ini menyebabkan Indonesia masih bergantung pada impor dari negara lain.

Salah satu kebutuhan bahan kimia yang meningkat adalah n-butanol. N-butanol merupakan alkohol dengan rumus molekul  $C_4H_9OH$  dan cairan tak berwarna yang banyak digunakan dalam industri kimia. N-butanol banyak digunakan sebagai pelarut, bahan kimia antara (*intermediate*) ataupun bahan baku dalam industri kimia untuk memproduksi butil akrilat dan ester metakrilat. N-butanol juga digunakan untuk memproduksi deterjen, kosmetik, plasticizer, resin, butil asetat serta pelarut untuk menghasilkan vernis, pewarna dan karet. Selain digunakan dalam industri kimia dan tekstil, n-butanol juga dapat berfungsi sebagai bahan bakar atau bahan bakar aditif.

Banyaknya produk yang berbahan baku n-butanol menyebabkan kebutuhan n-butanol di Indonesia maupun luar negeri semakin meningkat. Hal ini yang menyebabkan Indonesia masih mengimpor n-butanol dari negara lain untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka perlu didirikan pabrik n-butanol Indonesia untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri maupun untuk mengekspor ke luar negeri. Selain itu, pendirian pabrik n-butanol di Indonesia diharapkan dapat membuka lapangan pekerjaan, meningkatkan devisa negara dan mendorong berdirinya industri kimia lain yang menggunakan n-butanol sebagai bahan baku.

### 1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas produksi pabrik n-butanol yang akan didirikan dapat ditentukan melalui beberapa pertimbangan berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) sebagai berikut.

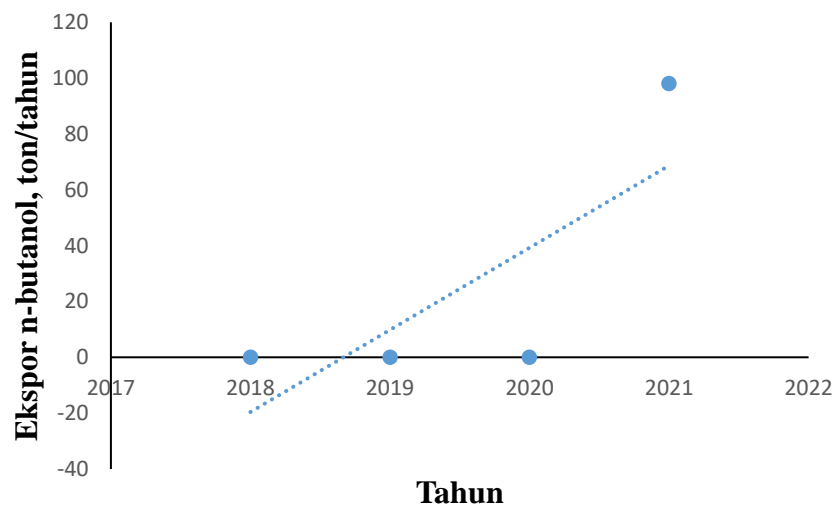
### 1.2.1. Ekspor N-butanol

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2022, perkembangan jumlah ekspor n-butanol di Indonesia dari tahun 2018 sampai dengan 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

**Tabel 1. 1.** Ekspor n-butanol di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton)
2018	0,02
2019	0,001
2020	0,0022
2021	98,0759

Berdasarkan data ekspor n-butanol pada Tabel 1.1, dapat dibuat grafik linear hubungan antara tahun sebagai sumbu x dan data jumlah ekspor sebagai sumbu y yang dapat dilihat pada Gambar 1.1.



**Gambar 1. 1.** Ekspor n-butanol di Indonesia

Dari grafik diatas, dapat diperkirakan jumlah ekspor n-butanol pada tahun 2028 melalui persamaan linear yang diperoleh yaitu

$$y = 29,42x - 59.382,88 \quad (1. 1)$$

Melalui persamaan di atas, maka jumlah ekspor n-butanol pada tahun 2028 diperkirakan sebesar 280,88 ton.

### 1.2.2. Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas pabrik juga ditentukan berdasarkan pada kapasitas pabrik yang telah beroperasi. Terdapat beberapa kapasitas pabrik n-butanol yang telah berdiri di beberapa negara seperti yang terlihat pada Tabel 1.2.

**Tabel 1. 2.** Pabrik n-butanol di dunia

<b>Nama Pabrik</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (ton/tahun)</b>
BASF	Ludwigshafen, Germany	450.000
PetroChina Jilin Petrochemical	China	240.000
Lihuayi Weiyuan	China	85.000
OXEA Corp	Bay City, Texas	287.500
Dow Chemical Co.	Texas City, Texas	255.000
Eastman Chemical	Longview, Texas	137.000
Gazprom neftekhim Salavat	Rusia	37.400
SABUCO	Jubail, Arab Saudi	330.000
PT Petro Oxo Nusantara	Gresik, Indonesia	500

Berdasarkan jumlah ekspor yang diperkirakan pada tahun 2028 sebesar 280,88 ton dan tidak adanya data impor. Sedangkan dari Tabel 1.2. kapasitas minimum pabrik n-butanol yang telah beroperasi adalah 500 ton/tahun dan kapasitas maksimumnya adalah 450.000 ton/tahun. Maka dengan pertimbangan tersebut, kapasitas produksi pabrik n-butanol yang akan didirikan pada tahun 2028 sebesar 500 ton/tahun. Pada tahun ini, kapasitas produksi sudah mencukupi kebutuhan ekspor ke luar negeri dan sisanya akan digunakan untuk mencukupi kebutuhan n-butanol di Indonesia.

### 1.3. Tinjauan Pustaka

N-butanol merupakan senyawa alkohol yang berbentuk cairan tidak berwarna dengan rumus molekul  $C_4H_9OH$ . N-butanol banyak digunakan sebagai pelarut, bahan kimia antara (*intermediate*) ataupun bahan baku industri butil akrilat dan ester metakrilat (Gracia, *et al.*,2021). Terdapat beberapa proses pembuatan n-butanol sebagai berikut.

#### 1.3.1. Proses Fermentasi

N-butanol dapat dihasilkan melalui proses fermentasi dari bahan-bahan organik yang mengandung karbohidrat dengan menggunakan bakteri *Clostridium Acetobutylicum* sebagai katalis. Bakteri *Clostridium Acetobutylicum* dapat

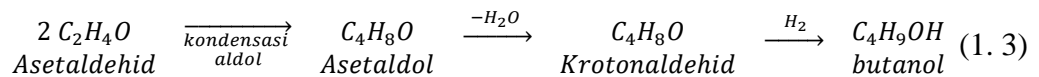
mengubah bahan baku utama proses fermentasi seperti glukosa, galaktosa, dan fruktosa menjadi butanol. Reaksi fermentasi pembentukan butanol sebagai berikut :



Mekanisme fermentasi pembentukan butanol dari substrat gula secara garis besar terbagi menjadi dua tahap, yaitu tahap asidogenik dan solventogenik. Tahap asidogenik terjadi dalam fase pertumbuhan eksponensial yang menghasilkan gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> serta asam butirat. Tahap solventogenik merupakan tahap asam butirat dikonversi menjadi butanol sebagai produk akhir fermentasi. Proses fermentasi ini juga menghasilkan produk samping yaitu aseton dan etanol (Widyastuti *et al.*, 2021).

### 1.3.2. Proses Kondensasi Aldol

Reaksi kondensasi aldol merupakan reaksi yang diturunkan dari aldehida dan alkohol. Bahan baku yang digunakan adalah asetadehid. Proses ini menggunakan katalis *hydroxyapatite* (HAP) untuk meningkatkan hasil n-butanol. Asetaldehid dikondensasi menjadi aldol pada temperatur 300 °C - 450 °C dan tekanan atmosfer. Reaksi kondensasi aldol pembentukan n-butanol sebagai berikut :



Pada reaksi kondensasi aldol menghasilkan selektivitas butanol sebesar 68,8 % dengan produk samping berupa *ethylene, propylene, acetaldehyde, n-hexanol, n-octanol, n-decanol, olefins*, dan *2-ethyl-1-butanol* (Gracia, *et al.*, 2021).

### 1.3.3. Proses Hidrogenasi

Reaksi hidrogenasi merupakan reaksi yang terjadi antara n-butil butirat dan hidrogen. Proses hidrogenasi menggunakan katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> untuk mempercepat reaksi dalam reaktor. Reaksi bekerja dalam reaktor pada temperatur 224 °C - 280 °C dan tekanan 7,5 atm – 10 atm. Reaksi ini dapat menghasilkan konversi n-butanol sebesar 80 – 99 %. Reaksi hidrogenasi merupakan reaksi eksoterm. Reaksi hidrogenasi pembentukan n-butanol sebagai berikut :



(Ju *et al.*, 2010)



Berdasarkan tiga uraian proses n-butanol di atas, maka kemudian menentukan proses yang terbaik untuk diaplikasikan. Pemilihan ketiga proses tersebut dilakukan berdasarkan perbandingan yang dapat dilihat pada Tabel 1.3.

**Tabel 1. 3.** Perbandingan Proses Pembentukan N-butanol

Parameter Tinjauan	Jenis Proses		
	Hidrogenasi	Kondensasi Aldol	Fermentasi
Bahan baku	Hidrogen, butil butirat	Asetaldehid	Glukosa/Fruktoksa/ Galaktosa
Sumber bahan baku	Dalam negeri dan luar negeri	Luar negeri	Dalam negeri dan luar negeri
Katalis	Cu / ZnO / Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	<i>Hydroxyapatite (HAP)</i>	<i>Clostridium Acetobutylicum</i>
Suhu, °C	224-260	300-450	33-37
Tekanan, atm	7,5-10	1	1
Konversi, %	80-99	-	6-60
Selektivitas, %	-	68,8	-
Kemurnian, %	-	94	6-15

Berdasarkan perbandingan terkait proses pembuatan n-butanol pada Tabel 1.3., maka proses yang dipilih dalam pra-rancangan pabrik ini adalah proses hidrogenasi dengan alasan:

1. Proses pembentukan n-butanol tidak rumit dan relatif lebih mudah.
2. Bahan baku dan bahan pendukung lebih mudah didapatkan.
3. Konversi mencapai 99 %.

## 1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1. Tinjauan Temodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan sifat reaksi dapat ditentukan berdasarkan perhitungan entalpi pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) dengan  $P = 1$  atm dan  $T = 298$  K. Proses pembentukan n-butanol terjadi dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan penentuan arah reaksi dapat ditentukan berdasarkan perhitungan energi gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) dan konstanta kesetimbangan. Menurut Yaws, (1999), data nilai  $\Delta H_f^\circ$  dan  $\Delta G_f^\circ$  masing – masing komponen dapat dilihat pada Tabel 1.4.

**Tabel 1. 4.** nilai  $\Delta H_f^\circ$  dan  $\Delta G_f^\circ$  pada 298 K

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (KJ/mol)	$\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)
$C_8H_{16}O_2$	-524,90	-274,10
$H_2$	0	0
$C_4H_9OH$	-274,43	-150,67

a. Entalpi pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ )

Penentuan sifat reaksi, dapat diketahui dengan menghitung entalpi reaksi total pada kondisi standar sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H_{r298}^\circ &= \sum \Delta H_f^\circ \text{produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{reaktan} & (1.6) \\ &= 2\Delta H_f^\circ C_4H_9OH - (\Delta H_f^\circ C_8H_{16}O_2 + 2\Delta H_f^\circ H_2) \\ &= (2)(-274,43) - (-524,90 + (2)(0)) \\ &= -23,96 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, entalpi reaksi yang diperoleh bernilai negatif. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara eksotermis (Yaws, 1999).

b. Energi gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ )

Penentuan energi bebas reaksi yang berlangsung, dapat diketahui dengan menghitung nilai energi gibbs sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta G_{r298}^\circ &= \sum \Delta G_f^\circ \text{produk} - \sum \Delta G_f^\circ \text{reaktan} & (1.7) \\ &= 2\Delta G_f^\circ C_4H_9OH - (\Delta G_f^\circ C_8H_{16}O_2 + 2\Delta G_f^\circ H_2) \\ &= (2)(-150,67) - (-274,10 + (2)(0)) \\ &= -27,24 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas,  $\Delta G_f^\circ$  reaksi yang diperoleh bernilai negatif. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan sehingga reaksi hanya membutuhkan sedikit energi.

c. Konstanta kesetimbangan reaksi

Arah reaksi yang terjadi pada kondisi  $T = 497 \text{ K}$  dan  $P = 7,5 \text{ atm}$ , dapat ditentukan dengan menghitung konstanta kesetimbangan reaksi melalui persamaan sebagai berikut :

$$\Delta G_r = -RT \ln K \quad (1.8)$$

(Smith, 1987)

$$\ln K_{298} = -\frac{\Delta G_{r,298}}{RT} \quad (1.9)$$

Keterangan :

R = tetapan gas ideal (8,314 J/mol.K)

T = suhu (K)

K = Konstanta kesetimbangan

Nilai K pada T = 298 K dapat diketahui dengan menghitung menggunakan persamaan konstanta kesetimbangan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= -\frac{\Delta G_{r,298}}{RT} \\ &= -\frac{-27240}{8,314 \times 298} \\ K_{298} &= e^{-\frac{-27240}{8,314 \times 298}} \\ K_{298} &= 59553,78 \end{aligned}$$

Nilai K pada T = 497 K, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Van't Hoff sebagai berikut :

$$d \ln K = \frac{\Delta H_R}{RT^2} dT \quad (1.10)$$

(Atknis, 2006)

$$\int_{\ln K_{(298)}}^{\ln K_{(T)}} d \ln K = \int_{298}^T \frac{\Delta H_R}{RT^2} dT \quad (1.11)$$

$$\ln \frac{K_{(T)}}{K_{(298)}} = \frac{\Delta H_R}{-R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (1.12)$$

Dengan :

$K_{298}$  = Konstanta kesetimbangan pada 298 K

$K_1$  = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

$T_1$  = Suhu standar (298 K)

$T_2$  = Suhu operasi (497 K)

R = Tetapan gas ideal (8,314 J/mol.K)

$\Delta H_R^0$  = Panas reaksi standar pada 298 K

Maka diperoleh K pada T = 497 K sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_{(497)}}{K_{(298)}} = \frac{-23960}{-8,314} \left( \frac{1}{497} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{497} - \ln K_{298} = -3,87$$

$$\ln K_{497} - 10,99 = -3,87$$

$$\ln K_{497} = 7,12$$

$$K_{497} = 1236,45$$

Berdasarkan perhitungan nilai K pada kondisi operasi  $T = 497$  K diatas menunjukkan bahwa reaksi akan ke arah produk (*irreversible*) karena nilai yang diperoleh  $K > 1$ .

#### 1.4.2. Tinjauan Kinetika

Menurut Ju et al. (2010), data percobaan konstanta laju reaksi dapat dituliskan dengan persamaan Arrhenius sebagai berikut :

$$k = Ae^{-\frac{E}{RT}} \quad (1.13)$$

Dengan

$$A = 94,8 \text{ mol/h/g}_{\text{cat}}/\text{kPa}$$

$$E = 62 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol.K}$$

T = suhu operasi, K

Sehingga diperoleh nilai k pada suhu operasi  $224$  °C ( $497$  K) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} k &= 94,8e^{-\frac{62}{0,008314 \times 497}} \\ &= 2,887 \times 10^{-5} \text{ mol/h/g}_{\text{cat}}/\text{kPa} \end{aligned}$$

Pada proses hidrogenasi butil butirat, persamaan laju reaksi dapat diketahui melalui persamaan sebagai berikut :

$$-r = kP_{BB}^{\alpha}P_{H_2}^{\beta} \quad (1.14)$$

Dengan

k = konstanta laju reaksi, mol/h/g<sub>cat</sub>/kPa

$P_{BB}$  = tekanan parsial butil butirat, kPa

$P_{H_2}$  = tekanan parsial hidrogen, kPa

$$\alpha = 0,67$$

$$\beta = 0,25$$

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Produk, Bahan Baku dan Bahan pendukung

Berdasarkan *Material Safety Data Sheet* (MSDS), spesifikasi produk, bahan baku, dan bahan pendukung dapat dilihat pada Tabel 2.1.

**Tabel 2. 1.** Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

Sifat Fisis	Produk	Bahan Baku		Bahan Pendukung
	N-butanol	N-butyl butirat	Hidrogen	Katalis Cu/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Rumus Molekul	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	Cu/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Berat Molekul, g/mol	74,12	144,21	2,016	-
Fase	cair	Cair	Gas	Padat
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Hitam
Titik didih, °C (1 atm)	116 – 118	166,6	-252,8	-
Titik lebur, °C (1 atm)	-90	-92	-259	-
Densitas, g/cm <sup>3</sup> (20 °C)	0,811	0,87	0,0001 (21 °C)	1,2 – 1,3
Diameter, mm	-	-	-	4,5 - 5
Kelarutan dalam air, g/l	66	1	0,019	Tidak larut
Kemurnian, % berat	99	99	99,5	85

## **2.2. Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) yang dilakukan pada pabrik N-butanol bertujuan untuk menjaga dan menghasilkan kualitas produk sesuai dengan standar mutu yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, diperlukan adanya pengawasan dan pengendalian terhadap proses produksi agar proses produksi berlangsung sesuai dengan tahapan proses dan memperoleh kualitas produk yang tinggi. Pengendalian kualitas ini terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

### **2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum bahan baku digunakan untuk proses produksi. Pengendalian ini bertujuan untuk mengetahui kualitas, kandungan dan zat pengotor yang pada bahan baku. Oleh sebab itu, diperlukan pengujian bahan baku berupa Butil butirat dan Hidrogen agar memiliki kualitas yang sesuai dengan spesifikasi dan standar dari pabrik. Pengujian kualitas terhadap bahan baku dapat dilakukan melalui Analisa bahan di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol.

Apabila hasil dari pengujian dan pengecekan bahan baku tidak sesuai dengan spesifikasi dan standar dari pabrik, maka bahan baku akan dikembalikan kepada *supplier*. Sedangkan bahan baku yang telah lolos uji akan digunakan untuk proses produksi.

### **2.2.2. Pengendalian Kualitas Proses**

Pengendalian proses produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk n-butanol yang dihasilkan dengan menggunakan alat pengendalian secara *automatic control*, dimana alat ini berpusat di ruang kontrol. Alat pengendalian ini memiliki indikator yang telah diatur sesuai dengan kondisi operasi alat proses yang ditetapkan. Apabila terjadi kesalahan pada indikator dari kondisi atau *set* yang telah ditetapkan, maka alat kontrol akan memberikan tanda dengan bunyi atau alarm dan kondisi alat harus dikembalikan pada kondisi semula. Menurut Scott, D. M. (2008), terdapat beberapa alat kontrol yang harus diatur pada kondisi tertentu yaitu :

a. *Flow control*

*Flow control* merupakan alat yang dipasang untuk mengontrol dan mengukur kecepatan atau laju aliran massa fluida atau partikel dalam pipa atau aliran proses.

b. *Level control*

*Level control* merupakan alat yang digunakan untuk mengontrol volume cairan dalam tangki. Alat ini memiliki sensor di atas atau bawah tangki. Ketika tinggi cairan sudah mencapai batas minimal atau batas maksimal, maka alat akan mengeluarkan tanda atau bunyi.

c. *Temperature control*

*Temperature control* merupakan alat yang dipasang pada setiap alat proses untuk mengontrol suhu yang sudah di atur sesuai dengan kondisi operasi alat. Jika kondisi temperatur tidak sesuai, maka akan mengeluarkan tanda atau bunyi pada sistem kontrol.

d. *Pressure control*

*Pressure control* merupakan alat yang dipasang pada suatu alat proses untuk mengontrol tekanan masuk dan keluar ataupun mengontrol tekanan operasi.

Selain itu, pengendalian proses dapat dilakukan dengan memberikan pengawasan terhadap proses produksi agar proses berjalan sesuai dengan perencanaan produksi dan jadwal produksi. Adanya pengawasan terhadap proses produksi, diharapkan akan menghasilkan produk yang sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang telah direncanakan.

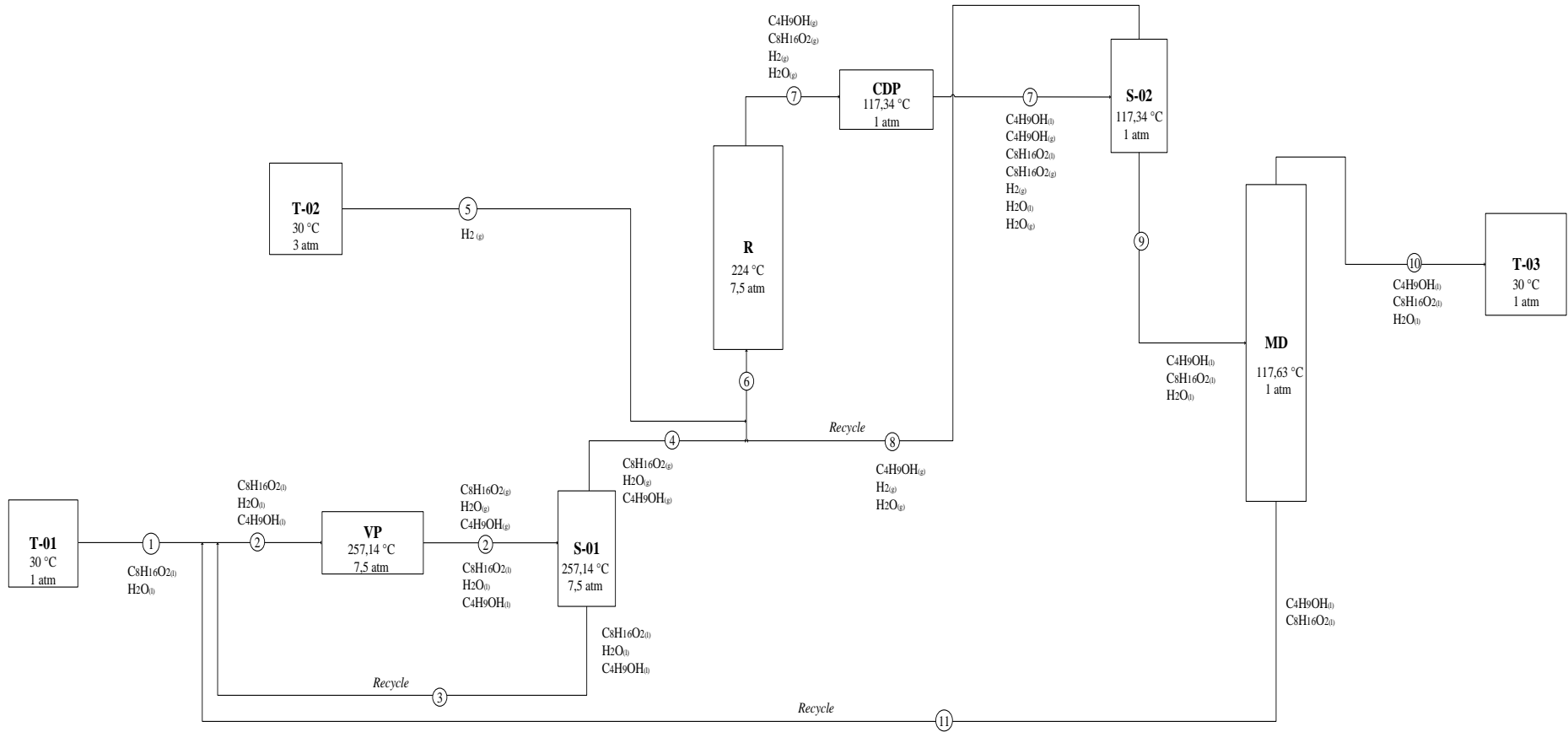
### **2.2.3. Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk menguji kelayakan produk n-butanol yang dihasilkan agar kualitas produk sesuai dengan standar mutu produk. Untuk memperoleh mutu atau kualitas produk standar, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan, dan pengendalian terhadap proses menggunakan sistem kontrol. Kelayakan produk dapat diketahui dengan melakukan uji laboratorium setiap hari yang bertujuan untuk mengetahui kemurnian, komposisi komponen produk, densitas, viskositas yang sudah sesuai dengan standar. Selain itu, juga melakukan pemeriksaan terhadap alat proses serta melakukan *Quality Assurance* berupa monitoring, uji tes dan memeriksa proses produksi.

