

TA/TK/2023

**PRA RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILLEN, HIDROGEN,
DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : Fauzian Bayu Riskyandi

NIM : 17521167

Nama : Tiara Indri Wulandari

NIM : 17521057

TEKNIK KIMIA

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN
PRA RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN,
DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 30.000
TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Fauzian Bayu Riskyandi

Nama : Tiara Indri Wulandari

NIM : 17521167

NIM : 17521057

Yogyakarta, 18 September 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Fauzian Bayu Riskyandi

(17521167)



Tiara Indri Wulandari

(17521057)

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN,
DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 30.000**

TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

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

Oleh:

Nama : Fauzian Bayu Risyandi

Nama : Tiara Indri Wulandari

NIM : 17521167

NIM : 17521057

Yogyakarta, 18 September 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D



Lucky Wahyu Nuzulia S, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN,
DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fauzian Bayu Riskyandi

NIM 17521167

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, 31 Maret 2023

Tim Penguji

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

Ketua Penguji



29/02/23

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

Penguji I



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng

Penguji II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng

NIP : 185210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK n-BUTANOL DARI PROPILEN, HIDROGEN,
DAN KARBON MONOKSIDA KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Tiara Indri Wulandari

NIM : 17521057

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, 30 September 2022

Tim Penguji

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

Ketua Penguji

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., MSc

Penguji I

Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng

Penguji II



15/11/22

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP : 155210506

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuh

Alhamdulillah puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat, taufik dan karunia-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik n-Butanol dari Propilen, Hidrogen dan Karbon Monoksida kapasitas 30.000 Ton/Tahun.

Tujuan dari Tugas Akhir serta penulisan laporan ini adalah untuk mengukur kemampuan mahasiswa dalam mengimplementasikan pengetahuan-pengetahuan yang telah didapat selama menjalani masa perkuliahan dan sebagai sebagai salah satu prasyarat untuk menyelesaikan studi strata 1 dalam meraih gelar sarjana.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran dan kemudahan serta kelancaran dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing 1 yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
4. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing 2 yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

5. Kedua orang tua saya Bapak Alm Fachrul Massere dan Ibu Adereyani Mutfainah yang selalu memberikan bantuan moril dan materil, motivasi dan dukungan, serta doa yang tiada henti-hentinya kepada saya.
6. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat, motivasi, dan kasih sayang yang tak terbatas.
7. Sahabat – sahabat saya dan teman – teman Teknik Kimia angkatan 2017 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan Tugas Akhir ini didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakaatuh

Yogyakarta, 31Maret 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
ABSTRAK	xvii
ABSTRACT.....	xviii
BAB I.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1. Produksi Dalam Negeri.....	2
1.2.2. Konsumsi Dalam Negeri.....	2
1.2.3. Impor	3
1.2.4. Ekspor	3
1.2.5. Peluang.....	4
1.3. Tinjauan Pustaka	4
1.3.1. Macam-Macam Proses.....	4
1.3.2. Pemilihan Proses	6

1.4.	Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	7
1.4.1.	Tinjauan Kinetika	7
1.4.2.	Tinjauan Termodinamika	8
BAB II	11
2.1.	Spesifikasi Produk	11
2.2.	Spesifikasi Bahan	11
2.2.1.	<i>Propylene</i>	11
2.2.2.	Karbon Monoksida	12
2.2.3.	Hidrogen	12
2.3.	Pengendalian Bahan Baku	12
2.3.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku	12
2.3.2.	Pengendalian Kualitas Produk	13
BAB III	15
3.1.	Diagram Alir Proses dan Material	15
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif	15
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif	16
3.1.3	PEFD	17
3.2.	Uraian Proses	17
3.2.1	Persiapan Bahan Baku	17
3.2.2	Reaksi Pembuatan <i>Butyraldehyde</i>	18
3.2.3	Reaksi Pembuatan n-Butanol	19
3.2.4	Pemurnian Produk	19
3.3.	Spesifikasi Alat Proses	20

3.3.1	Tangki Penyimpanan	20
3.3.2	<i>Heater</i>	21
3.3.3	<i>Cooler</i>	22
3.3.4	<i>Condensor</i>	23
3.3.5	<i>Vaporizer</i>	24
3.3.6	Reboiler	25
3.3.7	Kompresor	26
3.3.8	<i>Expansion Valve</i>	26
3.3.9	<i>Knock Out Drum</i>	27
3.3.10	Menara Distilasi	28
3.3.11	Reaktor.....	29
3.4.	Neraca Massa	30
3.4.1	Neraca Massa Tiap Alat	30
3.4.2	Neraca Massa <i>Recycle</i>	32
3.4.3	Neraca Massa Total	37
3.5.	Neraca Panas.....	37
BAB IV	42
4.1.	Lokasi Pabrik.....	42
4.1.1.	Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit	42
4.1.2.	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit.....	44
4.2.	Tata Letak Pabrik	45
4.3.	<i>Maintenance</i>	48
4.4.	Organisasi Perusahaan	49

4.4.1.	Bentuk Perusahaan	49
4.4.2.	Struktur Organisasi	50
4.4.3.	Tugas dan Wewenang	53
4.4.4.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	58
4.4.5.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	60
4.4.6.	Karyawan <i>Non-Shift</i>	60
4.4.7.	Karyawan <i>Shift</i>	61
4.4.8.	Kesejahteraan Karyawan	62
BAB V	65
5.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	65
5.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	77
5.3.	Unit Pembangkit Listrik	78
5.4.	Unit Penyediaan Udara Tekan	82
5.5.	Unit Penyediaan Bahan Bakar	82
5.6.	Unit Pengolahan Limbah	83
BAB VI	84
6.1.	Analisis Keuangan (<i>Finance</i>)	84
6.1.1.	<i>Capital Investment</i>	84
6.1.2.	<i>Total Manufacturing Cost</i>	85
6.1.3.	<i>General Expense</i>	86
6.1.4.	Analisa Keuntungan	87
6.2.	Analisis Kelayakan Ekonomi	87
BAB VII	89

7.1. Kesimpulan	89
7.2. Saran.....	90
DAFTAR PUSTAKA	91
LAMPIRAN.....	92

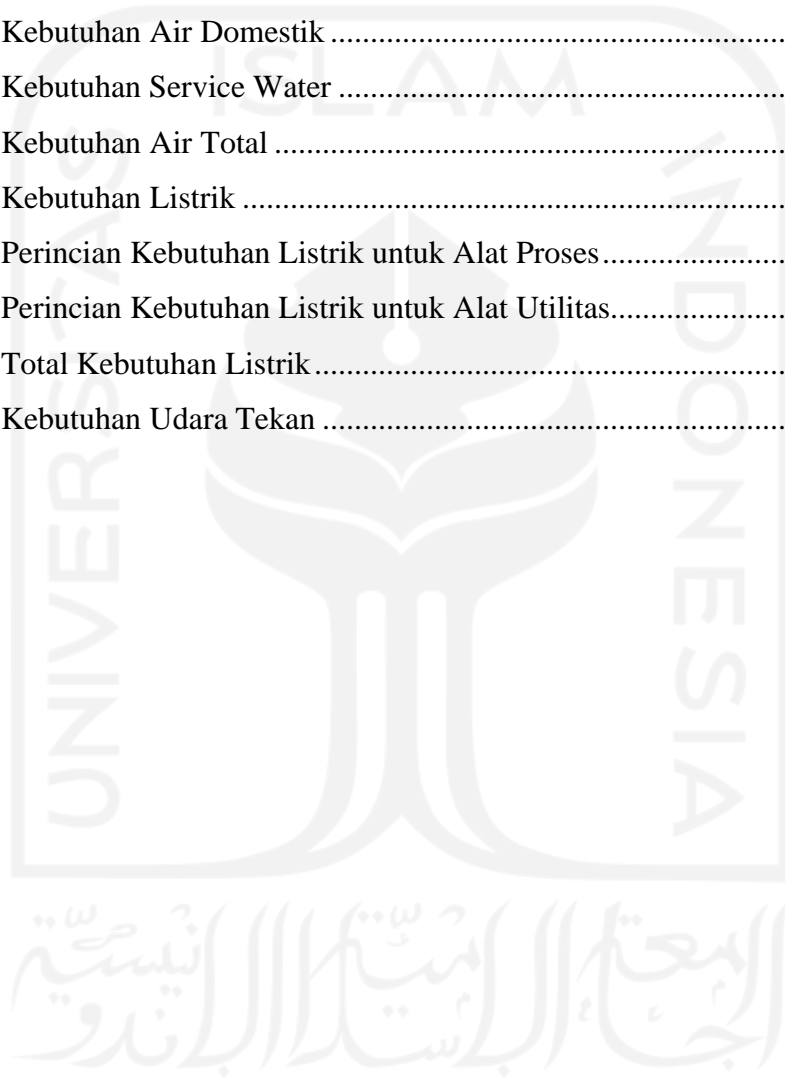


DAFTAR TABEL

Tabel 1 Konsumsi n-Butanol di Indonesia.....	2
Tabel 2 Impor n-Butanol sulfat di Indonesia	3
Tabel 3 Ekspor amonium sulfat di Indonesia.....	3
Tabel 4 Perbandingan katalis Rhodium dengan katalis lain	6
Tabel 5 Perbandingan proses pembuatan n- butanol.....	7
Tabel 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan dan <i>Accumulator</i>	20
Tabel 7 Spesifikasi Alat <i>Heater</i>	21
Tabel 8 Spesifikasi Alat <i>Cooler</i>	22
Tabel 9 Spesifikasi Alat <i>Condensor</i>	23
Tabel 10 Spesifikasi Alat <i>Vaporizer</i>	24
Tabel 11 Spesifikasi Alat Reboiler	25
Tabel 12 Spesifikasi Alat Kompresor	26
Tabel 13 Spesifikasi Alat <i>Expansion Valve</i>	26
Tabel 14 Spesifikasi Alat <i>Knock Out Drum</i>	27
Tabel 15 Spesifikasi Alat Menara Distilasi.....	28
Tabel 16 Spesifikasi Alat Reaktor.....	29
Tabel 17 Neraca Massa Reaktor 1	30
Tabel 18 Neraca Massa <i>Knock Out Drum</i> 1.....	31
Tabel 19 Neraca Massa Reaktor 2	31
Tabel 20 Neraca Massa <i>Knock Out Drum</i> 2.....	31
Tabel 21 Neraca Massa <i>Recycle Mixing Point</i> 1.....	32
Tabel 22 Neraca Massa <i>Recycle Mixing Point</i> 2.....	32
Tabel 23 Neraca Massa <i>Recycle Mixing Point</i> 3.....	32
Tabel 24 Neraca Massa <i>Recycle</i> Reaktor 1	33
Tabel 25 Neraca Massa <i>Recycle Condensor</i>	33
Tabel 26 Neraca Massa <i>Recycle Knock Out Drum</i> 1	33

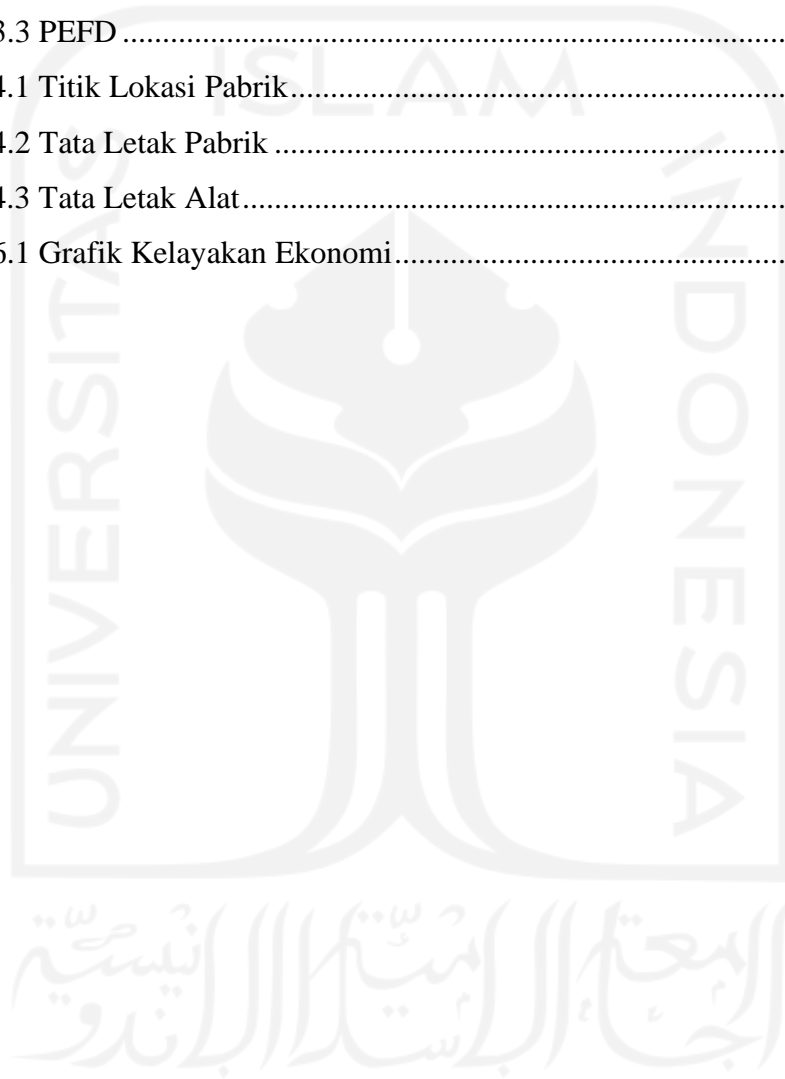
Tabel 27 Neraca Massa <i>Recycle Heater 3</i>	34
Tabel 28 Neraca Massa <i>Recycle Vaporizer 1</i>	34
Tabel 29 Neraca Massa <i>Recycle Mixing Point 4</i>	34
Tabel 30 Neraca Massa <i>Recycle Mixing Point 5</i>	35
Tabel 31 Neraca Massa <i>Recycle Reaktor 2</i>	35
Tabel 32 Neraca Massa <i>Recycle Condensor 2</i>	35
Tabel 33 Neraca Massa <i>Recycle Knock Out Drum 2</i>	36
Tabel 34 Neraca Massa <i>Recycle Menara Distilasi</i>	36
Tabel 35 Neraca Massa <i>Recycle Condensor 3</i>	36
Tabel 36 Neraca Massa <i>Recycle Reboiler</i>	36
Tabel 37 Neraca Massa Total.....	37
Tabel 38 Neraca Panas Kompresor 1.....	37
Tabel 39 Neraca Panas Heater 1.....	37
Tabel 40 Neraca Panas Kompresor 2.....	38
Tabel 41 Neraca Panas Cooler 1.....	38
Tabel 42 Neraca Panas Kompresor 3.....	38
Tabel 43 Neraca Panas Heater 2.....	39
Tabel 44 Neraca Panas Reaktor 1.....	38
Tabel 45 Neraca Panas Condensor 1.....	39
Tabel 46 Neraca Panas Knock Out Drum 1.....	39
Tabel 47 Neraca Panas Heater 3.....	39
Tabel 48 Neraca Panas Vaporizer 1.....	39
Tabel 49 Neraca Panas Reaktor 2.....	40
Tabel 50 Neraca Panas Condensor 2.....	40
Tabel 51 Neraca Panas Knock Out Drum 2.....	40
Tabel 52 Neraca Panas Menara Distilasi.....	40
Tabel 53 Neraca Panas Condensor 3.....	41
Tabel 54 Neraca Panas Reboiler.....	41
Tabel 55 Neraca Panas Cooler 2.....	41

Tabel 56 Gaji Karyawan	58
Tabel 57 Jadwal Shif Karyawan	61
Tabel 58 Kebutuhan Air Pendingin	66
Tabel 59 Kebutuhan Air Steam untuk Proses	66
Tabel 60 Kebutuhan Air Domestik	67
Tabel 61 Kebutuhan Service Water	67
Tabel 62 Kebutuhan Air Total	68
Tabel 63 Kebutuhan Listrik	79
Tabel 64 Perincian Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	79
Tabel 65 Perincian Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas.....	80
Tabel 66 Total Kebutuhan Listrik.....	81
Tabel 67 Kebutuhan Udara Tekan	82



DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	15
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	16
Gambar 3.3 PEFD	17
Gambar 4.1 Titik Lokasi Pabrik	42
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	46
Gambar 4.3 Tata Letak Alat	47
Gambar 6.1 Grafik Kelayakan Ekonomi	88



ABSTRAK

Kebutuhan n-Butanol di Indonesia akan semakin meningkat seiring dengan perkembangan zaman industri kimia. n-Butanol digunakan sebagai bahan *intermediate* pada beberapa industri kimia. Pabrik n-Butanol didirikan dengan dengan kapasitas 30.00 ton/tahun dengan bahan baku berupa propilen, hidrogen, karbon monoksida. Direncanakan pabrik akan berdiri pada suatu kawasan industri di Cilegon, Jawa Barat.

Proses pembuatan n-Butanol menggunakan reaktor *fixed bed* dengan konversi total mencapai 99%. Proses ini terdiri dari atas 4 tahap: tahap persiapan bahan baku, tahap pembentukan *butyraldehyde*, tahap pembuatan n-Butanol, dan tahap pemurnian produk. Tahap pembentukan *butyraldehyde* terjadi dengan kondisi operasi 120°C dan tekanan 15 atm menggunakan katalis Rhodium. Pada tahap ini bahan baku akan diproses menjadi *butyraldehyde*. Kemudian tahap pembuatan n-Butanol terjadi pada kondisi operasi 150°C dan tekanan 15 atm menggunakan katalis CuZnO. Pada tahap ini, *butyraldehyde* akan diproses menjadi n-Butanol.

Untuk kebutuhan utilitas, pabrik membutuhkan sebanyak 136.069 ton/tahun yang diambil dari air sungai. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN sebanyak 852,134 KW. Kebutuhan bahan bakar sebanyak 188,04 L/jam.

Dari analisa ekonomi, pabrik ini memerlukan *Fixed Capital Investment* sebesar Rp. 764.748.651.403, *Working capital* sebesar Rp 1.607.860.548.759,92. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak sebesar Rp 329.311.077.641,06. Keuntungan yang diperoleh setelah pajak adalah Rp 164.655.538.821. ROI sebelum pajak sebesar 44% dan setelah pajak 22%. POT sebelum pajak 2 tahun dan sesudah pajak 3,3 tahun. BEP sebesar 36%, SDP sebesar 20%, serta DCFR sebesar 12%. Dengan demikian apabila ditinjau dari segi ekonomi maka pabrik n-Butanol ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

ABSTRACT

Requirement of n-butanol progressively mounts along with expanding chemical industry in Indonesia. n-Butanol used as the intermediate material for some chemical industries. Factory founded with the capacities 60.000 ton/year with the raw material of propylene, hydrogen and carbon mono oxide. Factory planned to be founded in Cilegon, West Java.

The production process will be operated using fixed bed reactor (FBR) with conversion 99%. Process take place in 4 phase : phase of raw material preparation, phase butyraldehyde formation, phase manufacture of n-Butanol, and phase of product purification. Phase hydrogenation with condition of operation 393 K and pressure 15 atm used catalyst Rhodium. This phase will produce butyraldehyde from the raw materials. Phase hydroformilation with condition of operation 423 K and pressure 15 atm used catalyst CuZnO. This phase will transform butyraldehyde into n-Butanol.

The utility consists of 255.321 ton / year water which is taken from a river. 852,134 KW electricity requirements is fulfilled by PLN. Fuel Requirements is 189029,1942 ton/year.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital invesment of Rp. 764.748.651.403, working capital of Rp. 1.607.860.548.759,92. The profit before tax is Rp. 329.311.077.641,06 while the profit after tax is Rp. 164.655.538.821. Percentage of return on investment (ROI) before tax is 44% while after tax is 22%. Pay Out Time(POT) before taxes and aftertaxes are 2 year and 3,3 year. The value of Break Event Point (BEP) is 36%. Shut Down Point (SDP) is 20 %. While, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 12%. Based on the economic analysis, it is concluded that plant design of n-Butanol is profitable and feasible to be built.

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri maju yang didukung oleh sektor-sektor lain yang tangguh. Seiring dengan perkembangan industri tersebut, terjadi pula peningkatan pada kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu.

Dengan berkembangnya peradapan manusia dunia industri dituntut untuk dapat lebih meningkatkan teknologi tersebut baik dengan penemuan penemuan baru maupun perkembangan teknologi sebelumnya. Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri kimia terus meningkat baik industri yang menghasilkan bahan jadi maupun bahan baku untuk industri lain.

n-Butanol merupakan bahan *intermediate* yang digunakan sebagai bahan baku industri hilir dalam industri tekstil, *polimer plastic*, *cat*, *surface coating*, dan farmasi.

Kebutuhan n-butanol didalam negeri dan luar negeri terus meningkat setiap tahunnya, sedangkan penyediaan untuk kebutuhan dalam negeri masih dipenuhi dengan impor. Oleh karena itu pabrik n-butanol perlu didirikan di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun diekspor sehingga meningkatkan devisa negara, membuka lapangan kerja baru pada penduduk di sekitar wilayah industri yang akan didirikan, mendorong berdirinya pabrik- pabrik baru yang menggunakan bahan baku n-butanol.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Bahan baku yang digunakan dalam proses pra rancangan pabrik ini adalah propilen, hidrogen dan karbon monoksida. Dalam menentukan kapasitas produksi, terdapat beberapa faktor yang harus dipertimbangkan, seperti; konsumsi produk, produksi produk, impor, dan ekspor.

1.2.1 Produksi Dalam Negeri

Dari *Hydrocarbon Processing*, 2006 diperoleh data bahwa kapasitas minimal yang sudah ada untuk pendirian pabrik n-butanol adalah 20.000 ton/tahun yang berlokasi di Davy Mckee, U.K. Sedangkan kapasitas terbesar sampai saat ini untuk pabrik tersebut adalah 700.000 ton/tahun dengan lokasi pabrik di USA. Sedangkan pabrik n-Butanol di Indonesia yang beroperasi adalah PT. Petro Oxo Nusantara dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.

1.2.2 Konsumsi Dalam Negeri

Kebutuhan n-Butanol yang cukup tinggi di Indonesia inilah yang menyebabkan Indonesia mengimpor n-Butanol dari luar negeri. Berikut data konsumsi n-Butanol di Indonesia.