## BAB III PERANCANGAN PROSES

### 3.1. Diagram Alir Proses dan Material

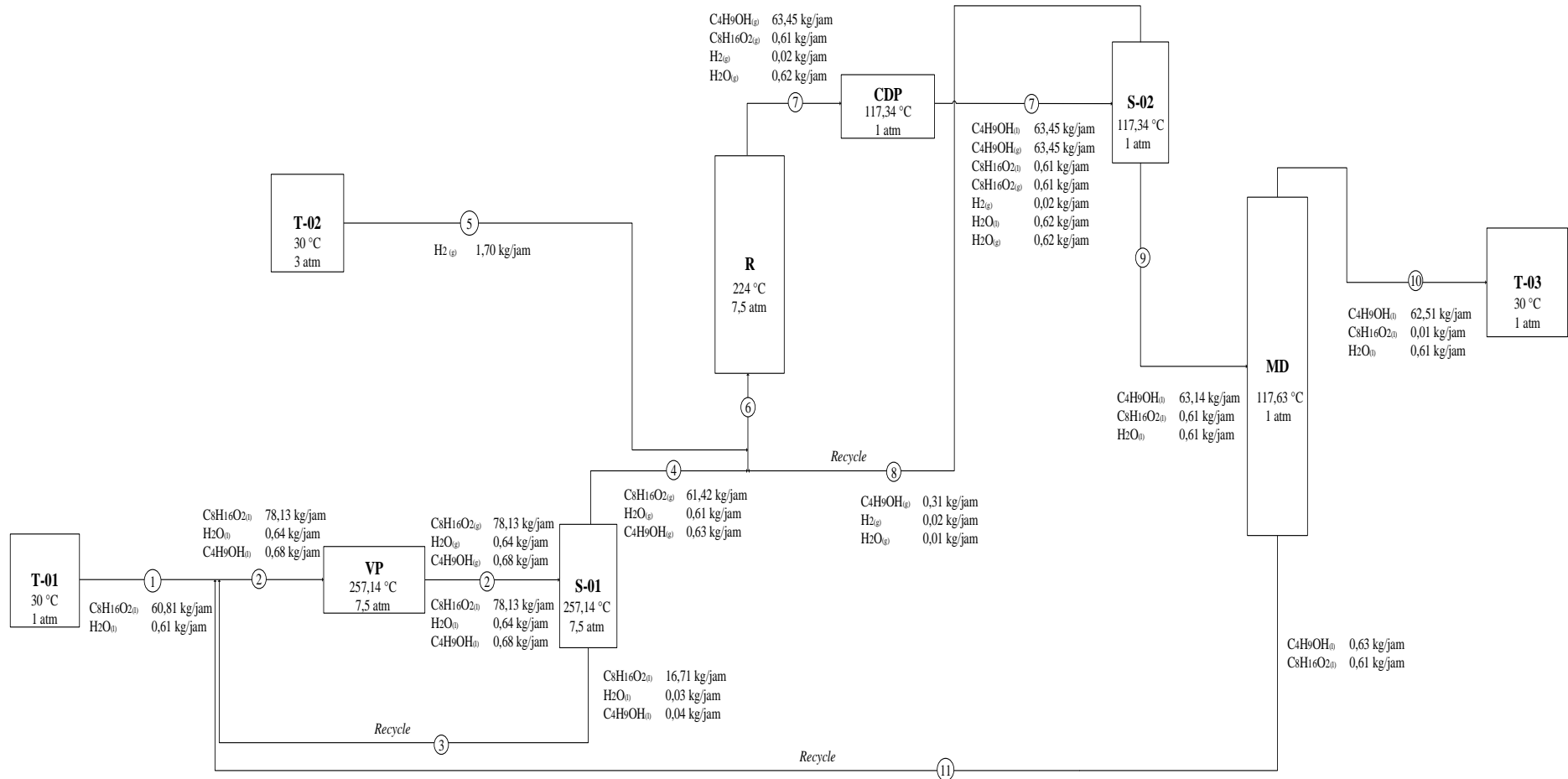
#### 3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



**Gambar 3.1.** Diagram Alir Kualitatif



### 3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif

### 3.2. Uraian Proses

Pembentukan n-butanol dari n-butyl butirat dan hidrogen dibagi menjadi tiga tahapan proses, sebagai berikut :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan produk
3. Tahap pemurnian produk

#### 3.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini memiliki tujuan untuk mempersiapkan bahan baku berupa n-butyl butirat dan hidrogen agar sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan dalam reaktor yaitu pada suhu 224 °C dengan tekanan 7,5 atm.

Bahan baku n-butyl butirat 99% dalam kondisi cair disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) berbentuk silinder tegak dengan *torispherical roof* pada kondisi suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm. Kemudian diumpankan menggunakan pompa (P-02) untuk menaikkan tekanan menjadi 7,5 atm menuju vaporizer (VP) untuk dilakukan proses penguapan. Sebelum memasuki vaporizer, n-butyl butirat bercampur dengan *recycle* dari separator (S-01) pada suhu 257,14 °C dengan tekanan 7,5 atm dan *recycle* hasil bawah menara distilasi (MD) pada suhu 126,60 °C dengan tekanan 7,5 atm. Selanjutnya hasil produk berupa uap dan cair dengan suhu 257,14 °C diumpankan menuju separator (S-01) untuk dilakukan proses pemisahan antara komponen gas n-butyl butirat, n-butanol, uap air dengan komponen cair n-butyl butirat, n-butanol, air. Kemudian gas n-butyl butirat, n-butanol, dan uap air diumpankan menuju *cooler* (CO-01) untuk menurunkan hingga suhu 224 °C sesuai dengan kondisi operasi reaktor (R).

Bahan baku hidrogen 99,5% dalam fase gas yang langsung dipasok dari PT. Air Liquide Indonesia menggunakan sistem *piping* pada suhu 30 °C dengan tekanan 3 atm. Kemudian diumpankan menuju kompresor (K-01) untuk meningkatkan tekanan menjadi 7,5 atm dengan suhu yang dihasilkan 182,26 °C. Selanjutnya gas hidrogen dari kompresor (K-01) diumpankan menuju *heater* (HE-01) untuk menaikkan suhu hingga 224 °C, kemudian diumpankan menuju reaktor (R).

### 3.2.2. Tahap Pembentukan Produk

Pada tahap ini proses pembentukan n-butanol menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan menggunakan pendingin *dowtherm A* karena reaksi terjadi pada fase gas dan bersifat eksotermis dengan katalis padat. Reaktor (R) bekerja pada suhu 224 °C dan tekanan 7,5 atm dengan katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Perbandingan mol reaktan n-butil butirat dan hidrogen yang digunakan yaitu 1:2 untuk menggeser reaksi ke kanan sehingga penambahan hidrogen dilakukan secara berlebih. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Produk keluar dari reaktor (R) berupa gas n-butanol, sisa reaktan, dan uap air pada suhu 224 °C dengan tekanan 7,33 atm sehingga menghasilkan konversi sebesar 99%.

### 3.2.3. Tahap Pemurnian Produk

Produk keluaran reaktor (R) pada suhu 224 °C dengan tekanan 7,33 atm dialirkan menuju *expansion valve* (EXP) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm dan selanjutnya diumpankan ke kondensor parsial untuk proses kondensasi gas serta memisahkan antara gas terkondensasi dan gas tidak terkondensasi. Produk yang keluar dari kondensor parsial (CDP) pada suhu 117,34 °C dialirkan menuju separator (S-02) untuk memisahkan campuran fase gas dan fase cair. Hasil atas separator berupa hidrogen, n-butanol, n-butil butirat dan uap air berfase gas di *recycle* menuju reaktor (R). Sedangkan produk bawah separator berupa n-butanol, n-butil butirat dan air berfase cair dialirkan menuju menara distilasi (MD) untuk memurnikan produk. Hasil atas pada Menara distilasi berupa n-butanol dengan kemurnian 99%, impuritas air dan n-butil butirat pada suhu 117,63 °C dialirkan menuju *cooler* (CO-02) untuk diturunkan suhu menjadi 30 °C. Kemudian dialirkan dengan menggunakan pompa (P-06) menuju tangki penyimpanan produk (T-03). Hasil bawah menara distilasi (MD) di *recycle* menuju aliran masuk vaporizer (VP) dengan suhu 126,60 °C dan tekanan 7,5 atm.

### 3.3. Spesifikasi Alat

#### 3.3.1. Spesifikasi Reaktor

**Tabel 3.1.** Spesifikasi Reaktor

<b>Spesifikasi Umum</b>	
Kode	R
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara hidrogen dengan n-butyl butirat sehingga menghasilkan produk n-butanol
Jenis/Type	<i>Fixed bed multitube reactor</i>
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Harga, Rp	
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu, °C	224
Tekanan, atm	7,5
Kondisi proses	Eksotermis
<b>Konstruksi dan Material</b>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Typer 304</i>
Diameter (ID) shell, m	0,54
Tinggi total, m	3,99
Jenis head	<i>Torispherical Head</i>
<b>Insulasi</b>	
Bahan	<i>Asbestos</i>
Konduktivitas panas, W/m.K	0,16
Tebal isolasi, m	0,004
<b>Spesifikasi Khusus</b>	
Jenis katalis	Cu/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Bentuk katalis	Bola
Ukuran katalis, mm	5
Tinggi tumpukan katalis, m	3,47
Porositas katalis	0,5
<i>Pressure drop</i> , atm	7,33
<b>Dimensi tube</b>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Typer 304</i>
Panjang tube, m	3,66
Jumlah tube	115
Tipe tube	<i>Triangular</i>
Ukuran pitch, m	0,05
Diameter (ID) tube, m	0,03
Jenis coolant	<i>Dowtherm A</i>
Kebutuhan coolant, kg/jam	227,92

### 3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah

#### 3.3.2.1. Separator

**Tabel 3.2.** Spesifikasi Separator

<b>Separator</b>		
Nama dan kode	S-01	S-02
Fungsi	Memisahkan campuran fasa uap dan cair keluaran <i>vaporizer</i>	Memisahkan campuran fasa uap dan cair keluaran kondensor parsial
Jenis	<i>Silinder Vertical Torispherical Head</i>	<i>Silinder Vertical Torispherical Head</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi Operasi		
a) Suhu, °C	257,14	117,34
b) Tekanan, atm	7,5	1
<b>Spesifikasi Alat</b>		
<i>Shell</i>		
a) Diameter luar, m	0,51	0,36
b) Tebal, m	0,01	0,01
<i>Head</i>		
a) Tinggi, m	0,15	0,12
b) Tebal, m	0,01	0,01
Tinggi total, m	1,92	1,58
Jumlah	1	1
Harga, Rp	111.667.125,-	87.844.805,-

### 3.3.2.2. Menara Distilasi

**Tabel 3.3.** Spesifikasi Menara Distilasi

<b>Menara Distilasi</b>	
Nama dan kode	MD
Fungsi	Memisahkan n-butanol dan air dari n-butil butirat
Jenis	<i>Plate Tower</i>
Tipe	<i>Sieve Tray Coloumn</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi Operasi (Suhu, °C)	
a) Umpan	117,34
b) Distilat	117,63
c) <i>Bottom</i>	126,60
<b>Spesifikasi Alat</b>	
<i>Shell</i>	
a) Diameter dalam, m	1,08
b) Tinggi, m	6,21
c) Tebal, m	0,01
<i>Head</i>	
a) Jenis	<i>Torispherical Flanged and Dished</i>
b) Tebal, m	0,01
c) Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Untuk tipe menara <i>tray</i>	
a) Jenis <i>tray</i>	<i>Sieve Tray</i>
b) <i>Feed plate</i>	17
c) Jumlah <i>plate</i> aktual	22
d) Susunan <i>hole</i>	<i>Triangular</i>
e) Diameter <i>hole</i> , m	0,01
f) <i>Tray spacing</i>	0,3
g) Jumlah lubang, buah	1067,12
Jumlah	1
Harga, Rp	307.838.154,-

### 3.3.3. Spesifikasi Alat Pendukung

#### 3.3.3.1. Accumulator

**Tabel 3.4.** Spesifikasi Accumulator

<b>Accumulator</b>	
Nama dan kode	ACC
Fungsi	Menampung arus keluar kondensor pada MD dan untuk menjaga kontinuitas serta kestabilan aliran keluar
Jenis	Silinder horizontal
Jumlah	1
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi Operasi	
a) Suhu, °C	117,23
b) Tekanan, atm	1
<b>Spesifikasi Alat</b>	
Volume tangki, m <sup>3</sup>	0,08
Diameter tangki, m	0,36
Panjang tangki, m	0,92
Tebal <i>shell</i> , m	0,01
Tebal <i>head</i> , m	0,01
Tinggi <i>head</i> , m	0,11
Panjang tangki total, m	1,14
Harga, Rp	27.208.872,-

### 3.3.4. Spesifikasi Alat Penyimpanan

#### 3.3.4.1. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3.5. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tangki Penyimpanan-01		
Nama dan kode		T-01
Fungsi		Menyimpan kebutuhan bahan baku n-butyl butirat
Lama penyimpanan, hari		30
Fasa		Cair
Jumlah tangki		1
Jenis tangki		Silinder vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C	30
	Tekanan, atm	1
Spesifikasi	Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
	Volume tangki, m <sup>3</sup>	61,47
	Diameter, m	6,10
	Tinggi, m	2,44
	Tebal <i>shell</i> , m	0,01
	<i>Course 1</i> , m	0,01
	<i>Course 2</i> , m	0,01
	<i>Course 3</i> , m	0,01
	<i>Course 4</i> , m	0,01
	<i>Course 5</i> , m	0,01
	<i>Course 6</i> , m	0,01
	<i>Course 7</i> , m	0,01
	<i>Head &amp; Bottom</i>	Jenis
Tebal head, m		0,02
Tinggi head, m		1,12
Tebal bottom, m		0,01
Panjang tangki total, m		3,56
Harga, Rp		1.194.167.160,-



**Tabel 3.5.** Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan Baku (Lanjutan)

<b>Tangki Penyimpanan-02</b>		
Nama dan kode		T-02
Fungsi		Menyimpan kebutuhan bahan baku hidrogen
Lama penyimpanan, hari		5
Fasa		Gas
Jumlah tangki		1
Jenis tangki		Silinder horizontal
Kondisi Operasi	Suhu, °C	30
	Tekanan, atm	3
Spesifikasi	Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
	Volume tangki, m <sup>3</sup>	41,94
	Diameter, m	3,05
	Panjang tangki, m	9,14
	Tebal <i>shell</i> , m	0,01
<i>Head &amp; Bottom</i>	Jenis	<i>Eliptichal dished head</i>
	Tebal, m	0,01
	Tinggi, m	0,63
Tinggi tangki total, m		10,40
Harga, Rp		1.204.597.227,-

### 3.3.4.2. Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk

**Tabel 3.6.** Spesifikasi Alat Penyimpanan Produk

<b>Tangki Penyimpanan-03</b>		
Nama dan kode		T-03
Fungsi		Menyimpan produk n-butanol
Lama penyimpanan, hari		14
Fasa		Cair
Jumlah tangki		1
Jenis tangki		Silinder vertikal
Kondisi Operasi	Suhu, °C	30
	Tekanan, atm	1
Spesifikasi	Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
	Volume tangki, m <sup>3</sup>	31,65
	Diameter, m	6,10
	Tinggi, m	1,83
	Tebal <i>shell</i> , m	0,01
	<i>Course 1</i> , m	0,01
	<i>Course 2</i> , m	0,01
	<i>Course 3</i> , m	0,01
	<i>Course 4</i> , m	0,01
	<i>Course 5</i> , m	0,01
<i>Head &amp; Bottom</i>	Jenis	<i>Torispherical Flate bottom</i>
	Tebal head, m	0,01
	Tinggi head, m	1,12
	Tebal bottom, m	0,01
Tinggi tangki total, m		2,95
Harga, Rp		775.452.852,-

### 3.3.5. Spesifikasi Alat Transportasi

**Tabel 3.7.** Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub> dari T-01 ke VP	Mengalirkan hasil bawah S-01 ke VP	Mengalirkan hasil bawah S-02 ke MD	Mengalirkan reflux ACC ke MD	Mengalirkan produk dari ACC ke T-03	Mengalirkan hasil bawah MD ke RB	Mengalirkan keluaran RB ke VP
Kapasitas, m <sup>3</sup> /jam	0,09	0,03	0,11	0,03	0,10	0,18	0,002
<i>Pump Head</i> , m	76,73	6,05	3,14	1,54	3,19	2,11	91,33
Suhu fluida, °C	30	257,14	117,34	117,23	117,23	126,60	126,60
P <sub>in</sub> , atm	1	7,5	1	1	1	1	1
P <sub>out</sub> , atm	7,5	7,5	1	1	1	1	7,5
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Daya motor, Watt	62,14	37,29	37,29	37,29	37,29	37,29	37,29
Bahan konstruksi	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>
Harga, Rp	9.069.624,-	7.558.020,-	9.069.624,-	7.558.020,-	9.069.624,-	10.581.228,-	4.534.812,-

**Tabel 3.8.** Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Parameter		K-01	K-02
Fungsi		Menaikkan tekanan gas hidrogen dari T-02 menuju HE	Menaikkan tekanan gas dari hasil keluaran atas S-02 menuju CL-02
Jenis		<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>
Kondisi Operasi	Suhu masuk, °C	30	117,34
	Suhu keluar, °C	182,26	310,97
	Tekanan masuk, atm	3	1
	Tekanan keluar, atm	7,5	7,5
Jumlah <i>stage</i> , buah		1	2
<i>Power</i> , Hp		1,50	0,08
Harga, Rp		40.813.308,-	4.534.812,-

**Tabel 3.8.** Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan)

Ekspansion Valve	
Nama dan kode	EXV
Fungsi	Menurunkan tekanan gas keluaran reaktor menuju kondensor parsial
Tipe	<i>Globe valve</i>
Kondisi Operasi	
a) Suhu masuk, °C	224
b) Suhu keluar, °C	174,47
c) Tekanan masuk, atm	7,33
d) Tekanan keluar, atm	1
Ukuran pipa	
ID, m	0,03
OD, m	0,03
SCH	40
Ips, m	0,03
Luas area, m <sup>2</sup>	0,001
Panjang ekuivalen, m	21,34
Jumlah	1
Harga, Rp	408.133,-

### 3.3.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### 3.3.6.1. Vaporizer

**Tabel 3.9.** Spesifikasi Vaporizer

<i>Operating Condition</i>				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid Organic</i>		<i>Steam</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	79,45	79,45	-	-
<i>Vapor Flowrate (kg/jam)</i>	-	-	21,17	21,17
<i>Temperatur (°C)</i>	85,09	257,14	280	280
<i>Pressure (atm)</i>	7,5	7,5	7,5	7,5
<i>Mechanical Design</i>				
<b>Parameter</b>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length (ft)</i>	12		12	
<i>ID (in)</i>	2,07		1,38	
<i>OD (in)</i>	2,38		1,66	
<i><math>\Delta P</math> cal/ <math>\Delta P</math> allow (Psi)</i>	0,0125/10		0,000079/10	
<i>Rd cal/Rd min</i>	0,01/0,002		0,01/0,002	
<i>A (ft<sup>2</sup>)</i>	41,76			
<i>Uc (Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F)</i>	6,92			
<i>Ud (Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F)</i>	6,36			
<i>Jumlah hairpin</i>	4			
<i>Harga (Rp)</i>	36.278.496,-			

### 3.3.6.2. Condensor Parsial

**Tabel 3.10.** Spesifikasi Condensor Parsial

<b>Operating Condition</b>				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Fluid</i>	Gas		Dowtherm	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate</i> (kg/jam)	-	-	58.55	58.55
<i>Vapor Flowrate</i> (kg/jam)	64,70	64,70	-	-
Temperatur (°C)	174,47	117,34	25	60
<i>Pressure</i> (atm)	1	1	1	1
<b>Mechanical Design</b>				
<b>Parameter</b>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length</i> (ft)	12		12	
ID (in)	3,07		2,07	
OD (in)	3,5		2,38	
$\Delta P$ cal/ $\Delta P$ allow (Psi)	0,0001/10		0,000101/10	
<i>Rd cal/Rd min</i>	0,39/0,0015		0,39/0,0015	
A (ft <sup>2</sup> )	14,93			
Uc (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	2,42			
Ud (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	1,25			
Jumlah hairpin	1			
Harga (Rp)	190.462.104,-			

### 3.3.6.3. Condensor

**Tabel 3.11.** Spesifikasi Condensor

<b><i>Operating Condition</i></b>				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Dowtherm</i>		Gas	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate</i> (kg/jam)	799,82	799,82	-	-
<i>Vapor Flowrate</i> (kg/jam)	-	-	83,20	83,20
Temperatur (°C)	25	60	117,63	117,23
<i>Pressure</i> (atm)	1	1	1	1
<b><i>Mechanical Design</i></b>				
<b>Parameter</b>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length</i> (ft)	20		20	
ID (in)	3,07		2,07	
OD (in)	3,5		2,38	
$\Delta P$ cal/ $\Delta P$ allow (Psi)	0,21/10		0,0002/10	
<i>Rd cal/Rd min</i>	0,06/0,002		0,06/0,002	
A (ft <sup>2</sup> )	99,52			
Uc (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	4,56			
Ud (Btu/hr.ft <sup>2</sup> .°F)	3,58			
Jumlah hairpin	4			
Harga (Rp)	624.292.452,-			

### 3.3.6.4. Reboiler

**Tabel 3.12.** Spesifikasi Reboiler

<b><i>Operating Condition</i></b>				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Liquid Organic</i>		<i>Steam</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	113,72	113,72	-	-
<i>Vapor Flowrate (kg/jam)</i>	-	-	30,02	30,02
<i>Temperatur (°C)</i>	126,60	140,44	280	280
<i>Pressure (atm)</i>	1	1	1	1
<b><i>Mechanical Design</i></b>				
<b>Parameter</b>	<i>Annulus</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>Length (ft)</i>	12		12	
<i>ID (in)</i>	2,07		1,38	
<i>OD (in)</i>	2,38		1,66	
<i><math>\Delta P</math> cal/ <math>\Delta P</math> allow (Psi)</i>	0,02/10		0,0001/10	
<i>Rd cal/Rd min</i>	0,04/0,002		0,04/0,002	
<i>A (ft<sup>2</sup>)</i>	31,32			
<i>Uc (Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F)</i>	6,86			
<i>Ud (Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F)</i>	5,32			
<i>Jumlah hairpin</i>	3			
<i>Harga (Rp)</i>	210.112.956,-			



### 3.3.6.5. Heater

**Tabel 3.13.** Spesifikasi Heater

<b>Heater</b>	
Nama dan kode	HE
Fungsi	Menaikkan suhu hasil keluaran K-01 sebelum masuk reaktor
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
e) Suhu masuk, °C	182,26
f) Suhu keluar, °C	224
g) Tekanan, atm	7,5
<i>Annulus</i>	
ID, m	0,05
OD, m	0,06
<i>Inner Pipe</i>	
ID, m	0,04
OD, m	0,04
Luas permukaan, m <sup>2</sup>	1,94
Rd/Rd <sub>min</sub>	0,38/0,01
Jumlah alat	1
Harga, Rp	28.720.476,-