Tabel 1 Konsumsi n-Butanol di Indonesia

TAHUN	KONSUMSI (TON)
2014	134.523
2015	124.896
2016	130.007
2017	127.364
2018	131.080
2019	128.897
2020	129.924
2021	129.911

(Badan Pusat Statistik Indonesia, 2021)

1.2.3 Impor

Di Indonesia, angka impor n-Butanol mengalami kenaikan dan penurunan di setiap tahunnya. Untuk memenuhi kebutuhan n-Butanol, saat ini Indonesia masih mengimpor dari berbagai negara. Hal ini dikarenakan pabrik yang memproduksi n-Butanol di Indonesia sangat terbatas. Menurut data bps, negara-negara yang pengimpor n-butanol antara lain Jepang, Korea, Singapura, USA, Belanda, Jerman, Australia, Thailand, dan Malaysia. Untuk data tersebut dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel 2 Impor n-Butanol di Indonesia

TAHUN	IMPOR (TON)
2014	34.600
2015	25.232
2016	30.343
2017	27.367
2018	31.084
2019	28.899
2020	29.924

(Statistik, Ekspor-Impor, 2021)

1.2.4 Ekspor

Dalam 6 tahun terakhir, jumlah ekspor n-Butanol di Indonesia terus menurun.

Tabel 3 Ekspor n-Butanol di Indonesia

TAHUN	EKSPOR (TON)
2014	77
2015	336
2016	76
2017	46
2018	0
2019	0
2020	0

(Statistik, Ekspor-Impor, 2021)

1.2.5 Peluang

Berdasarkan data impor n-Butanol pada tabel 2 dapat dilihat bahwa data impor berada pada range antara 29.000 sampai 34.000, oleh karena itu kapasitas pabrik n-Butanol pada tahun 2026 dipilih sebesar 30.000 ton/tahun yaitu dengan menentukan nilai rata-ratanya.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-Macam Proses

Proses pembuatan n-butanol dapat dibuat dengan beberapa cara:

a. *Oxo Sintesis*

Proses yang paling penting dalam pembuatan n-butanol dan 2-metil-1 propanol adalah hidroformilasi propilen dengan menghidrogenasi *aldehyde* yang terbentuk. Pada oxo proses (hidroformilasi), karbon monoksida dan alkohol ditambahkan karbon-karbon rantai dua dengan bantuan katalis (Rh, Cu, Co). Pada reaksi fase pertama terbentuk aldehide dengan penambahan satu atom C dari olefin yang sebenarnya. Untuk olefin yang atom C nya lebih dari satu, campuran isomer aldehide biasanya diperoleh. Dalam hal ini propilen membentuk n-butanol dan iso butanol.



Ada beberapa variasi pada proses hidroformilasi. Perbedaannya ada pada kondisi reaksi (tekanan dan *temperature*) dan sistem katalis yang digunakan. Proses klasik *temperature* tinggi digunakan sampai dengan permulaan tahun 1970-an, dioperasikan pada tekanan 20-30 Mpa (200-300 bar) CO/H₂ dan suhu 100°C-180°C. Katalisnya adalah cobalt, proses ini menghasilkan kira-kira 75% n-butanol dan 25% iso butanol.

Produk ini dikembangkan pada beberapa tahun lalu untuk mendapatkan produk yang lebih bersih. Operasi pada tekanan yang relatif lebih rendah (1-5 Mpa, 10-50 Bar) digunakan katalis rhodium. Rasio isomer mencapai 95 : 5 atau 97 : 3 n-butanol dan iso butanol.

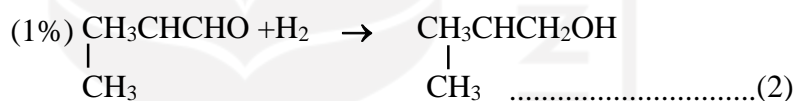
Hydrogenasi katalitik dari *aldehyde* membentuk alkohol. Aldehid hasil reaksi hidroformilasi kemudian dihidrogenasi dengan menggunakan bantuan katalis nickel untuk menghasilkan alkohol. Selanjutnya alkohol dimurnikan dalam *fractionating column* untuk menghasilkan alkohol murni. Hanya alkohol primer yang dapat dihasilkan dari proses *oxo sintetis*. Proses hidrogenasi beroperasi pada suhu 150°C dan pada tekanan 1470 psi (10.13 Mpa). Konversi proses ini biasanya mencapai 95-99%. (James G. Speigh, 1976)

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi pembentukan n-butanol



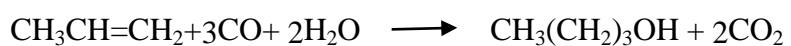
2. Reaksi pembentukan i-butanol



b. Proses Reppe

n-Butanol dan iso butanol dapat diproduksi secara komersil dengan cara carbonilisasi propilen, di kembangkan oleh Reppe. Proses ini dikembangkan pada tahun 1942. Olefin, CO dan air direaksikan dibawah tekanan dengan kehadiran katalis (garam Amonium tertier dari polinuclear ion carbonil hidrid). Perbedaan proses ini dengan CO katalis hidroformilasi klasik adalah pada temperatur rendah dan tekanan rendah (kira-kira 100°C, 0,5-2 Mpa atau 5-20 bar), alkohol langsung terbentuk dari olefin.

Seperti pada *oxo sintetis*, karbon monoksida dapat ditambahkan pada kedua atom C atau pada ikatan rangkap, ketika propilen digunakan, n-butanol dan iso butanol diperoleh dengan perbandingan 86 : 14.



Katalis sensitif terhadap udara dan temperatur tinggi yang

mengandung air dan CO₂ dan terdekomposisi menjadi besi carbonat. Untuk mencapai reaksi yang cukup dari katalis, karbonil triferrat, harus dihadirkan pada konsentrasi yang lebih dari 10 % pada larutan reaktan, ini diperoleh dengan kehadiran *dissolving agent*. Reppe proses tidak sukses seperti hidroformilasi propilen dengan Co-katalis. Proses ini merupakan proses dengan teknologi yang mahal (Ullman, 2007).

1.3.2 Pemilihan Proses

Tabel 4 Perbandingan katalis *Rhodium* dengan katalis lain

Kriteria	<i>Convensional Cobalt</i>	<i>Cobalt Ligant</i>	<i>Rhodium Ligant</i>
Tekanan	Tinggi	Sedang	Rendah
Temperatur	Sedang	Sedang	Rendah
Katalis <i>Cycle</i>	Kompleks	Kompleks	Sederhana
Produk Utama	Aldehyde	Alkohol	Aldehyde
Produk Samping	Tinggi	Aldehyde	Rendah

Untuk lebih jelas perbandingan proses yang ada dilihat pada tabel berikut:

Tabel 5 Perbandingan proses pembuatan n- butanol

No.	Parameter	<i>Oxo Sintesis</i>	Reppe
1	Temperatur	393 K - 423 K	373 K
2	Tekanan	15 – 20 atm	5-19
3	Konversi	99%	86%
4	Katalis	<i>Rhodium</i> , Nickel	Fe <i>Carbonilhidridre</i>
5	Bahan Baku	Propilen, CO, H ₂	Propilen, CO, H ₂ O

Proses yang dipilih untuk memproduksi n-butanol dari propilen dalam prarancangan pabrik ini adalah proses *oxo sintetis* dengan menggunakan katalis Rh.

Pertimbangan yang diambil sebagai berikut:

- Proses yang tidak terlalu rumit dan lebih ekonomis.

- Konversi tinggi dan produk samping rendah
- Kemurnian produk tinggi
- Tekanan dan temperatur rendah
- Sebagian besar pabrik n-Butanol di dunia mempergunakan proses ini dalam proses produksinya

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan n-Butanol merupakan reaksi orde 1 dengan perhitungan sebagai berikut (Fogler):

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k \cdot C_A \\
 C_A &= C_{A0} (1 - X_A) \\
 -r_A &= \frac{-dC_A}{dt} \\
 \frac{-dC_A}{dt} k &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \\
 C_{A0} \frac{-dX_A}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \\
 \frac{-dX_A}{(1-X_A)} &= k \cdot dt
 \end{aligned}$$

Diintegrasikan menjadi

$$\begin{aligned}
 -\ln(1-X_A) &= k \cdot t \\
 k &= \frac{-\ln(1-X_A)}{t} \\
 k &= \frac{-\ln(1-0,76)}{10} \\
 &= -\ln 0,02 \\
 &= 3,7297/\text{menit} \\
 &= 0,0622/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k \cdot C_A \\
 &= 0,0622 \times 0,0000061 \\
 &= 0,0000003798 \text{ kmol/L.jam} \\
 &= 0,0003798 \text{ kmol/m}^3.\text{jam}
 \end{aligned}$$

sehingga, laju reaksi pembentukan n-Butanol adalah sebesar 0,0003798 kmol/m³.jam.

1.4.2. Tinjauan Termodinamika

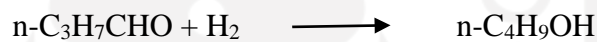
Untuk menentukan sifat reaksi (*eksotermis/endotermis*) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*), maka perlu perhitungan dengan menggunakan panas pembentuk standar (ΔH_f°) pada 1 atm dan 25°C dari reaktan dan produk.

Tabel harga ΔH_f° dan ΔG_f°

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)
Hidrogen	0	0
Butiraldehid	-205,02	-144,77
n-Butanol	-274,43	-150,07

(yaws, 1999)

Pada proses pembentukan n-Butanol terjadi reaksi sebagai berikut



Perhitungan panas reaksi standard dan konstanta kesetimbangan untuk reaksi diatas dapat dijelaskan sebagai berikut:

- i. Panas reaksi standard ΔH_R° menurut perhitungan dengan data (yaws,199)

$$\Delta H_R^\circ = \sum \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH}) - (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_7\text{CHO} + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2)$$

$$\int_{298}^T \Delta C_p g$$

$$\Delta H_R^\circ = \Delta H_R^\circ + dT$$

$$\Delta H_R^\circ = \sum (n \cdot (\Delta H_f i^\circ \text{ produk}) - \sum (m \cdot (\Delta H_f i^\circ \text{ reaktan}))$$

$$\Delta C_p g = \Delta a + \Delta b \cdot T + \Delta c \cdot T^2 + \Delta d \cdot T^3$$

Dengan :

$$\Delta H_R^\circ = \text{entalpi reaksi pada suhu } T, \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R^\circ = \text{entalpi reaksi pada suhu standar, kJ/kmol}$$

$$\Delta C_p g = \text{beda kapasitas panas produk dan reaktan, kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_f i^\circ = \text{entalpi pembentuk pada suhu standar, kJ/kmol}$$

$$n, m = \text{koefisien persamaan reaksi}$$

Data *appendix D* (Coulson, 1989)

$$(\Delta H_f^\circ) \text{ n- C}_3\text{H}_7\text{CHO} = -205,15 \text{ kJ/mol} = -49,0308 \text{ kkal/gmol}$$

$$(\Delta H_f^\circ) \text{ n- C}_4\text{H}_9\text{OH} = -274,86 \text{ kJ/mol} = -65,6915 \text{ kkal/gmol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ H}_2 = 0 \text{ kJ/kmol} = 0 \text{ kkal/gmol}$$

Sehingga:

$$(\Delta H_R^\circ) = (-65,6915) - [(-49,0308) + (0)] = -16,6607 \text{ kkal/gmol}$$

Karena ΔH_R° bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis

ii. Konstanta kesetimbangan (K) pada keadaan standard

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

Dimana:

ΔG_f° = energi Gibbs pada keadaan (T = 25°C, P= 1atm), J/mol

ΔH_R° = panas reaksi, J/mol

K = konstanta kesetimbangan

T = suhu standard (25°C)

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

Sehingga

$$\Delta G_f^\circ = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ = (\Delta G \text{ C}_4\text{H}_9\text{OH}) - (\Delta G \text{ C}_3\text{H}_7\text{CHO} + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2)$$

$$= (-150,67) - (-114,77 + 0)$$

$$= -35,9 \text{ kJ/mol} = -35900 \text{ J/molK}$$

$$\ln K_{298} = \frac{\Delta G_f^\circ}{RT} = \frac{-35900}{-8,314298} = 14,49$$

iii. Konstanta keseimbangan (K) pada T = 200 °C

$$\ln \frac{K_1}{K_{298}} = \frac{\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

Dengan :

K₂₉₈ = konstanta kesetimbangan pada 25 °C

K₁ = konstanta kesetimbangan pada suhu operasi

T₁ = suhu standar 25 °C

T₂ = suhu operasi 200 °C

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

ΔH_R = panas reaksi standar pada 25 °C

= -67.410 J/mol

$$\ln K_{473,15K} - \ln K_{298K} = \left(\frac{-67.410}{8.314} \right) \left(\frac{1}{473,15} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{473,15K} - 14,49 = -9,1833$$

$$\ln K_{473,15K} = 5,3607$$

$$K = 201,6836$$



BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

n-Butanol

a. Rumus Molekul	: $CH_3(CH_2)_3OH$
b. Berat Molekul	74
c. Titik Didih	: 117,6 °C
d. Temperatur Kritis	: 289,9 °C
e. Tekanan Kritis	: 4423 kPa
f. Densitas	: 809,7 Kg/m ³ (25 °C)
g. Kapasitas Panas	: 0,17706 Kj (25 °C)
h. Fase	: Cair
i. Kemurnian	: 99 %
j. Impurities	: 1 % (i-butanol)
k. Panas Pembentukan Standart	: - 274,6 Kj/mol (25 °C)

2.2. Spesifikasi Bahan

a.2.1. Propylene

a. Rumus Molekul	: C_3H_6
b. Berat Molekul	42
c. Titik didih	: -47,6 °C
d. Temperatur Kritis	: -91,8 °C
e. Tekanan Kritis	: 45,6 atm
f. Densitas	: 0,612 gr/cm ³
g. Fase	: gas
h. Kemurnian	: 98 %
i. Impurities	: 2 % (propana)
j. Panas Pembentukan Standart	: 20,42 Kj/mol

a.2.2. Karbon Monoksida

a. Rumus Molekul	: CO
b. Berat Molekul	28
c. Titik didih	: $-191,35^{\circ}C$
d. Temperatur Kritis	: $-140,1^{\circ}C$
e. Tekanan Kritis	: 34,5 atm
f. Densitas	: $0,301 \text{ gr/cm}^3$
g. Fase	: gas
h. Panas Pembentukan Standart	: $-110,53 \text{ Kj/mol}$
i. <i>Specific Gravity Cairan</i>	: 0,814 (79 K)
j. <i>Specific Gravity Gas</i>	: 0,968 (298 K)

a.2.3. Hidrogen

a. Rumus Molekul	: H_2
b. Berat Molekul	: 2
c. Titik didih	: $-20,39^{\circ}C$
d. Temperatur Kritis	: $-33,18^{\circ}C$
e. Tekanan Kritis	: 13,15 atm
f. Densitas	: $0,04466 \text{ mol/cm}^3 (0^{\circ}C)$
g. Fase	: gas
h. Kapasitas panas	: $28,59 \text{ Kj/mol}$
i. Volume Kritis	: $66,649 \text{ cc/mol}$

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau *Quality Control* pada pabrik ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku propilen yang diperoleh dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center dengan kapasitas 473.000 ton/tahun sedangkan hidrogen diperoleh dari PT Linde Indonesia dengan kapasitas produksi

21.000.000 m^3 ton/tahun dan Karbon monoksida akan diambil dari PT. Samator Gas, dengan kapasitas produksi sebesar 290.000 ton/tahun (Gas Samator, 2020) Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Parameter yang diukur untuk bahan baku Pabrik n-butanol ini adalah kemurnian dari bahan baku berupa propilen, hidrogen dan karbon monoksida sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang digunakan.

Spesifikasi Bahan

2.3.1.1 Propylene dari PT. ChandraAsri Petrochemical Center

- | | |
|---------------------------------|--|
| a. Keadaan Fisik dan Penampilan | : Gas pada kondisi sekitar,
cair di bawah tekanan |
| b. Warna | : Tidak berwarna |
| c. Titik didih | : -48°C ($-54,4^{\circ}\text{F}$) |
| d. Titik leleh | : -185°C |
| e. Titik point | : -108°C |
| f. Kelarutan (air) | : Dapat diabaikan ($<0,1\%$) |
| g. Tekanan uap | : 7060 mmHg pada 20°C |
| h. Impurities | : $\leq 0.6\%$ vol |
| i. Konsentrasi | : $\geq 99.4\%$ vol |

2.3.1.2 Karbon Monoksida dari PT. Samator Gas

- | | |
|-----------------------------------|-----------------------------|
| a. Titik didih | : $-191,35^{\circ}\text{C}$ |
| b. Temperatur Kritis | : $-140,1^{\circ}\text{C}$ |
| c. Tekanan Kritis | : 34,5 atm |
| d. Densitas | : $0,301\text{ gr/cm}^3$ |
| e. Fase | : gas |
| f. Panas Pembentukan Standart | : $-110,53\text{ Kj/mol}$ |
| g. <i>Specific Gravity</i> Cairan | : 0,814 (79 K) |
| h. <i>Spesific Gravity Gas</i> | : 0,968 (298 K) |

2.3.1.3 Hidrogen dari PT. Linde

- | | |
|----------------|--|
| a. Fase | : gas |
| b. Titik didih | : $-252,9^{\circ}\text{C}$ ($-422,97^{\circ}\text{F}$) |

- c. Warna : Tidak berwarna
- d. Titik leleh : $-259,2\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-434,56\text{ }^{\circ}\text{F}$)
- e. Temperatur Kritis : $-239,9\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-399,82\text{ }^{\circ}\text{F}$)
- f. Densitas : 0.089 g/l (0.0056 lb/ft^3) (at STP = 0°C and 1 atm)

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan jalannya produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan beberapa indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset baik berupa *flow rate* bahan baku atau produk, suhu operasi maupun tekanan operasi dapat diketahui dari syarat yang diberikan maka secara otomatis akan melakukan *set point* yang telah ditentukan sesuai dengan yang diinginkan.

- kontrol terhadap aliran bahan baku dan produk
- kontrol terhadap kondisi operasi

Alat kontrol yang dipakai diset/dikondisikan pada harga tertentu:

- *flow meter*

Merupakan alat yang ditempatkan/dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan keluar alat proses. *Flow meter* ini diset pada harga tertentu. Bila *flow meter* mengalami penyimpangan dari harga yang diset, maka akan diberikan isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke set semula.

- *Temperatur control*

Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah ditetapkan, maka secara otomatis akan melakukan *action* sesuai dengan suhu yang diinginkan.

- *Pressure Control*

Perubahan tekanan dapat di deteksi dengan isyarat jika terjadi penyimpangan tekanan dan *pressure control* akan mengesetnya kembali sesuai dengan tekanan semula. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang sesuai

standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai spesifikasinya.



BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif

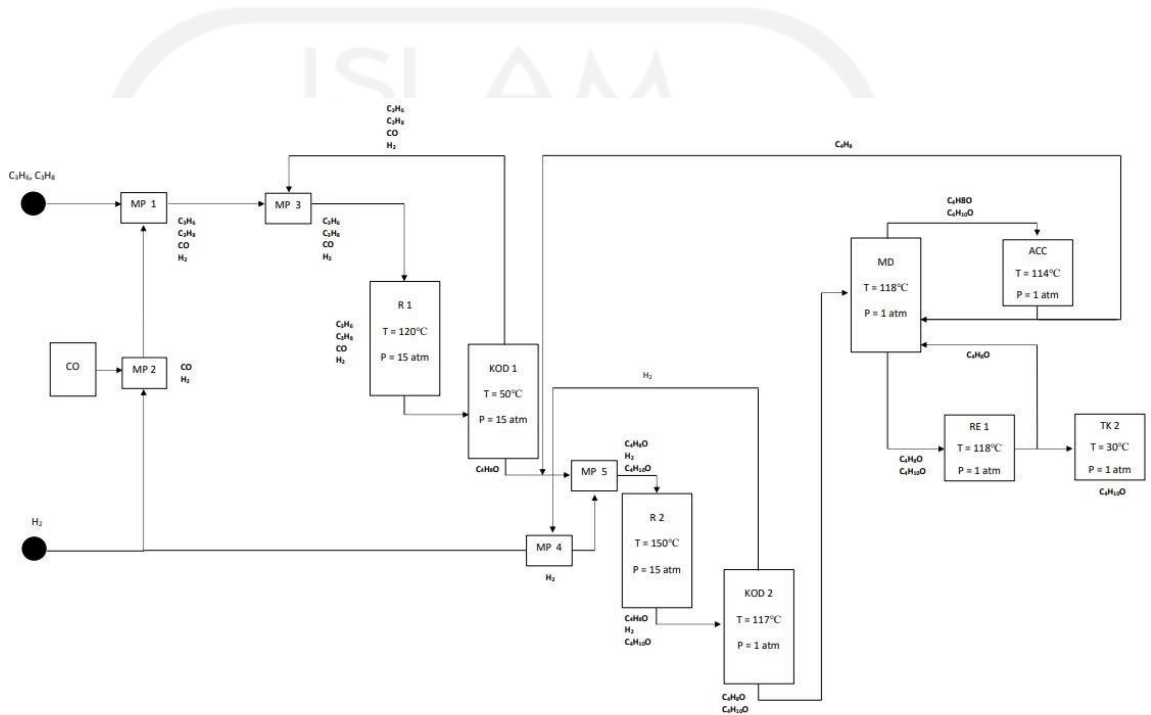


DIAGRAM ALIR KUALITATIF

Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif

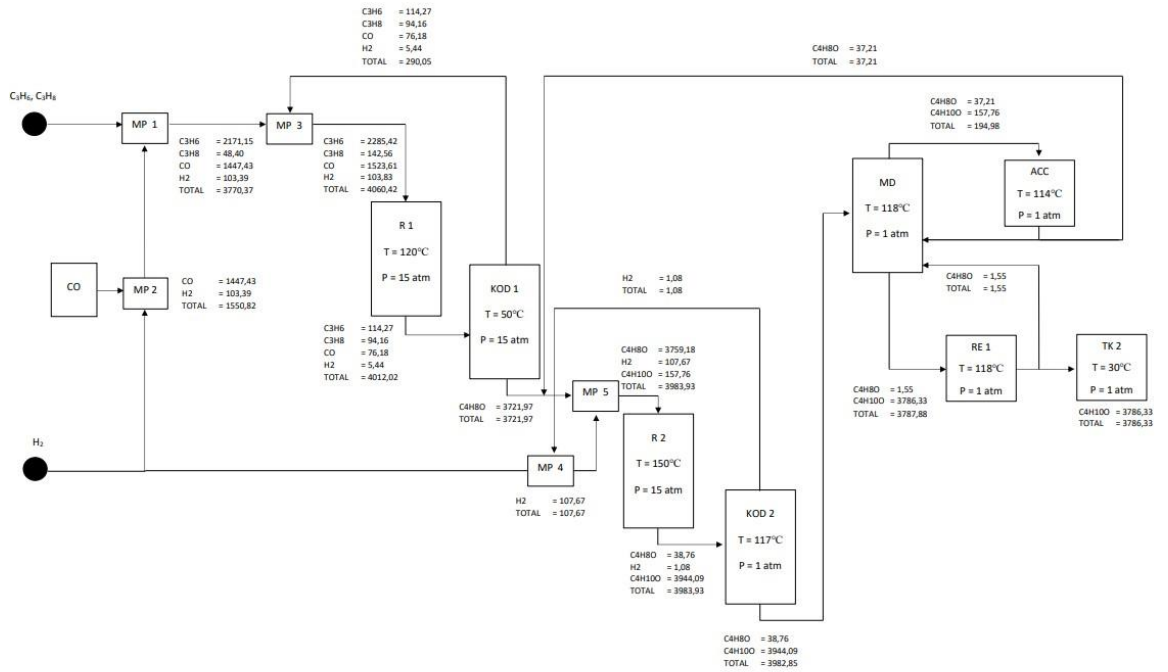
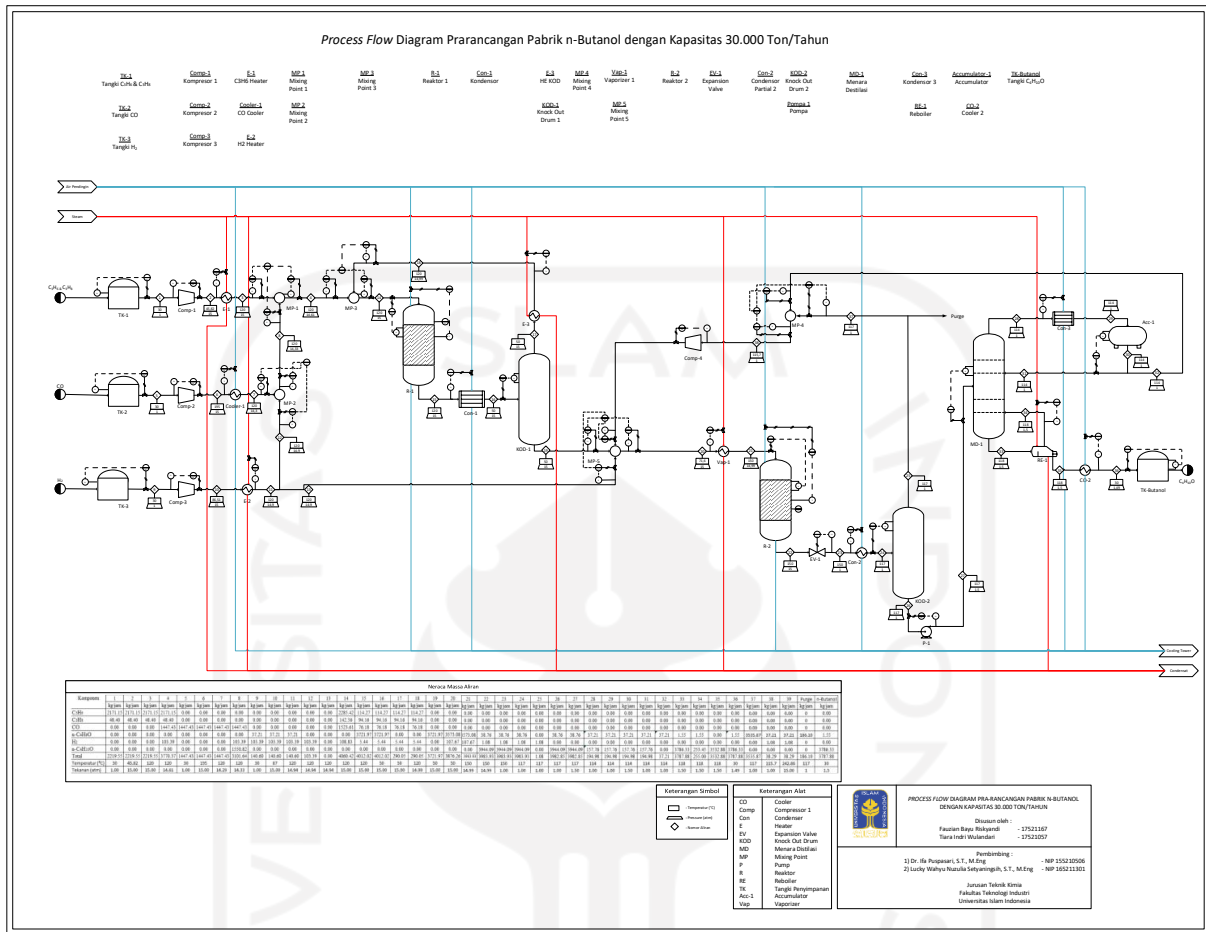


DIAGRAM ALIR KUANTITATIF

Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif



3.2. Uraian Proses

Pembuatan n-butanol dengan proses *oxo sintesis* melalui tahapan sebagai berikut:

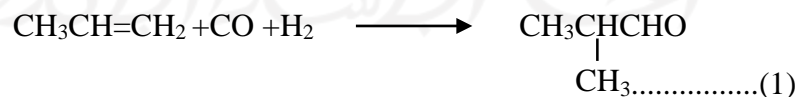
1. Persiapan bahan baku
2. Reaksi hidroformilasi (pembuatan *butyraldehyde* dari gas propilen, hidrogen dan karbon monoksida).
3. Reaksi *hydrogenasi* (menghidrogenasi *butyraldehyde* menjadi butanol).
4. Proses pemurnian produk n-butanol.

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk membuat n-Butanol adalah gas propilen dengan kemurnian 98 % pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C, gas hidrogen dengan kemurnian 100% pada tekanan 1atm dengan temperatur 30 °C, dan karbon monoksida dengan kemurnian 100% pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 C. Gas propilen dan hidrogen yang berasal dari produsen dialirkan dengan pipeline masing-masing menuju kompressor-1 (Comp-1) dan kompressor 3 (Comp-3) sedangkan karbon monoksida dialirkan dari tangki penyimpanan bahan baku (TK-2) menuju kompressor-2 (Comp-2). Ketiga bahan baku tersebut dinaikkan tekanannya pada kompressor masing-masing sehingga gas propilen, karbon monoksida, dan hidrogen mempunyai tekanan 15 atm. Gas propilen dan hidrogen tersebut kemudian juga dialirkan menuju heater-1 (E-1), heater-2 (E-2) untuk dinaikkan temperaturnya sebelum masuk ke reaktor dari 46 °C, dan 30 °C sampai temperaturnya mencapai 120 °C. Sedangkan karbon monoksida dialirkan menuju *Cooler-1* untuk diturunkan temperaturnya terlebih dahulu sebelum masuk ke reaktor-1 yaitu dari 195 °C menjadi 120 °C.

3.2.2 Reaksi Pembuatan *Butyraldehyde*

Bahan baku yang sudah siap, dimasukan kedalam reaktor 1 (R-1). Reaktor yang digunakan dalam perancangan pabrik ini adalah reaktor *fixed bed multitubular* dengan menggunakan katalis *Rhodium*. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor bersifat eksotermis, reaksinya adalah sebagai berikut:



Propilen + Karbon Monoksida + Hidrogen → Butiraldehid

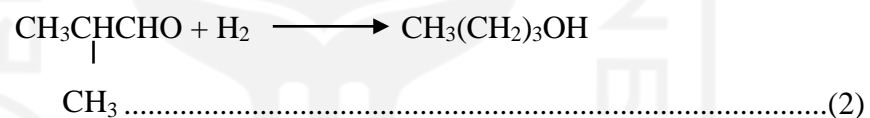
Reaksi berjalan pada fase gas dengan tekanan 15 atm dan suhu umpan masuk reaktor 120 °C, reaktor beroperasi secara non adiabatik dan non *isothermal*. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis agar proses dapat berlangsung dengan baik maka digunakan pendingin. Produk utama reaktor-

1 adalah *butyraldehyde*. Gas hasil keluar reaktor *fixed bed multitube* ini diembunkan dengan menggunakan kondensor-1 (Con-1) dari suhu 120 °C sampai suhunya turun menjadi 50 °C, lalu dialirkan ke dalam *knock out drum* 1 (KOD-1) untuk dipisahkan fase gas dan fase cairnya. Hasil atas berupa campuran gas sisa yang tidak bereaksi, dan komponen yang keluar dari *top knock out drum* 1 (KOD-1) kemudian dinaikkan kembali suhunya dengan heater-3 (E-3) menjadi 120 °C untuk *direcycle* atau dikembalikan lagi menuju Reaktor-1 (R-101), sedangkan hasil bawah yang berupa fase cair yaitu *butyraldehyde* dengan suhu 50 °C dan tekanan 15 atm.

3.2.3 Reaksi Pembuatan Butanol

Hasil bawah keluaran *knock out drum* 1 (KOD-1) yaitu *butyraldehyde* dimasukkan ke reaktor-2 (R-2) dengan suhu 150 °C dan tekanan 15atm direaksikan dengan gas hidrogen dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan bantuan katalis CuZnO.

Reaksi yang terjadi:



Butiraldehid + Hidrogen → n-Butanol

Reaksi berjalan pada fase gas dengan tekanan 15 atm dan suhu umpan masuk reaktor 150 °C, reaktor beroperasi secara non adiabatik dan non *isothermal*. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis maka digunakan pendingin. Produk utama adalah n-Butanol. Gas hasil keluar reaktor-2 (R-2) diturunkan tekanannya dari 15 atm menjadi 1 atm melalui *expansion valve* kemudian diembunkan dengan menggunakan kondenser-2 (Con-2) dari suhu 150 °C sampai suhunya turun menjadi 117 °C, lalu dialirkan ke dalam *knock out drum* 2 (KOD-2) untuk dipisahkan fase gas dan fase cairnya. Hasil atas berupa gas hidrogen sisa yang tidak bereaksi dialirkan menuju reaktor-2 (R-2) untuk *direcycle* kembali. Hasil bawah dari *knock out drum-2* (KOD-2) dialirkan menuju menara destilasi (MD-1).

3.2.4 Pemurnian Produk

n-Butanol yang berasal dari *knock out drum-2* (KOD-2) masuk ke

dalam menara destilasi (MD-1) pada suhu 117 °C dan tekanan 1 atm. Untuk hasil atas atau distilat berupa sedikit *butyraldehyde* dengan suhu operasi 114°C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju Kondenser 3 (Con-3) untuk diembunkan seluruh hasil atas kemudian dimasukkan ke dalam akumulator-1 (Acc-1) untuk menampung hasil embunan distilat dari menara destilasi (MD-1). Dan kemudian dari akumulator-1 (Acc-1) ada sebagian aliran yang dikembalikan lagi ke menara destilasi (MD-1) sebagai *reflux* dan yang *direcycle* kembali ke reaktor-2 (R-2). Untuk hasil bawah atau *bottom* dengan suhu operasi 118C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju *reboiler*-1 (RE-1). Untuk bagian atas *reboiler* 1 (RE-1) dialirkan kembali ke menara destilasi (MD-1). Untuk bagian bawah reboiler 1 (RE-1) menuju ke *cooler*-2 (Co-2) untuk diturunkan suhunya menjadi 30 °C, setelah itu dialirkan menuju tangki penyimpanan produk n-Butanol (TK-Produk) dengan kondisi operasi 30 °C dan 1 atm.

3.3. Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki Penyimpanan

Tabel 6. Spesifikasi Tangki Penyimpanan dan *Accumulator*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Tangki Penyimpanan CO (TK-CO)	Tangki Penyimpanan sementara H ₂ (TK-H ₂)	Tangki Penyimpanan sementara Propilen (TK-Propilen)
1	Fungsi	Menampung CO (karbon monoksida)	Menampung hidrogen	Menampung propilen
2	Tipe	<i>Spherical Tank</i>	Silinder <i>vertical</i> dengan tutup atas berbentuk <i>Elipsoidal</i>	Silinder <i>vertical</i> dengan tutup atas berbentuk <i>Elipsoidal</i>
3	Bahan Kontruksi	<i>Material AISI tipe 316</i>	<i>CS SA-285, GRADE C</i>	<i>CS SA-285, GRADE C</i>
4	Temperatur	30 °C	30 °C	30 °C
5	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
6	Waktu penyimpanan	10 hari	30 hari	30 hari
7	Spesifikasi Ukuran			
	Volume	3270,09 m ³	9146,6 m ³	9146,6m ³

Tabel 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan dan Accumulator

	Diameter <i>Shell</i>	18 m	20,22888931 m	20,22888931 m
	Tebal <i>Shell</i>	0,15 m	0,01298659 m	0,01298659 m
8	Harga	Rp 20.301.810.051	Rp 20.301.810.051	Rp20.301.810.051

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		Tangki Penyimpanan n-Butanol (TK-Produk)	<i>Accumulator</i> (Acc-1)
1	Fungsi	Menampung dan Menyimpan Produk n-Butanol	Menampung sementara destilat keluaran top MD-01
2	Tipe	Silinder <i>vertical</i> dengan tutup atas berbentuk <i>Torispherical Dish Head</i> dan tutup bawah berbentuk <i>Flat</i>	Tangki <i>horizontal</i> dan tutup <i>ellipsoidal</i>
3	Bahan Kontruksi	<i>Material AISI type 316</i>	<i>Stainless steel SA-167 type 304</i>
4	Temperatur	30 °C	114 °C
5	Tekanan	1 atm	1 atm
6	Waktu penyimpanan	14 hari	
7	Spesifikasi Ukuran		
	Volume	1460 m ³	0,9 m ³
	Diameter <i>Shell</i>	10,5 m	0,87 m
	Tebal <i>Shell</i>	0,25 in – 0,00635 m	0,01 m
8	Harga	Rp 20.301.810.051	Rp 175.456.153

2. Heat Exchanger (Heater)

Tabel 7. Spesifikasi Alat Heater

No	Spesifikasi	Nama Alat		
		<i>Heater</i> 1 (E-1)	<i>Heater</i> 2 (E-2)	<i>Heater</i> 3 (E-3)
1	Fungsi	Menaikkan temperatur feed propilen dari suhu 46°C ke 120°C	Menaikkan temperatur hidrogen dari 86°C ke 120°C	Menaikkan temperatur out Top KOD dari 50°C ke 120°C
2	Fase	Gas	Gas	Gas
3	Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
4	Jumlah	1	1	1
5	Kode Alat	E-1	E-2	E-3

6	Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
7	<i>Shell Layout</i>			
	IPS	3,00 in = 0,08 m	3,00 in = 0,08 m	3,00 in = 0,08 m
	OD	3,5 in = 0,09 m	3,5 in = 0,09 m	3,5 in = 0,09 m
	ID	3,07 in = 0,08 m	3,07 in = 0,08	3,07 in = 0,08
	SN	40	40	40
	ΔPa	1,48 psi	0,05	0,05
8	<i>Tube Layout</i>			
	IPS	2 in = 0,05 m	2 in = 0,05 m	2 in = 0,05 m
	OD	2,38 in = 0,06 m	2,38 in = 0,06 m	2,38 in = 0,06 m
	ID	2,067 in = 0,05 m	2,067 in = 0,05 m	2,067 in = 0,05 m
	SN	40	40	40
	ΔPa	0,02 psi	0,88 psi	0,0003 psi
9	Panjang Pipa	3,66 m	3,66 m	3,66 m
10	Luas transfer panas (A)	17,9620 ft ²	3,6052 ft ²	1,9368 ft ²
11	Uc	70,20150161 Btu/jam ft ² F	65,22543948 Btu/jam ft ² F	3,2744301 Btu/jam ft ² F
12	Ud	36,0972 Btu/jam ft ² F	9,0565 Btu/jam ft ² F	6,4870 Btu/jam ft ² F
13	Rd	0,013 Btu/jam ft ² F	0,095 Btu/jam ft ² F	0,151 Btu/jam ft ² F
14	Harga	Rp 1.539.925.851	Rp 1.539.925.851	Rp 1.539.925.851

3. Heat Exchanger (Cooler)

Tabel 8. Spesifikasi Alat Cooler

No	Spesifikasi	Nama Alat	
		<i>Cooler 1 (CO-1)</i>	<i>Cooler 2 (CO-2)</i>
1	Fungsi	Menurunkan temperatur feed CO dari 195 celcius ke 120 celcius	Menurunkan temperatur produk dari bottom destilasi dari 118 celcius ke 30 celcius
2	Fase	Gas	Gas
3	Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
4	Jumlah	1	1
5	Kode Alat	CO-01	CO-02
6	Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
7	<i>Shell Layout</i>		
	IPS	3,00 in = 0,08 m	3,00 in = 0,08 m
	OD	3,5 in = 0,09 m	3,5 in = 0,09 m

Tabel 8 Spesifikasi Alat Cooler

	ID	3,07 in = 0,08 m	3,07 in = 0,08 m
	SN	40	40
	ΔPa	8,17 psi	0,22 psi
8	<i>Tube Layout</i>		
	IPS	2 in = 0,05 m	2 in = 0,05 m
	OD	2,38 in = 0,06 m	2,38 in = 0,06 m
	ID	2,067 in = 0,05 m	2,067 in = 0,05 m
	SN	40	40
	ΔPa	12,7 psi	0,10 psi
9	Panjang Pipa	3,66 m	3,66 m
10	Luas transfer panas (A)	3,2953 ft ²	75,2390 ft ²
11	Uc	79,2937114 Btu/jam ft ² F	81,6033184 Btu/jam ft ² F
12	Ud	16,5560 Btu/jam ft ² F	42,0011 Btu/jam ft ² F
13	Rd	0,048 Btu/jam ft ² F	0,012 Btu/jam ft ² F
14	Harga	Rp 514.444.255	Rp 514.444.255

4. Heat Exchanger (Condensor)

Tabel 9. Spesifikasi Alat Condensor

No	Spesifikasi	Nama Alat		
		<i>Condensor 1</i>	<i>Condensor 2</i>	<i>Condensor 3</i>
1	Fungsi	Menurunkan temperatur produk R-01 dari 120 celcius ke 50 celcius	Menurunkan temperatur out reaktor 2 dari 150 celcius ke 117 celcius	Mengkondensasikan top destilat MD
2	Fase	Gas – cair	Gas – Cair	Gas-Cair
3	Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
4	Jumlah	1	1	1
5	Kode Alat	Con-1	Con-2	Con-3
6	Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
7	<i>Shell Layout</i>			
	IPS	3,00 in = 0,08 m	3,00 in = 0,08 m	3,00 in = 0,08 m
	OD	3,5 in = 0,09 m	3,5 in = 0,09 m	3,5 in = 0,09 m
	ID	3,07 in = 0,08 m	3,07 in = 0,08 m	3,07 in = 0,08 m

Tabel 9. Spesifikasi Alat *Condensor*

	SN	40	40	40
	ΔPa	0,23 psi	0,0001 psi	0,2069 psi
8	<i>Tube Layout</i>			
	IPS	2 in = 0,05 m	2 in = 0,05 m	2 in = 0,05 m
	OD	2,38 in = 0,06 m	2,38 in = 0,06 m	2,38 in = 0,06 m
	ID	2,067 in = 0,05 m	2,067 in = 0,05 m	2,067 in = 0,05 m
	SN	40	40	40
	ΔPa	0,08 psi	0,10 psi	8,44 psi
9	Panjang Pipa	3,66 m	3,66 m	3,66 m
10	Luas transfer panas/A	38,4162 ft ²	27,8983 ft ²	65,0634 ft ²
11	Uc	113,021472 Btu/jam ft ² F	13,5979951 Btu/jam ft ² F	14,6998077 Btu/jam ft ² F
12	Ud	96,5037 Btu/jam ft ² F	10,7819 Btu/jam ft ² F	25,1451 Btu/jam ft ² F
13	Rd	0,002 Btu/jam ft ² F	0,019 Btu/jam ft ² F	0,028 Btu/jam ft ² F
14	Harga	Rp 832.990.864	Rp 832.990.864	Rp 890.908.429

5. Heat Exchanger (Vaporizer)

Tabel 10. Spesifikasi Alat *Vaporizer*

No	Spesifikasi	Nama Alat
		<i>Vaporizer (Vap-1)</i>
1	Fungsi	Menguapkan dan menaikkan temperatur <i>Feed</i> Reaktor 2 dari 50 celcius menjadi 150 celcius
2	Fase	Cair – Gas
3	Jenis	<i>Double Pipe</i>
4	Jumlah	1
5	Kode Alat	Vap-1
6	Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
7	<i>Shell Layout</i>	
	IPS	3,00 in = 0,08 m
	OD	3,5 in = 0,09 m

Tabel 10. Spesifikasi Alat *Vaporizer*

	ID	3,07 in = 0,08 m
	SN	40
	ΔP	1,18 psi
8	<i>Tube Layout</i>	
	IPS	2 in = 0,05 m
	OD	2,38 in = 0,06 m
	ID	2,067 in = 0,05 m
	SN	40
	ΔP	0,04 psi
9	Luas <i>transfer panas</i> (A)	41,2842 ft ²
10	Uc	31,2976769 Btu/jam ft ² F
11	Ud	207,4164 Btu/jam ft ² F
12	Rd	0,027 Btu/jam ft ² F
13	Harga	Rp 144.793.913

6. Heat Exchanger (Reboiler)

Tabel 11. Spesifikasi Alat Reboiler

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat
		Reboiler-1
1	Fungsi	Menguapkan fluida pada area bottom menara distilasi
2	Fasa	Cair – Gas
3	Jenis	<i>Shell and Tube</i>
4	Jumlah	1
5	Kode Alat	RE-1
6	Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
7	<i>Tube Layout</i>	
	Jumlah <i>tube</i> (Nt)	799,85
	Panjang <i>tube</i> (L)	16 ft = 4,877m
	OD	0,212cm
	ID	0,177cm
	<i>Tube pitch</i>	3,18cm
	BWG	14

Tabel 11. Spesifikasi Alat Reboiler

	<i>Passes</i>	1
	<i>Heat transfer coefficient</i>	537,542 W/m ² °C
	ΔP	0,025 atm
8	<i>Shell Layout</i>	
	IDs	73,66cm = 0,737 m
	<i>Baffle space</i>	14,732 cm
	<i>Passes</i>	2
	ΔP	0,000 atm
9	Luas transfer panas / A (ft ²)	3350,40
10	Harga	Rp 1.539.925.851

7. Kompresor**Tabel 12.** Spesifikasi Alat Kompresor

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		<i>Compressor - 01</i>	<i>Compressor- 02</i>	<i>Compressor- 03</i>	<i>Compressor- 04</i>
1	Fungsi	Menaikkan tekanan <i>feed</i> Propilen dari 1 atm menjadi 15	Menaikkan tekanan <i>feed</i> CO dari 1 atm menjadi 15	Menaikkan tekanan <i>feed</i> Hidrogen dari 1 atm menjadi 15 atm	Menaikkan tekanan <i>recycle</i> untuk mencegah <i>backflow</i>
2	Fasa	Gas	Gas	Gas	Gas
3	Jenis	Sentrifugal	Sentrifugal	Sentrifugal	Sentrifugal
4	Jumlah <i>Stage</i>	1	1	1	1
5	Jumlah Alat	1	1	1	1
6	Kode Alat	Komp-01	Komp-02	Komp-03	Komp-04
7	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-515</i>	<i>Stainless Steel SA-515</i>	<i>Stainless Steel SA 515</i>	<i>Stainless Steel SA 515</i>
8	Daya (HP)	5	12	27	0,3