### 3.3.6.6. Cooler

**Tabel 3.14.** Spesifikasi Cooler

<b>Parameter</b>	<b>CO-01</b>	<b>CO-02</b>	<b>CO-03</b>
Fungsi	Menurunkan suhu hasil atas S-01 sebelum masuk reaktor	Menurunkan suhu hasil atas S-02 sebelum masuk reaktor	Menurunkan suhu sebelum masuk T-03
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi			
Suhu masuk, °C	257,14	310,97	117,23
Suhu keluar, °C	224	224	30
Tekanan, atm	7,5	7,5	1
<i>Annulus</i>			
ID, m	0,05	0,25	0,08
OD, m	0,06	0,27	0,09
<i>Inner Pipe</i>			
ID, m	0,04	0,02	0,05
OD, m	0,04	0,02	0,06
Luas permukaan, m <sup>2</sup>	5,82	0,61	16,18
Rd/Rd <sub>min</sub>	0,67/0,0015	0,89/0,0015	0,06/0,002
Jumlah alat	1	1	1
Harga, Rp	42.324.912,-	19.650.852,-	64.998.972,-

### 3.4. Neraca Massa

#### 3.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 3.15. Neraca Massa Total

Komponen	Input	Output
	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	1,70	0,00
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	60,81	0,01
H <sub>2</sub> O	0,61	0,61
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,00	62,51
<b>Total</b>	<b>63,13</b>	<b>63,13</b>

#### 3.4.2. Neraca Massa Alat

##### 1. Reaktor (R)

Tabel 3.16. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input	Output
	Arus 6	Arus 7
	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	1,72	0,02
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	61,42	0,61
H <sub>2</sub> O	0,62	0,62
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,94	63,45
<b>Total</b>	<b>64,70</b>	<b>64,70</b>

##### 2. Vaporizer (VP)

Tabel 3.17. Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Input	Output
	Arus 2	Arus 2
	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	0,00	0,00
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	78,13	78,13
H <sub>2</sub> O	0,64	0,64
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,68	0,68
<b>Total</b>	<b>79,45</b>	<b>79,45</b>

### 3. Separator-01 (S-01)

**Tabel 3.18.** Neraca Massa Separator-01

Komponen	Input	Output	
		Liquid	Vapor
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	78,13	16,71	61,42
H <sub>2</sub> O	0,64	0,03	0,61
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,68	0,04	0,63
<b>Total</b>	<b>79,45</b>	<b>16,78</b>	<b>62,67</b>
		<b>79,45</b>	

### 4. Kondensor Parsial (CDP)

**Tabel 3.19.** Neraca Massa Kondensor Parsial

Komponen	Input	Output
	Arus 7	Arus 7
	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	0,02	0,02
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	0,61	0,61
H <sub>2</sub> O	0,62	0,62
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	63,45	63,45
<b>Total</b>	<b>64,70</b>	<b>64,70</b>

### 5. Separator-02 (S-02)

**Tabel 3.20.** Neraca Massa Separator-02

Komponen	Input	Output	
		Liquid	Vapor
	Arus 7	Arus 9	Arus 8
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	0,02	0,00	0,02
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	0,61	0,61	0,00
H <sub>2</sub> O	0,62	0,61	0,01
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	63,45	63,14	0,31
<b>Total</b>	<b>64,70</b>	<b>64,37</b>	<b>0,33</b>
		<b>64,70</b>	

## 6. Menara Distilasi (MD)

**Tabel 3.21.** Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
	Arus 9 kg/jam	Arus 10 kg/jam	Arus 11 kg/jam
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	0,61	0,01	0,61
H <sub>2</sub> O	0,61	0,61	0,00
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	63,14	62,51	0,63
<b>Total</b>	<b>64,37</b>	<b>63,13</b>	<b>1,24</b>
		<b>64,37</b>	

### 3.5. Neraca Panas

#### 3.5.1. Reaktor

**Tabel 3.22.** Neraca Panas Reaktor

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Umpan	28.209,78	0
Q Produk	0	24.118,15
Q Reaksi	10.102,99	0
Q Pendingin	0	14.194,62
<b>Total</b>	<b>38.312,77</b>	<b>38.312,77</b>

#### 3.5.2. Vaporizer

**Tabel 3.23.** Neraca Panas Vaporizer

Keterangan	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q Masuk	9.824,13	0
Q Keluar Fase Cair	0	8.931,49
Q Keluar Fase Gas	0	27.802,64
Q Pemanas	26.910,00	0
<b>Total</b>	<b>36.734,13</b>	<b>36.734,13</b>

### 3.5.3. Condensor Parsial

**Tabel 3.24.** Neraca Panas Condensor Parsial

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	17.306,66	0
Q Keluar Fase Gas	0	71,84
Q Keluar Fase Cair	0	13.588,78
Q Pendingin	0	3.646,04
<b>Total</b>	<b>17.306,66</b>	<b>17.306,66</b>

### 3.5.4. Menara Distilasi

**Tabel 3.25.** Neraca Panas Menara Distilasi

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Umpan	13.589,38	0
Q Distilat	0	9.860,25
Q Bottom	0	275,14
Q reboiler	46.356,75	0
Q Kondensor	0	49.810,74
<b>Total</b>	<b>59.946,13</b>	<b>59.946,13</b>

### 3.5.5. Condensor

**Tabel 3.26.** Neraca Panas Condensor

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Umpan	12.995,01	0
Q Produk	0	12.933,10
Q Pendingin	0	61,91
<b>Total</b>	<b>12.995,01</b>	<b>12.995,01</b>

### 3.5.6. Reboiler

**Tabel 3.27.** Neraca Panas Reboiler

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	25.254,43	0
Q Keluar	0	28.949,75
Q Pemanas	3.695,32	0
<b>Total</b>	<b>28.949,75</b>	<b>28.949,75</b>

### 3.5.7. Separator-01

**Tabel 3.28.** Neraca Panas Separator-01

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk Fase Gas	27.802,64	0
Q Masuk Fase Cair	8.931,49	0
Q Keluar Fase Gas	0	27.802,64
Q Keluar Fase Cair	0	8.931,49
<b>Total</b>	<b>36.734,13</b>	<b>36.734,13</b>

### 3.5.8. Separator-02

**Tabel 3.29.** Neraca Panas Separator-02

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk Fase Gas	49,51	0
Q Masuk Fase Cair	13.724,06	0
Q Keluar Fase Gas	0	49,51
Q Keluar Fase Cair	0	13.724,06
<b>Total</b>	<b>13.773,57</b>	<b>13.773,57</b>

### 3.5.9. Heater

**Tabel 3.30.** Neraca Panas Heater

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	3.850,83	0
Q Keluar	0	4.880,73
Q Pemanas	1.029,90	0
<b>Total</b>	<b>4.880,73</b>	<b>4.880,73</b>

### 3.5.10. Cooler-01

**Tabel 3.31.** Neraca Panas Cooler-01

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	27.802,64	0
Q Keluar	0	23.162,49
Q Pendingin	0	4.640,15
<b>Total</b>	<b>27.802,64</b>	<b>27.802,64</b>

### 3.5.11. Cooler-02

**Tabel 3.32.** Neraca Panas Cooler-02

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	251,92	0
Q Keluar	0	166,54
Q Pendingin	0	85,38
<b>Total</b>	<b>251,92</b>	<b>251,92</b>

### 3.5.12. Cooler-03

**Tabel 3.33.** Neraca Panas Cooler-03

<b>Keterangan</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
Q Masuk	13.323,45	0
Q Keluar	0	689,56
Q Pendingin	0	12.633,89
<b>Total</b>	<b>13.323,45</b>	<b>13.323,45</b>



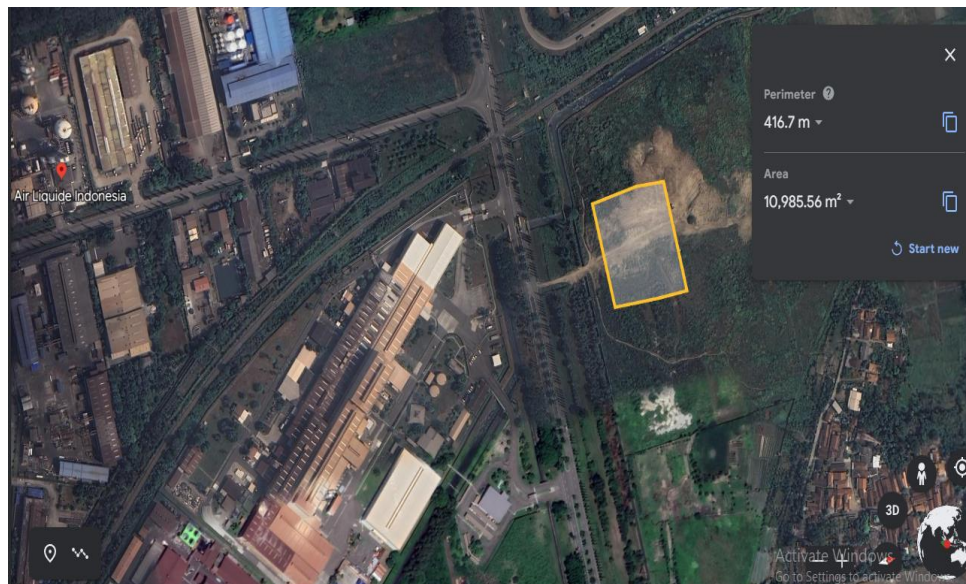
## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan lokasi pabrik dalam perancangan pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian suatu pabrik. Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik diharapkan dapat memberikan keuntungan terhadap perusahaan dan beroperasinya pabrik, baik dari segi ekonomis maupun teknis. Faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik salah satunya adalah letak geografis. Letak geografis berdirinya suatu pabrik dapat memaksimalkan proses produksi maupun distribusi produk.

Berdasarkan beberapa pertimbangan, pabrik n-butanol dengan kapasitas 500 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten. Gambar 4.1 berikut merupakan lokasi pendirian pabrik yang didapatkan melalui *Google Earth* (2023).



**Gambar 4. 1.** Lokasi Pendirian Pabrik

Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan untuk penentuan lokasi pabrik n-butanol ini, antara lain:

#### **4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor primer penentuan lokasi pabrik merupakan faktor yang mempengaruhi proses produksi dan distribusi secara langsung. Apabila faktor ini tidak terpenuhi maka pabrik tidak beroperasi dengan semestinya. Faktor primer penentuan lokasi pabrik, antara lain:

##### **a. Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku merupakan kebutuhan utama yang sangat diperlukan untuk keberlangsungan suatu pabrik. Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan perusahaan penyedia bahan baku untuk mengurangi resiko terjadinya kerusakan bahan baku agar lebih terjangkau mengendalikan keamanannya, mempermudah penyaluran menggunakan pipa untuk bahan baku gas, dan menghemat biaya transportasi, sehingga proses produksi berjalan dengan efektif. Bahan baku pembuatan n-butanol yaitu n-butyl butirat dan hidrogen. Hidrogen diperoleh dengan menggunakan pipa dari PT. Air Liquide Indonesia yang berlokasi di Cilegon, Banten dan n-butyl butirat diperoleh impor dari Jiangsu Hengxing New Material Technology Co., Ltd. yang berlokasi di Jiangsu, China. Impor n-butyl butirat dikirim melalui jalur laut menuju pelabuhan Merak agar pengangkutan bahan baku menuju lokasi pabrik menjadi lebih dekat.

##### **b. Utilitas**

Utilitas adalah sarana penunjang yang sangat penting dalam pendirian pabrik untuk kelancaran proses produksi. Fasilitas utilitas meliputi unit pembangkit listrik, unit penyediaan bahan bakar, unit pengadaan dan pengolahan air. Kebutuhan listrik di peroleh dari PT. PLN UPT Cilegon serta untuk menjamin kelangsungan proses produksi menggunakan generator diesel sebagai cadangan pembangkit listrik. Bahan bakar generator diesel merupakan solar yang diperoleh dari PT. Pertamina Patra Niaga Tanjung Gerem. Lokasi pabrik juga dekat dengan sungai Cidanau dengan aliran air langsung dari laut, sehingga dapat memperoleh keperluan air dengan mudah.

c. Transportasi

Pembelian bahan baku dan distribusi produk dilakukan melalui jalur darat dan jalur laut. Pendirian pabrik di daerah kawasan industri Cilegon dilakukan dengan mempertimbangkan kemudahan sarana transportasi mulai dari jalan raya, jalan tol, dan akses pelabuhan Merak. Kemudahan transportasi darat dapat mempermudah pendistribusian hasil produk, sedangkan kemudahan akses pelabuhan Merak dapat memudahkan proses impor bahan baku dan proses ekspor produk. Lokasi pendirian pabrik juga dekat dengan PT. Air Liquide Indonesia sebagai produsen gas hidrogen yang merupakan salah satu bahan baku utama. Ketersediaan sarana tersebut dapat menjamin kelancaran produksi pabrik, memudahkan proses pengiriman, dan dapat menghemat biaya pengiriman barang.

d. Tenaga Kerja

Penyediaan tenaga kerja ahli dan terampil untuk pengoperasian alat-alat industri harus dipertimbangkan, sehingga dapat memperlancar proses produksi. Tenaga kerja ahli diambil dari alumni perguruan tinggi maupun sekolah kejuruan, sedangkan tenaga kerja non ahli diambil dari daerah sekitar pabrik untuk mengurangi pengangguran. Pabrik berdiri di daerah kawasan industri yang akan menjadi salah satu tujuan para pencari kerja.

e. Pemasaran Produk

Pemasaran produk adalah salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses, jika pemasaran dilakukan dengan tepat akan menghasilkan keuntungan yang maksimal. Cilegon merupakan salah satu daerah strategis untuk mendirikan pabrik n-butanol, karena daerah ini dekat dengan industri *Butyl acrylate* seperti PT. Nippon Shokubai Indonesia yang menggunakan n-butanol sebagai bahan baku.

f. Keadaan Iklim

Daerah Cilegon memiliki iklim, cuaca, dan keadaan tanah relatif stabil dan tidak ekstrim. Kota Cilegon memiliki iklim tropis dengan temperatur udara normal rata-rata sekitar 22 °C - 33 °C, sehingga pabrik dapat beroperasi dengan lancar.

#### **4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor sekunder dalam proses operasional pabrik tidak berperan secara langsung. Namun, faktor sekunder berpengaruh pada kelancaran proses operasional pabrik. Faktor sekunder penentuan lokasi pabrik, antara lain:

a. Perizinan Tanah

Pemilihan lokasi pabrik pada daerah khusus kawasan industri untuk mempermudah mengurus perizinan dalam pendirian suatu pabrik sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang pengembangan industri. Faktor-faktor lain dalam pendirian pabrik seperti karakteristik lingkungan, iklim, dampak sosial, dan hukum tentu sudah diperhitungkan.

b. Perluasan Pabrik

Pada pendirian suatu pabrik, harus memiliki rencana pertimbangan dalam perluasan pabrik selama jangka waktu 10 tahun yang akan datang, sehingga tidak akan mengalami kesulitan mencari lahan perluasan. Pemanfaatan area tanah dalam tata letak dilakukan seefisien mungkin, sehingga masih terdapat sisa tanah untuk perluasan pabrik.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana dan fasilitas sosial adalah seperti menyediakan jalan dan transportasi, penyediaan bengkel industri, dan fasilitas umum lain seperti sarana ibadah, rumah sakit, serta fasilitas umum lainnya.

d. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan adanya pendirian pabrik baru dalam kawasan industri karena sudah terbiasa dengan adanya industri. Pabrik baru akan menyediakan lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar, sehingga, kesejahteraan masyarakat akan meningkat setelah pabrik-pabrik baru didirikan.

#### **4.2. Tata Letak Pabrik**

Perencanaan pendirian pabrik untuk mendapatkan suatu kondisi optimal memerlukan pengaturan tata letak pabrik. Tata letak pabrik juga berguna untuk mengutamakan keselamatan, mendapatkan efisiensi, meningkatkan kenyamanan, kelancaran, dan keamanan

dalam berbagai aspek. Beberapa faktor menentukan tata letak pabrik telah disampaikan oleh (Peters and Timmerhaus, 1991) diantaranya seperti:

- a. Penambahan atau perluasan lokasi pabrik maupun pengembangan lokasi baru di masa mendatang.
- b. Distribusi ekonomi utilitas.
- c. Fasilitas jalan sebagai jalur distribusi produk, transportasi bahan baku dan peralatan, serta pergerakan karyawan pada lingkungan pabrik untuk mengoptimalkan waktu tempuh.
- d. Konstruksi atau jenis bangunan yang memenuhi syarat.
- e. Pertimbangan kesehatan, keamanan untuk bahaya ledakan maupun kebakaran, dan keselamatan kerja.
- f. Perbaikan dan pemeliharaan.
- g. Pemanfaatan lingkungan pabrik agar efektif dan efisien.
- h. Kenyamanan dan aksesibilitas operasional.
- i. Persyaratan pembuangan limbah
- j. Ruang dan fasilitas yang dibutuhkan seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin, dan lain-lain.

Beberapa daerah utama dari tata letak pabrik n-butanol sebagai berikut :

- a. Daerah perkantoran

Daerah perkantoran merupakan tempat melakukan kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang berguna untuk mengatur kelancaran operasi.

- b. Area proses dan ruang kontrol

Area proses merupakan area proses produksi n-butanol yang berisi alat-alat proses, sedangkan ruang kontrol merupakan tempat berjalannya pengendalian proses. Area proses berlokasi pada bagian yang mudah dijangkau pengiriman produk dan bahan baku serta mudah dalam pengawasan dan perbaikan alat yang mengalami kerusakan maupun gangguan.

- c. Laboratorium

Laboratorium sebagai tempat melakukan pengamatan maupun pengujian kelayakan bahan baku dan produk. Laboratorium merupakan tempat pengendalian kualitas dan

kuantitas dari bahan baku yang digunakan untuk produksi maupun produk yang dihasilkan agar layak untuk diperjualbelikan.

d. Area bengkel, gudang, dan garasi

Area ini merupakan tempat penyimpanan bahan baku dan alat penunjang mesin. Bengkel merupakan ruang untuk memperbaiki alat maupun mesin alat penunjang produksi yang mengalami kerusakan.

e. Area utilitas dan unit pemadam kebakaran

Area ini merupakan tempat penyediaan air, air pendingin, *steam*, dan tenaga listrik yang berguna untuk menunjang proses produksi serta unit pemadam kebakaran.

f. Daerah fasilitas umum

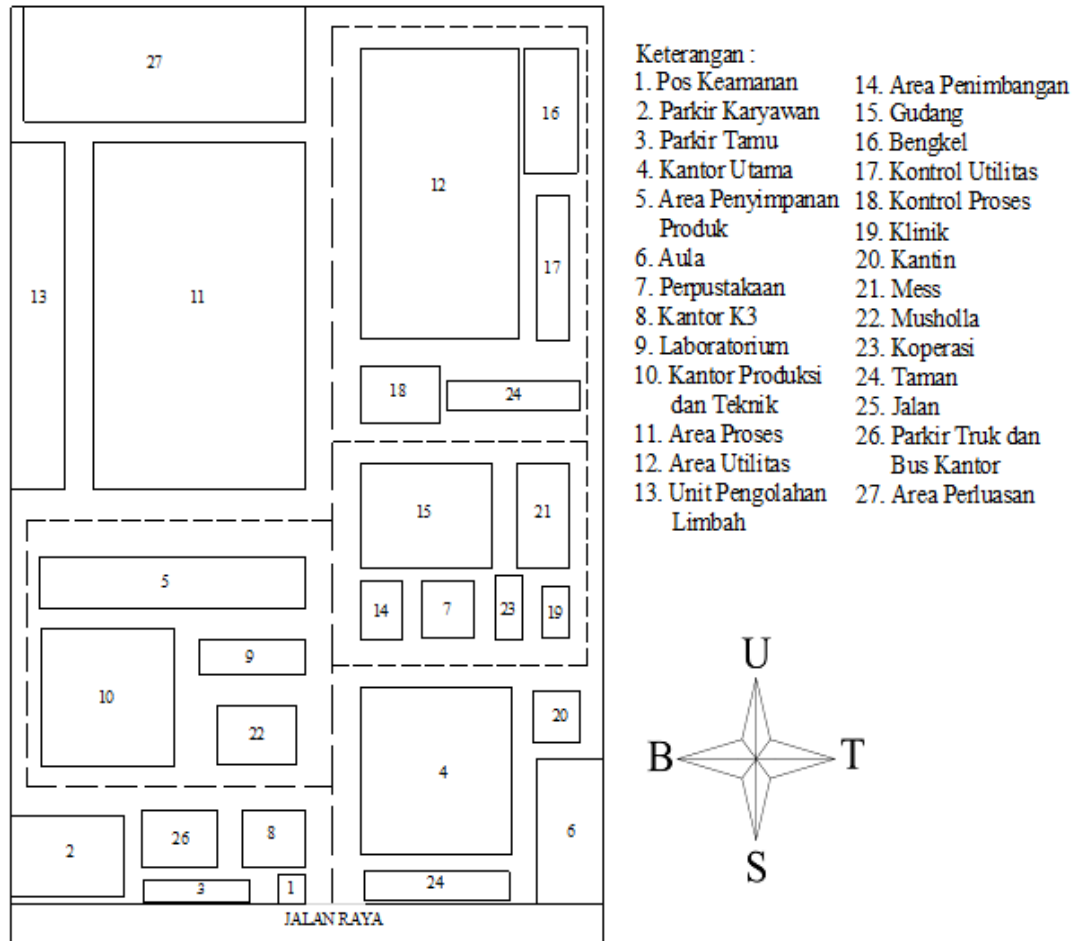
Daerah ini merupakan fasilitas-fasilitas yang dapat digunakan karyawan, seperti tempat parkir, musholla, kantin, klinik pengobatan, perpustakaan, toilet, dan lain-lain. Fasilitas ini bermanfaat untuk memberikan kenyamanan pada karyawan.

Perencanaan pembangunan pabrik n-butanol menggunakan luas area sebesar 10.981 m<sup>2</sup>. Perincian area pabrik yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1.

**Tabel 4. 1.** Perincian Luas Penggunaan Bangunan Pabrik

No.	Nama Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	No.	Nama Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos keamanan	25	15.	Gudang	450
2.	Parkir karyawan	280	16.	Bengkel	200
3.	Parkir tamu	80	17.	Kontrol utilitas	150
4.	Kantor utama	725	18.	Kontrol proses	150
5.	Area penyimpanan produk	450	19.	Klinik	45
6.	Aula	250	20.	Kantin	81
7.	Perpustakaan	100	21.	Mess	180
8.	Kantor K3	120	22.	Musholla	150
9.	Laboratorium	120	23.	Koperasi	55
10.	Kantor produksi dan teknik	600	24.	Taman	250
11.	Area proses	2.400	25.	Jalan	800
12.	Area utilitas	1.500	26.	Parkir truk dan bus kantor	140
13.	Unit pengolahan limbah	600	27.	Area perluasan	1000
14.	Area penimbangan	80			

Tata letak pabrik n-butanol dibuat dari tabel 4.1 dengan skala 1:1400 yang dapat dilihat pada Gambar 4.2.