Tabel 12. Spesifikasi Alat Kompressor

9	Temperatur masuk (°C)	30	30	30	114
10	Temperatur keluar (°C)	46	195	86	242,86
11	Harga	Rp 279.367.079	Rp 279.367.079	Rp 279.367.079	Rp 279.367.079

8. Alat untuk Menurunkan Tekanan (*Expansion Valve*)**Tabel 13.** Spesifikasi Alat *Expansion Valve*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat
		<i>Expansion Valve-01</i>
1	Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran R-02 sebelum masuk ke KOD-02 yaitu butiraldehid, hidrogen, n-Butanol dari 15 atm menjadi 1 atm
2	Jenis	<i>Globe Valve</i>
3	Jumlah	1
4	Kode Alat	EV-1
5	Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel</i>
6	Pipa Standar	
	NPS	6 in
	<i>Sch number</i>	20
	ID	0,1588
	OD	0,1712
	<i>Flow area</i>	0,0198 m ²
7	Debit (m ³ /s)	235,902
8	Harga	Rp 247.001.381

9. Alat Pemisah (*Knock Out Drum*)

Tabel 14. Spesifikasi Alat *Knock Out Drum*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		<i>Knock Out Drum 1</i>	<i>Knock Out Drum 2</i>
1	Fungsi	Memisahkan fasa gas sebanyak 290,05 kg/jam, dan fasa cair sebanyak 3721,97 kg/jam	Memisahkan fasa gas sebanyak 1.08 kg/jam, dan fasa cair sebanyak 3982,85 kg/jam
2	Fasa	Cair – Gas	Cair – Gas
3	Bentuk	<i>Vertical knock out drum</i>	<i>Vertical knock out drum</i>
4	Jumlah	1	1
5	Kode Alat	KOD-1	KOD-2
6	Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 285 grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 285 grade C</i>
7	Kondisi Operasi		
	Tekanan masuk (atm)	15	1
	Tekanan keluar (atm)	15	1
	Suhu masuk (°C)	50	117
	Suhu keluar (°C)	50	117
8	Waktu tinggal, (menit)	5	5
9	Dimensi (m)		
	Tinggi Total	5,033	10,222
	Diameter	0,503	0,331
	Tinggi <i>mist</i>	0,152	0,152
	Tebal <i>shell</i>	0,5	0,5
	Tebal <i>head</i>	0,5	0,5
10	Volume <i>hold up</i> (m ³)	0,420	0,463
11	Harga	Rp 144.793.913	Rp 144.793.913

10. Alat Pemisah (Menara Distilasi)

Tabel 15. Spesifikasi Menara Distilasi

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat
		Menara Distilasi
1	Fungsi	Memurnikan n-Butanol dari komponen lain dengan umpan 3982,85 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 194,98 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 3787,88 kg/jam
2	Jenis	<i>Sieve Tray Column</i>
3	Jumlah	1
4	Kode Alat	MD-1
5	Bahan Kontruksi	<i>Stainless steel SA-167 type 304</i>
6	Kondisi Operasi	
	Tekanan masuk	1,5 atm
	Tekanan keluar	1,5 atm
	Suhu masuk	117 °C
	Suhu keluar buttom	118 °C
	Suhu keluar distilat	113,98 °C
7	Spesifikasi Ukuran	
	Tinggi menara	25,27 m
	Diameter menara	0,77 m
	Tray Spacing	0,6 m
	Tebal <i>Plate</i>	5 mm
	Jumlah <i>Plate</i>	42
	Jumlah <i>Plate</i>	52
	Diameter Lubang	5 mm
	Letak Umpan <i>Plate</i>	5
	Tebal <i>Plate</i>	5 mm
	Tebal <i>Shell</i>	0,013 m
8	Pipa masukan <i>feed</i> (m)	0,04 m
9	Pipa keluaran distilat (m)	0,02 m
10	Pipa masukan <i>reflux</i>	0,05
11	Pipa keluaran uap destilat	0,39
12	Pipa keluaran bawah/Lm (m) (keluaran destilasi menuju reboiler)	0,05 m

Tabel 15. Spesifikasi Menara Destilasi

13	Pipa keluaran bawah/B (m) (<i>bottom</i>)	0,03 m
14	Pipa keluaran bawah/Vm (m) (keluaran reboiler menuju MD)	0,59 m
15	Harga	Rp 1.935.979.789

11. Reaktor

Tabel 16. Spesifikasi Reaktor

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		Reaktor 1	Reaktor 2
1	Fungsi	Tempat terjadinya reaksi pembentukan <i>butyraldehyde</i> dari propilen, karbn monoksida dan hidrogen	Tempat terjadinya reaksi pembentukan n-Butanol dari <i>butyraldehyde</i> dan H ₂
2	Fasa	Gas	Gas
3	Jenis	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fixed Bed</i>
4	Jumlah	1	1
5	Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel L 316</i>	<i>Stainless Steel L 316</i>
6	Kode Alat	R-1	R-2
7	Kondisi Operasi		
	Operasi Reaktor	Non Adiabatic, Non Isotermal	Non Adiabatic, Non Isotermal
	Tekanan masuk	15atm	15atm
	Tekanan keluar	15atm	15atm
	Temperatur masuk	120 °C	150 °C
	Temperatur keluar	120°C	150 °C
8	Katalis	Rhodium	CuO-Karbon Aktif
	Massa	971,1045 kg/jam	1550,502983 kg/jam
9	Dimensi (m)		
	OD	3,4749104 m	0,643991961 m
	ID	3,4559 m	0,624941971 m

Tabel 16. Spesifikasi Reaktor

	Tinggi reaktor	27,64688328 m	4,999535769 m
	Tebal <i>shell</i>	0,009524995 m	0,009524995 m
	Tebal <i>head</i>	0,063907532 m	0,044239774 m
10	Volume Reaktor	65,502 m ³	1,5328 m ³
11	Bentuk <i>head and bottom</i>	<i>Torispherical flanged and dished head</i>	<i>Torispherical flanged and dished head</i>
12	Waktu Tinggal	22132,71372 s	1069,093 s
13	Tekanan Desain	17,16589051 bar	16,90480241 bar
14	Dimensi Jaket		
	Fase	Cair	Cair
	Fluida	Air	Air
	Tebal	0,0047625 m	0,00476 m
	Temperatur	30 °C	30 °C
16	Harga	Rp 1.187.310.086	Rp 1.187.310.086

3.4. Neraca Massa

Kapasitas : 30.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis : 1 jam

3.4.1 Neraca Massa Tiap Alat

1. Reaktor 1

Tabel 17. Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	BM	Mass <i>in</i> (kg/h)	Fraksi <i>in</i>	Mass <i>out</i> (kg/h)	Fraksi <i>out</i>
	kg/kmol				
C ₃ H ₆	42,00	2380,16	0,58	119,01	0,03
C ₃ H ₈	44,00	47,60	0,01	47,60	0,01
CO	28,00	1586,77	0,38	79,34	0,02
C ₄ H ₈ O	72,00			3876,26	0,94
H ₂	2,00	113,34	0,03	5,67	0,00

Tabel 17. Neraca Massa Reaktor 1

Total		4127,87	1,00	4127,87	1,00
-------	--	---------	------	---------	------

2. *Knock Out Drum 1***Tabel 18.** Neraca Massa *Knock Out Drum 1*

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₃ H ₆	42,00	119,01	0,03	119,01	0,03
C ₃ H ₈	44,00	47,60	0,01	47,60	0,01
CO	28,00	79,34	0,02	79,34	0,02
C ₄ H ₈ O	72,00	3876,26	0,94	3876,26	0,94
H ₂	2,00	5,67	0,00	5,67	0,00
Total		4127,87	1,00	4127,87	1,00

3. Reaktor 2

Tabel 19. Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₄ H ₈ O	72,00	3876,26	0,97	38,76	0,01
H ₂	2,00	107,67	0,03	1,08	0,00
C ₄ H ₁₀ O	74,00			3944,09	0,99
Total		3983,93	1,00	3983,93	1,00

4. *Knock Out Drum 2***Tabel 20.** Neraca Massa *Knock Out Drum 2*

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₄ H ₈ O	72,00	38,76	0,01	38,76	0,01
H ₂	2,00	1,08	0,00	1,08	0,00
C ₄ H ₁₀ O	74,00	3944,09	0,99	3944,09	0,99
Total		3983,93	1,00	3983,93	1,00

3.4.2 Neraca Massa Recycle

1. *Mixing Point 1 (MP-1)*

Tabel 21. Neraca Massa *Mixing Point 1*

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)
	Out MP 2	T C3H6	Out MP 1
C ₃ H ₆	0	2171,147177	2171,147177
C ₃ H ₈	0	48,4	48,4
CO	1447,431452	0	1447,431452
C ₄ H ₈ O	0	0	0
H ₂	103,3879608	0	103,3879608
Sub Total	1550,819412	2219,547177	3770,36659
Total	3770,36659		3770,36659

2. *Mixing Point 2 (MP-2)*

Tabel 22. Neraca Massa *Mixing Point 2*

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)
	T CO	T H2	Out MP 2
C ₃ H ₆	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0
CO	1447,431452	0	1447,431452
C ₄ H ₈ O	0	0	0
H ₂	0	103,3879608	103,3879608
Sub Total	1447,431452	103,3879608	1550,819412
Total	1550,819412		1550,819412

3. *Mixing Point 3 (MP-3)*

Tabel 23. Neraca Massa *Mixing Point 3*

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)
	Out MP 1	Out Heater 3	Out MP 3
C ₃ H ₆	2171,147	114,27	2285,418081
C ₃ H ₈	48,400	94,16	142,56
CO	1447,431	76,18	1523,612054
C ₄ H ₈ O	0,000	0,00	0
H ₂	103,388	5,44	108,8294324
Sub Total	3770,36659	290,0529784	4060,419568

Tabel 23. Neraca Massa Mixing Point 3

Total	4060,419568	4060,419568
-------	-------------	-------------

4. Reaktor 1 (R-1)

Tabel 24. Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₃ H ₆	42,00	2285,42	0,57	114,27	0,03
C ₃ H ₈	44,00	94,16	0,02	94,16	0,02
CO	28,00	1523,61	0,38	76,18	0,02
C ₄ H ₈ O	72,00			3721,97	0,93
H ₂	2,00	108,83	0,03	5,44	0,00
Total		4012,02	1,00	4012,02	1,00

5. Condensor 1 (Cond-1)

Tabel 25. Neraca Massa Condensor

Komponen	Massa in (kg/h)	Massa out (kg/h)		
	Out R-101	Out Kondensor 1	Liquid	Vapor
C ₃ H ₆	114,271	114,271	106,84	7,43455
C ₃ H ₈	94,160	94,160	88,002	6,1594
CO	76,181	76,181	48,483	27,6972
C ₄ H ₈ O	3721,967	3721,967	3710,4	11,5594
H ₂	5,441	5,441	0,0893	5,35222
Sub Total	4012,019568	4012,019568	3953,8	58,2027
Total	4012,019568	4012,019568	4012,02118	

6. Knock Out Drum 1 (KOD-1)

Tabel 26. Neraca Massa Knock Out Drum 1

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out	Mass out (kg/h)	
	kg/mol					Liquid	Vapor
C ₃ H ₆	42,00	114,27	0,03	114,27	0,03	113,77	0,497
C ₃ H ₈	44,00	94,16	0,02	94,16	0,02	93,758	0,402
CO	28,00	76,18	0,02	76,18	0,02	70,008	6,172
C ₄ H ₈ O	72,00	3721,97	0,93	3721,97	0,93	3721,7	0,283
H ₂	2,00	5,44	0,00	5,44	0,00	3,7679	1,674

Tabel 26. Neraca Massa Knock Out Drum 1

Sub total						4003	9,028
Total		4012,02	1,00	4012,02	1,00	4012,019568	

7. Heater 3

Tabel 27. Neraca Massa Heater 3

Komponen	Massa in (kg/h)	
	Top KOD 1	Out Heater 3
C ₃ H ₆	114,271	114,271
C ₃ H ₈	94,160	94,160
CO	76,181	76,181
C ₄ H ₈ O	0,000	0,000
H ₂	5,441	5,441
Sub Total	290,053	290,0529784
Total	290,0529784	290,0529784

8. Vaporizer 1 (Vap-1)

Tabel 28. Neraca Massa Vaporizer 1

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)		
	Bottom KOD 1	Top MD101	Out Vap 2	Liquid	Vapor
C ₃ H ₆	0,000	0,00	0		
C ₃ H ₈	0,000	0,00	0		
CO	0,000	0,00	0		
C ₄ H ₈ O	3721,967	37,21	3759,178661	3759,18	0,0028
H ₂	0,000	0,00	0		
C ₄ H ₁₀ O	0,000	157,76	157,7636785	157,763	0,0005
Sub Total	3721,967	194,98	3916,94234	3916,94	0,0033
Total	3916,94234		3916,94234	3916,94234	

9. Mixing Point 4 (MP-4)

Tabel 29. Neraca Massa Mixing Point 4

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)
	Top KOD 2	T H2	Out MP 4
C ₃ H ₆	0,00	0,00	0,00
C ₃ H ₈	0	0,00	0,00
CO	0	0,00	0,00
C ₄ H ₈ O	0	0,00	0,00

Tabel 29. Neraca Mass Mixing Point 4

H ₂	1,08	106,60	107,67
C ₄ H ₁₀ O	0,00	0,00	0,00
Sub Total	1,08	106,60	107,6738183
Total	107,6738183		107,6738183

10. *Mixing Point 5 (MP-5)***Tabel 30.** Neraca Massa *Mixing Point 5*

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)
	Out MP 4	Out Vap 1	Out MP-5
C ₃ H ₆	0,000	0,00	0
C ₃ H ₈	0,000	0,00	0
CO	0,000	0,00	0
C ₄ H ₈ O	0,000	3759,18	3759,178661
H ₂	107,674	0,00	107,6738183
C ₄ H ₁₀ O	0,000	157,76	157,7636785
Sub Total	107,674	3916,94	4024,616158
Total	4024,616158		4024,616158

11. Reaktor 2 (R-2)

Tabel 31. Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₄ H ₈ O	72,00	3876,26	0,97	38,76	0,01
H ₂	2,00	107,67	0,03	1,08	0,00
C ₄ H ₁₀ O	74,00			3944,09	0,99
Total		3983,93	1,00	3983,93	1,00

12. *Condensor 2 (Cond-2)***Tabel 32.** Neraca Massa *Condensor 2*

Komponen	Massa in (kg/h)		Massa out (kg/h)	
	Out R-2	Out Cond-2	Liquid	Vapor
C ₄ H ₈ O	3876,26	3876,26	0,646417	38,11616
H ₂	107,67	107,67	6,48E-07	1,076739
C ₄ H ₁₀ O	3944,091963	3944,091963	24,00085	3920,091

Tabel 32. Neraca Massa *Condensor 2*

Sub Total			24,64727	3959,284
Total	3983,931278	3983,931278	3983,931278	

13. *Knock Out Drum 2 (KOD-2)***Tabel 33.** Neraca Massa *Knock Out Drum 2*

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out	Mass out (kg/h)	
	kg/kmol					Liquid	gas
C ₄ H ₈ O	72,00	38,76	0,01	38,76	0,01	38,763	0,00
H ₂	2,00	1,08	0,00	1,08	0,00	1,0715	0,01
C ₄ H ₁₀ O	74,00	3944,09	0,99	3944,09	0,99	3944,1	0,02
Sub total		3983,93	1,00	3983,93	1,00	3983,9	0,021
Total		3983,93	1,00	3983,93	1,00	3983,93	

14. Menara Destilasi

Tabel 34. Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Input		Output			
	Feed		Distilat		Bottom	
	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam
C ₄ H ₁₀ O	3944,09	53,30	157,76	2,131941602	3786,328285	51,17
C ₄ H ₈ O	38,76	0,54	37,212	0,516834328	1,550502983	0,02
Sub Total		53,84	194,98	2,65	3787,88	51,19
Total	3982,85		3982,85			

15. Kondensor 3 (Cond-3)

Tabel 35. Neraca Massa Kondensor 3

Komponen	Input	Output
C ₄ H ₁₀ O	157,7636785	157,7636785
C ₄ H ₈ O	37,2120716	37,2120716
Total	194,9757501	194,9757501

16. Reboiler

Tabel 36. Neraca Massa Reboiler

Komponen	Input	Output	
C ₄ H ₁₀	3786,328285	253,4477815	0
C ₄ H ₈ O	1,550502983	1,550502983	3532,88
Total	3787,878788	3787,878788	

3.4.3. Neraca Massa Total

Tabel 37. Neraca Massa Total

Komponen	Reaktor 1		KO Drum 1	
	Input	Output	Input	Output
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₃ H ₆	2285,42	114,27	114,27	114,27
C ₃ H ₈	94,16	94,16	94,16	94,16
CO	1523,61	76,18	76,18	76,18
C ₄ H ₈ O	0,00	3721,97	3721,97	3721,97
H ₂	108,83	5,44	5,44	5,44
C ₄ H ₁₀ O	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	4012,02	4012,02	4012,02	4012,02

Reaktor 2		KO Drum 2		Destilasi	
Input	Output	Input	Output	Input	Output
kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
3876,26	38,76	38,76	38,76	3944,09	3944,09
107,67	1,08	1,08	1,08	0,00	0,00
0,00	3944,09	3944,09	3944,09	38,76	38,76
3983,93	3983,93	3983,93	3983,93	3982,85	3982,85

3.5. Neraca Panas

1. Kompresor 1 (Comp-1)

Tabel 38. Neraca Panas Kompresor 1

Energi masuk	Jumlah (kJ/jam)	Energi keluar	Jumlah (kJ/jam)
H in	40652,364	H out	73260,689
Q yang dibutuhkan	32608,325		
Jumlah	73260,689	Jumlah	73260,689

2. Heater 1 (E-1)

Tabel 39. Neraca Panas Heater 1

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
C ₃ H ₆	69732,34403	291352,1254
C ₃ H ₈	2003,335889	8370,235896
Steam	227986,6814	
Total	299722,3613	299722,36

3. Kompresor 2 (Comp-2)

Tabel 40. Neraca Panas Kompresor 2

Energi masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi keluar	Jumlah (kj/jam)
H in	288009,570	H out	282774,901
Q yang dibutuhkan	-5234,668		
Jumlah	282774,901	Jumlah	282774,901

4. Cooler 1 (CO-1)

Tabel 41. Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Input kj/jam	Output kj/jam
CO	256074,4702	131130,8911
Steam	-124943,579	
Total	131130,8911	131130,89

5. Kompresor 3 (Comp-3)

Tabel 42. Neraca Panas Kompresor 3

Energi masuk	Jumlah (kj/jam)	Energi keluar	Jumlah (kj/jam)
H in	11417,015	H out	100710,899
Q dibutuhkan	89293,884		
Jumlah	100710,899	Jumlah	100710,899

6. Heater 2 (E-2)

Tabel 43. Neraca Panas Heater 2

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
CO	91675,38411	129672,6349
Steam	37997,25075	
Total	129672,6349	129672,63

7. Reaktor 1 (R-1)

Tabel 44. Neraca Panas Reaktor 1

Komponen Panas	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Panas masuk	707266,2431	
Panas keluar		634851,3663
Q Pendingin		6316722,689
Panas reaksi (ΔH_r)		-6244307,812
Total	707266,2431	707266,2431

8. *Condensor* 1 (Cond-1)

Tabel 45. Neraca Panas *Condensor* 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₆	17438,49844	4589,078536
C ₃ H ₈	8989,436893	2365,641288
CO	7848,667097	2065,43871
C ₄ H ₈ O	587793,7475	154682,5651
H ₂	7761,385085	2042,469759
Pendingin	-464086,54	
Total	165745,1934	165745,19

9. *Knock Out Drum* 1 (KOD-1)

Tabel 46. Neraca Panas *Knock Out Drum* 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₆	4,41E+03	4406,41448
C ₃ H ₈	4679,28548	4679,28548
CO	1983,225819	1983,225819
C ₄ H ₈ O	700638,602	700638,602
H ₂	1961,171126	1961,171126
Total	713668,6989	713668,6989

10. Heater 3 (E-3)

Tabel 47. Neraca Panas Heater 3

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₃ H ₆	4589,078536	17438,49844
C ₃ H ₈	2365,641288	8989,436893
CO	2065,43871	7848,667097
C ₄ H ₈ O	0	0
H ₂	2042,469759	7761,385085
Steam	30975,35922	
Total	42037,98751	42037,99

11. Vaporizer 1 (Vap-1)

Tabel 48. Neraca Panas Vaporizer 1

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
C ₄ H ₈ O	217643,4193	798272,575
H Vaporization	0	1388,568158
Steam	582017,7239	
Total	799661,1431	799661,1431

12. Reaktor 2 (R-2)

Tabel 49. Neraca Panas Reaktor 2

Komponen Panas	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Panas masuk	993399,5365	
Panas keluar		870668,5158
Q Pendingin		3948758,309
Panas reaksi (ΔH_r)		-3826027,289
Total	993399,5365	993399,5365

13. Condensor 2 (Con-2)

Tabel 50. Neraca Panas Condensor 2

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
C ₄ H ₈ O	7734,128257	5692,318397
H ₂	1883,505677	1386,260178
C ₄ H ₁₀ O	735279,9591	541166,0499
Pendingin	-196652,96	
Total	548244,6285	548244,63

14. Knock Out Drum 2 (KOD-2)

Tabel 51. Neraca Panas Knock Out Drum 2

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
C ₄ H ₈ O	26560,45982	26560,45982
H ₂	1412,572085	1412,572085
C ₄ H ₁₀ O	3459245,71	3459245,71
Total	3487218,742	3487218,742

15. Menara Destilasi (MD-1)

Tabel 52. Neraca Panas Menara Destilasi

Energi Masuk	Jumlah (KJ/Jam)	Energi Keluar	Jumlah (KJ/Jam)
ΔH feed	7,41E+05	ΔH Bottom	8,01E+05
Q reboiler	3,14E+07	Q kondensor	3,13E+07
		ΔH Distilat	2,88E+04
Total	32135323	Total	32135323

16. Condensor 3 (Con-3)

Tabel 53. Neraca Panas Condensor 3

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Vap	4,77E+07	
Refluks		16327296,98
Destilat		28834,20065
Q Condensor		31305287,67
Total	4,77E+07	47661418,85

17. Reboiler (RE-1)

Tabel 54. Neraca Panas Reboiler

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q Reboiler	3,14E+07	
Q Umpan	740561,6837	0
DEstilat		28834,2
Q Condensor		31305288
Q Bottom		801200,7
Total	3,21E+07	32135323

18. Cooler 2 (CO-2)

Tabel 55. Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Input kj/jam	Output kj/jam
C ₄ H ₈ O	142,93	7,687081288
C ₄ H ₁₀ O	474485,603	25518,21034
H ₂ O	-449102,64	
Total	25525,89742	25525,90

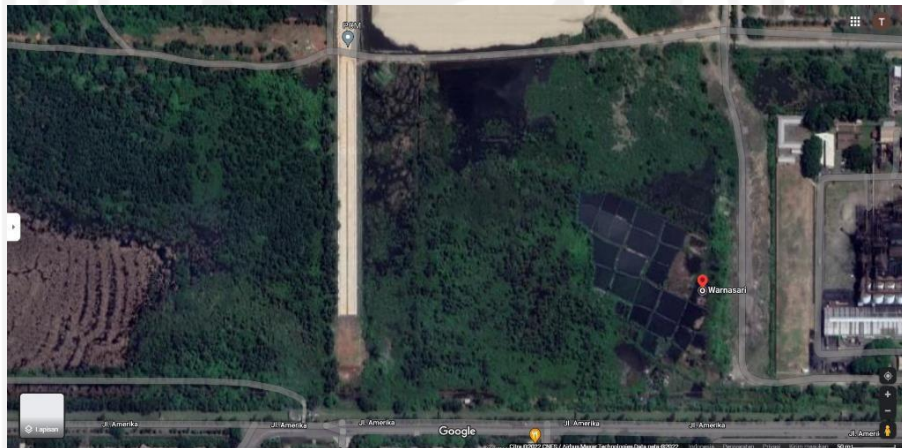
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Letak pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan operasinya, maka dalam penentuan tempat didirikannya pabrik perlu didasarkan pada perhitungan yang sangat cermat sehingga menguntungkan perusahaan baik dari segi teknik maupun ekonominya.