**Gambar 4. 2.** Tata Letak Pabrik (Skala 1:1400)

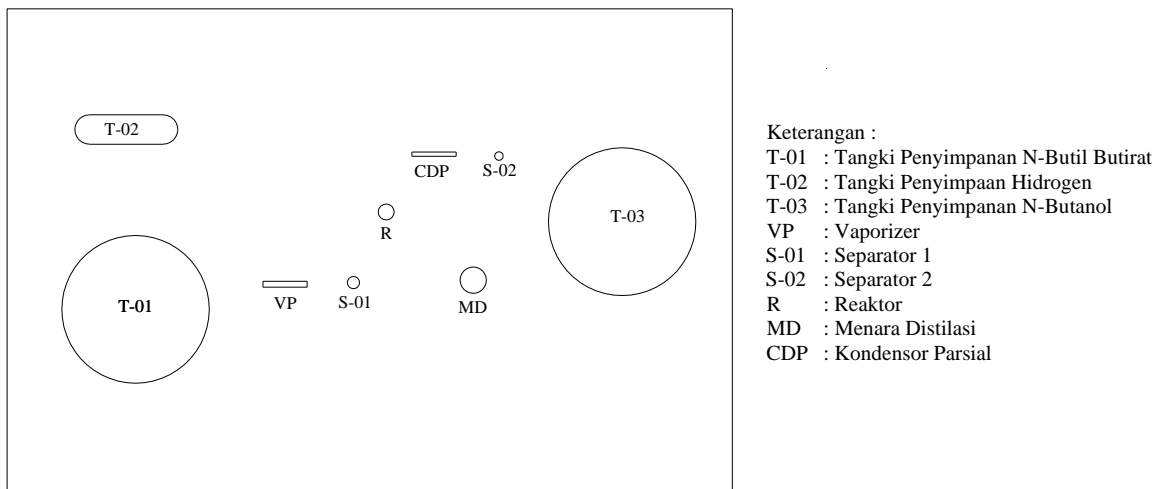
### 4.3. Tata Letak Alat Proses

Perancangan tata letak alat proses berfungsi untuk memperoleh kondisi efisien dalam segi proses produksi, kerja karyawan, dan meningkatkan keamanan serta mengefektifkan luas lahan tersedia. Berikut pertimbangan yang dapat diperhatikan dalam merancang tata letak alat proses adalah :

- a. Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan besar dalam ekonomi serta dapat membantu kelancaran, keamanan, dan keberlangsungan produksi.

- b. Sirkulasi udara untuk menghindari udara stagnan dalam suatu tempat yang dapat mengakibatkan bahan kimia berbahaya menumpuk sehingga akan membahayakan keselamatan karyawan.
- c. Pencahayaan atau penerangan pada semua area pabrik terutama pada area proses yang berbahaya maupun beresiko tinggi harus memadai.
- d. Jarak antara alat proses yang memiliki temperatur dan tekanan tinggi lebih baik dipisahkan dengan alat proses lain untuk meminimalkan kerusakan pada alat proses lainnya apabila kebakaran atau ledakan terjadi.
- e. Ruangannya maupun tempat letak alat proses perlu diperhatikan untuk perawatan.
- f. Lalu lintas pekerja dan kendaraan harus diperhatikan untuk dapat menjangkau semua alat proses dengan cepat, efisien, mudah, dan efektif.
- g. Penempatan alat operasi seperti instrumen dan *valve* ditempatkan pada posisi yang dapat dengan mudah dijangkau oleh operator serta untuk alat yang membutuhkan pengawasan lebih harus ditempatkan dekat dengan *control room*.
- h. Pertimbangan ekonomi dalam penempatan alat proses diusahakan untuk dapat menjamin kelancaran produksi dan menekan biaya operasi agar lebih menguntungkan.

Tata letak alat proses dalam pabrik n-butanol dibuat dengan skala 1:700 yang dapat dilihat pada Gambar 4.3.



**Gambar 4. 3.** Tata Letak Alat Proses (Skala 1:700)



#### 4.4. Organisasi Perusahaan

##### 4.4.1. Bentuk Perusahaan

Spesifikasi pendirian pabrik n-butanol yang akan direncanakan sebagai berikut :

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT).
- Lapangan usaha : Industri n-butanol.
- Lokasi perusahaan : Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten.

Perseroan Terbatas (PT) dalam perencanaan pendirian pabrik n-butanol ini memiliki alasan yang dilatarbelakangi dari beberapa pertimbangan sebagai berikut :

- a. Modal mudah didapatkan dari penjualan saham perusahaan.
- b. Lapangan usaha lebih luas karena modal yang diperoleh dari masyarakat sangat besar sehingga PT dapat memperluas usaha.
- c. Mudah masuk ke pasar global
- d. Kehidupan perusahaan berlangsung lebih terjamin karena tidak bergantung pada berhentinya pemegang saham, anggota direksi, dan karyawan maupun *staff* perusahaan.
- e. Pemilik perusahaan seperti pemegang saham serta pengurus perusahaan seperti direksi dan staff perusahaan terpisah satu sama lain.
- f. Pemegang saham memiliki tanggung jawab terbatas, sehingga kelancaran produksi dipercayakan oleh pimpinan perusahaan.

##### 4.4.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi dengan pembagian tugas maupun wewenang yang baik sangat penting dalam membangun suatu perusahaan yang akan dijalankan karena dapat membuat perusahaan lebih maju. Penyusunan struktur organisasi yang baik perlu memperhatikan pedoman, seperti :

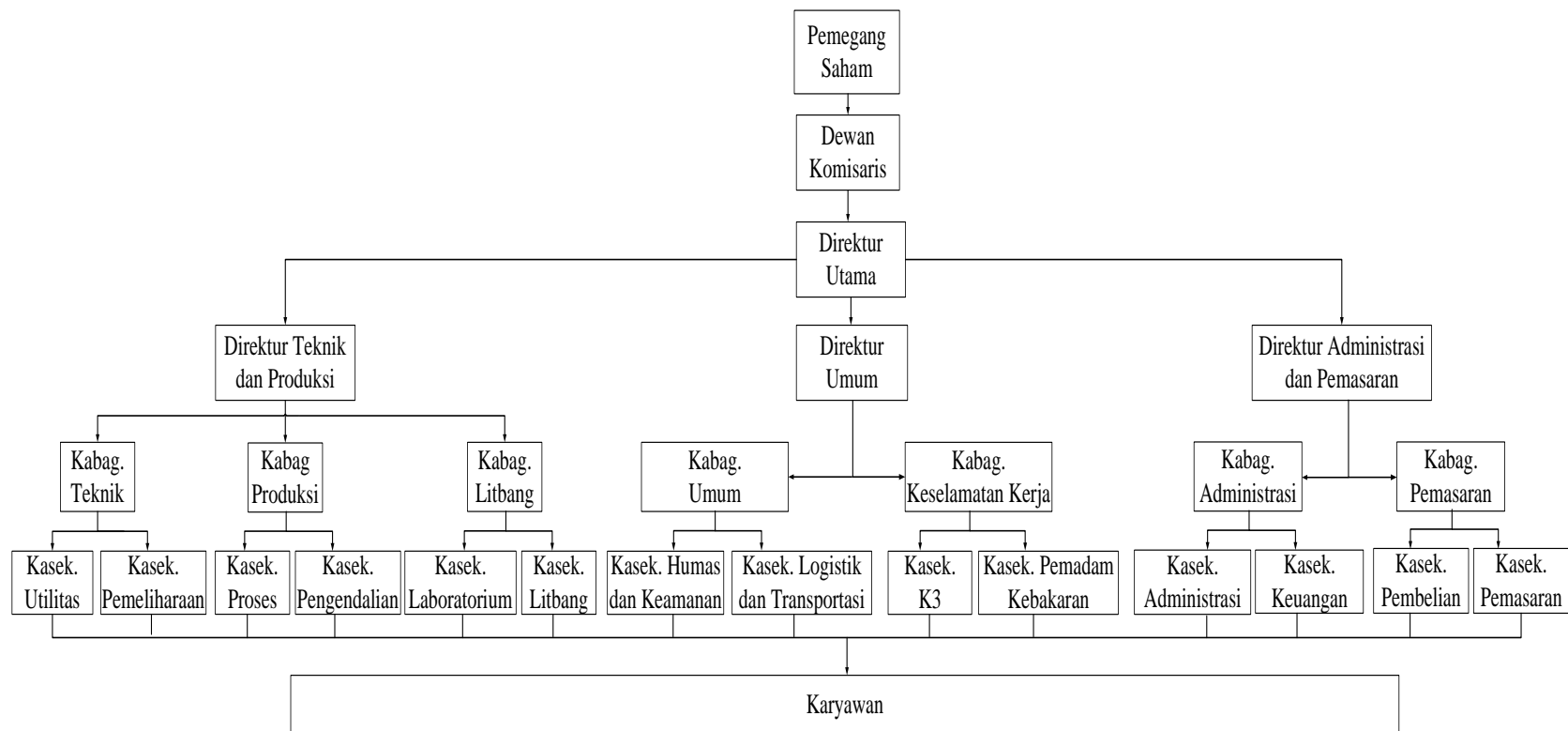
- a. Perumusan tujuan dari perusahaan jelas.
- b. Perwakilan wewenang.
- c. Pembagian tugas kerja jelas dan sesuai dengan keahlian.
- d. Keseimbangan antara tanggung jawab dan wewenang.
- e. Penyusunan struktur organisasi dibuat sederhana.
- f. Organisasi perusahaan bersifat fleksibel.
- g. Adanya kesatuan arah dan perintah.

Pedoman diatas akan mendapatkan struktur organisasi yang baik dengan menggunakan sistem *line and staff*. Sistem ini memiliki garis wewenang yang lebih sederhana, tegas, dan praktis. Pembagian tugas dalam sistem ini memiliki 2 kelompok yang berpengaruh dalam organisasi kerja. Kelompok pertama merupakan *line* yang memiliki tugas mengerjakan tugas pokok organisasi untuk mencapai suatu tujuan. Kelompok kedua merupakan pegawai atau *staff* yang memiliki tugas sesuai keahlian yang dimiliki untuk memberikan saran kepada unit operasional. (Zamani, 1998)

Struktur organisasi dalam perusahaan memiliki manfaat yaitu dapat memberikan penjelasan singkat untuk membagi serta membatasi tugas dan tanggung jawab kerja pada setiap orang yang terlibat, penempatan karyawan yang tepat, evaluasi maupun pengembangan manajemen perusahaan lebih efisien, menyusun ulang kembali prosedur kerja yang berlaku apabila terbukti kurang maksimal. Kepemimpinan yang terdapat dalam perusahaan ini, antara lain :

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Direktur utama
4. Direktur
5. Kepala bagian
6. Kepala seksi
7. Karyawan

Kepemimpinan diatas memiliki tugas, wewenang, dan tanggung jawab yang berbeda-beda seperti posisi dewan komisaris merupakan puncak tertinggi pemimpin, sedangkan pemegang saham merupakan kekuasaan tertinggi dalam rapat umum pemegang saham. Struktur organisasi perusahaan pabrik n-butanol dapat dilihat pada Gambar 4.4.



**Gambar 4. 4.** Struktur Organisasi Perusahaan

#### 4.4.3. Tugas dan Wewenang

##### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham juga merupakan pemilik perusahaan yaitu orang yang sudah berpartisipasi mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian maupun pembangunan pabrik dan kegiatan operasional perusahaan. Kekuasaan tertinggi perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dipegang oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Wewenang pemegang saham pada RUPS, sebagai berikut :

- a. Mengangkat serta memberhentikan Dewan Komisaris dan Direksi dari hasil musyawarah pemegang saham.
- b. Mengevaluasi performa kerja ataupun kinerja Dewan Komisaris dan Direktur
- c. Menyetujui pengurangan serta penambahan modal Perseroan Terbatas (PT)
- d. Mengesahkan neraca perhitungan untung dan rugi tahunan yang dihasilkan dari perusahaan.

##### 2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan orang yang menjalankan tugas dari pemilik saham, sehingga harus bertanggung jawab pada pemegang saham. Dewan Komisaris memiliki tugas-tugas sebagai berikut :

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

##### 3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pemimpin tertinggi pada perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap perkembangan perusahaan yang sudah ditargetkan dalam RUPS. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris untuk semua tindakan serta kebijakan yang telah dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi,

direktur administrasi dan keuangan, serta direktur utama. Direktur utama memiliki tugas-tugas sebagai berikut :

- a. Menjalankan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaannya pada pemegang saham dalam RUPS.
- b. Memimpin serta membimbing perusahaan dengan efektif dan efisien.
- c. Menjaga konsistensi *management* perusahaan serta membangun hubungan yang baik dengan pemegang saham, pimpinan, pekerja/*staff* karyawan, dan konsumen.
- d. Mengawasi dan merencanakan tugas yang dilaksanakan setiap personalia dalam perusahaan.
- e. Mewakili dan melakukan kerjasama perusahaan dalam perjanjian maupun hubungan kerja bersama pihak luar perusahaan untuk kepentingan perusahaan.

4. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur pada bidang ini memiliki tugas sebagai pemimpin pelaksanaan aktivitas perusahaan yang mengatur, mengawasi, dan mengkoordinir kerja kepala bagian dalam bidang teknik, produksi, penelitian serta pengembangan. Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab pada direktur utama bidang teknik dan produksi.

5. Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur dalam bidang ini bertugas sebagai pemimpin pelaksanaan aktivitas perusahaan dalam bidang administrasi dan pemasaran. Direktur dalam bidang ini bertanggung jawab oleh direktur utama pada bidang administrasi dan keuangan.

6. Direktur Umum

Direktur umum memiliki tugas sebagai pemimpin pelaksanaan aktivitas perusahaan dalam bidang pelayanan umum dan bidang keselamatan kerja. Direktur umum bertanggung jawab oleh direktur utama pada bidang umum.

## 7. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas mengawasi, mengatur dan mengkoordinasi bagian pekerjaannya yang sesuai garis koordinasi dari pemimpin perusahaan. Kepala bagian juga dapat bekerja sebagai *staff* direktur yang memiliki tanggung jawab terhadap setiap direktur di atasnya. Kepala bagian dalam perusahaan meliputi :

### a. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi yang berada pada bagian proses teknik.

### b. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi yang berada pada bagian kelancaran dan kualitas produksi.

### c. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi yang berada pada bagian penelitian dan pengembangan pabrik maupun perusahaan.

### d. Kepala Bagian Keselamatan Kerja

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur umum yang berada pada bagian keselamatan kerja.

### e. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur umum yang berada pada bagian keamanan, logistik, transportasi, dan hubungan masyarakat.

### f. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur administrasi dan pemasaran yang berada pada bagian pemasaran maupun penjualan produk perusahaan.

### g. Kepala Bagian Administrasi

Kepala bagian ini memiliki tanggung jawab kepada direktur administrasi dan pemasaran yang berada pada bagian administrasi dan keuangan perusahaan.

## 8. Kepala Seksi

Kepala seksi bertugas menjalankan bagian pekerjaannya sesuai rencana yang ditetapkan oleh setiap kepala bagian di atasnya. Kepala seksi memiliki tanggung jawab kepada masing-masing kepala bagiannya. Kepala seksi dalam perusahaan meliputi :

### a. Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian teknik. Kepala seksi utilitas bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran pada unit utilitas seperti kesediaan air, *steam*, dan listrik.

### b. Kepala Seksi Pemeliharaan

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian teknik. Kepala seksi pemeliharaan bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran pada bagian pergantian peralatan, perawatan, juga fasilitas pendukung.

### c. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian produksi. Kepala seksi proses bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran proses produksi.

### d. Kepala Seksi Pengendalian

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian produksi. Kepala seksi pengendalian bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran proses pengendalian.

### e. Kepala Seksi Laboratorium

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian penelitian dan pengembangan. Kepala seksi laboratorium bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran pengendalian bahan baku dan pendukung, produk serta limbah yang dihasilkan.

### f. Kepala Seksi Humas dan Keamanan

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian umum. Kepala seksi humas dan keamanan bertugas sebagai pemimpin juga

mengawasi langsung kelancaran dalam menjaga keamanan perusahaan, penjagaan serta mengawasi keluar dan masuknya pekerja maupun tamu perusahaan, melindungi dan menjaga kerahasiaan internal perusahaan.

g. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian keselamatan kerja. Kepala seksi K3 bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung dalam masalah keselamatan kerja dalam perusahaan serta kesehatan pekerja dan keluarga.

h. Kepala Seksi Pemadam Kebakaran

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian keselamatan kerja. Kepala seksi pemadam kebakaran bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran ketika terjadi kebakaran yang tidak disengaja dalam area pabrik maupun perusahaan.

i. Kepala Seksi Administrasi

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian administrasi. Kepala seksi administrasi bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran sistem administrasi dan pembukuan perusahaan.

j. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian administrasi. Kepala seksi keuangan bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran sistem administrasi dalam pembukuan hutang-piutang, pencatatan pemasukan dan pengeluaran perusahaan serta mengatasi perpajakan..

k. Kepala Seksi Pembelian

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala bagian pemasaran. Kepala seksi pembelian bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran dalam pembelian peralatan maupun barang yang diperlukan oleh perusahaan, mengatur keluar dan masuk barang (bahan/alat) dari gudang, mengetahui kualitas dan harga bahan baku maupun bahan pendukung).



#### 1. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi ini memiliki tanggung jawab kepada kepala pemasaran. Kepala seksi pemasaran bertugas sebagai pemimpin juga mengawasi langsung kelancaran pengaturan strategi pemasaran atau penjualan hasil produk serta mengatur pengiriman barang dari gudang.

#### 4.4.4. Catatan

##### 1. Cuti Tahunan

Hak cuti tahunan setiap karyawan adalah 15 hari pada setiap tahun. Hak cuti yang tidak dipergunakan dalam satu tahun, maka akan hangus untuk tahun itu.

##### 2. Hari Libur Nasional

Hari libur nasional diperuntukan bagi karyawan harian *non shift*. Karyawan *shift* tetap masuk kerja dengan catatan sebagai kerja lembur pada hari itu. Kerja lembur juga dapat dilakukan ketika terdapat keperluan mendesak dan dilakukan atas persetujuan masing-masing kepala bagian.

##### 3. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Operasional perusahaan n-butanol ini direncanakan selama 330 hari dalam setahun dan beroperasi selama 24 jam dalam sehari. Sisa hari lain digunakan untuk perawatan, perbaikan, dan pemeliharaan pabrik. Pembagian jam kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan dalam pabrik ini, yaitu *non shift* dan *shift*.

- a. Karyawan *non shift* dalam sehari bekerja selama 8 jam dan dalam seminggu bekerja selama 5 hari. Karyawan *non shift* seperti direktur, kepala bagian, kepala seksi, karyawan kantor, dan divisi non teknik yang tidak mengerjakan langsung operasional pabrik. Jam kerja karyawan *non shift* yang telah ditentukan sebagai berikut :

Senin – Jumat : 08.00 – 17:00 WIB

Sabtu : Libur

Jam istirahat yang telah ditentukan sebagai berikut :

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00 WIB

Jumat : 11.30 – 13.00 WIB

Hari minggu dan hari libur nasional seluruh karyawan *non shift* libur.

- b. Karyawan *shift* bekerja 24 jam dalam setiap harinya yang dibagi menjadi 3 *shift*. Pekerjaan karyawan *shift* yaitu menangani langsung proses operasi pabrik, seperti kepala *shift*, semua karyawan *shift*, operator, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Jam kerja karyawan *shift* yang telah ditentukan, sebagai berikut :

*Shift* 1 : 08.00 – 16.00 WIB

*Shift* 2 : 16.00 – 24.00 WIB

*Shift* 3 : 24.00 – 08.00 WIB

Jadwal kerja *shift* tersebut terbagi empat kelompok. Setiap kelompok melakukan 6 hari kerja dari tiga *shift* dan satu hari libur pada setiap minggunya. Tabel 4.2 menunjukkan jadwal pembagian kerja karyawan *shift*.

**Tabel 4. 2.** Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Kelompok Kerja <i>Shift</i>	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Keterangan :

I, II, III : Jadwal *shift*

1, 2, 3, dst : Hari ke-

■ : Libur

- c. Kerja Lembur

Kerja lembur dilakukan ketika terdapat keperluan mendesak dan dilakukan atas persetujuan masing-masing kepala bagian.

4. Pengelompokkan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji
- a. Pengelompokkan Jabatan dan Jumlah Karyawan

**Tabel 4.3.** Pengelompokkan Jabatan dan Jumlah Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Pendidikan</b>
Dewan Komisaris	1	Teknik (S-2/S-3)
Direktur Utama	1	Manajemen / Teknik (S-2)
Direktur Teknik dan Produksi	1	Teknik Kimia (S-2)
Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	Ekonomi/Akuntansi (S-2)
Direktur Umum	1	Teknik Kimia (S-2)
Kepala Bagian Teknik	1	Teknik Mesin (S-1)
Kepala Bagian Produksi	1	Teknik Kimia (S-1)
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Teknik Kimia/ Kimia Analisis (S-1)
Kepala Bagian Umum	1	Manajemen (S-1)
Kepala Bagian Keselamatan Kerja	1	Teknik Kimia/ Kesehatan Masyarakat/ Teknik Lingkungan (S-1)
Kepala Bagian Administrasi	1	Ekonomi/ Akuntansi (S-1)
Kepala Bagian Pemasaran	1	Manajemen (S-1)
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Kimia (S-1)
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Teknik Kimia (S-1)
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Kimia (S-1)
Kepala Seksi Pengendalian	1	Teknik Kimia (S-1)
Kepala Seksi Laboratorium	1	Teknik Kimia/ Kimia Analisis (D-3/S-1)
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Teknik Kimia/ Kimia Analisis (S-1)
Kepala Seksi Humas dan Keamanan	1	Ilmu Sosial (S-1)/ Pensiunan ABRI/ Sertifikasi Satpam.
Kepala Seksi Logistik dan Transportasi	1	Manajemen Transportasi/ Manajemen Logistik (S-1)
Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Teknik Kimia/ Kesehatan Masyarakat/ Teknik Lingkungan (S-1)
Kepala Seksi Pemadam Kebakaran	1	Ilmu Pemadam Kebakaran (S-1)
Kepala Seksi Administrasi	1	Ekonomi/ Akuntansi (S-1)
Kepala Seksi Keuangan	1	Akuntansi (S-1)
Kepala Seksi Pembelian	1	Manajemen (S-1)
Kepala Seksi Pemasaran	1	Manajemen (S-1)

**Tabel 4.3.** Pengelompokkan Jabatan dan Jumlah Karyawan (Lanjutan)

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Pendidikan</b>
Karyawan Utilitas	3	Teknik Kimia (D3/ S-1)
Karyawan Pemeliharaan	8	Teknik Kimia (D3/ S-1)
Karyawan Proses	3	Teknik Kimia (D3/ S-1)
Karyawan Pengendalian	8	Teknik Kimia (D3/ S-1)
Karyawan Laboratorium	12	Teknik Kimia/ Kimia Analisis/ Kimia Industri (SMK/D-3/S-1)
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	3	Teknik Kimia/ Kimia Analisis/ Kimia Industri (SMK/D3/ S-1)
Karyawan Humas dan Keamanan	8	SMA/SMK/D-1/Sertifikasi Satpam
Karyawan Logistik dan Transportasi	2	Manajemen Transportasi/ Manajemen Logistik (D-3/ S-1)
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	8	Teknik Kimia/ Kesehatan Masyarakat/ Teknik Lingkungan (D-3/ S-1)
Karyawan Pemadam Kebakaran	3	Ilmu Pemadam Kebakaran (D3/ S-1)
Karyawan Administrasi	2	Ekonomi/ Akuntansi (SMK/D3/ S-1)
Karyawan Keuangan	3	Akuntansi (D3/ S-1)
Karyawan Pembelian	3	Manajemen (D3/ S-1)
Karyawan Pemasaran	3	Manajemen (D3/ S-1)
Operator proses dan utilitas	40	SMA/SMK/ D-1/D-3
Petugas Perpustakaan	1	Ilmu Perpustakaan (S-1)
Petugas Koperasi	1	Ekonomi (S-1)
Supir	2	SMA/SMK
<i>Cleaning Service</i>	4	SD/SMP/SMA/SMK
Dokter	1	Kedokteran (S-1)
Perawat	2	Perawat (D-3/S-1)

b. Sistem Gaji Karyawan

Perusahaan memiliki 3 jenis sistem pembagian gaji, yaitu :

- 1) Gaji harian diberikan untuk karyawan kontrak atau tidak tetap dan buruh harian.
- 2) Gaji bulanan diberikan setiap akhir bulan untuk karyawan tetap dengan jumlah gaji sesuai yang telah ditentukan peraturan perusahaan.
- 3) Gaji lembur diberikan untuk karyawan yang bekerja lebih dari jam kerja pokok.