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berkaitan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan dibangun. Direncanakan akan membangun pabrik n-Butanol dengan produksi 30.000 ton/tahun di sekitar Cilegon, Jawa Barat.



Gambar 4.1 Titik Lokasi Pabrik

Adapun pertimbangan pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari pembangunan pabrik. Tujuan utamanya meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang secara langsung mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik adalah:

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik harus dekat dengan pasokan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Jika ada bahan baku atau produk yang diangkut dari dalam atau luar negeri, pabrik juga sebaiknya harus dekat dengan pelabuhan. Pada pabrik n-Butanol yang direncanakan, bahan baku yang digunakan adalah propilen, hidrogen, dan CO. Ketiga bahan baku tersebut digunakan untuk membuat *n-butyraldehyde* yang merupakan bahan baku untuk membuat n-Butanol. Mengingat hal ini maka pabrik tersebut sangat tepat didirikan didekat pabrik yang diantaranya menghasilkan *propylene* atau *hydrogen*.

2. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah air, bahan bakar dan listrik. Karena daerah tersebut terdapat sumber air, maka kebutuhan air dapat dipenuhi dengan tepat dan murah. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

3. Sumber Daya Manusia (Tenaga Kerja)

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak, sehingga penyediaan tenaga-tenaga kerja tidak begitu sulit diperoleh. Akan tetapi tenaga kerja yang mempunyai keahlian khusus sangat penting diperhatikan. Untuk pabrik ini kecuali staf pimpinan, sebagian tenaga kerja yang cukup berpendidikan menengah, sehingga ditinjau dari faktor tenaga kerja tidak mengharuskan pabrik ini dikota yang mempunyai perguruan tinggi.

4. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat. Pendirian pabrik di sekitar Cilegon dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat yang mudah dijangkau karena Cilegon berada dalam jalur transportasi darat seperti jalan raya dan jalan tol yang memadai, sehingga transportasi darat dari sumber bahan baku dan pasar tidak lagi menjadi masalah. Dengan ketersediaan sarana tersebut akan menjamin kelangsungan produksi pabrik.

5. Pemasaran

Pemasaran hasil produksi penting diperhatikan, dengan memilih lokasi pabrik di daerah yang membutuhkan produk pabrik tersebut. Hal ini didasarkan atas faktor biaya angkutan yang serendah mungkin. n-butanol banyak dibutuhkan. Untuk keperluan industri, maka dari itu pabrik n-butanol sebaiknya didirikan didekat pelabuhan atau kawasan industri.

6. Keadaan Iklim

Daerah Cilegon, Jawa Barat merupakan suatu daerah yang beriklim tropis, sehingga cuaca, iklim, dan keadaan tanah relatif stabil dan tidak ekstrim. Temperatur udara normal daerah tersebut sekitar 22-30°C, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar. Selain itu daerah Cilegon mempunyai kelembapan yang stabil, jauh dari gunung berapi, dan daerah banjir sehingga kesetabilan pabrik dapat dijamin.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit

Faktor sekunder yang berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik amonium sulfat ini, antara lain:

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan

b. Perizinan Tanah

Sesuai dengan kebijakan pemerintah tentang kebijakan pengembangan industri, daerah Karawang telah banyak dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga memudahkan perizinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dampak sosial serta hukum tentu sudah diperhitungkan.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, dan sarana ibadah.

d. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan. Selain itu pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

4.2. Tata Letak Pabrik

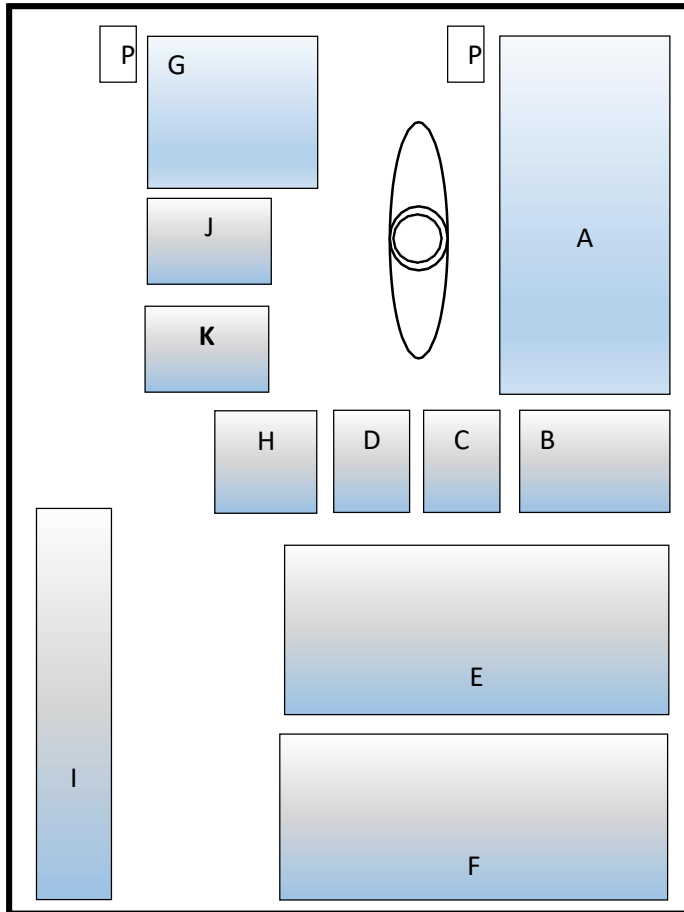
Tata letak pabrik merupakan cara pengaturan tempat kedudukan dan seluruh bagian dari pabrik yang meliputi:

- Tata letak bangunan pabrik
- Tata letak alat-alat proses

Dalam merancang tata letak bangunan pabrik dan tata letak alat-alat proses harus dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut:

1. Pengoperasian, pengontrolan dan perbaikan semua peralatan proses harus mudah untuk dilakukan
2. Segi keselamatan kerja harus diperhatikan.
3. Penempatan harus seefisien mungkin.
4. Distribusi utilitas yang ekonomis.
5. Pemipaan dan sarana transportasi dalam pabrik harus dilakukan sedemikian rupa, sehingga tidak ada kemungkinan tabrakan atau kecelakaan.
6. Alat - alat proses dikelompokkan kedalam unit-unit alat proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat, tidak akan merambat keseluruhan alat proses

7. Unit- unit alat dikelompokkan dalam suatu blok dan dipisahkan oleh jalan.
8. Setiap unit alat harus dapat dicapai paling sedikit dari dua jalan dalam pabrik
9. Jarak jalan dengan alat proses harus cukup lebar, sehingga menghindari senggolan dengan arus lalu lintas kendaraan yang lewat didaerah tersebut.
10. Jarak antara tangki penyimpanan minimal sama dengan satu kali diameter tangki yang terbesar.
11. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari daerah proses, sehingga dapat menjamin operasi yang sama.
12. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari daerah proses, sehingga dapat menjamin operasi yang sama.
13. Bangunan kantor dan fasilitas administrasi didirikan cukup jauh dari area proses.
14. Disediakan area untuk perluasan pabrik bila diperlukan dikemudian hari.
15. Fasilitas perumahan didirikan terpisah dari lokasi pabrik agar kenyamanan keluarga karyawan terjamin

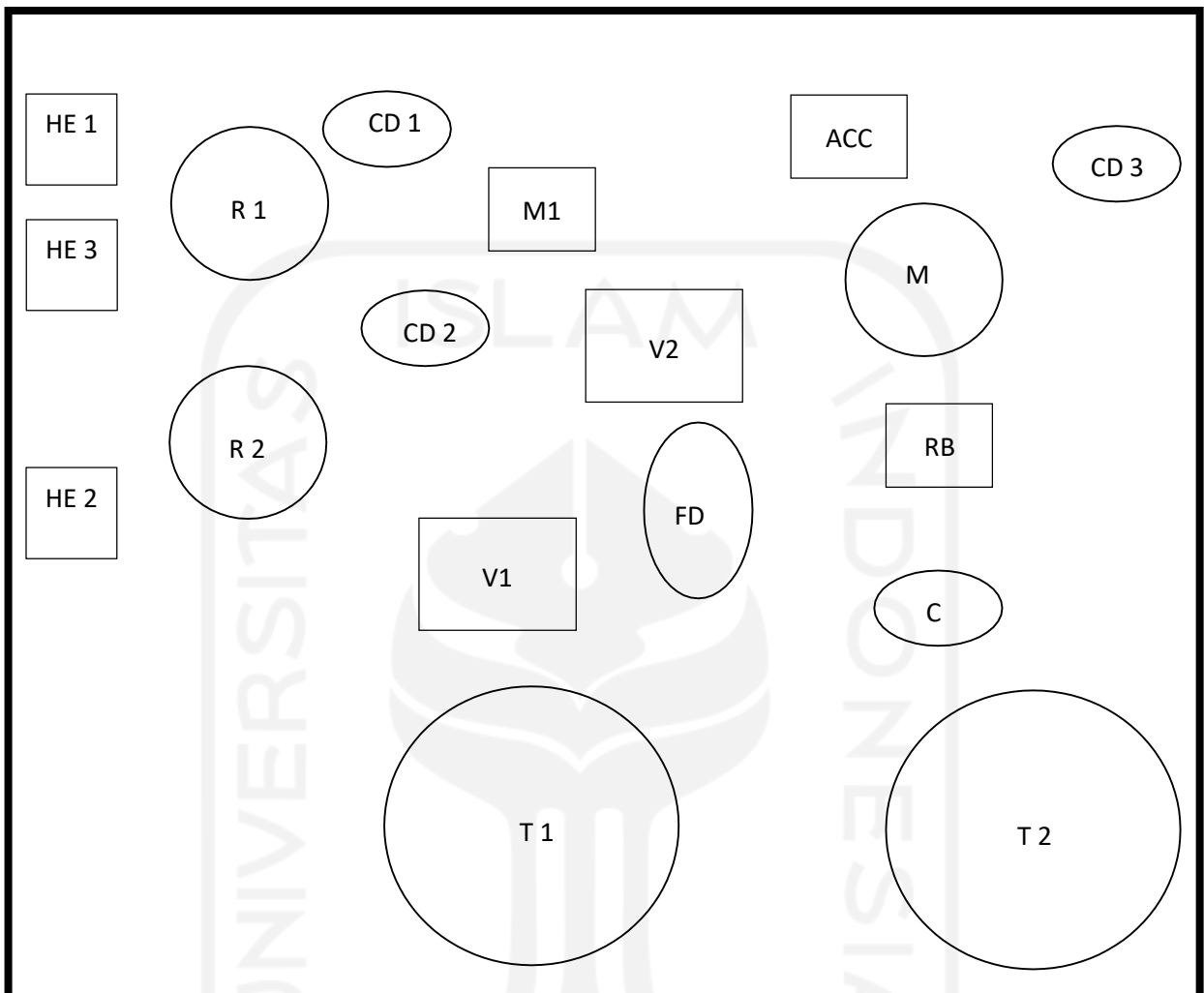


Keterangan :

- A = Perkantoran
- B = Bengkel
- C = Ruang Kontrol
- D = Laboratorium
- E = Area Proses
- F = Area Tangki
- G = Area Perluasan
- H = Gudang Utilitas
- I = Utilitas
- J = Gudang Peralatan
- K = Pemadam Kebakaran

Gambar 4.2 Tata Letak Bangunan Pabrik n-butanol

4.3. Tata Letak Mesin atau Alat Proses



Gambar 4.3 Tata Letak Alat-Alat Proses Pabrik n-Butanol

Kapasitas 30.000 Ton/Tahun

Keterangan gambar :

1. Tangki Karbon Monoksida
2. Kompresor 1, 2 3
3. *Heater* 1,2,3
4. *Cooler* 1 dan 2
5. Reaktor 1 dan 2
6. *Condensor* 1,2,3
7. *Knock out drum* 1 dan 2
8. *Vaporizer*

9. *Expansion valve*
10. Menara Distilasi
11. Akumulator
12. *Reboiler*
13. Tangki Produk n-Butanol
14. Pompa
15. Pipeline propilen dan pipeline hydrogen

4.3. Maintenance (Perawatan Alat)

Berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

- a. Over Haul 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta levelling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, penggantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

- b. Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance :

- **Umur Alat**
Semakin tua umur alat maka semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.
- **Bahan Baku**
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.
- **Tenaga Manusia**
Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik.

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Perusahaan

Untuk perusahaan-perusahaan berskala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk Perseroan Terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

a. **Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum**

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan itu oleh pemerintah, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini perusahaan secara sah dilindungi hukum dalam mengatur pengelolaan intern perusahaan.

b. **Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)**

Maksudnya adalah perusahaan ini didirikan bukan terdiri dari perkumpulan pemegang saham, tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila terjadi seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat

dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kekuatan hukum. Kegiatan-kegiatan tidak terpengaruh olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar
Perseroan terbatas cocok untuk perusahaan berskala besar dengan aktivitas-aktivitas yang kompleks. Berdasarkan keterangan di atas maka pabrik nbutanol yang didirikan direncanakan mempunyai:

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT/ korporasi)
- Lapangan Usaha : Industri n-butanol
- Lokasi Perusahaan : Cilegon , Jawa Barat

Alasan dipilihnya perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pemegang perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya maupun karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris juga direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

Lapangan usaha lebih luas, suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.4.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang ada dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam

perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan pemerintah atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan pedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem Line and Staff. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasannya saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau line, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer produksi dan Manajer Umum. Manajer Produksi membawahi bagian teknik dan operasi. Manajer Umum membawahi kepala bagian dan kepala bagian membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli

akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur perusahaan tersebut adalah sebagai berikut berikut:

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Manfaat adanya struktur perusahaan tersebut adalah sebagai berikut berikut
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.4.3. Tugas dan Wewenang

4.4.3.1 Pemegang Saham

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

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.4.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

4.4.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundumnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi serta Manajer Umum.

Tugas Direktur antara lain :

1. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum Pemegang Saham
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi serta Manajer Umum.

4.4.3.4 Staff Ahli

Terdiri dari tenaga-tenaga yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang Staff ahli meliputi:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
3. Memberikan saran-saran bidang hukum

4.4.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari:

I. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala Bagian Operasi membawahi:

a. Supervisor Utilitas

Tugas Supervisor Utilitas :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga, dan instrumentasi. Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

b. Supervisor Produksi

Tugas Supervisor Produksi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Mengawasi kualitas buangan pabrik

II. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi.

Tugas Kepala bagian Teknik antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses, dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki peralatan pabrik

b. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

- Merencanakan penggantian alat
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

III. Kepala Bagian K3 dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja, dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala bagian Keselamatan, Kesehatan , dan Lingkungan membawahi:

a. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja
- Menciptakan suasana aman dilingkungan pabrik serta penyediaan alat-alatkeselamatan kerja

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah antara lain :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan diseluruh pabrik
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

IV. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi:

a. Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi, dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan antara lain :

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan

plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

V. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknyabahandan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang

VI. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian Administrasi dan Keuangan membawahi:

a. Seksi Administrasi

Tugas seksi Administrasi antara lain :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, dan pembukuan, serta masalah pajak.

b. Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain:

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensifikasi karyawan.

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

c. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

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

d. Seksi Humas

Tugas seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan

e. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada diperusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.4.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Berikut adalah gaji karyawan Perusahaan ini:

Tabel 56. Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 45,000,000	Rp 45,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
4	Staff Ahli	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000

Tabel 56. Gaji Karyawan

23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
25	Karyawan Personalia	7	Rp 15,000,000	Rp 105,000,000
26	Karyawan Humas	7	Rp 15,000,000	Rp 105,000,000
27	Karyawan Litbang	7	Rp 15,000,000	Rp 105,000,000
28	Karyawan Pembelian	7	Rp 15,000,000	Rp 105,000,000
29	Karyawan Pemasaran	7	Rp 15,000,000	Rp 105,000,000
30	Karyawan Administrasi	7	Rp 10,000,000	Rp 70,000,000
31	Karyawan Kas/Anggaran	7	Rp 14,000,000	Rp 98,000,000
32	Karyawan Proses	20	Rp 6,000,000	Rp 120,000,000
33	Karyawan Pengendalian	9	Rp 6,000,000	Rp 54,000,000
34	Karyawan Laboratorium	9	Rp 6,000,000	Rp 54,000,000
35	Karyawan Pemeliharaan	20	Rp 6,000,000	Rp 120,000,000
36	Karyawan Utilitas	16	Rp 10,000,000	Rp 160,000,000
37	Karyawan K3	7	Rp 8,000,000	Rp 56,000,000
39	Operator proses	48	Rp 6,500,000	Rp 312,000,000
40	Sekretaris	7	Rp 10,000,000	Rp 70,000,000
41	Dokter	6	Rp 10,000,000	Rp 60,000,000
42	Perawat	16	Rp 8,000,000	Rp 128,000,000
43	Satpam	15	Rp 4,000,000	Rp 60,000,000
44	Supir	12	Rp 4,000,000	Rp 48,000,000
45	Cleaning Service	13	Rp 4,000,000	Rp 52,000,000
Total		271	Rp 607,500,000	Rp 2,407,000,000

4.4.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pra Rancangan Pabrik Pembuatan n-Butanol Kapasitas 3.000 ton/tahun ini direncanakan beroperasi 330 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari. Berdasarkan pengaturan jam kerja, maka karyawan dapat digolongkan mejadi dua golongan, yaitu:

4.4.6. Karyawan Non-Shift

Yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya direktur, staf ahli, manajer, bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. Jam kerja karyawan *non-shift* ditetapkan sesuai Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Kep. 234/Men/2003 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Perhitungan uang lembur menggunakan acuan I/173 dari upah sebulan (Pasal 10 Kep.234/Men/2003) dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar 1.5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam. Perincian jam kerja non-shift adalah:

Jam Kerja :

- Hari Senin-Jum'at : jam 08.00 – 17.00

Jam istirahat :

- Hari Senin-Kamis : jam 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : jam 11.00 – 13.00

4.4.7. Karyawan Shift

Yaitu karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi yang memerlukan pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam, misalnya bagian produksi, utilitas, kamar listrik, keamanan, dan lain-lain.

Perincian jam kerja shift adalah:

- Shift pagi : jam 08.00 – 16.00
- Shift sore : jam 16.00 – 24.00
- Shift malam : jam 24.00 – 08.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya

Tabel 57. Jadwal Shift Karyawan

Hari	Shift Pagi	Shift Sore	Shift Malam	Libur
1	A	C	B	D
2	A	D	B	C
3	A	D	C	B
4	B	D	C	A
5	B	A	C	D
6	B	A	D	C
7	C	A	D	B
8	C	B	D	A
9	C	B	A	D
10	D	B	A	C
11	D	C	A	B
12	D	C	B	A
Dst				

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan.

4.4.8. Kesejahteraan Karyawan

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan. Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

1) Tunjangan

- a. Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

2) Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal, helm, sarung tangan, sepatu boot, kaca mata, pelindung dan lain-lain).

3) Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di politeknik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- a. Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- b. Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

4) *Insentive* atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan yang meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya *insentive* ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian *insentive* untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang tercapai.

5) Cuti

Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.

- a. Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter

b. Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

c. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK)

Merupakan suatu perlindungan bagi tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya. Peraturan pelaksanaan Jaminan Sosial Tenaga Kerja diatur dalam UU No. 3 Tahun 1992 dimana perusahaan wajib mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program JAMSOSTEK yang meliputi:

- a) Jaminan kesehatan kerja
- b) Jaminan kematian
- c) Jaminan hari tua

6) Kantin

Perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.

7) Transportasi

Perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.

BAB V UTILITAS

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik n-butanol ini sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Air yang diperlukan dilingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air proses dan air pendingin

Sumber air diambil dari air sungai yang telah mengalami pengolahan sehingga memenuhi syarat sebagai air proses dan air pendingin.

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena beberapa faktor :

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahan
- Dapat menyerap panas persatuan volume yang tinggi
- Tidak terdekomposisi

Air pendingin digunakan pada *cooler* dan kondenser. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam airproses dan airpendingin adalah :

- Kesadahan (*hardness*) yang dapat menimbulkan kerak pada alat proses
- Besi, Aluminium, Asam organik, dan beberapa logam yang larut dalam air yang dapat menyebabkan korosifitas
- Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corotion inhibitor*, menurunnya *heat transfer coefficient*, dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan

2. Air umpan boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut, seperti O₂, CO₂, H₂S, dan NH₃
- Zat yang menyebabkan kerak (*scaleforming*)
Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbohidrat dan silikat.
- Zat yang dapat menyebabkan *foaming*
Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah yang besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

5.1.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan air di pabrik meliputi

- 1) Kebutuhan pendingin

Tabel 58. Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
1	Reaktor 1	R-1	30275,4724
2	Kondensor 3	Con-3	232044,1373
3	Kondensor 1	Con-1	4571,4517
4	Kondensor 2	Con-2	2419,1116
5	Cooler	Co	7534,0060
6	Reaktor 2	R-2	18926,0363
Total			165535,7718

Kebutuhan pendingin sebesar 165535,7718 kg/jam

- 2) Kebutuhan air untuk *steam* proses

Tabel 59. Kebutuhan Air untuk Steam Proses

No	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1	<i>Reboiler</i>	Re-1	15329,47307
2	<i>Heater</i>	E	2920,397352
3	<i>Vaporizer</i>	Vap	219,340449
Total			22963,19151

Kebutuhan *steam* proses sebesar 22963,19151 kg/jam

3) Kebutuhan air untuk domestik

Tabel 60 Kebutuhan Air untuk Domestik

	KEBUTUHAN	JUMLAH
1	Kantor	
	Jumlah karyawan	270 orang
	Jumlah kebutuhan air tiap orang	100 litter/hari
	Kebutuhan air semua karyawan	27000 kg/hari
2	Rumah	
	Pabrik merencanakan mendirikan mess sebanyak	60 rumah
	Setiap mess diperkirakan dihuni sebanyak	4 orang
	Perkiraan kebutuhan air setiap orang	100 kg/hari
	Kebutuhan air untuk mess	24000 kg/hari
	Kebutuhan air total domestik	51000 kg/hari
		2125 kg/jam

4) Kebutuhan servis water

Tabel 61. Kebutuhan *Service Water*

	Kebutuhan	Jumlah
1	Bengkel	200 kg/hari
2	Poliklinik	200 kg/hari
3	Laboratorium	500 kg/hari
4	Pemadam kebakaran	1000 kg/hari
5	Kantin, mushola, dan kebun	2000 kg/hari
	Total kebutuhan air	3900 kg/hari = 162,5 kg/jam

5) Kebutuhan Air Total

Tabel 62. Kebutuhan Air Total

	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Domestik Water	2125
2	Service Water	162,5000
3	Cooling Water	10552,90545
4	Steam Water	4340,0432
	Total	17.180

Kebutuhan air total = 412.233 kg/hari

= 136.069.153 kg/th

= 136.069 ton/tahun

Overdesign 20% = 385.305 m³/tahun

5.1.2 Pengolahan Air

Bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan didalam industri kimia. Pengolahan air dapat meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia dan penambahan bahan kimia tertentu. Pengolahan air yang dilakukan dipabrik n-butanol ini meliputi beberapa proses.

1. *Screening* atau Saringan

Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting dan sampah-sampah lainnya
Bahan	Alumunium
Spesifikasi (brown,1961)	
Diameter lubang	1 cm
Panjang saringan	10ft
Lebar saringan	8ft
Jumlah air yang diolah	26.254,5203 kg/jam

2. *Reservoir* atau Sedimentasi

Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi
Deskripsi alat	Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Asumsi turbidity raw water	850,0000 ppm
Spesifikasi alat	
Kapasitas bak pengendapan (ws)	21,2005 kg/jam
Kapasitas bak pengendapan (Q)	29,2817 m ³ /jam
Dimensi bak pengendapan	Seperti balok
Tinggi	3,8834 m
Panjang	7,7667 m
Lebar	7,7667 m

3. Bak Koagulasi dan Flokulasi

Berfungsi untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran

Dimensi Bak	Berbentuk silinder tegak
Volume	27,7940 m ³
Diameter dan tinggi	3,2837 m
Diameter <i>impeller</i>	1,0946 m
Jumlah <i>impeller</i>	1 buah
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Lebar <i>baffle</i>	0,1095 m

4. Tangki Larutan alum/tawas

Berfungsi menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi. Dipilih tangki silinder tegak

1	Kebutuhan alum	0,0996 kg/jam
2	Kebutuhan 5% alum	0,0050 kg/jam
3	Volume larutan alum	2,0071 m ³
4	Dimensi tangki	
	Volume	2,0071 m ³
	Diameter	1,0853 m
	Tinggi	2,1706 m

5. Bak Pengendap 1

Berfungsi mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi. Berbentuk bak persegi / seperti balok yang diperkuat beton bertulang

1	Kapasitas bak pengendapan (ws)	20 kg/jam
2	Kapasitas bak pengendapan (Q)	27,8176 m ³ /jam
3	Dimensi bak pengendapan	
	Waktu tinggal	8 jam
	Volume	222,5412 m ³
	Tinggi	3,8175 m
	Panjang dan Lebar	7,6351

6. Bak Pengendap 2

Berfungsi mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk 2 kali diendapkan)

1	Kapasitas bak pengendapan (ws)	19,1335 kg/jam
2	Kapasitas bak pengendapan (Q)	26,4268 m ³ /jam
3	Dimensi bak pengendapan	
	Waktu tinggal	8 jam
	Volume	211,4141 m ³
	Tinggi	3,7528 m
	Panjang dan Lebar	7,5056 m

7. Sand Filter

1	Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
2	Material yang digunakan	<i>Spheres</i>
3	Dimensi bak	
	Luas permukaan penyaringan (A)	2,1868 m ²
	Volume bak penyaringan (V)	2,9381 m ³
	Tinggi	0,9023 m
	Panjang	1,8045 m
	Lebar	1,8045 m

8. Bak penampung sementara

1	Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>
2	Bentuk	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
3	Kapasitas sementara	19,8582 m ³ /jam
4	Dimensi bak	
	Volume bak	23,8299 m ³
	Tinggi	1,8128 m

	Panjang	3,6256
	Lebar	3,6256

Air ini dapat digunakan langsung untuk make up air pendingin, sedangkan air untuk sanitasi dan proses perlu diolah lebih lanjut, Pengolahan tersebut antara lain adalah sebagai berikut:

1. Pengolahan air untuk sanitasi (*domestic water*)

Dari bak penampung air bersih lalu dipompa ke bak penampung untuk keperluan perkantoran dan keperluan umum, tetapi sebelumnya di injeksikan chlorin dengan tujuan untuk membunuh kuman penyakit serta organisme sehingga tidak berkembang biak.

I. Tangki Klorinasi

1	Fungsi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
2	Bentuk	Tangki silinder berpengaduk
3	Kapasitas	2,1250 m ³ /jam
4	Kebutuhan kaporit	0,0153 kg
5	Dimensi	
	Volume	2,5500 m ³
	Diameter	1,4810 m
	Tinggi	1,4810 m

II. Tangki Kaporit

Fungsi	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam tangki klorinasi
Kapasitas	2,1250 m ³ /jam
Kebutuhan kaporit	0,0153 kg = 11 kg/bulan
Dimensi	
Volume	0,0056 m ³
Diameter	0,1927 m
Tinggi	0,1927 m

III. Tangki Air Bersih

Fungsi	Menampung air untuk keperluan rumah tangga
Bentuk	Tangki silinder tegak
Kapasitas	2,1250 m ³ /jam
Dimensi	
Waktu tinggal	24 jam
Volume	61,2 m ³
Diameter	4,2720 m
Tinggi	4,2720 m

2. Pengolahan service water

I. Tangki *service water*

Fungsi	Menampung air untuk layanan umum
Bentuk	Tangki silinder tegak
Kapasitas	0,1625 m ³ /jam
Dimensi	
Volume	4,6800 m ³
Diameter	1,8133 m
Tinggi	1,8133 m

II. Tangki Air Bertekanan

Fungsi	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Bentuk	Tangki silinder tegak
Kapasitas	0,1625 m ³ /jam
Dimensi	
Volume	4,6800 m ³
Diameter	1,8133 m
Tinggi	1,8133 m

3. Pengolahan air pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa

tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blowdown* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penyaring air.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagai berikut :

- c. Fosfat berguna mencegah timbulnyakerak
- d. Chlorin untuk membunuh mikroorganisme
- e. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan

Dari bak air bersih menuju *cooling tower* yang bertugas untuk mendinginkan air pendingin yang digunakan pada alat-alat proses 30°C sebelum disirkulasi kembali.

I. Bak Air Pendingin

Fungsi	Menampung kebutuhan air pendingin
Bentuk	Bak persegi panjang
Kapasitas	10,5529 m ³ /jam
Dimensi	
Volume	12,6635 m ³
Tinggi	1,4684 m
Panjang dan lebar	2,9367 m

II. Cooling Tower

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas tower	1,6580 m ²
Mass velocity liquid (L)	1.303,5934 lb/jam.ft ²
Dimensi	
Panjang	1,2876 m
Lebar	1,2876 m
Tinggi	2,59 m
Tinggi unit difusi	0,8 m
Suhu masuk	62 celcius
Suhu keluar	30 celcius
Kebutuhan udara	245.997,0824 ft ³ /jam
Umpan <i>cooling tower</i>	10.552,9055 kg/jam

Evaporating Lost	7.035,2703 kg/jam
Blowdown	1.725,7104 kg/jam
Dirf Lost	33,1072 kg/jam
Air yang berada di bawah CT	1.758,8176 kg/jam

III. *Blower Cooling Tower*

Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Power blower	37,2418 ft
Power motor	5,9 Hp
	Standar NEMA 10 Hp

IV. *Mixed Bed*

1	Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl,SO ₄ , dan NO ₃ .
2	Kapasitas	19.1086 gpm
3	Luas Penampang	3.1848 ft ²
4	Dimensi	
	Diameter	0.6139 m
	Volume	0.3758 m ³
	Tinggi Tangki	1.5240 m
	Tebal Tangki	0.25 in

V. *Tangki NaCl*

1	Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i>
2	Bentuk	Tangki Silinder
3	Kebutuhan NaCl	30.0954 kg
4	Dimensi	
	Volume NaCl	0.0139 m ³
	Dimensi	
	Volume	1.5048 m ³
	Diameter	1.2422 m
	Tinggi	1.2422 m

VI. Tangki Air Denim

1	Fungsi	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler
2	Bentuk	Tangki Silinder Tegak
3	Kapasitas	4.3400 m ³ /jam
4	Dimensi	
	Volume	124.9932 m ³
	Diameter	5.4201 m
	Tinggi	5.4201 m

VII. Deaerator

1	Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada reboiler dan turbin trip
2	Bentuk	Tangki Silinder Tegak
3	Kapasitas	4.3400 m ³ /jam
4	Dimensi	
	Volume	5.2081 m ³
	Diameter	1.8790 m
	Tinggi	1.8790 m

VIII. Tangki N₂H₄

1	Fungsi	Menyimpan larutan N ₂ H ₄
2	Bentuk	Silinder Tegak
3	Konsentrasi N ₂ H ₄	30 ppm
4	Kebutuhan N ₂ H ₄	1,031.1943 kg/tahun
5	Dimensi	
	Volume	5.2938 m ³
	Diameter	1.8893 m
	Tinggi	1.8893 m

IX. Unit Refrigerant

Fungsi	Mendinginkan air dari <i>cooling tower</i> menjadi <i>chilled water single stage mechanical refrigeration cycle</i>
Jenis	<i>Single stage mechanical refrigeration cycle</i>
Bahan	<i>Carbonsteel</i>
<i>Net Refrigerating Effect</i>	94.5633 btu/lb
<i>Massa Refrigerant</i>	2.1150 lb/menit.Ton
Volume Uap Teoritis	1.6920 ft ³ /menit.Ton
Panas Kompresor	3.4078 btu/lb
Kerja Kompresor	7.3978 btu/menit.Ton
Daya Kompresor	0.1745 hp/ton
Panas Kompresor	98.0610 btu/lb
<i>Cycle Coefficient of Performance</i>	27.0352

X. Boiler

1	Fungsi	Untuk membuat <i>saturated steam</i>
2	Q total yang dibutuhkan	116.968.559,83 kj/jam
3	Luas perpindahan panas (A)	2138,4442 ft ² = 198,6679 m ²
4	Kebutuhan bahan bakar	
	Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan	3.197,5772 kg/jam
	Volume bahan bakar yang dibutuhkan	3,7263 m ³ /jam
5	Tangki bahan bakar	
	Waktu tinggal	3 hari
	Kebutuhan bahan bakar	268,2920 m ³
	Diameter (D)	8,6352 m
	Tinggi (H)	17,2704 m

5.2. Unit Pembangkit Steam

Unit ini untuk mempersiapkan kebutuhan *steam* pada proses produksi.

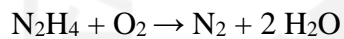
Steam dibuat pada ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi perancangan :

Kapasitas : 22963,19151 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Sistem penyedia steam terdiri dari *deaerator* dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam *deaerator* berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray, sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan *steam*. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari *deaerator*. *Deaerator* memiliki waktu tinggal 12 jam. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam *deaerator* untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



5.3. Unit Pembangkit Listrik

Adapun perincian kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas disajikan pada tabel dibawah ini :

Kebutuhan tenaga listrik di suatu industri dapat diperoleh dari:

1. Disuplai dari PLN
2. Pembangkit tenaga listrik sendiri

Pada perancangan pabrik n-butanol kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan generator set sebagai cadangan untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 fase yang mempunyai keuntungan :

- Tenaga listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik dipabrik n-butanol ini dapat dibagi sebagai berikut:

1. Kebutuhan untuk alat proses = 464.525,2395 watt = 464,5252 kW
2. Kebutuhan untuk utilitas = 217.408,8350 watt = 217,4088 kW
3. Kebutuhan listrik dan untuk penerangan

Besarnya kebutuhan listrik untuk penerangan AC digunakan standar yang terdapat pada buku *perry 6th. Ed*

Tabel 63 Kebutuhan Listrik

	Kebutuhan	Jumlah
1	Total daya penerangan	105,200 kW
2	Listrik AC	20 kW
3	Listrik Lab dan bengkel	15 kW
4	Listrik Instrumentasi	30 kW
	Total kebutuhan listrik (dari PLN)	852,1341 kW
5	Generator 80% (cadangan)	
	Input generator	1065,1676 kW => 2000 kW
	Cadangan sisa	934,8324
6	Spesifikasi Generator	
	Tipe	AC generator
	Kapasitas	1.600 kW = 5.760.000 kj/jam
	Tegangan	220/360 kva
	Efisiensi	80%
	Frekuensi	50 hz
	Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator	188,0403 L/jam
7	Tangki bahan bakar generator	
	Volume bak	27,0778 m ³ = 7.153,1991 gallon
	Diameter	3,2552 m ³
	Tinggi	3,2552 m ³

Adapun perincian kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas disajikan pada tabel dibawah ini :

Tabel 64 Perincian Kebutuhan Listrik untuk Alat-alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	3	2237.1
Pompa-02	P-02	3	2237.1
Pompa-03	P-03	1	745.7
Pompa-04	P-04	1	745.7
Kompresor-01	K-01	545	406406.5
Blower-01	B-01	69.94	52153.14
Total		622.9385	464525.2395

Power yang dibutuhkan = 464,525.2395 Watt
= 464.5252 kW

Tabel 65 Perincian Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Jumlah Alat	Daya	
			Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	1	2.0	1491.4
<i>Blower Cooling Tower dan Chiller</i>	BL-01	2	20.0	14914.0
Kompresor Udara	CP-01	2	6.0	4474.2
Pompa-01	PU-01	1	15.0	11185.5
Pompa-02	PU-02	1	15.0	11185.5
Pompa-03	PU-03	1	10.0	7457.0
Pompa-04	PU-04	1	10.0	7457.0
Pompa-05	PU-05	1	15.0	11185.5
Pompa-06	PU-06	1	10.0	7457.0

Tabel 65. Perincian Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

Pompa-07	PU-07	1	10.0	7457.0
Pompa-08	PU-08	1	10.0	7457.0
Pompa-09	PU-09	1	15.0	11185.5
Pompa-10	PU-10	1	0.1	37.3
Pompa-11	PU-11	1	0.8	559.3
Pompa-12	PU-12	1	0.5	372.9
Pompa-13	PU-13	1	0.5	372.9
Pompa-14	PU-14	1	0.5	372.9
Pompa-15	PU-15	1	2.0	1491.4
Pompa-16	PU-16	1	2.0	1491.4
Pompa-17	PU-17	1	0.8	559.3
Pompa-18	PU-18	1	10.0	7457.0
Pompa-19	PU-19	1	10.0	7457.0
Pompa-20	PU-20	1	0.8	559.3
Pompa-21	PU-21	1	125.0	93212.5
Pompa-22	PU-22	1	0.8	559.3
Total			291.6	217408.8

$$\begin{aligned}
 \text{Total Pemakaian Listrik} &= \text{Kebutuhan Proses} + \text{Kebutuhan Utilitas} \\
 &= 622.9385 \text{ Hp} + 291.6 \text{ Hp} \\
 &= 914.5385 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Tabel 66 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	464.5252
	b. Utilitas	217.4088
2	a. Listrik Ac	20
	b. Listrik Penerangan	105
3	Laboratorium dan Bengkel	15
4	Instrumentasi	30
	Total	852.1341

Total listrik yang diambil dari PLN dan yang harus disiapkan oleh generator bila aliran listrik dari PLN mengalami gangguan adalah :

Kebutuhan total listrik pabrik = 852.1341 Kw

5.4. Unit Penyediaan Udara Tekan

Berfungsi untuk keperluan alat instrumentasi dari kontrol, menaikkan tekanan pada alat-alat yang bersangkutan.

Tekanan udara tekan biasanya berkisar antara 5,5 – 7,2 bar.

Tekanan yang dipilih = 5,5 bar = 5,42808 atm = 79,7927 psi

Temperatur = 30°C

Tabel 67 Kebutuhan Udara Tekan

	Kebutuhan	Jumlah
1	Konsumsi udara untuk 1 Alat Kontrol	1 ft ³ /menit (standar)
		28,32 L/menit
		1,6992 m ³ /jam
2	Jumlah alat kontrol	5
	Udara yang dibutuhkan	8,496 m ³ /jam
	Overdesign	10%
	Kebutuhan udara total	9,3456 m ³ /jam

5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler adalah *fuel oil* no 4 dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : *fuel oil* no 4 ; 41,5 ° API
- NHV : 143.100 Btu/gal
- Densitas : 0,8179 Kg/It
- Kebutuhan *fuel oil* : 144,4791503 Kg/jam

Untuk generator diesel digunakan bahan bakarsolardengan spesifikasi:

- NHV : 22,4703 Mj/kg
- Efisiensi pembakaran : 75 %
- Jumlah kebutuhan : 85,6864 kg/jam

5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan

disekitarnya. Pada pabrik n-butanol menghasilkan tiga macam limbah yaitu :

1. Bahan buangan cair

Limbah cair dihasilkan dari sitem pendinginan, air berminyak dari pompa, air sanitasi, air hujan, dan air buangan laboratorium. Air buangan sanitasi, laboratorium, dan air hujan yang berasal dari seluruh kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi chlorin. Chlorin ini berfungsi sebagai disinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit. Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pemadatan alat lain.

2. Bahan buangan gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas, maka dilakukan penanganan dengan cara membuat cerobong gas.

3. Bahan buangan padat

Limbah padat berupa limbah katalis yang rusak dan habis life timenya, dan limbah domestik berupa sampah kantor, kantin dan tanaman. Limbah tersebut dikirim ke unit pengolahan limbah lanjutan yang kemudian dikubur dalam tanah.

BAB VI
EVALUASI EKONOMI

6.1. Analisis Keuangan (Finance)

6.1.1. Capital Investment

a. Fixed

No.	Nama	Jumlah Biaya	
		\$	Rp.
1	Fixed Capital Investment (FCI)	53.602.625	764.748.651.403
	Harga pembelian alat proses (PEC)	7.858.283	112.114.130.022
	<i>Delivered Equipment Cost</i> (DEC)	1.964.571	28.028.532.505
	<i>Instalation Cost</i> (biaya pemasangan)	1.325.031	18.904.216.722
	<i>Piping cost</i> (pemipaan)	19.878.599	283.607.969.146
	<i>Instrumentation Cost</i> (biaya instrumentasi)	1.972.354	28.139.577.909
	<i>Insulation Cost</i> (biaya isolasi)	307.720,34	4.390.246.154
	<i>Electrical Cost</i> (biaya Listrik)	1.178.743	16.817.119.503
	<i>Building Cost</i> (biaya bangunan)	2.391.883	34.125.000.000
	<i>Land & Yard Improvement</i> (tanah dan perluasan lahan)	2.306.021	32.900.000.000
	Total Physical Plant Cost (PPC)	39.183.205	559.026.791.961
	<i>Engineering and construction</i>	54.856.488	782.637.508.745,93
	<i>Contractor's fee</i> (4-10 % DPC)	1.880.794	26.833.286.014
	<i>Contingency</i> (Low = 10 % DPC)	4.701.985	67.083.215.035,37

Total Fixed Capital Investment (FCI) = \$ 53.602.625

= Rp 764.748.651.403

b. Working Capital

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	281.547.292.908,13	19.734.162
2	<i>Inproses Onventory</i>	203.024.276.389	14.230.341
3	<i>Product Inventory</i>	135.349.517.593	9.486.894
4	<i>Extended Credit</i>	581.890.909.090,91	40.785.793
5	<i>Available Cash</i>	406.048.552.779	28.460.682
	Working Capital (WC)	1.607.860.548.759,92	112.697.873

6.1.2. Total Manufacturing Cost

a. Direct Manufacturing Cost

No	Nama	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material (Bahan Baku)</i>	1.032.340.073.996,47	72.358.594,94
2	<i>Labor (Tenaga Kerja)</i>	2.407.000.000,00	168.711,01
3	<i>Supervisor</i>	361.050.000,00	25.306,65
4	<i>Maintenance</i>	15.294.973.028	1.072.052,50
5	<i>Plant Supplies</i>	2.294.245.954	160.807,88
6	<i>Royalty and Patents</i>	64.008.000.000,00	4.486.437,23
7	<i>Utilities</i>	179.531.748.888,68	12.583.707,08
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.296.237.091.867	90.855.617,29

b. Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	361.050.000	25.306,65
2	<i>Laboratory</i>	240.700.000,00	16.871,10
3	<i>Plant Overhead</i>	1.203.500.000,00	84.355,51
4	<i>Packaging and Shipping</i>	106.680.000.000,00	7.477.395,39
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		108.485.250.000,00	7.603.928,65

c. Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	61.179.892.112	4.288.210
2	<i>Property taxes</i>	15.294.973.028	1.072.053
3	<i>Insurance</i>	7.647.486.514	536.026
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		84.122.351.654	5.896.289

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.296.237.091.867,41	90.855.617,29
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	108.485.250.000	7.603.928,65
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	84.122.351.654	5.896.288,75
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		1.488.844.693.522	104.355.834,69

$$\begin{aligned}
 \text{Total Manufacturing Cost} &= \text{Rp } 1.488.844.693.522 \\
 &= \$ 104.355.834,69
 \end{aligned}$$