**Tabel 4.4.** Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Gaji (Rp)
		[/Orang/Bulan]	[/Bulan]
Dewan Komisaris	1	85.000.000	85.000.000
Direktur Utama	1	70.000.000	70.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	60.000.000	60.000.000
Direktur Administrasi dan Pemasaran	1	60.000.000	60.000.000
Direktur Umum	1	60.000.000	60.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Produksi	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Umum	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Keselamatan Kerja	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pengendalian	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Humas dan Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Logistik dan Transportasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemadam Kebakaran	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
Karyawan Utilitas	3	7.000.000	21.000.000
Karyawan Pemeliharaan	8	7.000.000	56.000.000
Karyawan Proses	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Pengendalian	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan Laboratorium	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	3	5.400.000	16.200.000
Karyawan Humas dan Keamanan	8	4.700.000	37.600.000
Karyawan Logistik dan Transportasi	2	5.200.000	10.400.000

**Tabel 4.4.** Daftar Gaji Karyawan (Lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	Gaji (Rp)
		[/Orang/Bulan]	[/Bulan]
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	8	5.200.000	41.600.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Administrasi	2	5.200.000	10.400.000
Karyawan Keuangan	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Pembelian	3	5.200.000	15.600.000
Karyawan Pemasaran	3	5.200.000	15.600.000
Operator	40	5.000.000	200.000.000
Petugas Perpustakaan	1	4.700.000	4.700.000
Petugas Koperasi	1	4.700.000	4.700.000
Supir	2	4.700.000	9.400.000
<i>Cleaning Service</i>	4	3.000.000	12.000.000
Dokter	1	6.000.000	6.000.000
Perawat	2	4.700.000	9.400.000
<b>Total</b>	146	729.500.000	1.267.200.000

5. Kesejahteraan Karyawan

Karyawan mempunyai hak dan kewajiban sesuai dengan peraturan perundang-undangan ketenagakerjaan. Perusahaan memiliki dua sistem kontrak kerja, yaitu :

- a) Karyawan tetap yang telah menandatangani kontrak kerja dengan perusahaan
- b) Karyawan pra-kontrak yang merupakan karyawan baru yang mendapatkan masa kerja dengan percobaan selama enam bulan. Hasil kerja selama enam bulan tersebut kemudian dievaluasi untuk mengambil keputusan tentang pengangkatan sebagai karyawan tetap.

Semua karyawan tersebut mempunyai hak dan kewajiban sama, seperti gaji, cuti, dan tunjangan.

1) Hak Karyawan

a. Gaji Pokok

Pemberian gaji pokok diatur sesuai dengan jabatan, keahlian, kemampuan setiap karyawan, masa kerja, serta prestasi kerja. Gaji

pokok dapat mengalami kenaikan dalam setiap tahunnya sesuai dengan pertumbuhan ekonomi dan prestasi yang diperoleh karyawan itu sendiri.

b. Tunjangan Karyawan

Perusahaan telah mengatur tunjangan untuk diberikan kepada seluruh karyawan. Jenis tunjangan yang akan diterima karyawan, sebagai berikut :

1. Tunjangan kesehatan, untuk seluruh karyawan yang mempunyai asuransi yang sudah diatur perusahaan sesuai Undang-Undang Republik Indonesia nomor 40 tahun 2004 tentang sistem jaminan sosial nasional pasal 18. Berikut jenis-jenis program jaminan sosial:
  - a) Jaminan kesehatan
  - b) Jaminan kecelakaan kerja
  - c) Jaminan hari tua
  - d) Jaminan pensiun dan kematian

Karyawan yang mengalami sakit atau kecelakaan dan perlu dirawat, maka perusahaan akan mengganti semua biaya perawatannya.

2. Tunjangan makan, perusahaan menyediakan makan siang gratis yang ditujukan untuk semua karyawan.
3. Tunjangan keluarga, karyawan yang sudah berkeluarga akan mendapat tunjangan untuk istri dan juga anaknya sesuai ketentuan peraturan perusahaan.
4. Tunjangan Hari Raya, semua karyawan mendapat tunjangan hari raya sebesar satu bulan gaji pokok pada setiap tahunnya.
5. Tunjangan hari tua, untuk karyawan yang memiliki umur 60 tahun dan memasuki masa pensiun maka akan menerima uang pensiun sebesar 10% dari gaji total selama menjadi karyawan perusahaan.

c. Fasilitas Karyawan

Perusahaan memberikan fasilitas kepada semua pimpinan dan seluruh karyawan perusahaan sesuai dengan keuntungan serta kesuksesan yang didapatkan perusahaan. Fasilitas-fasilitas yang akan didapatkan adalah :

1. Seragam kerja lengkap, alat pelindung diri (APD), dan peralatan keselamatan kerja.
  2. Transportasi berupa bus untuk karyawan yang lokasi rumah jauh dari perusahaan.
  3. Fasilitas air bersih dan listrik
  4. Klinik kesehatan untuk karyawan, suami atau istri karyawan, dan anak karyawan.
  5. Fasilitas ibadah seperti musholla yang bersih dan nyaman di dalam perusahaan.
  6. Beasiswa untuk anak karyawan yang berprestasi.
  7. Asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, asuransi hari tua untuk semua karyawan.
  8. Penghargaan untuk karyawan yang melakukan pencapaian dan pegawai teladan.
- d. Cuti dan Hari Libur Nasional

Hak cuti yang dimiliki semua karyawan adalah 15 hari dalam setiap tahun. Hak cuti akan hangus jika tidak dipergunakan dalam waktu satu tahun. Sedangkan, hak cuti hamil berlaku sebelum melahirkan selama satu bulan hingga dua bulan setelah melahirkan. Hari libur nasional untuk karyawan *non shift* tidak masuk kerja (libur). Sedangkan, karyawan *shift* tetap bekerja namun diperhitungkan sebagai kerja lembur.

## 2) Kewajiban Karyawan

Hak yang diperoleh seluruh karyawan memiliki kewajiban yang harus dilaksanakan, antara lain :

- a) Karyawan wajib mematuhi kontrak kerja yang sebelumnya sudah disepakati.
- b) Karyawan wajib menyukseskan visi dan misi perusahaan.
- c) Karyawan wajib menjaga dan melindungi rahasia perusahaan terutama proses produksi pabrik.



## **BAB V**

### **UTILITAS**

Pada pendirian pabrik n-butanol, diperlukan adanya sarana pendukung proses atau unit utilitas. Utilitas merupakan suatu unit penunjang kegiatan operasi pabrik yang digunakan untuk menyediakan kebutuhan – kebutuhan yang diperlukan pada proses produksi. Terdapat beberapa penyedia utilitas sebagai berikut :

#### **5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

##### **5.1.1. Unit Penyediaan Air**

Pada umumnya kebutuhan air suatu pabrik dapat diperoleh melalui air sumur, air sungai, air laut, air danau ataupun sumber air lainnya. Dalam perancangan pabrik n-butanol, sumber air yang digunakan adalah air sungai dikarenakan letak dari pendirian pabrik ini dekat dengan sumber air sungai Cidanau di kota Cilegon, Banten. Terdapat beberapa pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber air pada pabrik n-butanol yaitu :

- 1) Lokasi pabrik yang dekat dengan sumber air sungai
- 2) Air sungai merupakan salah satu sumber air yang memiliki kontinuitas tinggi sehingga dapat menghindari kendala kekurangan air.
- 3) Air sungai lebih mudah diolah, alat pengolahan air yang sederhana dan biaya yang relatif murah.

Pada unit utilitas, kebutuhan air pabrik n-butanol digunakan sebagai :

##### a. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan steam pada proses produksi. Air yang digunakan pada umpan *boiler* harus memiliki spesifikasi yang telah ditentukan sehingga tidak terjadi masalah pada sistem operasi *boiler*. Air ini harus bebas dari zat mineral lain yang tidak diinginkan ataupun bebas dari zat pengotor yang akan menyebabkan penurunan efisiensi kerja boiler. Air umpan *boiler* juga harus diatur dahulu kadar silika, Oksigen, Ca, dan Mg yang masih terikat dengan menambahkan bahan – bahan kimia. Selain

itu, air umpan *boiler* harus memiliki pH yang sesuai dengan standar yaitu 8,5 – 9,5 (Fatimura, 2015).

Penanganan air pada umpan boiler perlu memperhatikan beberapa hal sebagai berikut :

1) Zat yang menyebabkan korosi

Korosi pada *boiler* dapat disebabkan oleh air yang memiliki kandungan larutan asam, gas - gas berupa O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub>. Selain itu, korosi juga dapat disebabkan oleh terjadinya aerasi atau terjadi kontak antara O<sub>2</sub> yang terdapat pada air dengan udara luar.

2) Zat yang menyebabkan kerak

Kerak yang terbentuk pada *boiler* dapat disebabkan oleh kesadahan berupa ion Ca<sup>2+</sup> dan Mg<sup>2+</sup> serta pengaruh gas penguapan.

**Tabel 5.1.** Jumlah kebutuhan air umpan boiler

<b>Alat Proses</b>	<b>Air yang dibutuhkan (kg/jam)</b>
<i>Reboiler</i>	36,03
<i>Vaporizer</i>	25,40
<i>Heater</i>	0,80
<b>Total</b>	<b>62,23</b>

b. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan perkantoran, laboratorium, musholla, dan kebutuhan lainnya. Air yang digunakan harus memiliki kualitas yang baik dengan memenuhi beberapa persyaratan seperti air tidak berwarna atau jernih, tidak berbau, tidak berasa, tidak mengandung racun ataupun zat organik dan anorganik lainnya serta memiliki pH netral.

**Tabel 5.2.** Jumlah kebutuhan air sanitasi

<b>Kebutuhan</b>	<b>Air yang dibutuhkan (kg/jam)</b>
Kebutuhan karyawan	438,00
Kebutuhan Mess	150,00
Laboratorium	65,00
Kantin dan musholla	140,00
Klinik	25,00
Taman	64,30
Pemadam kebakaran	88,23
<b>Total</b>	<b>970,53</b>

Jumlah kebutuhan air yang diolah pada unit pengolahan air dapat dilihat pada Tabel 5.3 sebagai berikut :

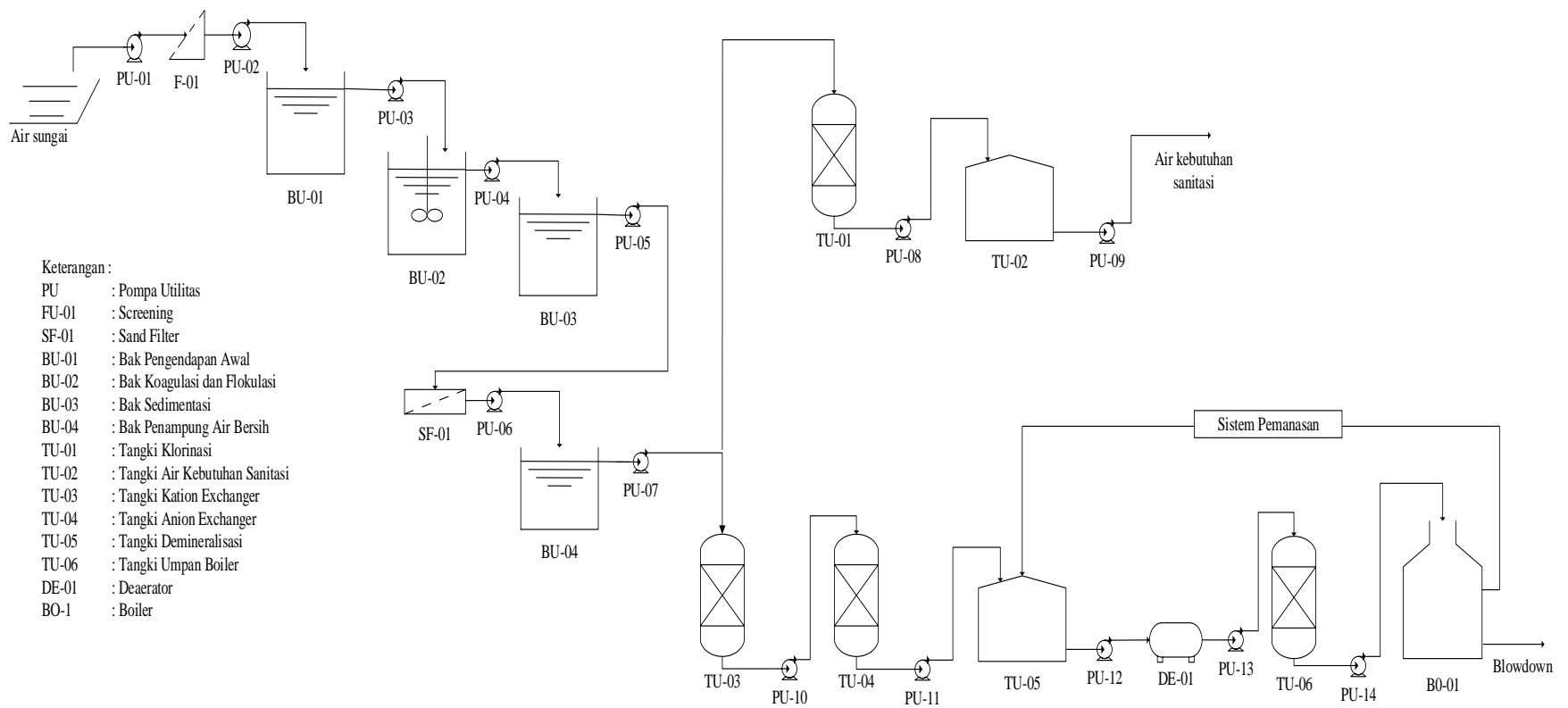
**Tabel 5.3.** Jumlah kebutuhan air

<b>Kebutuhan</b>	<b>Air yang dibutuhkan (kg/jam)</b>
Air Umpan <i>Boiler</i>	62,23
Air Sanitasi	970,53
<b>Total</b>	<b>1032,76</b>

Jumlah kebutuhan air yang akan diolah pada unit pengolahan air dibuat *overdesign* 20% sehingga jumlah kebutuhan air yang diolah sebesar 1239,31 kg/jam.

### **5.1.2. Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air di pabrik n-butanol dapat terpenuhi melalui air sungai yang berada di dekat lokasi pabrik. Air sungai yang digunakan harus melalui beberapa tahap pengolahan air sebagai berikut :



**Gambar 5.1.** Diagram pengolahan air utilitas

a. Penghisapan

Air dari sungai diambil menggunakan pompa yang akan dialirkan menuju penyaringan (*screening*) untuk menghilangkan padatan yang terikut air. Setelah itu, air akan dimasukkan kedalam bak penampung.

b. Penyaringan (*screening*)

Pada tahap ini, pengotor berupa padatan dengan ukuran besar akan disaring sehingga air bersih dari padatan. Sedangkan pengotor yang berukuran kecil akan terikut air menuju tahap pengolahan selanjutnya. Penyaring ini akan dipasang pada pompa yang dilengkapi dengan alat pembilas agar screen tetap bersih dan air yang telah disaring akan dialirkan menuju bak penampung.

c. Bak Pengendapan Awal

Air yang telah melalui tahap screening akan di pompa menuju bak pengendapan awal. Pada tahap ini bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang tidak ikut tersaring pada tahap awal.

d. Koagulasi

Air yang telah dipompa menuju bak koagulan akan ditambahkan zat koagulan. Pada tahap ini, akan terjadi pengendapan partikel koloid pada air menjadi partikel flok yang lebih besar. Pada proses ini, bak koagulan dilengkapi dengan pengaduk untuk mencampur zat koagulan dengan koloid. Zat koagulan yang digunakan adalah aluminium sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ). Aluminium sulfat berfungsi untuk mempermudah pengendapan flok.

e. Sedimentasi

Tahap ini, flok dari bak koagulan akan diendapkan di bak sedimentasi. Sedimentasi ini akan terjadi setelah partikel kecil tersedimentasi dengan partikel yang lebih besar. Flok yang sudah mengalami pengendapan akan dikeluarkan atau dibuang melalui *sludge blanket* sehingga air akan dialirkan menuju bak penampung.

f. *Sand Filter*

Pada tahap ini, air dari bak sedimentasi akan dipompa menuju *sand filter* untuk dilakukan filtrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan partikel koloid yang masih terikat oleh air dan juga dapat mengurangi jumlah bakteri pada air.

g. Bak Penampung Air Bersih

Setelah melalui proses filtrasi, air bersih ditampung pada bak penampungan. Air bersih ini sudah dapat digunakan untuk air sanitasi dan umpan *boiler*. Untuk kebutuhan air sanitasi harus melalui proses desinfektanisasi terlebih dahulu. Sedangkan kebutuhan air umpan *boiler* juga harus melalui tahap demineralisasi untuk menghilangkan mineral – mineral penyebab korosi ataupun pembentukan kerak pada *boiler*.

h. Klorinasi

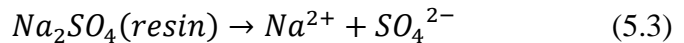
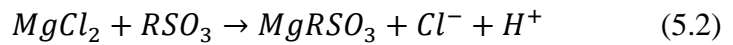
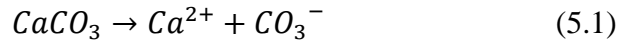
Air yang digunakan pada sanitasi harus melalui proses klorinasi terlebih dahulu. Pada proses ini, air ditambahkan klorin berupa kaporit yang berfungsi untuk membunuh bakteri, kuman, jamur dan mikroorganisme lainnya sehingga air dapat dikonsumsi dan digunakan pada sanitasi. Setelah itu, air ditampung pada tangki penyimpanan air bersih.

i. Demineralisasi

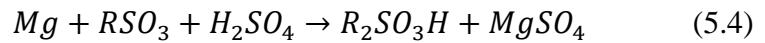
Sebelum air digunakan sebagai umpan *boiler*, air ini harus bebas dari garam terlarut dan mineral lainnya sehingga diperlukan proses demineralisasi. Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan kandungan mineral dalam air seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain sebagainya. Proses ini menggunakan resin sebagai penukar ion dan air yang dihasilkan berupa air bebas mineral. Alat yang digunakan pada proses demineralisasi yaitu :

1) *Kation Exchanger*

Pada unit ini berisi resin pengganti kation dimana kation – kation yang terdapat dalam air akan diganti dengan ion  $\text{H}^+$  sehingga air yang keluar mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$ . Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut :

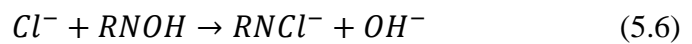


Kation resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan asam sulfat. Reaksi regenerasi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut :

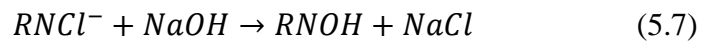


## 2) Anion Exchanger

Unit ini berfungsi untuk mengikat anion yang terdapat dalam air menggunakan resin yang bersifat basa. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut :



Anion resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan NaOH. Reaksi regenerasi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut :



## j. Proses Deaerasi

Pada proses demineralisasi, air masih mengandung gas terlarut seperti  $O_2$  dan  $CO_2$  sehingga diperlukan proses deaerasi untuk menghilangkan gas tersebut. Proses deaerator merupakan proses pemanasan air kondensat bekas dan air keluaran dari alat penukar ion (*ion exchanger*) menggunakan koil pemanas hingga air mencapai suhu  $90^{\circ}C$  agar gas dapat dihilangkan. Pada deaerator diinjeksikan larutan hidrazin ( $N_2H_2$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga tidak terjadi korosi pada *tube boiler*. Setelah itu, air dari proses deaerator sudah dapat digunakan sebagai umpan *boiler*.

## 5.2. Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses produksi sebesar  $62,23 \text{ kg/jam}$  dengan menggunakan *boiler*. Pada unit ini, boiler dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengamana yang dapat bekerja secara otomatis. Air yang digunakan sebagai umpan *boiler* adalah air yang

memiliki kesadahan rendah, sebab air dengan kesadahan tinggi dapat menimbulkan kerak pada *boiler*. Air umpan *boiler* diolah terlebih dahulu pada *deaerator* untuk menghilangkan gas – gas dalam air seperti oksigen.

Pada *boiler*, alat pembakaran atau *burner* yang mengeluarkan api bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan lorong api. Sebelum dibuang melalui cerobong asap, gas dari sisa hasil pembakarannya akan masuk ke *economizer* sehingga air akan menyerap panas dan air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk akan dialirkan menuju *steam header* untuk disalurkan ke area proses produksi.

### 5.3. Unit Penyedia Dowtherm

Pada unit ini berfungsi untuk menyediakan kebutuhan *dowtherm* yang digunakan sebagai media pendingin reaktor, kondensor parsial, kondensor dan *cooler*. Jenis *dowtherm* yang digunakan adalah *dowtherm A* dengan pertimbangan bahwa *dowtherm* ini dapat bekerja pada suhu tinggi sehingga penggunaannya lebih efektif dibandingkan dengan air pendingin yang memungkinkan air pendingin akan menjadi panas dan menguap sebelum proses pendinginan berakhir.

*Dowtherm A* terdiri dari senyawa dipenil eter 73% dan bipenil eter 27% yang dapat diaplikasikan pada rentang 15 – 400 °C dan tekanan 1 – 10,6 bar baik dalam fase cair maupun uap. Jumlah *dowtherm* yang digunakan pada alat proses sebesar 1638,04 kg/jam yang diperoleh dari Shenzhen Zhongke Lanqiao Technology Co., Ltd.

### 5.4. Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik yang digunakan pada alat proses produksi, alat utilitas, penerangan, dan fasilitas lain di area pabrik n-butanol. Kebutuhan listrik dari pabrik n-butanol bersumber dari PT PLN dan diesel. Diesel digunakan sebagai cadangan sumber listrik apabila terjadi gangguan dari PT PLN dan juga dimanfaatkan sebagai penggerak power yang dinilai penting seperti *boiler*, kompresor dan pompa. Prinsip kerja dari generator diesel adalah panas yang dihasilkan dari solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghidupkan generator sehingga menghasilkan tenaga listrik yang dapat digunakan dan didistribusikan ke unit – unit pada area pabrik.



Listrik yang dibutuhkan pada pabrik n-butanol dibagi menjadi tiga yaitu :

1) Listrik untuk *plant*

a. Listrik untuk penggerak motor

Terdapat beberapa peralatan pada proses produksi yang menggunakan listrik sebagai penggerak motor pada Tabel 5.4 sebagai berikut :

**Tabel 5.4.** Daya motor peralatan proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,08	62,14
Pompa-02	P-02	0,05	37,29
Pompa-03	P-03	0,05	37,29
Pompa-04	P-04	0,05	37,29
Pompa-05	P-05	0,05	37,29
Pompa-06	P-06	0,05	37,29
Pompa-07	P-07	0,05	37,29
Kompresor-01	K-01	1,50	1118,55
Kompresor-02	K-02	0,08	62,14
Expansion Valve	EXV	0,33	248,57
<b>Total</b>		<b>2,30</b>	<b>1715,11</b>

b. Listrik untuk peralatan utilitas

Terdapat beberapa peralatan utilitas yang menggunakan listrik sebagai penggerak motor pada Tabel 5.5 sebagai berikut :

**Tabel 5.5.** Daya motor peralatan utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
<i>Cooling Tower</i>	CT	1,50	1118,55
Kompresor Udara	KU	5,00	3728,50
Pompa-01	PU-01	0,05	37,29
Pompa-02	PU-02	0,05	37,29
Pompa-03	PU-03	0,05	37,29
Pompa-04	PU-04	0,05	37,29
Pompa-05	PU-05	0,05	37,29

**Tabel 5.5.** Daya motor peralatan utilitas (Lanjutan)

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-06	PU-06	0,05	37,29
Pompa-07	PU-07	0,05	37,29
Pompa-08	PU-08	0,05	37,29
Pompa-09	PU-09	0,05	37,29
Pompa-10	PU-10	0,05	37,29
Pompa-11	PU-11	0,05	37,29
Pompa-12	PU-12	0,05	37,29
Pompa-13	PU-13	0,05	37,29
Pompa-14	PU-14	0,05	37,29
<b>Total</b>		<b>7,20</b>	<b>5369,04</b>

2) Listrik untuk peralatan penunjang

- a. Peralatan laboratorium dan instrumentasi berupa fasilitas pemeliharaan dan alat kontrol yang membutuhkan daya listrik sebesar 5 kW.
- b. Listrik untuk penerangan lampu jalan, kantor, instrument pabrik dan lingkungan disekitar pabrik membutuhkan daya listrik sebesar 5,47 kW.
- c. Listrik yang digunakan untuk pendingin ruangan, komputer dan alat lainnya membutuhkan daya listrik sebesar 162,56 kW.