6.1.3. General Expenses

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

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	74.442.234.676	5.217.792
2	<i>Sales Expense</i>	119.107.575.482	8.348.467
3	<i>Research</i>	74.442.234.676	5.217.792
4	<i>Finance</i>	47.452.184.003	3.326.010
<i>General Expenses(GE)</i>		315.444.228.837	22.110.060

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	1.488.844.693.522	104.355.834,69
<i>General Expenses(GE)</i>	315.444.228.837	22.110.060,20
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	1.804.288.922.359	126.465.894,89

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp } 1.804.288.922.359 \\
 &= \$ 126.465.894,89
 \end{aligned}$$

6.1.4 Analisa Keuntungan

No	Type Of Expenses	Jumlah Biaya
1	Total penjualan	Rp 2.133.600.000.000
2	<i>Total Production Cost</i>	Rp 1.804.288.922.359
3	Keuntungan Sebelum Pajak	Rp. 329.311.077.641,06
4	Keuntungan Setelah Pajak	Rp 164.655.538.821

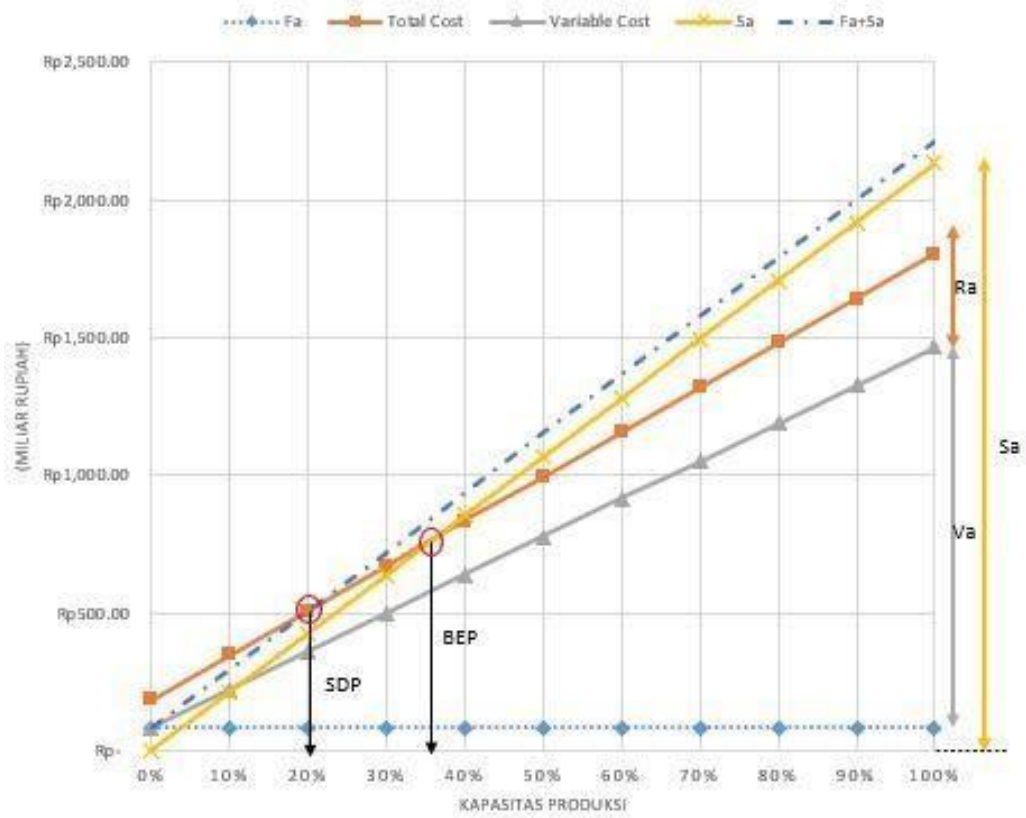
*pajak 50-52% dari keuntungan

6.2. Hasil Kelayakan Ekonomi

Tabel Hasil Kelayakan Ekonomi

No	Type Of Expense	Besar	Syarat
1	<i>Percent profit on Sales</i>	13%	
2	<i>Percent Return On Investmen</i>		Minimum low 11% , high 44%
	Sebelum Pajak	44%	
	Sesudah Pajak	21,9%	
3	<i>Pay Out Time</i>		
	Sebelum pajak	1,96	2-5 tahun
	Sesudah Pajak	3,38	
4	<i>Break Even Point</i>	36%	30% - 50%
5	<i>Shut Down Point</i>	20%	
6	<i>Discounted Cash Flow Rate</i>	12%	1,5 suku bunga (suku bunga: 5% - 6%)

KURVA EVALUASI EKONOMI



Gambar 6.1 Kelayakan Ekonomi

BAB VII PENUTUP

7.1. Kesimpulan

Pabrik n-Butanol dengan bahan baku propilen, karbon monoksida dan hidrogen termasuk jenis pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*) karena dijalankan pada variable suhu dan tekanan yang tinggi, dengan bahan baku yang mudah terbakar (*flammable*).

Berdasarkan hasil analisis perhitungan ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik n-Butanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Pabrik n-Butanol berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri, Cilegon, Banten. dengan luas tanah keseluruhan 16450 m² dan Jumlah karyawan 271 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 44 % dan setelah pajak 21,9 % dinilai cukup baik, karena memenuhi batas minimum Return on Investment kurang dari 44% untuk pabrik *high risk*.
4. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,96/tahun dan setelah pajak 3,38/ tahun dinilai cukup baik, karena memenuhi batas maksimum POT < 2 tahun.
5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFRR) sebesar 12 %.
6. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 36 % dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 20 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 30%-50% dan SDP < BEP.

Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik n-butanol dari propilen, hidrogen, dan karbon monoksida dengan kapasitas

30.000 ton/tahun pada tahun 2026 memenuhi kriteria untuk dikaji lebih lanjut.

7.2. Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk n-Butanol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Albert Szent – Gyorgyi. (2017). *Diffucion and Reaction*
- Andrew Rawsen, (2014). *Reactor Design*
- Brownell, I.E and Young, E.H., (1959). *Equipment Design*, John Willey & Sons, Inc, New York.
- Cents, A.H.G., Brilman., D.W.F., Versteeg, G.F. (2004). *Mass-Transfer Effects in the Biphasic Hydroformylation of propylene*
- China Patents, (2021). *Method for Preparing Butyraldehyde through Hydroformylation of Propylene*
- Dian Burhani., Eka Triwahyuni., Ruby Setiawan. (2019). *Second-Generation Biobutanol.*
- Dovan Tri Saputro., Roby Kurniawan .(2017). Pra Rancangan Pabrik n-Butanol menggunakan Proses Hidrogen n-Butiraldehid dengan Katalis Copper Zinc Oxide Kapasitas Produksi 5000 ton/tahun.
- Emil., Florin TUȚĂ¹. (2012). *Kinetics of Propylene Hydroformylation in the presence of Modified Rhodium Triphenylphosphine Catalyst.*
- Harry Silla. (2003). *Chemical Process Engineering: Design and Economics*
- H. Scott Fogler, (2004). *Elements of Chemical Engineering Reaction 3rd Edition*
- Jiaxiang Zhang., Lun Pan., Jun Mo., Jing Gong., Zuohua Huang., Chung K. Law. (2012). *A Shock Tube and Kinetic Modeling Study Of n-Butanal Oxidation* Jiaxiang Zhang., Liangjie Wei., Xingjia Man., Xue Jiang., Yingjia Zhang., ErjiangHu., and Zuohua Huang., (2013). *Experimental and Modeling Study of n-Butanol Oxidation at High Temperature*
- J.M. Smith., H.C. Van Ness., M.M. Abbott. (2001). *Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics.*
- Kern, D.Q., (1950). *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Company Inc, New York
- Michael Penev., Jarret Zuboy., Chad Hunter. (2019). *Economic analysis of a High-Pressure Urban Pipeline Concept (HyLine) for Delivering Hydrogen to Retail Fueling Stations.*

- Mohammed faraj Saeid., Sim Yee Chin. (2020). *Simulation of Butanol Production through Hydrogenation of Butanal: Effects of Different Reactor Schemes and Operating Conditions*
- Octave Levenspiel, (1972). *Chemical Reaction Engineering, ed 2*, John Willey & Sons, New York.
- Perry R.H., Green D.W., and Maloney, J.D. (1984). *Chemical's Engineering Hand Book ed 6*, Mc Graw-Hill Book Company, Kogakhusa, LTD, Tokyo
- R.K. Sinnott. (1999). *Coulson & Richardson's "Chemical Engineering" Volume 6 3rd Edition, Chemical Engineering Design.*
- Ronak Patel and Sanjay Patel. (2018). *Renewable Hydrogen Production from Butanol.*
- Smith J.M. (1967). *Chemical Engineering Kinetik ed 2*, Mc Graw Hill, Kogakhusa, LTD, Tokyo.
- Statistik, B. P., (2021). *Konsumsi n-Butanol di Indonesia.*
- Ullmann, Fritz. 2002. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 6 th edition*. John Wiley and Sons Inc. New York
- Wallas, S.M. (1959). *Chemical Process Equipment*, Mc Graw Hill Book Kogakhusa, Tokyo.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety and health related properties for organic and inorganic chemicals.*

LAMPIRAN A

Reaktor 1 (R-01)

Fungsi : Tempat berlangsung reaksi pembentukan *butyraldehyde*

Jenis : Reaktor *Fixed Bed*

Alasan pemilihan reaktor :

- Reaksi berjalan pada fase gas
- Menggunakan katalis padat

Keuntungan :

1. Merupakan reaktor katalis yang lebih sederhana dibanding *Fluidize Bed*
2. Harga lebih murah dibanding reaktor katalik lain
3. Cocok digunakan pada skala besar
4. Perawatan (*maintenance*) tidak terlalu rumit sehingga biayanya pun akan lebih murah

Kondisi operasi

Suhu : 393,15 K

Tekanan : 15 atm

Fase : Gas

Katalisator : Rhodium

Reaksi : Eksotermis

PERHITUNGAN REAKTOR

1. Menghitung Neraca Massa Reaktor 1

Tabel Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	BM	Mass in (kg/h)	Fraksi in	Mass out (kg/h)	Fraksi out
	kg/kmol				
C ₃ H ₆	42,00	2380,16	0,58	119,01	0,03
C ₃ H ₈	44,00	47,60	0,01	47,60	0,01
CO	28,00	1586,77	0,38	79,34	0,02
n-C ₄ H ₈ O	72,00			3876,26	0,94
H ₂	2,00	113,34	0,03	5,67	0,00
Total		4127,87	1,00	4127,87	1,00

2. Menghitung Neraca Panas Reaktor 1

ΔH°_{rx} :



Produk	mol	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔH°_{rx} (kJ)
C ₄ H ₈ O	53836,90914	-210,4404594	-11329463,89
Total			-11329463,89

Reaktan	mol	H _f (kJ/mol)	ΔH°_{rx} (kJ)
C ₃ H ₆	53836,90914	16,04517037	863822,3792
CO	53836,90914	-110,5	-5948978,46
H ₂	53836,90914	0	0
Total			-5085156,08

Tabel Neraca Panas Reaktor 1

Komponen Panas	Masuk (kJ/Jam)	Keluar (kJ/Jam)
Panas masuk	707266,2431	
Panas keluar		634851,3663
Q Pendingin		6316722,689
Panas reaksi (ΔH_r)		-6244307,812
Total	707266,2431	707266,2431

3. Menghitung Konstanta Laju Reaksi

Reaksi Kimia:



Konstanta Laju Reaksi

Table 2
n-Butanal sub-model (units: cm, mol, s, cal, K).

NUM	Reaction	A	n	E _a	Refs.
<i>Unimolecular decomposition</i>					
R1296	NC ₃ H ₇ CHO = NC ₃ H ₇ + HCO	2.84E+22	-1.7	84,460	[28]
R1297	NC ₃ H ₇ CHO = C ₂ H ₅ + CH ₂ CHO	1.78E+22	-1.8	80,670	[28]
R1298	NC ₃ H ₇ CHO = CH ₃ + CH ₂ CH ₂ CHO	6.31E+19	-0.8	87,680	[28]
R1299	NC ₃ H ₇ CHO = NC ₃ H ₇ CO + H	4.96E+16	-0.3	89,070	[7]
R1300	NC ₃ H ₇ CHO = C ₂ H ₅ CHCO + H ₂	3.00E+14	0	84,000	[16]
<i>Hydrogen abstraction</i>					
R1301	NC ₃ H ₇ CHO + H = NC ₃ H ₇ CO + H ₂	1.31E+05	2.6	1220	[30]

(zhang, 2012)

Diketahui:

$$Ae = 4,96E+16$$

$$n = -0,3$$

$$Ea = 89,07$$

$$R = 8,314$$

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

Sehingga

$$k = 0,3507 \text{ min}^{-1}$$

$$= 21,0392 \text{ jam}^{-1}$$

Persamaan Kecepatan Reaksi

$$r_{\text{propane}} = k_1 \cdot \exp\left(\frac{-E_{a3}}{R \cdot T}\right) \cdot P_{C_3H_6} \cdot P_{CO}^{a_3} \cdot P_{H_2}$$

Dengan:

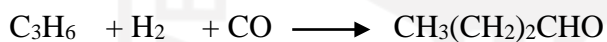
Parameter	Formation of n-BA	Formation of i-BA	Formation of propane
Rate constants			
k_1 [mol/(kPa ^{2.407} ·L _{cat} ·h)]	3443.1 ± 1562.1	-	-
k_2 [mol/(kPa ^{2.898} ·L _{cat} ·h)]	-	207.8 ± 119.5	-
k_3 [mol/(kPa ^{1.397} ·L _{cat} ·h)]	-	-	1880369.7 ± 391537.7
Activation energies			
E_{a1} , [KJ/Kmol]	65260.9 ± 1414.7	-	-
E_{a2} , [KJ/Kmol]	-	70519.7 ± 1785.3	-
E_{a3} , [KJ/Kmol]	-	-	83188.5 ± 653.1
Partially reaction orders			
a_1	0.407 ± 0.017	-	-
a_2		0.898 ± 0.027	-
a_3		-	-0.603 ± 0.006

(Emil, 2012)

Sehingga $-r_A = 0,0008$

4. Persamaan Matematis Reaktor

Reaksi:



$$\begin{array}{cccc}
 F_{A0} & F_{B0} & F_{C0} & \\
 XF_{A0} & XF_{A0} & XF_{A0} & XF_{A0} \\
 F_A & F_B & F_C & F_D
 \end{array}$$

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

$$F_B = F_{B0} - X F_{A0}$$

$$F_C = F_{C0} - X F_{A0}$$

$$F_D = X F_{A0}$$

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

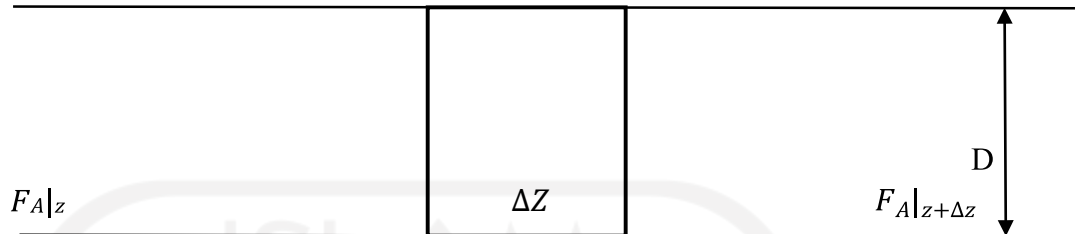
Pemodelan neraca massa dilakukan pada pipa berisi tumpukan katalisator pada elemen volume sebesar $A \cdot \Delta Z$.

Perhitungan neraca massa dipakai untuk mencari konversi disepanjang reaktor.

Adapun asumsi-asumsi yang diambil :

1. Aliran plug flow, dimana tidak terjadi gradien konsentrasi kearah radial

2. Dispersi aksial diabaikan
3. *Steady state*



Skema Neraca Massa *Fixed Bed Reactor*

Neraca Massa Komponen A (Butiraldehid) pada Elemen Volume
 (rate of input) - (rate of output) + (rate of generation) = (rate of accumulation)
 Sehingga,

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + (-r_A) V = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} + r_A \left(\frac{\pi D^2}{4} \Delta Z \right) = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A|_{z+\Delta Z} - F_A|_z}{\Delta Z} = -r_A \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -r_A \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$F_{A0} \frac{d}{dz} (1-x) = -r_A \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$\frac{-dx}{dz} = -r_A \left(\frac{A}{F_{A0}} \right)$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{A}{F_{A0}} \cdot r_A$$

Laju reaksi propane

$$r_A = k_1 \exp\left(\frac{-E_{a3}}{RT}\right) P_A \cdot P_B \cdot P_C$$

Dengan asumsi gas ideal,

$$P_A V_A = n_A RT \quad \Rightarrow \quad P_A = \frac{n_A}{V_A} RT \quad \Rightarrow \quad P_A = \frac{RT}{C_A}$$

Maka:

$$P_A = \frac{RT}{C_A}$$

$$P_B = \frac{RT}{C_B}$$

$$P_C = \frac{RT}{C_C}$$

Dengan:

$$C_A = C_{A0}(1-X)$$

$$C_B = C_{B0} - X C_{A0}$$

$$C_C = C_{C0} - X C_{C0}$$

Persamaan menjadi:

$$r_A = k_1 \exp\left(\frac{-E_{a3}}{RT}\right) (RT)^3 \frac{1}{[CA0 (1 - X)] [CB0 - X CA0] [CC0 - X CA0]}$$

Sehingga persamaan desain reaktor menjadi:

$$\frac{dx}{dz} = \frac{A}{FA0} r_A$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{A}{FA0} \left[k_1 \exp\left(\frac{-E_{a3}}{RT}\right) (RT)^3 \frac{1}{[CA0 (1 - X)] [CB0 - X CA0] [CC0 - X CA0]} \right]$$

Dengan A:

Rasio L/D (Panjang reaktor terhadap diameter reaktor)

Dengan rentang 3-8 atau $8 \geq L/D \geq 3$

Maka :

$$L/D = 5$$

$$Z/D = 5$$

$$D = Z/5$$

$$2r = Z/5$$

$$R = Z/10$$

Maka:

Luas $A = \pi r^2$

$$A = \frac{\pi z^2}{100}$$

Di substitusi ke :

$$\frac{dx}{dz} = \frac{A}{FA0} \left[k_1 \exp\left(\frac{-E_{a3}}{RT}\right) (RT)^3 \frac{1}{[CA0 (1 - X)] [CB0 - X CA0] [CC0 - X CA0]} \right]$$

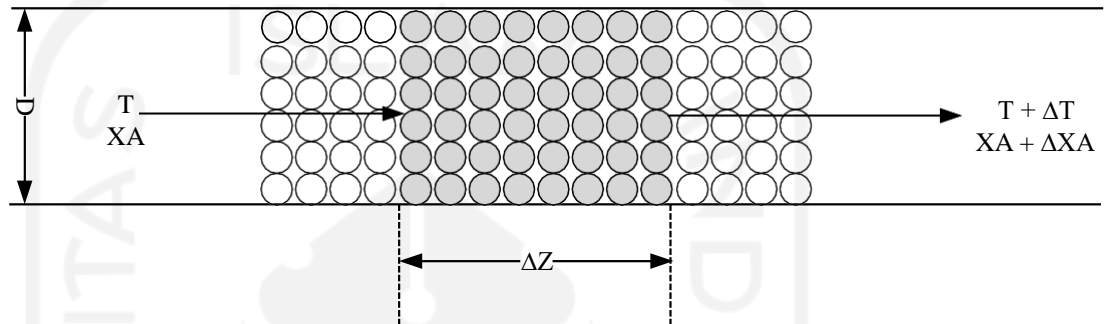
b. Persamaan Neraca Panas pada Elemen Volume

Pemodelan neraca panas pada tumpukan katalisator pada elemen volume A.