3) Listrik untuk mess

Kebutuhan listrik untuk mess dalam pabrik diperkirakan membutuhkan daya listrik sebesar 10,8 kW.

Jumlah seluruh kebutuhan listrik yang digunakan dalam pabrik dapat dilihat pada Tabel 5.6 sebagai berikut :

**Tabel 5.6.** Kebutuhan listrik pabrik

Kebutuhan	Daya listrik (kW)
<i>Plant</i>	17,00
Peralatan Penunjang	173,03
Mess	10,8
<b>Total</b>	<b>200,83</b>

Maka jumlah kebutuhan listrik secara keseluruhan pada perancangan pabrik n-butanol dengan *overdesign* sebesar 20% adalah 241,00 kW.

### 5.5. Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit ini, udara tekan dibutuhkan sebagai penggerak *instrument – instrument* pengendali yang bekerja secara *pneumatic*. Udara tekan pada *instrument* digunakan pada tekanan 4 atm dan suhu 30 °C dengan kebutuhan udara tekan pada setiap alat kontrol sebanyak 1,70 m<sup>3</sup>/jam. Pada pabrik n-butanol terdapat 23 alat kontrol sehingga total kebutuhan udara tekan sebanyak 39,08 m<sup>3</sup>/jam. Faktor keamanan yang digunakan sebesar 20% sehingga udara tekan yang dibutuhkan sebesar 46,89 m<sup>3</sup>/jam. Udara tekan ini diperoleh melalui kompresor yang dilengkapi *dyer* berisi *silica gel*.

### 5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar digunakan sebagai penyedia kebutuhan bahan bakar yang dibutuhkan pada alat *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar untuk menghidupkan *boiler* sebanyak 5,65 L/jam dan generator sebanyak 37,85 L/jam.

### 5.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses operasi pabrik n-butanol berupa limbah cair. Air limbah harus melalui proses pengolahan terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan hingga limbah tersebut memenuhi baku mutu lingkungan supaya air limbah yang dihasilkan tidak mencemari lingkungan. Limbah yang dihasilkan sebagai berikut :

- a. Air limbah laboratorium harus melalui proses pengolahan terlebih dahulu karena air tersebut mengandung zat – zat kimia. Pengolahan air limbah laboratorium dapat dilakukan dengan beberapa tahapan proses yaitu *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan dan pengontrolan pH) dan *biological treatment*.
- b. Air buangan sanitasi yang berasal dari beberapa sumber kotoran ini mengandung bakteri - bakteri sehingga diperlukan pengolahan dengan menambahkan desinfektan berupa lumpur aktif dan injeksi klorin guna membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

- c. Air buangan utilitas dari proses demineralisasi dan sisa regenerasi resin yang bersifat asam ataupun basa. Air buangan ini diperlukan proses pengolahan limbah dengan melakukan penetralan pH menggunakan  $H_2SO_4$  apabila air memiliki pH kurang dari 7 atau NaOH apabila air memiliki pH lebih dari 7.
- d. *Back wash filter* pada air berminyak dari pelumas pompa memerlukan pengolahan dengan prinsip perbedaan berat jenis. Minyak yang ada dibagian atas akan dialirkan menuju penampungan minyak dan melalui proses pengolahan dengan pembakaran di dalam tungku pembakaran sedangkan air yang ada dibagian bawah akan dialirkan menuju penampungan akhir yang kemudian dibuang.

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik memiliki tujuan untuk mengetahui pabrik yang telah dirancang menguntungkan atau malah merugikan bagi perusahaan dan pemiliknya, serta berguna untuk mendapatkan estimasi kelayakan investasi modal dalam produksi. Evaluasi ekonomi sangat penting untuk kebutuhan prarancangan pabrik n-butanol sebagai peninjauan kebutuhan modal investasi, lama modal investasi dapat dikembalikan, hasil keuntungan yang diperoleh, dan total produksi sama dengan keuntungan yang didapatkan. Kelayakan pendirian suatu pabrik didasarkan pada evaluasi ekonomi. Evaluasi ekonomi dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu :

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

Perhitungan untuk memperkirakan evaluasi ekonomi sebelum melakukan analisa dari faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diatas, meliputi :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Beberapa perkiraan untuk mengetahui titik balik antara lain:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Tidak Tetap (*Regulated Cost*)
- c. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

### 6.1. Penaksiran Harga Alat

Harga alat-alat yang digunakan setiap saat akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya, sehingga harus menggunakan cara untuk mengetahui dan memperkirakan harga peralatan. Penentuan harga alat proses produksi pabrik yang akan direncanakan berdiri pada tahun 2028 yaitu menggunakan index harga alat. Index harga pada tahun 2023 yang merupakan tahun perencanaan ditentukan menggunakan regresi linear terhadap index harga tahun sebelumnya, data index harga didapat dari Chemical Engineering Plant Cost (CEPCI) yang dapat dilihat pada Tabel 6.1.

**Tabel 6.1.** Index Harga Alat

<b>Tahun (X)</b>	<b>Index (Y)</b>
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,4
2002	395,6
2003	402,0
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

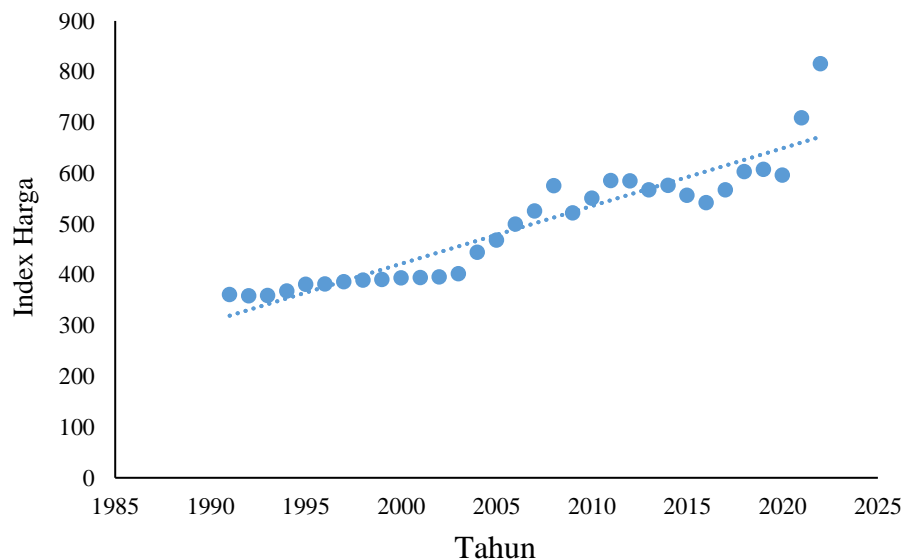
**Tabel 6.1.** Index Harga Alat (Lanjutan)

Tahun (X)	Index (Y)
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816,0

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

$$Y = 11,38x - 22328,52 \quad (6. 1)$$

Pendirian pabrik n-butanol dengan kapasitas 500 ton/tahun direncanakan pada tahun 2028. Persamaan yang digunakan di atas dapat menstutitusikan nilai x menjadi 2028, sehingga mendapatkan harga indek pada tahun 2028 sebesar 750,12. Grafik hubungan antara tahun dan index harga dapat dilihat pada Gambar 6.1.



**Gambar 6. 1.** Grafik Hubungan Indeks Harga dengan Tahun

Perhitungan harga alat menggunakan tahun evaluasi yaitu pada tahun 2028 menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \times \frac{N_x}{N_y} \quad (6.2)$$

(Aries and Newton, 1954)

Keterangan :

$E_x$  = Harga pembelian pada tahun 2028

$E_y$  = Harga pembelian pada tahun referensi

$N_x$  = Index harga pada tahun 2028

$N_y$  = Index harga pada tahun referensi

## 6.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 500 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2028
Kurs mata uang	= 1 US \$
	= Rp 15.116,04 (Juli 2023)
Harga Hidrogen	= Rp 399.783.982,- / tahun
Harga $C_8H_{16}O_2$	= Rp 16.157.176.016,- / tahun
Harga katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$	= Rp 10.685.267,- / tahun
Harga n-butanol	= Rp 219.699.373.936,- / tahun

## 6.3. Perhitungan Biaya

### 6.3.1. *Capital Investment*

*Capital investment* merupakan jumlah semua pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan semua fasilitas pabrik dan pengoperasian pabrik.

*Capital investment* meliputi :

#### a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan seluruh fasilitas yang terdapat dalam pabrik.

#### b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian pabrik selama waktu tertentu.



### 6.3.2. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk proses produksi suatu produk, yang terdiri dari *direct*, *indirect*, dan *fixed cost*. Menurut Aries dan Newton, *manufacturing cost* terdiri dari :

a. *Direct Cost*

*Direct cost* merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk seperti *raw material*, *labor cost*, *supervisory expend*, *maintenance cost*, *plant supplies cost*, *royalties and patents*, dan *cost of utilities*.

b. *Indirect Cost*

*Indirect cost* merupakan biaya pengeluaran tidak langsung yang diakibatkan karena pembuatan suatu produk.

c. *Fixed Cost*

*Fixed cost* merupakan biaya pengeluaran tetap yang tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi serta pengeluaran saat pabrik beroperasi atau tidak beroperasi.

### 6.3.3. *General Expense*

*General Expense* merupakan biaya pengeluaran umum yang berkaitan dengan seluruh fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*.

## 6.4. **Analisa Kelayakan**

Analisa kelayakan pada suatu perancangan pabrik memiliki tujuan untuk mengetahui keuntungan yang didapatkan. Parameter-parameter ekonomi digunakan untuk melakukan studi kelayakan pabrik n-butanol. Kelayakan dapat dinyatakan menggunakan cara sebagai berikut :

### 6.4.1. *Return On Investment (ROI)*

*Return on investment* merupakan perkiraan keuntungan yang didapatkan dalam setiap tahun berdasarkan kecepatan modal tetap yang diinvestasikan kembali. Perhitungan persen *return on investment* menggunakan persamaan :

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.3)$$

Keuntungan (profit) yang diperhitungkan berdasarkan annual sales ( $S_a$ ) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan diperhitungkan sebagai komponen yang berisikan pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Minimum ROI *before tax* sebesar 11% memiliki risiko rendah pada pabrik, sedangkan minimum ROI *before tax* sebesar 44% memiliki risiko tinggi pada pabrik.

#### 6.4.2. Pay Out Time (POT)

*Pay out time* merupakan waktu pengembalian hasil modal berdasarkan dengan keuntungan yang didapatkan. Perhitungan POT bertujuan untuk mengetahui perkiraan tahun modal investasi akan kembali. Perhitungan POT menggunakan persamaan :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.4)$$

Pabrik dengan risiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun, sedangkan pabrik yang memiliki risiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun.

#### 6.4.3. Break Even Point (BEP)

*Break even point* merupakan titik balik ketika pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Kondisi tersebut terjadi ketika kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik mengalami keuntungan jika beroperasi diatas nilai BEP, dan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah nilai BEP. Nilai BEP berkisar antara 40% – 60%. Perhitungan BEP menggunakan persamaan :

$$BEP = \frac{(F_a + 0,3 R_a)}{(S_a - V_a - 0,7 R_a)} \times 100\% \quad (6.5)$$

Keterangan :

$F_a$  = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

$R_a$  = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

$S_a$  = *Annual sales value* pada produksi maksimum

$V_a$  = *Annual variable value* pada produksi maksimum

#### 6.4.4. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point* merupakan titik ketika suatu kegiatan produksi dihentikan, karena beberapa faktor seperti keputusan manajemen akibat kegiatan produksi tidak ekonomis, atau akibat *variable cost* terlalu tinggi. Persen kapasitas minimum pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diinginkan dalam waktu setahun. Namun, jika pabrik dalam setahun tidak dapat mencapai kapasitas minimum yang diinginkan, maka operasi pabrik harus berhenti karena biaya yang akan dikeluarkan untuk melanjutkan proses produksi akan lebih mahal dibandingkan dengan biaya untuk membayar *fixed cost* dan menutup pabrik. Perhitungan SDP menggunakan persamaan :

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

#### 6.4.5. *Discount Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

*Discount cash flow rate of return* merupakan perkiraan keuntungan yang didapatkan pada setiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Perhitungan DCFR menggunakan persamaan :

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

Keterangan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

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

n = Umur Pabrik

i = Nilai DCFR

## 6.5. Hasil Perhitungan

Pabrik n-butanol membutuhkan analisis dan perencanaan keuangan yang baik untuk mengetahui pabrik tersebut layak atau tidak layak untuk didirikan.

**Tabel 6.2. Physical Plant Cost (PPC)**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp	13.718.004.859,-
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp	3.429.501.214,-
<i>Instalation Cost (Biaya pemasangan)</i>	Rp	2.204.581.431,-
<i>Piping Cost (Biaya pemipaan)</i>	Rp	7.526.110.917,-
<i>Instrumentation Cost (Biaya instrumentasi)</i>	Rp	3.422.746.334,-
<i>Insulation Cost (Biaya isolasi)</i>	Rp	520.227.785,-
<i>Electrical Cost (Biaya listirk)</i>	Rp	1.480.488.126,-
<i>Building Cost (Biaya bangunan)</i>	Rp	5.487.201.943,-
<i>Land &amp; Yard Improvement (Tanah &amp; perluasan lahan)</i>	Rp	83.176.299.068,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>120.965.161.681,-</b>

**Tabel 6.3. Direct Plant Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Engineering &amp; Construction</i>	Rp	24.193.032.336,-
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp	120.965.161.681,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>145.158.194.018,-</b>

**Tabel 6.4. Fixed Capital Investment**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Direct Plant Cost</i>	Rp	145.158.194.018,-
<i>Contractor's Fee</i>	Rp	10.161.073.581,-
<i>Contingency</i>	Rp	21.773.729.102,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>177.092.996.702,-</b>

**Tabel 6.5. Direct Manufacturing Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Raw Material (Bahan baku)</i>	Rp	16.567.645.267,-
<i>Labor</i>	Rp	15.206.400.000,-
<i>Supervisory</i>	Rp	3.801.600.000,-
<i>Maintenance</i>	Rp	10.625.579.802,-
<i>Plant Supplies</i>	Rp	1.593.836.970,-
<i>Royalty and Patents</i>	Rp	4.393.987.478,-
<i>Utilities</i>	Rp	34.343.748.215,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>86.532.797.734,-</b>

**Tabel 6.6. Indirect Manufacturing Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Payroll Overhead</i>	Rp	2.737.152.000,-
<i>Laboratory</i>	Rp	2.280.960.000,-
<i>Plant Overhead</i>	Rp	11.404.800.000,-
<i>Packaging &amp; Shipping</i>	Rp	28.560.918.611,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>44.983.830.611,-</b>

**Tabel 6.7. Fixed Manufacturing Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Depreciation</i>	Rp	15.938.369.703,-
<i>Property Taxes</i>	Rp	3.541.859.934,-
<i>Insurance</i>	Rp	1.770.929.967,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>21.251.159.604,-</b>

**Tabel 6.8. Manufacturing Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp	86.532.797.734,-
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp	44.983.830.611,-
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp	21.251.159.604,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>152.767.787.950,-</b>

**Tabel 6.9. Working Capital**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	1.506.149.569,-
<i>In Process Inventory</i>	Rp	9.644.431,-
<i>Product Inventory</i>	Rp	13.887.980.722,-
<i>Extended Credit</i>	Rp	19.972.670.357,-
<i>Available Cash</i>	Rp	13.887.980.722,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>49.264.425.804,-</b>

**Tabel 6.10. General Expenses**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Administration</i>	Rp	4.583.033.638,-
<i>Sales Expense</i>	Rp	7.638.389.397,-
<i>Research</i>	Rp	7.638.389.397,-
<i>Finance</i>	Rp	4.527.148.450,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>24.386.960.883,-</b>

**Tabel 6.11. Total Production Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	152.767.787.950,-
<i>General Expenses (GE)</i>	Rp	24.386.960.883,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>177.154.748.833,-</b>

**Tabel 6.12. Fixed Cost**

<b>Komponen</b>	<b>Harga</b>	
<i>Depreciation</i>	Rp	15.938.369.703,-
<i>Property Taxes</i>	Rp	3.541.859.934,-
<i>Insurance</i>	Rp	1.770.929.967,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>21.251.159.604,-</b>

**Tabel 6.13. Variable Cost**

Komponen	Harga	
<i>Raw Material</i>	Rp	16.567.645.267,-
<i>Packaging &amp; Shipping</i>	Rp	28.560.918.611,-
<i>Utilities</i>	Rp	34.343.748.215,-
<i>Royalties and patents</i>	Rp	4.393.987.478,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>83.866.299.573,-</b>

**Tabel 6.14. Regulated Cost**

Komponen	Harga	
<i>Labor</i>	Rp	15.206.400.000,-
<i>Supervisory</i>	Rp	3.801.600.000,-
<i>Payroll Overhead</i>	Rp	2.737.152.000,-
<i>Laboratory</i>	Rp	2.280.960.000,-
<i>Plant Overhead</i>	Rp	11.404.800.000,-
<i>General Expenses</i>	Rp	24.386.960.883,-
<i>Maintenance</i>	Rp	10.625.579.802,-
<i>Plant supplies</i>	Rp	1.593.836.970,-
<b>Total</b>	<b>Rp</b>	<b>72.037.289.656,-</b>

## 6.6. Hasil Analisa Keuntungan

Total penjualan	= Rp 219.699.373.936,- / tahun
Total produksi	= Rp 177.154.748.833,- / tahun
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 42.544.625.102,- / tahun
Pajak pendapatan	= Rp 9.359.817.522,- / tahun
Keuntungan setelah pajak	= Rp 33.184.807.579,- / tahun

Pajak yang digunakan sebesar 22% dari Peraturan Menteri Keuangan Republik Indonesia No 40 Tahun 2023 pasal 2.

## 6.7. Analisis Risiko Pabrik

Mendirikan suatu pabrik, risiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut berisiko rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter-parameter untuk menentukan pabrik n-butanol yang akan berdiri termasuk pabrik berisiko rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dapat dilihat pada Tabel 6.15.

Bahan baku yang digunakan berupa n-butil butirat yang merupakan cairan tidak berwarna, mudah korosif dan menyebabkan iritasi kulit. Sedangkan bahan baku hidrogen merupakan gas yang mudah terbakar, mudah meledak dan mudah menguap. Produk yang dihasilkan berupa n-butanol yang merupakan cairan tak berwarna, mudah menguap, dan mudah terbakar. Oleh karena itu, bahan baku n-butil butirat termasuk *low risk*, sedangkan bahan baku hidrogen dan produk n-butanol termasuk *high risk*.

**Tabel 6.15.** Hasil Analisis Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			High	Low
1.	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 224 °C		√
		Tekanan maksimal 7,5 atm		√
2.	Bahan Baku	n-butil butirat		√
		Hidrogen	√	
3.	Sifat Produk	n-butanol	√	
4.	Regulasi Pemerintah	Limbah pabrik		√
5.	Keberadaan Pabrik	Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten		√

Berdasarkan parameter risiko pabrik, prarancangan pabrik n-butanol dengan proses hidrogenasi n-butil butirat kapasitas 500 ton/ tahun termasuk dalam pabrik berisiko rendah (*low risk*).

## 6.8. Hasil Kelayakan Ekonomi

### 6.8.1. Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.8)$$

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 24,02\%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 18,74\%$$

### 6.8.2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \quad (6.9)$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 3,03 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ setelah pajak} = 3,61 \text{ tahun}$$

### 6.8.3. Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.10)$$

$$BEP = 50,19\%$$



#### 6.8.4. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.11)$$

$$SDP = 25,30\%$$

#### 6.8.5. Discount Cash Flow Rate of Return (DCFR)

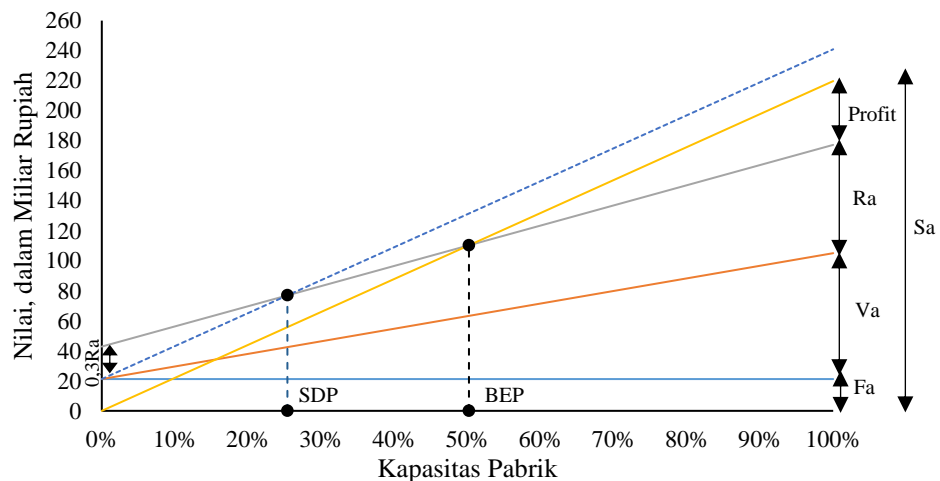
$$(FC + WC) (1 + i)^n = C \sum_{n=0}^{n-1} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.12)$$

Umur pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital Investment (FC)	= Rp 177.092.996.702,-
Working Capital (WC)	= Rp 49.264.425.804,-
Salvage Value (SV)	= 0
Cash flow (C)	= Rp 53.650.325.733,-
DCFR	= 20,81%

**Tabel 6.16.** Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Standar Kelayakan	Keterangan
ROI	Sebelum pajak : 24,02% Setelah pajak : 18,74%	Low Risk : Min 11% High Risk : Min 44%	Sesuai
POT	Sebelum pajak : 3,03 tahun Setelah pajak : 3,61 tahun	Low Risk : Max 5 th High Risk : Max 2 th	Sesuai
BEP	50,19%	Berkisar 40 – 60%	Sesuai
SDP	25,30%	Kurang dari BEP	Sesuai
DCFR	20,81%	Minimum : 5,75%	Sesuai

Berikut hasil perhitungan kelayakan ekonomi pendirian pabrik n-butanol dari hidrogenasi n-butil butirat dapat dilihat pada grafik *Break Event Point* pada Gambar 6.2.



**Gambar 6.2.** Grafik Evaluasi Ekonomi

## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisa pada prarancangan pabrik n-butanol dari proses hidrogenasi n-butil butirat dengan kapasitas 500 ton/tahun, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik n-butanol dengan kapasitas 500 ton/tahun memiliki tujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan *intermediate* sebagai bahan baku penunjang dalam produksi *Butyl acrylate* dan pelarut sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor, meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia, membuka lapangan pekerjaan, dan mendorong perkembangan industri lain yang berbahan baku n-butanol.
2. N-butanol diproduksi dengan proses hidrogenasi n-butil butirat pada suhu 224 °C dan tekanan 7,5 atm yang dibantu oleh katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> menggunakan reaktor *fixed bed multitube* yang berlangsung dalam fase gas. Reaksi antara gas hidrogen dan n-butil butirat dengan konversi 99% menghasilkan produk n-butanol.
3. Pabrik n-butanol akan didirikan di Kotasari, Gerogol, Cilegon, Banten dengan beberapa pertimbangan seperti lokasi pabrik dekat dengan bahan baku, berada di kawasan industri dan dekat dengan pelabuhan untuk memudahkan distribusi produk dan kebutuhan bahan baku impor.
4. Berdasarkan analisa ekonomi pada perancangan pabrik n-butanol diperoleh hasil sebagai berikut :
  - a. Keuntungan sebelum pajak : Rp 42.544.625.102,- / tahun
  - b. Keuntungan setelah pajak : Rp 33.184.807.579,- / tahun
  - c. *Return of Investment* sebelum pajak : 24,02%
  - d. *Return of Investment* setelah pajak : 18,74%
  - e. *Pay Out Time* sebelum pajak : 3,03 tahun
  - f. *Pay Out Time* setelah pajak : 3,61 tahun
  - g. *Break Even Point* : 50,19%
  - h. *Shut Down Point* : 25,30%
  - i. *Discounted Cash Flow Rate of Return* : 20,81%

5. Prarancangan pabrik n-butanol dari proses hidrogenasi n-butyl butirat dengan kapasitas 500 ton/tahun tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan dari tinjauan proses, asal bahan baku, kondisi operasi, serta sifat – sifat bahan baku dan produk.
6. Pabrik n-butanol dari proses hidrogenasi n-butyl butirat dengan kapasitas 500 ton/tahun ini layak didirikan berdasarkan dari peninjauan bahan baku, kondisi operasi proses, peluang penjualan produk dan hasil evaluasi ekonomi.

## **7.2. Saran**

Perancangan suatu pabrik kimia membutuhkan pemahaman dan pengetahuan terhadap konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan alat proses dan bahan baku perlu diperhatikan untuk mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perkembangan metode pengolahan limbah hasil pabrik kimia sehingga limbah yang dibuang lebih ramah lingkungan.
3. Produk n-butanol dapat direalisasikan untuk memenuhi kebutuhan bahan kimia di Indonesia yang semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D. (1954). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGrawHill Book Co.Inc.
- Atkins, Peter, De Paula, Julio. (2006). *Physical Chemistry (8th ed.)*. W.H. Freeman and Company .
- Badan Pusat Statistik. (2018-2021). *Data Ekspor n-butanol*. Retrieved 31 Oktober 2022, from <http://www.bps.go.id>
- Branan, C. (2002). *Rules of Thumb for Chemical Engineers : Third Edition*. Amsterdam: Gulf Professional Publishing an imprint of Elsevier Science.
- Brown, G. (1978). *Unit Operation* (14th ed.). New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Brown, T. (2006). *Engineering Economics and Economics Design for Process Engineers*. New York: CRC Press.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. (1959). *Process Equipment Design : Vessel Design*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Coulson, J.J., and Richardson, J.F. (1983). *Chemical Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Fatimura, M. (2015). Tinjauan Teoritis Permasalahan Boiler Feed Water Pada Pengoperasian Boiler yang Dipergunakan dalam Industri. *Jurnal Media Teknik*, 12(1), 24-32.
- Fogler, H. (1999). *Elements of Chemical Reaction Engineering : 3rd edition*. New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Garrett, D. E. (1989). *Chemical Engineering Economics*. New York: Van Nostrand Reinhold.
- Gracia, E. C., et al. (2021). Comparison of Acetone-Butano-Ethanol Fermentation and Ethanol Catalytic Upgrading as Pathway for Butanol Production : A Techno-Economic and Environmental Assessment. *Biofuel Research Journal*, 1384-1399.
- Hill, C. G. (1977). *An Introduction to Chemical Engineering Kinetic and Reactor Design*. New York: John Wiley and Sons.
- Holman, J. (1986). *Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill.
- Ju, I. B., et al. (2010). Kinetic Studies of Vapor-Phase Hydrogenolysis of Butyl Butyrate to Butanol over Cu/Zn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst. *Applied Catalysis A : General*, 100-106.
- Kern, D. (1950). *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Matthew, v. W. (1967). *Distillation*. New York: McGraw Hill.

- Perry, R.H., and Green, D.W. (1984). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M.S., Timmerhouse, K.D. and West, R.E. (2004). *Plant Design and Economic's for Chemical Engineering's 5th ed.* New York: McGraw-Hill Book Co. Ltd.
- Powell, S. (1954). *Water Conditioning for Industry* (1st ed.). New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Scott, D. M. (2008). *Industrial Process Sensors*. New York: CRC Press.
- Smith, J. M. (1981). *Chemical Engineering Kinetic* (3rd ed.). Singapore: McGraw-Hill Book Co. Ltd.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C. (1987). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (4th ed.). New York: McGraw-Hill Book Co.
- Towler, G., and Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design-Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*. London: Elseiver, Inc.
- Treyball, R. (1979). *Mass Transfer Operation's* (3rd ed.). Kogakusha, Tokyo: McGraw-Hill Book.
- Ulrich, G. (1984). *A Guide to Chemical Engingeering Process Design and Economic's*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment*. Newton: Butterworth Heinermann.
- Widyastuti, K., et. al. (2021). Produksi Biobutanol dari Fruktosa Food Grade. *Journal of Chemical and Process Engineering*, 02(3), 38-43.
- Yaws, C. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Zamani. (1998). *Manajemen*. Jakarta: Badan Penerbit IPWI.

# **LAMPIRAN A**

## LAMPIRAN REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya proses hidrogenasi antara n-butyl butirat dengan hidrogen menjadi n-butanol

Jenis : Reaktor *fixed bed multitube*

Kondisi Operasi : - Suhu = 224 °C  
 - Tekanan = 7,5 atm  
 - Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

- a. Menentukan Jenis Reaktor
- b. Menghitung Neraca Massa Reaktor
- c. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan
- d. Perancangan Reaktor

### A. Penentuan Jenis Reaktor

Menurut Hill (1977), pemilihan reaktor jenis *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat.
2. Reaksi berlangsung eksotermis sehingga membutuhkan luas perpindahan panas yang besar agar terjadi kontak dengan pendingin optimal.
3. Tidak memerlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
4. Umur katalis panjang 12 – 15 bulan.
5. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe shell and tube.
6. Konstruksi reaktor *fixed bed multitube* lebih sederhana dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatan relatif murah.

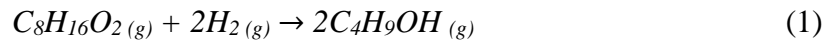
### B. Neraca Massa Reaktor

**Tabel 1.** Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	Arus 6		Arus 7	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub>	1,73	0,86	0,02	0,01
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	62,03	0,43	0,62	0,00
H <sub>2</sub> O	0,63	0,03	0,63	0,03
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,95	0,01	64,08	0,86
Total	65,34	1,34	65,34	0,91

### C. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan

Reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut:



Menurut Ju et al. (2010), persamaan laju reaksi dapat dituliskan melalui persamaan sebagai berikut :

$$-r_A = k P_{C_8H_{16}O_2}^\alpha P_{H_2}^\beta \quad (2)$$

Keterangan:

$(-r_A)$  : Laju reaksi (kmol/m<sup>3</sup>.jam)

k : konstanta laju reaksi (kmol/m<sup>3</sup>.jam.atm)

$P_{C_8H_{16}O_2}$  : Tekanan parsial n-butil butirat (atm)

$P_{H_2}$  : Tekanan parsial hidrogen (atm)

$\alpha$  : 0,67

$\beta$  : 0,25

Konstanta laju reaksi dapat dituliskan menggunakan persamaan Arrhenius sebagai berikut :

$$k = A e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (3)$$

Dengan :

A : Faktor tumbukan (kmol/jam.m<sup>3</sup>.atm)

$E_a$  : Energi aktivasi (kJ/kmol)

T : Suhu (K)

R : Konstanta gas ideal (8,314 kJ/kmol)

Tekanan parsial n-butil butirat dan hidrogen dapat ditentukan melalui stokiometri reaksi sebagai berikut :

**Tabel 2.** Stokiometri reaksi

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
n-butil butirat (A)	$F_{A0}$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$
H <sub>2</sub> (B)	$F_{B0}$	$2F_{A0} \cdot X_A$	$F_{B0} - 2 F_{A0} \cdot X_A$
n-butanol (C)	$F_{C0}$	$2F_{A0} \cdot X_A$	$F_{C0} + 2 F_{A0} \cdot X_A$
Air (D)	$F_{D0}$	0	$F_{D0}$

Mol total :  $F_T = F_A + F_B + F_C + F_D \quad (4)$



Fraksi mol n-butyl butirat dan hidrogen dapat dituliskan sebagai berikut :

$$y_{C_8H_{16}O_2} = \frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \quad (5)$$

$$y_{H_2} = \frac{F_{B0} - 2F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \quad (6)$$

Sehingga diperoleh tekanan parsial :

$$P_{C_8H_{16}O_2} = \frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \times P \quad (7)$$

$$P_{H_2} = \frac{F_{B0} - 2F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \times P \quad (8)$$

Laju reaksi ( $-r_A$ ) keseluruhan menjadi :

$$-r_A = k \left( \frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \times P \right)^\alpha \left( \frac{F_{B0} - 2F_{A0} \cdot X_A}{F_T} \times P \right)^\beta \quad (9)$$

## D. Perancangan Reaktor

### 1. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, memiliki spesifikasi sebagai berikut:

- Wujud : padat
- Diameter : 0,005 m
- Porositas ( $\epsilon$ ) : 0,50
- Densitas : 1300 kg/m<sup>3</sup>
- Densitas Bulk : 650 kg/m<sup>3</sup>

### 2. Data – Data Fisis Bahan

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor akan mengalami perubahan pada setiap *increment* panjang reaktor. Persamaan dan data yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas dari Yaws (1999) yaitu :

#### a. Menghitung Berat Molekul

Menghitung BM campuran gas menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$BM \text{ campuran} = \Sigma(BM_i \cdot y_i) \quad (10)$$

Dimana :

BM<sub>i</sub> = Berat molekul komponen i (kg/kmol)

y<sub>i</sub> = fraksi mol komponen i

**Tabel 3.** Berat Molekul

<b>Komponen</b>	<b>BM (kg/kmol)</b>
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	144,21
H <sub>2</sub>	2,02
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	74,12
H <sub>2</sub> O	18,01

Maka diperoleh BM campuran = 48,84 kg/kmol

- b. Menghitung Volume Gas Umpan

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P} \quad (11)$$

Dimana :

- n = mol umpan (kmol/jam)  
 R = Konstanta gas ideal (0,082 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K)  
 T = Suhu umpan (K)  
 P = Tekanan umpan (K)  
 Z = Koefisien virial (0,92)

Maka diperoleh Vg = 6,64 m<sup>3</sup>/jam

- c. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{BM \text{ campuran}.P}{Z.R.T} \quad (12)$$

Maka diperoleh  $\rho = 9,74 \text{ kg/m}^3$

- d. Menghitung Kapasitas Panas (Cp)

$$C_{pi} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (13)$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum(C_{pi}.y_i) \quad (14)$$

Dimana :

- C<sub>p</sub> = Kapasitas panas komponen i (kJ/kmol.K)  
 A, B, C, D, E = Konstanta (Yaws, 1999)  
 T = Suhu operasi (K)  
 y<sub>i</sub> = Fraksi mol komponen i

**Tabel 4.** Data Konstanta Kapasitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	14,67	7,88×10 <sup>-1</sup>	-3,92×10 <sup>-4</sup>	4,28×10 <sup>-8</sup>	1,52×10 <sup>-11</sup>
H <sub>2</sub>	25,40	2,02×10 <sup>-2</sup>	-3,85×10 <sup>-5</sup>	3,19×10 <sup>-8</sup>	-8,76×10 <sup>-12</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	8,16	4,10×10 <sup>-1</sup>	-2,26×10 <sup>-4</sup>	6,04×10 <sup>-8</sup>	-6,28×10 <sup>-12</sup>
H <sub>2</sub> O	33,93	-8,42×10 <sup>-3</sup>	2,99×10 <sup>-5</sup>	-1,78×10 <sup>-8</sup>	3,69×10 <sup>-12</sup>

Maka diperoleh Cp campuran = 122,71 kJ/kmol.K

e. Menghitung Viskositas Umpan

$$\mu_i = A + BT + CT^2 \quad (15)$$

Menghitung viskositas campuran gas menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\mu_{campuran} = \frac{\sum \mu_i y_i BM_i^{0,5}}{\sum y_i BM_i^{0,5}} \quad (16)$$

Dengan :

A,B,C = Konstanta (Yaws, 1999)

T = Suhu Umpan (K)

$\mu_i$  = Viskositas komponen i (kg/m.jam)

$y_i$  = Fraksi mol komponen i

BM<sub>i</sub> = Berat molekul komponen i (kg/kmol)

**Tabel 5.** Data Konstanta Viskositas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	-6,65	2,21×10 <sup>-1</sup>	-3,62×10 <sup>-5</sup>
H <sub>2</sub>	27,76	2,12×10 <sup>-1</sup>	-3,28×10 <sup>-5</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	-11,14	2,88×10 <sup>-1</sup>	-5,63×10 <sup>-5</sup>
H <sub>2</sub> O	-36,83	4,29×10 <sup>-1</sup>	-1,62×10 <sup>-5</sup>

Maka diperoleh  $\mu$  campuran = 0,04 kg/m.jam.

f. Menentukan Konduktivitas Umpan

Persamaan konduktivitas panas gas sebagai berikut :

$$k_i = A + BT + CT^2 \quad (17)$$

$$k_{campuran} = \sum (k_i x_i) \quad (18)$$

Dimana :

A,B,C = Konstanta (Yaws, 1999)

T = Suhu umpan (K)

ki = Konduktivitas komponen i (W/m.K)

xi = fraksi massa komponen i

**Tabel 6.** Data Konduktivitas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	-8,05×10 <sup>-3</sup>	5,39×10 <sup>-5</sup>	1,01×10 <sup>-8</sup>
H <sub>2</sub>	3,95×10 <sup>-2</sup>	4,59×10 <sup>-4</sup>	-6,49×10 <sup>-8</sup>
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	1,78×10 <sup>-2</sup>	-4,83×10 <sup>-5</sup>	1,63×10 <sup>-7</sup>
H <sub>2</sub> O	5,30×10 <sup>-4</sup>	4,71×10 <sup>-5</sup>	4,96×10 <sup>-8</sup>

Maka diperoleh k campuran = 0,03 W/m.K

g. Menentukan Panas Reaksi

**Tabel 7.** Data Entalpi Pembentukan Standar

Komponen	Hf (kJ/mol)	Hf (kJ/kmol)
C <sub>8</sub> H <sub>16</sub> O <sub>2</sub>	-524,90	-524900
H <sub>2</sub>	0	0
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	-274,43	-274430

Panas reaksi pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \sum(n_i \Delta H_f)_{\text{produk}} - \sum(n_i \Delta H_f)_{\text{reaktan}} \quad (19)$$

Sehingga diperoleh  $\Delta H_{R(298\text{ K})} = -23960$  kJ/kmol

Persamaan  $\Delta H_R$  yang digunakan sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT \quad (20)$$

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

$$\Delta a = -49,16$$

$$\Delta b = -7,34 \times 10^{-3}$$

$$\Delta c = 1,64 \times 10^{-5}$$

$$\Delta d = 1,42 \times 10^{-8}$$

$$\Delta e = -1,03 \times 10^{-11}$$

Sehingga dapat diperoleh nilai  $\Delta H_R$  yaitu :

$$\begin{aligned} \Delta H_R = & -23960 + (-49,16)(T - 298) + \frac{-7,34 \times 10^{-3}}{2}(T^2 - 298^2) \\ & + \frac{1,64 \times 10^{-5}}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{1,42 \times 10^{-8}}{4}(T^4 - 298^4) \\ & + \frac{-1,03 \times 10^{-11}}{5}(T^5 - 298^5) \end{aligned} \quad (21)$$

$$\Delta H_R = -33663,60 \text{ kJ/kmol}$$

### 3. Menghitung Dimensi Reaktor

a. Penentuan Jenis, Ukuran, dan Susunan *Tube*

Perpindahan panas agar berjalan dengan baik maka perlu mempertimbangkan pemilihan diameter pipa reaktor. Reaksi yang terjadi dalam reaktor bersifat eksotermis sehingga memilih aliran gas dalam pipa turbulen untuk mendapatkan koefisien perpindahan panas yang lebih besar. Menurut penelitian Colburn's, pengaruh rasio  $D_p/D_t$  pada koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalis dibandingkan dengan pipa kosong,  $hw/h$  (Simth, 1981) sebagai berikut :

**Tabel 8.** Diameter Pipa Reaktor

Dp/Dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dipilih  $D_p/D_t = 0,15$  karena perpindahan panas yang dihasilkan besar.

Dengan :

$hw$  = Koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = Koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = Diameter katalis

$D_t$  = Diameter *tube*

Maka,

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

$$D_t = 0,005 / 0,15$$

$$= 0,03 \text{ m}$$

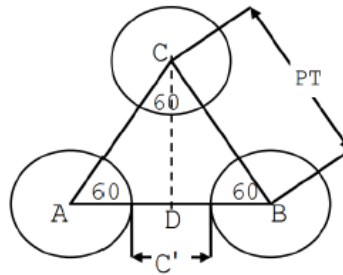
$$= 1,31 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 10 (Kern, 1950), dipilih spesifikasi sebagai berikut :

- Nominal *pipe size* (IPS) = 1,50 in
- BWG = 16 in
- Diameter luar *tube* (OD) = 1,50 in
- Diameter dalam *tube* (ID) = 1,37 in
- *Flow area per pipe* = 1,47 in<sup>2</sup>
- *Surface per lin ft*  
*Outside* = 0,39 ft<sup>2</sup>/ft

- Inside* = 0,36 ft<sup>2</sup>/ft
- *Weight per lin ft* = 1,09 lbsteel/ft
- *P<sub>T</sub> (Pitch)* = 1,25 · ODt  
= 1,88 in
- *Clearance (C)* = *P<sub>T</sub>* – ODt  
= 0,38 in

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



**Gambar 1** Susunan Pipa *Triangular Pitch*

b. Penentuan Dimensi *Shell*

$$IDs = \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_T^2}{\pi/4}} \quad (22)$$

$$IDs = 21,11 \text{ in} = 0,54 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \times IDs \quad (23)$$

$$= 0,75 \times IDs$$

$$B = 15,83 \text{ in} = 0,40 \text{ m}$$

$$De = \frac{4 \cdot (P_T^2 \cdot 0,5 \cdot 0,86 - \frac{1}{8} \cdot \pi \cdot ODT^2)}{0,5 \cdot \pi \cdot ODT} \quad (24)$$

$$De = 1,09 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{IDs \cdot C \cdot B}{144 \cdot P_T} \quad (25)$$

$$a_s = 0,46 \text{ ft}^2 = 0,04 \text{ m}^2$$

Dimana :

IDs = Diameter dalam *shell* (m)

B = jarak *baffle* (m)

$D_e$  = Diameter efektif *shell* (m)

$a_s$  = *Flow area shell* (m<sup>2</sup>)

c. Penentuan Jenis pendingin

Pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A* yang stabil pada temperatur 15 – 400 °C. Komposisi *Dowtherm A* yaitu *diphenyl oxyde* sebesar 73,5% dan *diphenyl* sebesar 26,5%. Sifat fisis *Dowtherm A* dari proses hidrokarbon.

$C_p$  =  $0,11 + 3,40 \times 10^{-4} T$  (cal/gr.K)

$\rho$  =  $1,36 - 9,71 \times 10^{-4} T$  (g./cm<sup>3</sup>)

$\mu$  =  $35,59 - 4,21 \times 10^{-2} T$  (g/cm.J)

$k$  =  $1,51 - 1,04 \times 10^{-3} T$  (cal/g.cm.K)

d. Penentuan Kebutuhan Jumlah Pendingin

Pendingin *Dowtherm A* yang dibutuhkan yaitu

$W_p = 272,92$  kg/jam

= 1.805.163,66 kg/tahun

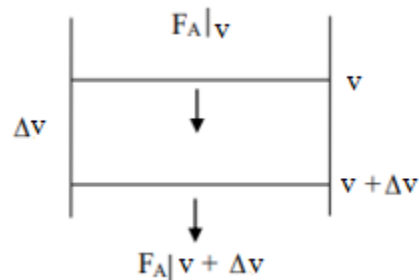
#### 4. Persamaan - persamaan Matematis Reaktor

Asumsi :

- Kondisi *steady state*
- Aliran *plug flow*, dimana tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor terjadi dari dalam pipa ke arah luar
- Fluida mengalir dengan kecepatan sama dan tetap
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal

Penyusunan persamaan matematis reaktor dapat dituliskan sebagai berikut :

- Neraca massa gas pada elemen volume



**Gambar 2.** Persamaan Neraca Massa Pada Elemen Volume Tube

(rate of input) – (rate of output) – (rate of reaction) = (rate of accumulation)

$$F_{A|V} - F_{A|V+\Delta V} - (-r_A) \cdot \Delta V = 0$$

$$F_{A|V} - F_{A|V+\Delta V} = (-r_A) \cdot \Delta V$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_{A|V} - F_{A|V+\Delta V}}{\Delta V} = (-r_A)$$

$$-\frac{dF_A}{dV} = (-r_A) \quad (26)$$

Dimana :

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

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

Sehingga diperoleh :

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

$$\frac{dx}{dV} = \frac{(-r_A)}{F_{A0}} \quad (27)$$

$$\frac{dx}{dV} = \frac{k P_{C_8H_{16}O_2}^\alpha P_{H_2}^\beta}{F_{A0}} \quad (28)$$

### b. Pressure Drop

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

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho_g \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[ \frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \quad (29)$$

Dengan :  $V = A \cdot z$  (30)

Maka persamaan *pressure drop* menjadi

$$\frac{dP}{dV} = -\frac{G}{A \cdot \rho_g \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[ \frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \quad (31)$$

$$\frac{dP}{dV} = -\frac{G}{A \cdot \rho_g \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[ \frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75 \cdot G \right] \quad (32)$$

Keterangan :

G =  $\rho \cdot u$  = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa ( $\text{kg/m}^2 \cdot \text{jam}$ )

$\rho$  = Massa jenis gas ( $\text{kg/m}^3$ )

Dp = Diameter partikel katalis (m)



- $g = 4,17 \times 10^8 \text{ lbm.ft/jam}^2.\text{lbf}$   
 $\varepsilon = \text{Porositas katalisator}$   
 $\mu = \text{Viskositas campuran gas (kg/m.jam)}$

Persamaan differensial yang digunakan adalah

$$\frac{dx}{dV} = \frac{k P_{C_8H_{16}O_2}^\alpha P_{H_2}^\beta}{F_{A0}} \quad (33)$$

$$\frac{dP}{dV} = - \frac{G}{A \cdot \rho_g \cdot g_c \cdot Dp} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ \frac{150(1-\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,75 \cdot G \right] \quad (34)$$

Persamaan di atas diselesaikan secara simultan menggunakan metode *Runge Kutta Orde 2* :

$$X_{i+1} = X_i + k_2 \Delta V \quad (35)$$

$$P_{i+1} = P_i + l_2 \Delta V \quad (36)$$

$$V_{i+1} = V_i + \Delta V \quad (37)$$

Keterangan :

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

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

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

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

Hasil penyelesaian persamaan differensial dapat dilihat pada Tabel 9.

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

V	X	P
0,000	0,000	7,500
0,010	0,113	7,495
0,020	0,214	7,490
0,030	0,304	7,485
0,040	0,384	7,480
0,050	0,456	7,475
0,060	0,520	7,470
0,070	0,577	7,465
0,080	0,628	7,459
0,090	0,673	7,454
0,100	0,713	7,449
0,110	0,748	7,444
0,120	0,779	7,439
0,130	0,807	7,434

**Tabel 9.** Hasil Perhitungan Metode *Runge Kutta Orde 2* (Lanjutan)

V	X	P
0,140	0,831	7,429
0,150	0,853	7,424
0,160	0,872	7,419
0,170	0,889	7,413
0,180	0,903	7,408
0,190	0,916	7,403
0,200	0,927	7,398
0,210	0,937	7,393
0,220	0,946	7,388
0,230	0,953	7,383
0,240	0,960	7,378
0,250	0,966	7,372
0,260	0,970	7,367
0,270	0,975	7,362
0,280	0,978	7,357
0,290	0,982	7,352
0,300	0,984	7,347
0,310	0,987	7,341
0,320	0,989	7,336
0,330	0,990	7,331

Melalui hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel, maka diperoleh :

- Volume Total Katalis dalam *Tube* Reaktor

Volume total katalis yang digunakan berdasarkan penyelesaian persamaan metode *Ruge Kutta* adalah 0,33 m<sup>3</sup>. Digunakan volume *overdesign* sebesar 20% sehingga volume total yang diperoleh adalah 0,40 m<sup>3</sup>.