ΔZ . Perhitungan neraca panas dipakai untuk mencari temperatur disepanjang

reaktor. Adapun asumsi-asumsi yang diambil :

1. Aliran plug flow, dimana tidak terjadi gradien konsentrasi ke arah radial
2. Dispersi aksial diabaikan
3. Steady state
4. Panas hilang cukup kecil sehingga dapat diisolasi
5. Kapasitas panas (C_p) dan Viskositas gas (μ) hanya fungsi suhu (T)



Skema Neraca Panas *Fixed Bed Reactor*

Neraca Panas Fase Gas pada Elemen Volume $A \cdot \Delta Z$

(heat of input) - (heat of output) + (heat of reaction) = (heat of accumulation)

$$H|_Z - H|_{Z+\Delta Z} + H_R = 0$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_Z - \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_{Z+\Delta Z} + (-r'_A) \cdot A \cdot \rho_s \cdot \Delta Z \cdot (-\Delta H_R) = 0$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_Z - \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot T|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot A \cdot (-\Delta H_R)$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot A \cdot (-\Delta H_R)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-r_A) A (-\Delta H_R)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\left(k_1 \exp\left(\frac{-E}{RT}\right) (RT)^3 \frac{1}{[CA_0(1-X)][CB_0 - X CA_0][CC_0 - X CA_0]} \right) A (-\Delta H_R)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Dari dua persamaan yaitu $\frac{dx}{dz}$ dan $\frac{dT}{dz}$ dapat diselesaikan dengan metode Euler, sehingga diperoleh data sebagai berikut:

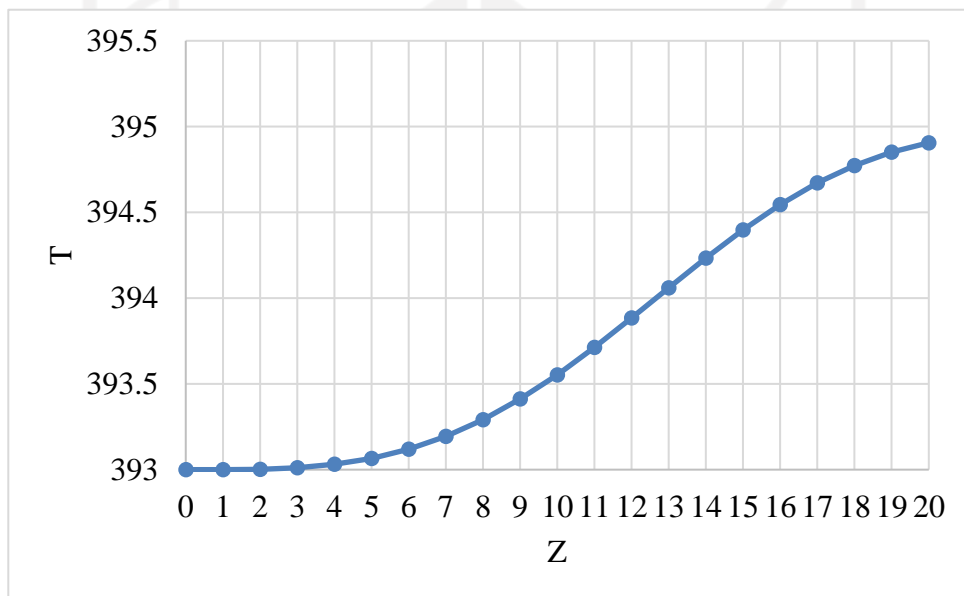
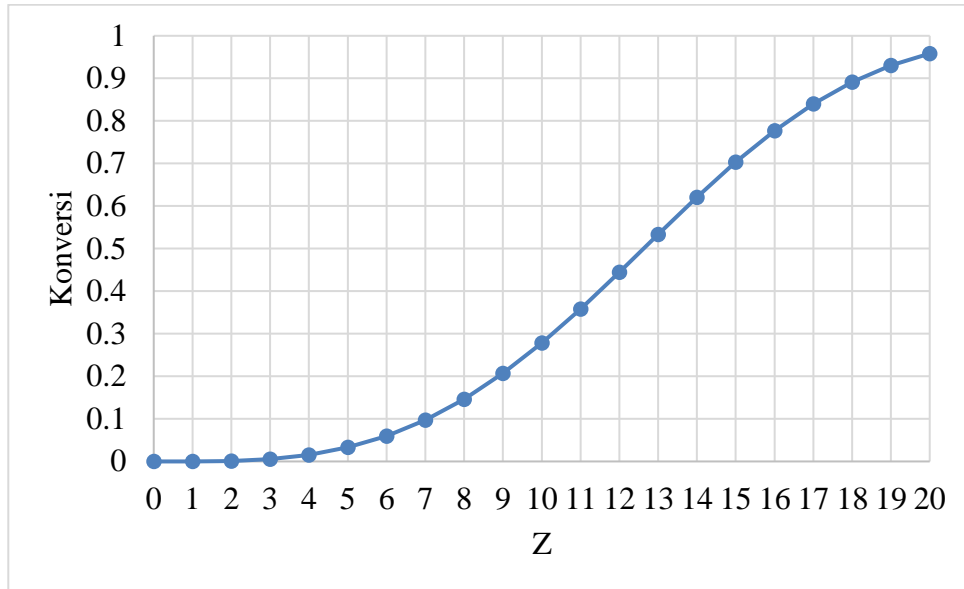
z	x	T
0	0	393,000000
1	0,0000	393,000000
2	0,0011	393,002205
3	0,0055	393,011014
4	0,0155	393,030748
5	0,0329	393,065479
6	0,0597	393,118784
7	0,0973	393,193416
8	0,1463	393,290944
9	0,2069	393,411407
10	0,2781	393,553050
11	0,3581	393,712213
12	0,4443	393,883448
13	0,5330	394,059893
14	0,6205	394,233910
15	0,7030	394,397914
16	0,7771	394,545270
17	0,8403	394,671105
18	0,8915	394,772840
19	0,9305	394,850351
20	0,9583	394,905690

Diperoleh data

Z = 20 m

XA = 0,9583

T = 394,9057 K



$$L/D = 5$$

$$Z/D = 5$$

$$D = \frac{Z}{5} = 4$$

$$A = 12,96 \text{ m}^2$$

$$V = 259,2 \text{ m}^3$$

$$= 259200 \text{ L}$$

$$\Delta G^\circ \text{ propilen} = 62.720 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ H}_2 = 0$$

$$\Delta G^\circ \text{ CO} = -137.160 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ n-butiraldehyde} = -144,750 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G^\circ \text{ iso-butiraldehyde} = -116.150 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{(298)} &= \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\ &= (-144,750 - 116.150) \text{ J/mol} - (62.720 + 0 - (-137.160)) \text{ J/mol} \\ &= -155.460 \end{aligned}$$

$$\Delta H^\circ \text{ n-butiraldehyde} = -204.800 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ \text{ iso-butiraldehyde} = -215.800 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ \text{ propilen} = 20.42 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^\circ \text{ H}_2 = 0$$

$$\Delta H^\circ \text{ CO} = -110.530 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{(298)} &= \Delta H^\circ \text{ produk} - \Delta H^\circ \text{ reaktan} \\ &= (-204.800 - 215.800) \text{ J/mol} - (20.42 + 0,110.53) \text{ J/mol} \\ &= -330.490 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Nilai ΔH° reaksi bernilai negative, sehingga reaksi eksotermis

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{(298)} &= R \cdot T \cdot \ln K_{(298)} \\ -155.460 &= 8,314 \times 298 \ln K_{(298)} \\ K_{(298)} &= 2,666 \cdot 10^{27} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan van,t hoff dapat dicari $K_{(373)}$

$$\begin{aligned} \ln (K_{(373)}/2666 \cdot 10^{27}) &= -((-330.490/8,314) \times (1/373-1/298)) \\ K_{(373)} &= 5,989 \cdot 10^{13} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik	10,86732878	m ³ /jam
Massa katalis	971,1045	kg
Densitas umpan	223,4	kg/m ³
Volume umpan	0,04864516	m ³
Volume reaktor	259,2	m ³

1. MENENTUKAN VOLUME TUTUP ATAS DAN BAWAH

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan:

1. *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk *vesel* proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang

volatil. (Brownell n Young, 1959: hal 86)

2. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm). (Brownell n Young, 1959: hal 88)

3. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell n Young 1959: hal 92)

Dipilih: Volume tutup atas dan bawah Torispherical Flanged and Dished Head

$$V \text{ Torispherical} = 0,000049 \text{ ID}^3$$

Assumsi H/D Reaktor = 8

$$\begin{aligned} V \text{ Reaktor} &= V \text{ shell} + 2 V \text{ torispherical} \\ &= 1/4 \pi \text{ ID}^2 H + (2 \times 0,000049 \text{ ID}^3) \\ &= 6,280098 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$\text{ID} = 3,4559 \text{ m} = 136,06 \text{ inch}$$

$$V \text{ shell} = 259,196 \text{ m}^3$$

$$H = 27,65 \text{ m} = 1088 \text{ inch}$$

2. MENGHITUNG KETINGGIAN CAIRAN (HL)

$$H_L = \frac{V \text{ Reaktor}}{\pi D^2 / 4}$$

$$H_L = 27,622 \text{ m} = 90,624 \text{ ft}$$

3. MENENTUKAN TEKANAN DESAIN

Tekanan Operasi = 15 atm

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{mix}} \left(\frac{g}{g_c} \right) H_L}{144}$$

P hidrostatik = 38,27 kPa

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{Abs}} = 15,38 \text{ bar}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988: 637)

Tekanan desain yang dipilih 10% di atasnya

(Rules of thumb. Walas, 1988: 637)

P Desain = 10%

P desain = 16,92 bar

4. MENENTUKAN KETEBALAN DINDING REAKTOR

Material: *stainless steel L 316*

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f E - 0,6P} + C$$

(pers. 14.34 Brownell, 1959:275)

Keterangan:

ts = tebal *shell*, in

ri = jari-jari shell

$$= D/2$$

f = *allowable stress untuk Low Alloy Steel SA 203 grade C*

= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959: 251)

E = *joint efisiensi tipe double-butt weld*

= 0,80 (Tabel 13.2 Brownell, 1959: 254)

C = *corrosian allowance* = 0,125 in / 10 tahun

(Tabel 6, Timmerhaus, 1991: 542)

P = tekanan desain

ts = 0,264 inch = 0,0007 m

diambil standar 3/8 = 0,375 inch = 0,009524995 m

OD = ID + 2xts

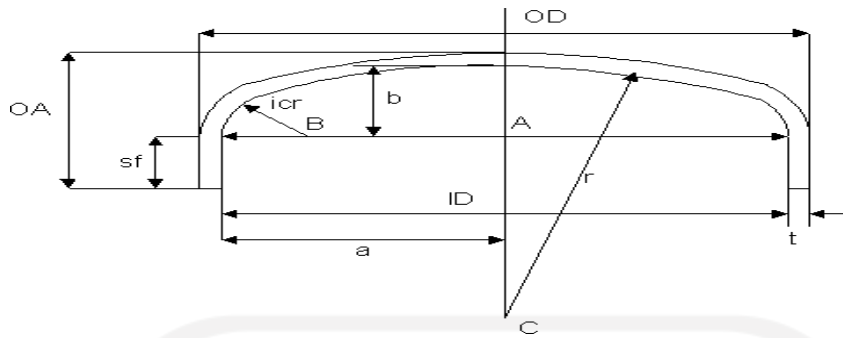
OD = 3,47 m = 136,8 inch

Diambil standar

OD = 3,47 m = 136,8 inch

ID Real = 3,456 m

5. PERANCANGAN HEAD TANGKI



$$a = \text{ID}/2$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \text{ID}/2 - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = r + b + sf$$

$$a = 68,03 \text{ inch} = 1,728 \text{ m}$$

$$AB = 59,66 \text{ inch} = 1,515 \text{ m}$$

$$BC = 123,63 \text{ inch} = 3,14 \text{ m}$$

$$b = 23,72 \text{ inch} = 0,602 \text{ m}$$

$$OA = 27,032 \text{ inch} = 0,687 \text{ m}$$

$$AC = 2,75 \text{ m}$$

Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C$$

Keterangan:

th = tebal head, in

W = faktor intensifikasi stress

f = allowable stress untuk Low Alloy Steel SA 203 Grade C

= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959 : 251)

E = joint efficiensi tipe double-butt-weld = 0,80

(Tabel 13.2 Brownell, 1959 : 254)

C = corrosian allowance = 0,125 in / 10 Tahun

Tabel 5.7 Brownell

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

(Tabel 5.6 Brownell, 1959:88)

$$icr = 8 \frac{3}{8} \text{ inch} = 0,213 \text{ m}$$

$$r = 132 \text{ inch} = 3,353 \text{ m}$$

$$w = 1,74 \text{ inch} = 0,0443 \text{ m}$$

$$th = 2,52 \text{ inch} = 0,064 \text{ m}$$

$$\text{standar} = 0,3125 \text{ inch} = 0,007937496 \text{ m}$$

$$sf = 3 \text{ inch} = 0,076199959 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi dished head (Hd)} = 27,03 \text{ inch} = 0,687 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan di shell (H}_{L,s}) &= H_L - OA \\ &= 1060 \text{ inch} = 26,94 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2H_d \\ &= 1143 \text{ inch} = 29,02 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pada sf} &= \pi/4 \cdot D^2 \cdot sf \\ &= 28,13 \text{ inch}^3 = 0,714 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head torispherical (Vd)} &= 0,000049 ID^3 \\ &= 123,4 \text{ inch}^3 = 3,135 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sebuah head} &= V_d + \text{Volume pada sf} \\ &= 151,5 \text{ inch}^3 = 3,849 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. DESAIN JAKET

$$Q_{conv} = hA (T_{\infty} - T_s)$$

$$Q \text{ masuk} = 707266,243 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ keluar} = 634851,366 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = -72414,877 \text{ kJ/jam}$$

$$dT = 50$$

$$\begin{aligned} hA &= -1448,29754 \text{ Kj/jam ft}^2 \text{ of} \\ &= -15589,34498 \text{ Kj/jam m}^2 \text{ Oc} \end{aligned}$$

$$A = 4,645152 \text{ m}^2$$

Luas yang tersedia

$$A = 303,4 \text{ m}^2$$

Ketinggian jacket \neq ketinggian cairan

$$h = 1060 \text{ inch} = 26,94 \text{ m}$$

$$A = 9,479 \text{ m}^2$$

$$\text{Asumsi jarak jacket} = 4 \text{ in}$$

$$D \text{ reaktor + jacket} = 0,861792387 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 15 \text{ bar}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \left(\frac{g}{g_c}\right) H_L}{144}$$

$$P \text{ hidrostatik} = 0,0178 \text{ kPa}$$

$$P \text{ abs} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ abs} = 15,0002 \text{ bar}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988: 637)

Tekanan desain yang dipilih 10% di atasnya

(*Rules of thumb. Walas, 1988: 637*)

$$P \text{ desain} = 10\%$$

$$= 16,50019568 \text{ bar}$$

Material : Carbon steel SA-216

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6P} + C \text{ (pers 14.34 Brownell, 1959:275)}$$

$$t_s = 0,00324 \text{ m} = 0,127706888 \text{ inch}$$

$$\text{diambil standar 3/16} = 0,1875 \text{ inch} = 0,004762497 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar tangki + jacket} = 3,7 \text{ m}$$

$$\text{Ketinggian luar tangki + Jacket} = 29,13 \text{ m}$$

Menara Distilasi

Fungsi : memisahkan n-Butanol dari komponen lainnya berdasarkan perbedaan titik didih.

Jenis : *Sieve plate trays*

Kondisi Operasi

T umpan	=	390,5	K
T destilat	=	387	K
T bottom	=	391,1	K
P operasi	=	760	mmHg
	=	1	Atm

Komponen Kunci

<i>Heavy key</i>	=	$C_4H_6CN_2$
<i>Light key</i>	=	H_2O

1. Mencari Jumlah Stage Aktual

$$R_m = 0,01$$
$$R = 0,015 \quad (1.2-1.5 \cdot R_m \text{ "geankoplis hal. 717})$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4 \psi}{11 + 117.2 \psi} \right) \left(\frac{\psi - 1}{\psi^{0.5}} \right) \right]$$

dimana : $\psi = \frac{R - R_m}{R + 1}$

$$\psi = 0,005$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,788$$

$$N = 28 \quad \text{stage aktual}$$

2. Menghitung Jumlah Tray Aktual

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi (Ef)} &= 65\% && (30\% - 80\%) \\ \text{Aktual} &= \frac{N - 1}{\text{Ef}} \\ \text{tray} &= 41,91 \text{ tray} \\ \text{dipilih aktual tray sebesar} &= 42 \text{ tray} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tinggi Destilasi

Plate spacing yang digunakan 0,15 m - 1 m

$$\begin{aligned} \text{Plate spacing} &= 0,6 \\ \text{Tinggi destilasi} &= \text{aktual tray} \times \text{plate spacing} \\ &= 42 \times 0,6 \\ &= 25,2 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menghitung Laju Alir Maksimum

$$\begin{aligned} L_n &= R \times D \\ &= 0,015 \times 2,649 \text{ Kmol/jam} \\ &= 0,04 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa <i>top</i>		Neraca massa <i>bottom</i>	
$V_{n+1} = L_n + D$		$V_{m+1} = L_m - W$	
		$L_m = L_n + qF$	
D	= 2,65 kmol/jam	L _m	= 53,88 kmol/jam
L _n	= 0,04 kmol/jam	W	= 51,19 kmol/jam
V _{n+1}	= 2,69 kmol/jam	V _{m+1}	= 2,689 kmol/jam

5. Menghitung Diameter Kolom

$$Fl_v = \frac{L_w}{V_w} (\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

Dimana: L_w = Kecepatan aliran cairan (Kg/s) atau (kmol/jam)
V_w = Kecepatan aliran uap (Kg/s) atau (kmol/jam)
Fl_v = Faktor aliran cairan uap

Distilat			Bottom		
Ln	=	0,04 Kmol/jam	Lm	=	53,88 Kmol/jam
Vn	=	2,689 Kmol/jam	Vm	=	2,689 Kmol/jam
ρ_v	=	1,596 Kg/m ³	ρ_v	=	2,304 Kg/m ³
ρ_L	=	696,5 Kg/m ³	ρ_L	=	683,7 Kg/m ³
Flv Top	=	7E-04	Flv butt	=	1,163

Menentukan K1 menggunakan grafik fig. 11.29, (Towler, hal 720)

Plate spacing = 0,6 m

K1 (Top) = 0,12

K1 (Bottom) = 0,125

Faktor koreksi : $K1 * (\sigma/0.02)^{0.2}$

maka diperoleh hasil koreksi

K1 (Top) = 0,143

K1 (Bottom) = 0,153

6. Menghitung Maximum Volumetric Rate

$$\begin{aligned}
 \text{Destilat} &= \frac{V_m \times B_M}{\rho_v \times 3600} \\
 &= \frac{2,689 \times 73,61}{1,596 \times 3600} \\
 &= 0,034 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Bottom} &= \frac{V_m \times B_M}{\rho_v \times 3600} \\
 &= \frac{2,689 \times 74,00}{2,304 \times 3600} \\
 &= 0,024 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Diameter Kolom

$$\begin{aligned}
 \text{Destilat} &= \left(\frac{A_d \times 4}{\Pi} \right)^{0,5} \\
 &= 0,144 \text{ m} \\
 \text{Bottom} &= \left(\frac{A_d \times 4}{\Pi} \right)^{0,5} \\
 &= 0,128 \text{ m}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan Tebal Shell Kolom

Bahan konstruksi yang digunakan : SA-167 tipe 304

Alasan

pemilihan :

1. Untuk suhu kurang dari 650°C
2. Tahan terhadap korosi dengan kandungan (18-Cr dan 8-Ni)
3. Harga relatif murah

Allowable stress (S)	=	17000	
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,85	
Faktor korosi (C)	=	0,125	
P operasi	=	14,69595	psi
Diameter menara (D)	=	5,680304997	in
Jari-jari menara (R)	=	2,840152499	in
Densitas	=	683,69	Kg/m ³
P hidrostatik	=	$\rho \times g \times h$	
	=	683,69	x 9,8 x 25,2
	=	168843,8137	Pa
	=	24,48872681	psi
P desain	=	P operasi + P hidrostatik	
	=	14,69595	+ 24,49
	=	39,18467681	psi

9. Menentukan Tebal Head Kolom

Menghitung tebal head dan alas destilasi dengan tipe elipsoidal

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \\
 &= \frac{43,10 \times 5,805}{2 \times 17000 \times 0,85 - 0,20 \times 43,10} + 0,125 \\
 &= 0,134 \text{ In} \\
 &= 0,5 \text{ In} \qquad \qquad \qquad (\text{Brownell, p.350})
 \end{aligned}$$

10. Menentukan Tinggi Head Kolom

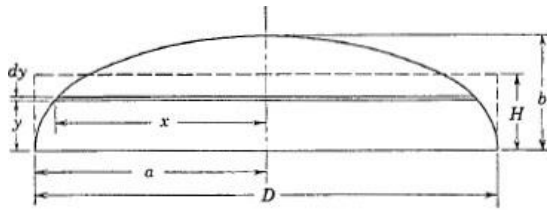


Fig. 5.2. Dimensions for a 2:1 ellipsoidal dished head.

$$H = \frac{a}{3} = \frac{D}{6} \text{ dan } a = 2b$$

Sehingga,

$$b = \frac{D}{4} = \frac{5,68}{4}$$

$$b = 1,42 \text{ in}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

$$H = \frac{D}{6} = \frac{5,68}{6}$$

$$H = 0,95 \text{ in}$$

$$= 0,024 \text{ m}$$

11. Menghitung Tinggi Kolom Distilasi

Tinggi menara (H) = 25,2 m

Tinggi head kolom

atas = 0,04 m

Tinggi head kolom bawah = 0,04 m

Tinggi total distilasi = H + tinggi head atas + tinggi head bawah

= 25,27 m

12. Menghitung Ukuran Pipa

$$Di \text{ optimum} = 293 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,4}$$

Persamaan di optimum untuk bahan *carbon steel*, dimana,

G : laju alir massa (kg/s)

ρ : densitas cairan (kg/m³)

Di : diameter optimum pipa (mm)

a. Pipa masuka *feed* menara distilasi

Feed (G)	=	3982,9	Kg/jam
	=	1,11	Kg/s
ρ feed	=	684,92	Kg/m ³
Di Optimum	=	$293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$	
	=	$293 \times 1,106^{0,5} \times 684,92^{-0,4}$	
	=	27,60224 mm	
	=	1,0867 in	

maka dipilih Di standar

Nps	=	1,25	in
Sch.No	=	40	
OD	=	1,66	in
ID	=	1,38	in

b. Pipa keluaran destilat kolom atas menara distilasi

Destilat (D)	=	195,0	Kg/jam
	=	0,054159931	Kg/s
ρ destilat	=	696,4668456	Kg/m ³
Di Optimum	=	$293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37}$	
	=	$293 \times 0,054^{0,5} \times 696,5^{-0,4}$	
	=	5,544263306 mm	
	=	0,218278083 in	

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 0,75 \quad \text{in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 1,05 \quad \text{in} \\ \text{ID} &= 0,824 \quad \text{in} \end{aligned}$$

c. Pipa masuka refluks menara distilasi

$$\begin{aligned} \text{Refluks (Ln)} &= 10236 \quad \text{Kg/jam} \\ &= 2,84343045 \quad \text{Kg/s} \\ \rho \text{ refluks} &= 696,4668456 \quad \text{Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 293 \times 2,843^{0,5} \times 696,5^{-0,4} \\ &= 45,24087939 \text{ mm} \\ &= 1,781136984 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \quad \text{in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,375 \quad \text{in} \\ \text{ID} &= 2,067 \quad \text{in} \end{aligned}$$

d. Pipa keluaran uap menara distilasi

$$\begin{aligned} \text{Uap (Vn)} &= 7451,3 \quad \text{Kg/jam} \\ &= 2,07 \quad \text{Kg/s} \\ \rho \text{ uap} &= 1,60 \quad \text{Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 362,40 \text{ mm} \\ &= 14,26786685 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 16 \quad \text{in} \\ \text{Sch.No} &= 30 \\ \text{OD} &= 16 \quad \text{in} \\ \text{ID} &= 15,25 \quad \text{in} \end{aligned}$$

e. Pipa keluaran distilasi menuju reboiler

$$\begin{aligned} \text{Liquid (Lm)} &= 14343,25098 \text{ Kg/jam} \\ &= 3,98 \text{ Kg/s} \\ \rho_{\text{liquid}} &= 683,6889121 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 54,4694341 \text{ mm} \\ &= 2,14 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,375 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Pipa keluaran bawah menara distilasi

$$\begin{aligned} \text{Buttom (B)} &= 3787,9 \text{ Kg/jam} \\ &= 1,052188552 \text{ Kg/s} \\ \rho_{\text{buttom}} &= 683,6889121 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 26,89549583 \text{ mm} \\ &= 1,058877789 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 1 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 1,315 \text{ in} \\ \text{ID} &= 1,049 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Pipa keluaran reboiler menuju destilasi

$$\begin{aligned} \text{Vapor (Vm)} &= 10555 \text{ Kg/jam} \\ &= 2,93 \text{ Kg/s} \\ \rho_{\text{vapor}} &= 0,8 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{Di Optimum} &= 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 562,7622821 \text{ mm} \\ &= 22,15599536 \text{ in} \end{aligned}$$

maka dipilih Di standar

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 24 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 20 \end{aligned}$$

OD = 24 in
ID = 23,25 in