- Menghitung Berat Total Tumpukan Katalis

$$V = \frac{W}{\rho_{b,katalis}} \quad (38)$$

$$W = V \times \rho_{b,katalis} \quad (39)$$

$$W = 214,50 \text{ kg}$$

- Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis

$$Z = \frac{4 \times V}{\pi \times ID^2} \quad (40)$$

$$Z = 3,47 \text{ m}$$

$$= 11,39 \text{ ft}$$

Digunakan ukuran tinggi *tube* standar 12 ft atau 3,66 m

- Menghitung Jumlah *Tube* (Nt)

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

$$V \text{ 1 tube} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z \quad (41)$$

$$V \text{ 1 tube} = 3,48 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

Sehingga jumlah *tube* yang digunakan dapat dicari menggunakan persamaan berikut :

$$Nt = \frac{V_{total}}{V \text{ 1 tube}} \quad (42)$$

$$Nt = 113,90 \text{ buah}$$

Jumlah *tube* standar yang digunakan adalah 115 buah.

## 5. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

### a. *Tube side*

Menghitung bilangan Reynold dalam *tube*

$$Gt = \frac{Wt}{a_t} \quad (43)$$

$$= 3276,53 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$Re_t = \frac{Dp \cdot Gt}{\mu_{campuran}} \quad (44)$$

$$= 3100 \quad (\text{Hill, 1977})$$

Maka diperoleh

$$h_i = jH \left( \frac{k}{IDt} \right) \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{(1/3)} \quad (45)$$

$$= 1,96 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDt}{ODt} \quad (46)$$

$$= 1,79 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

### b. *Shell side*

Menghitung bilangan Reynold dalam *shell*

$$Gs = \frac{Wp}{a_s} \quad (47)$$

$$= 1802,54 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$Re_s = \frac{Gs \cdot De}{\mu_p} \quad (48)$$

$$= 63,26 \quad (\text{Kern, 1950})$$

Maka diperoleh

$$h_o = jH \left( \frac{ks}{De} \right) \left( \frac{C_{ps} \cdot \mu_s}{ks} \right)^{(1/3)} \quad (49)$$

$$= 38,12 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

c. *Clean Overall Coefficient (Uc)*

$$Uc = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (50)$$

$$= 1,71 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

d. *Dirty Factor*

$$Rd \text{ Shell} = 0,001 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{F/Btu} \quad (\text{Tabel 12 Kern, 1965})$$

$$Rd \text{ Tube} = 0,0005 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{F/Btu} \quad (\text{Tabel 12 Kern, 1965})$$

$$Rd = Rd \text{ Shell} + Rd \text{ Tube}$$

$$= 0,0015 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$$

e. *Design Overall Coefficient*

$$Ud = \frac{1}{Rd + \frac{1}{Uc}} \quad (51)$$

$$= 1,70 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Keterangan :

Ret = Bilangan Reynold *tube*

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

Dp = diameter partikel katalis (m)

$\mu$  campuran = viskositas gas campuran (kg/m.jam)

Res = Bilangan Reynold *shell*

Wp = laju alir massa pendingin (lb/jam)

$\mu_p$  = viskositas pendingin (lb/ft.h)

ho = koefisien perpindahan panas di *shell* (Btu/h.ft<sup>2</sup> · F)

hi = koefisien perpindahan panas di *tube* (Btu/h.ft<sup>2</sup> · F)

Uc = koefisien perpindahan panas *overall* saat bersih (Btu/h.ft<sup>2</sup> · F)

Ud = koefisien perpindahan panas *overall* saat kotor (Btu/h.ft<sup>2</sup> · F)

## 6. *Mechanical Design Reactor*

### a. Menentukan Tebal *Shell*

#### 1) Tekanan *Design* (*over design* 20%)

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi} &= 7,5 \text{ atm} \\ &= 110,22 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan } Design &= 9 \text{ atm} \\ &= 132,26 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### 2) Bahan Konstruksi

Dipilih material *Stainless Steel* SA-167 Grade 3 Tipe 304 dengan pertimbangan :

- *Stainless Steel* cocok untuk bahan yang bersifat korosif
- Dipilih Tipe 304 karena lebih ekonomis daripada tipe lainnya

Maka untuk menentukan tebal *shell* dapat digunakan persamaan berikut :

$$Ts = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C \quad (52)$$

$$Ts = 0,37 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih Tebal dinding standar} = 0,37 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{ODs} = \text{IDs} + 2Ts \quad (53)$$

$$\text{ODs} = 21,86 \text{ in} = 0,56 \text{ m}$$

$$\text{OD standar} = 22 \text{ in} = 0,56 \text{ m}$$

Keterangan :

P = tekanan *design* (psi)

r = jari – jari dalam *shell* (in)

f = 15100 psi = *maximum allowable stress* (psi)

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

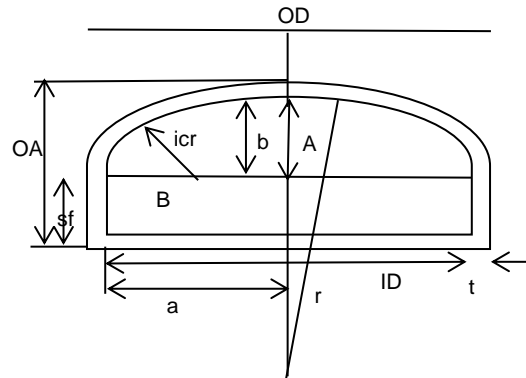
E = 0,8 = efisiensi sambungan

(Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

C = 0,25 in = faktor korosi (in)

b. Head Reaktor

1) Bentuk *Head*



**Gambar 3** Bentuk *Head Torispherical*

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

2) Bahan Konstruksi *Head*

Dipilih material *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Tipe 304* dengan pertimbangan :

- *Stainless Steel* cocok untuk bahan yang bersifat korosif
- Dipilih Tipe 304 karena lebih ekonomis daripada tipe lainnya

3) Tebal *Head*

Persamaan yang digunakan untuk menghitung tebal *head* yaitu

$$Th = \frac{0,885 \times P \times ID_s}{f \times E - 0,1P} + C \quad (54)$$

$$Th = 0,37 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar} = 0,37 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

Keterangan :

P = tekanan *design* (psi)

f = 15100 psi = *maximum allowable stress* (psi)

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

E = 0,8 = efisiensi sambungan

(Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

C = 0,25 in = faktor korosi (in)

4) Tinggi *Head*

Tebal *head* yang digunakan adalah 0,375 in atau 3/8 in, maka dari Tabel 5.7.

Brownel and Young diperoleh data sebagai berikut :

ODs : 22 in

Ts : 0,37 in

Icr : 1,37 in

r : 21 in

a : 10,55 in

AB : 9,18 in

BC : 19,63 in

AC : 17,35 in

B : 3,65 in

Nilai *sf* diperoleh dari Tabel 5.6. Brownell and Young yaitu

*Sf* : 1 ½ - 3 in

Dipilih *sf* = 2,5 in

Maka tinggi *head* reaktor yang diperoleh yaitu

$$\text{Tinggi Head} = th + b + sf \quad (55)$$

$$\text{Tinggi Head} = 6,53 \text{ in}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

c. Tinggi Reaktor

$$\text{HR} = \text{Panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}) \quad (56)$$

$$\text{HR} = 157,06 \text{ in}$$

$$= 3,99 \text{ m}$$

d. Volume Reaktor

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times \text{IDs}^3 \quad (57)$$

$$= 1749,94 \text{ in}^3 = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 \times Z \quad (58)$$

$$= 50371,60 \text{ in}^3 = 0,83 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + \text{Volume head} \quad (59)$$

$$= 52121,54 \text{ in}^3 = 0,85 \text{ m}^3$$

e. Diameter Reaktor

ID Reaktor = 0,54 m  
OD Reaktor = ODs + tebal isolasi  
= 0,66 m

f. *Nozzle*

Menghitung *nozzle* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \quad (60)$$

1) Diameter Saluran Gas Umpan

G (Kecepatan Umpan Masuk) = 0,02 kg/s  
 $\rho$  (Densitas Gas Umpan Masuk) = 9,74 kg/m<sup>3</sup>  
Dopt (Diameter Optimum) = 15,00 mm = 0,59 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu

- IPS : 0,75 in
- ID : 0,82 in
- OD : 1,05 in
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 0,53 in<sup>2</sup>
- *Surface per lin ft*
  - *Outside* : 0,28 ft<sup>2</sup>/ft
  - *Inside* : 0,22 ft<sup>2</sup>/ft
- *Weight per lin ft* : 1,13 lb steel

2) Diameter Saluran Gas Keluar

G (Kecepatan Umpan Masuk) = 0,02 kg/s  
 $\rho$  (Densitas Gas Umpan Masuk) = 13,17 kg/m<sup>3</sup>  
Dopt (Diameter Optimum) = 13,41 mm = 0,53 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu

- IPS : 0,75 in
- ID : 0,82 in
- OD : 1,05 in
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 0,53 in<sup>2</sup>



- *Surface per lin ft*
  - *Outside* : 0,28 ft<sup>2</sup>/ft
  - *Inside* : 0,22 ft<sup>2</sup>/ft
- *Weight per lin ft* : 1,13 lb steel

### 3) Diameter Pendingin Masuk

$$T_{in} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \rho_p \text{ (Densitas Pendingin)} &= 1,36 - (9,71 \times 10^{-4} T) & (61) \\ &= 1075,13 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pendingin)} = 0,06 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} = 5,13 \text{ mm} = 0,20 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu

- *IPS* : 0,25 in
- *ID* : 0,36 in
- *OD* : 0,54 in
- *Schedule Number* : 40
- *Flow Area per pipe* : 0,10 in<sup>2</sup>
- *Surface per lin ft*
  - *Outside* : 0,14 ft<sup>2</sup>/ft
  - *Inside* : 0,10 ft<sup>2</sup>/ft
- *Weight per lin ft* : 0,43 lb steel

### 4) Diameter Pendingin Keluar

$$T_{out} = 333 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \rho_p \text{ (Densitas Pendingin)} &= 1,36 - (9,71 \times 10^{-4} T) & (62) \\ &= 1041,15 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$G \text{ (Kecepatan Aliran Pendingin)} = 0,06 \text{ kg/s}$$

$$D_{opt} \text{ (Diameter Optimum)} = 5,13 \text{ mm} = 0,20 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih ukuran standar yaitu

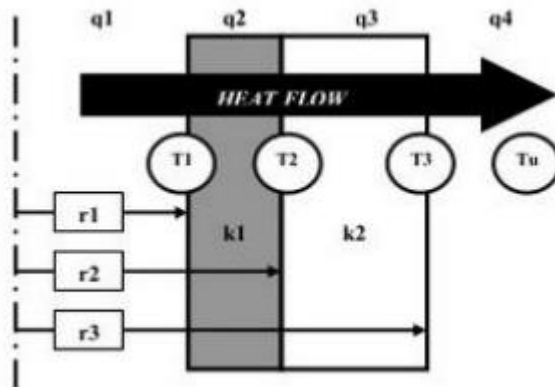
- *IPS* : 0,25 in
- *ID* : 0,36 in
- *OD* : 0,54 in
- *Schedule Number* : 40

- *Flow Area per pipe* : 0,10 in<sup>2</sup>
- *Surface per lin ft*
  - *Outside* : 0,14 ft<sup>2</sup>/ft
  - *Inside* : 0,10 ft<sup>2</sup>/ft
- *Weight per lin ft* : 0,43 lb steel

## 7. Isolator Reaktor

Asumsi :

- Perpindahan panas dalam keadaan *steady state* sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
- Suhu udara luar dianggap 30 °C dan suhu dinding luar isolator 40 °C
- Suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu media pendingin



**Gambar 4** Mekanisme Perpindahan Panas dari Dalam Reaktor

Keterangan :

- $T_1$  = suhu dinding dalam reaktor = 315,5 K
- $T_2$  = suhu dinding luar reaktor
- $T_3$  = suhu dinding luar isolator = 313 K
- $T_u$  = suhu udara luar = 303 K
- $R_1$  = jari – jari dalam *shell* = 0,27 m
- $R_2$  = jari – jari luar *shell* = 0,28 m
- $R_3$  = jari – jari luar reaktor
- $Q_1$  = panas dari fluida ke dinding *shell*
- $Q_2$  = panas melalui dinding *shell*/dinding reaktor
- $Q_3$  = panas melalui dinding isolator
- $Q_4$  = panas dari permukaan luar isolator ke udara

- Bahan dinding shell yang digunakan adalah *Stainless Steel* dengan spesifikasi berikut :

$$k_s = 17,87 \text{ W/m.}^\circ\text{C} \quad (\text{Appendix A-2 Holman, 1986})$$

- Bahan yang dipilih untuk isolator adalah *Asbestos* karena memiliki ketahanan panas yang tinggi, memiliki nilai konduktivitas termal rendah, dan ekonomis. Spesifikasinya sebagai berikut :

$$k_{is} = 0,16 \text{ W/m.}^\circ\text{C} \quad (\text{Appendix A-3 Holman, 1986})$$

$$\rho_{is} = 520 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Appendix A-3 Holman, 1986})$$

$$\varepsilon_{is} = 0,96 \quad (\text{Appendix A-10 Holman, 1986})$$

- Sifat fisis udara dapat ditentukan dari rerata suhu udara ( $T_f$ ) dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{T_3 + T_u}{2} & (63) \\ &= 308 \text{ K} \end{aligned}$$

Dari interpolasi data Appendix A-5, Holman (1986) pada suhu  $T_f = 308 \text{ K}$ , diperoleh data sebagai berikut :

$$\rho_{ud} = 1,15 \text{ kg/m}^3$$

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

$$\mu = 1,88 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$\nu = 1,65 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

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

$$\text{Pr} = 0,71$$

Data tambahan :

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

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

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

- Menghitung Bilangan Grasshof

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2} & (64) \\ &= 5,72 \times 10^{10} \end{aligned}$$

Keterangan :

$g$  = percepatan gravitasi ( $m/s^2$ )

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

$L$  = 3,66 m

$T_3$  = suhu dinding luar isolator (K)

$T_u$  = suhu udara luar (K)

$v$  = kecepatan aliran gas ( $m^2/s$ )

b. Menghitung Bilangan Rayleigh

$$\begin{aligned} Ra &= Gr \times Pr & (65) \\ &= 4,04 \times 10^{10} \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

c. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi

$$\begin{aligned} hc &= 0,1 \cdot \frac{k_{ud}}{L} (Gr \times Pr)^{\frac{1}{3}} & (66) \\ &= 2,52 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Keterangan :

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

$L$  = 3,66 m

$Gr \times Pr = 4,04 \times 10^{10}$

d. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi

$$\begin{aligned} hr &= \frac{\varepsilon_{is} \sigma (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} & (67) \\ &= 6,36 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Keterangan :

$\varepsilon_{is}$  = emisivitas bahan isolator

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

$T_3$  = suhu dinding luar isolator (K)

$T_u$  = suhu udara luar (K)

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

$$q_2 = \frac{2\pi L (T_1 - T_2) k_s}{\ln (R_2/R_1)} \quad (68)$$

$$q_3 = \frac{2\pi L (T_2 - T_3) k_{is}}{\ln (R_3/R_2)} \quad (69)$$

$$q_4 = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu) \quad (70)$$

Karena kondisi diasumsikan *steady state*, maka  $q_2 = q_3 = q_4$

- Untuk  $q_2 = q_4$ , maka :

$$\frac{2\pi L(T_1 - T_2)k_s}{\ln(R_2/R_1)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu)$$

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 - Tu)\ln(R_2/R_1)} \quad (71)$$

- Untuk  $q_3 = q_4$ , maka :

$$\frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln(R_3/R_2)} = (h_c + h_r)2\pi R_3 L(T_3 - Tu)$$

$$R_3' = \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(h_c + h_r)(T_3 - Tu)\ln(R_3/R_2)} \quad (72)$$

Keterangan :

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

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

$h_c$  = koefisien perpindahan panas konveksi (W/m<sup>2</sup>.K)

$h_r$  = koefisien perpindahan panas radiasi (W/m<sup>2</sup>.K)

$R_1$  = jari – jari dalam shell (m)

$R_2$  = jari – jari luar shell (m)

$R_3$  = jari – jari luar reaktor (m)

$T_1$  = suhu dinding dalam reaktor (K)

$T_2$  = suhu dinding luar reaktor (K)

$T_3$  = suhu dinding luar isolator (K)

$Tu$  = suhu udara luar (K)

Kemudian dilakukan *trial* nilai  $T_2$  hingga memperoleh nilai  $R_3 = R_3'$

Hasil *trial* yang diperoleh yaitu :

$$T_2 = 315,44 \text{ K} = 42,44 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$R_3 = 0,28 \text{ m}$$

Maka tebal isolasi yang digunakan adalah

$$\text{Tebal Isolasi} = R_3 - R_2$$

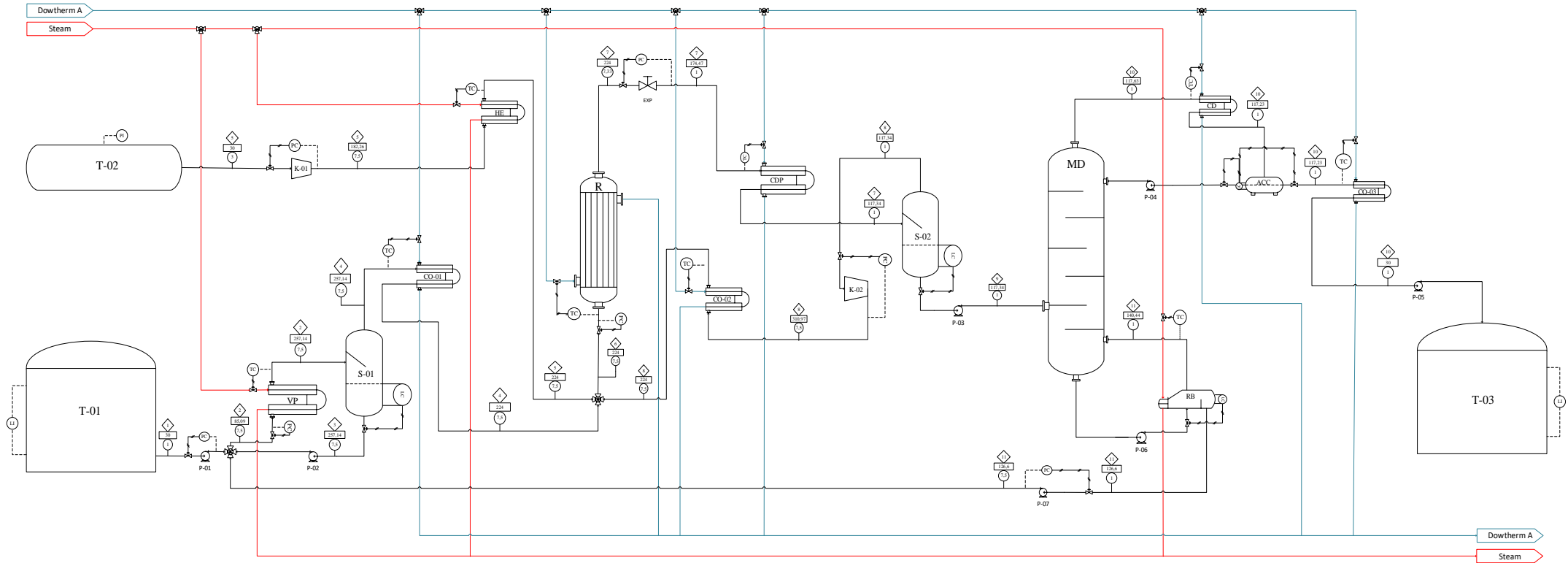
$$= 0,004 \text{ m}$$

## **LAMPIRAN B**

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM


## PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT

### KAPASITAS 500 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	1,70	1,72	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00
C <sub>5</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub>	60,81	78,13	16,71	61,42	0,00	61,42	0,61	0,00	0,61	0,01	0,61
H <sub>2</sub> O	0,61	0,64	0,03	0,61	0,00	0,62	0,62	0,01	0,61	0,61	0,00
C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	0,00	0,68	0,04	0,63	0,00	0,94	63,45	0,31	63,14	62,51	0,63
<b>Total</b>	<b>61,43</b>	<b>79,45</b>	<b>16,78</b>	<b>62,67</b>	<b>1,70</b>	<b>64,70</b>	<b>64,70</b>	<b>0,33</b>	<b>64,37</b>	<b>63,13</b>	<b>1,24</b>

KETERANGAN			
VP	Vaporizer		Pressure Indicator
CDP	Condensor Parsial	LI	Level Indicator
CD	Condensor	LC	Level Control
EXP	Expansion Valve	TC	Temperatur Control
CO	Cooler	PC	Pressure Control
HE	Heater	◇	Nomor Arus
K	Kompresor	□	Temperatur (°C)
P	Pompa	○	Tekanan (atm)
R	Reaktor	↔	Pneumatic Signal
T	Tangki	—	Pipa
MD	Menara Distilasi	-----	Sambungan Listrik
S	Separator	⊗	Control Valve



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOGYAKARTA**  
**2023**

*PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*  
**PRA RANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES**  
**HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH :**  
**1. Silviana Ayusella K. (19521183)**  
**2. Wahyu Murti S. (19521185)**

**DOSEN PEMBIMBING :**  
**Sholeh Ma'mun S. T., M.T. PhD**

## **LAMPIRAN C**



## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Silviana Ayusella Kunchayaningayu

No. MHS : 19521183

Nama Mahasiswa : Wahyu Murti Setyaningrum

No. MHS : 19521185

Judul Prarancangan \*) :

PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai nilai kinetika reaksi, ekspor-impor, dan data yang perlu dicari selanjutnya.	
2.	2 November 2022	Diskusi nilai kinetika reaksi dan data yang perlu dicari untuk penentuan kapasitas pabrik.	
3.	17 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik dan pemilihan proses.	
4.	15 Desember 2022	Revisi dan persetujuan luaran tahap 1, tahap 2, dan tahap 3.	
5.	5 Januari 2023	Pembuatan diagram alir kualitatif	
6.	14 Februari 2023	Revisi dan persetujuan luaran tahap 4 dan 5	
7.	1 Maret 2023	Perancangan Reaktor	
8.	10 April 2023	Perancangan Reaktor	
9.	18 April 2023	Perancangan Reaktor	
10.	27 April 2023	Persetujuan luaran tahap 6	

**Disetujui Draft Penulisan :**

Yogyakarta, 30 - 04 - 2023

**Pembimbing,**



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

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Silviana Ayusella Kuncahyaningayu

No. MHS : 19521183

Nama Mahasiswa : Wahyu Murti Setyaningrum





No. MHS : 19521185

Judul Prarancangan \*) :

PRARANCANGAN PABRIK N-BUTANOL DENGAN PROSES HIDROGENASI N-BUTIL BUTIRAT KAPASITAS 500 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 09 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 Juni 2023	Spesifikasi alat pemisah, alat pendukung, alat penyimpanan, dan PEFD.	
2	26 Juni 2023	Persetujuan luaran tahap 7, 8, 9, dan 10.	
3	25 Juli 2023	Persetujuan luaran tahap 11 dan 12	
4	28 Agustus 2023	Persetujuan luaran tahap 13, 14, 15, dan 16	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 31 Agustus 2023

Pembimbing,



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