

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI
TOLUENA DAN UDARA DENGAN PROSES OKSIDASI
DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Wahidatul Nur Kharisma

Nama : Wilda

NIM : 20521102

NIM : 20521109

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

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA DENGAN PROSES OKSIDASI DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Wahidatul Nur Kharisma

Nama : Wilda

No. Mahasiswa : 20521105

No. Mahasiswa : 20521109

Yogyakarta, 05 April 2025

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

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

Td.Tangan



Wahidatul Nur Kharisma

Td. Tangan



Wilda

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Wahidatul Nur Kharisma

NIM : 20521102

Nama : Wilda

NIM : 20521109

Yogyakarta, 05 April 2025

Pembimbing



Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., Dr.

NIP. 165210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Wahidatul Nur Kharisma
NIM : 20521102

Nama : Wilda
NIM : 20521109

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,

Tim Penguji,

Penguji I : Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., Dr.
Ketua

Penguji II : Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
Anggota I

Penguji III : Alinda Fitrotun Nisya S.T., M.Eng.
Anggota II

.....

.....

.....

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

PRAKATA

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat pada waktunya. Tak lupa, Shalawat dan Salam kami panjatkan kepada Nabi Muhammad SAW beserta keluarga, sahabat dan pengikutnya hingga akhir zaman.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Asam Benzoat dari Toluena dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun”** merupakan Tugas Akhir dari studi dan merupakan syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia. Penulisan Tugas Akhir ini tentunya dapat berjalan dengan baik dan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Pada kesempatan kali ini kami ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kelancaran, kemudahan dan petunjuk dalam proses penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh Pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan, bimbingan, serta dukungan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Partner Tugas Akhir yang sudah meluangkan waktu dan kerja sama dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, oleh sebab itu kami mengharapkan kritik dan saran atau masukan untuk menyempurnakan Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca pada umumnya. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 05 April 2025

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	I
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	II
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	Error! Bookmark not defined.
PRAKATA.....	IV
DAFTAR ISI.....	VI
DAFTAR TABEL	VIII
DAFTAR GAMBAR.....	X
ABSTRAK	XI
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi Pabrik.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	10
1.5 Kinetika	12
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Produk.....	13
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	14
2.3 Pengendalian Kualitas	16
BAB III PERANCANGAN PROSES	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	19
3.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
3.3 Uraian Proses	21
3.4 Spesifikasi Alat	23
3.5 Neraca Massa	39
3.6 Neraca Panas	41
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	44
4.1 Lokasi Pabrik	44
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	47
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Mechines Layout</i>).....	50
4.4 Organisasi Perusahaan	51

BAB V UTILITAS	74
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	75
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	84
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	84
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan	86
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	87
5.6 Spesifikasi Alat Utilitas	87
BAB VI EVALUASI EKONOMI	98
6.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	99
6.2 Penaksiran Harga Peralatan.....	104
6.3 Perhitungan Biaya	104
6.4 Analisa Kelayakan	109
6.5 Analisa Resiko Pabrik	114
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	Error! Bookmark not defined.
7.1 Kesimpulan	109
7.2 Saran.....	114
DAFTAR PUSTAKA	119
LAMPIRAN.....	122

DAFTAR TABEL

Table 1.1 Produsen Toluena di Indonesia	3
Table 1.2 Kapasitas produksi Asam Benzoat di luar negeri.....	3
Table 1.3 Data Impor Asam Benzoat	4
Table 1.4 Data Konsumsi Asam Benzoat di Indonesia	5
Table 1.5 Kriteria pemilihan proses	9
Table 1.6 Panas Pembentukan Standar (ΔH_f^0)	11
Table 1.7 Tabel Perubahan Energi Bebas Gibbs Pembentukan Standar $\Delta G_{(298)}$	11
Tabel 2.1 Sifat Fisis Produk	13
Tabel 2.2 Sifat Fisis Bahan Baku	14
Tabel 2.3 Sifat Fisis udara	15
Tabel 2.4 Sifat fisis <i>Cobalt Manganese</i>	16
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor.....	23
Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Pemisah SP-01	25
Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pemisah SP-02	26
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Vaporizer (V-01).....	27
Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Condensor Parsial (CDP-01).....	28
Tabel 3.6 Spesifikasi Prilling Tower	30
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki	31
Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair	32
Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas	33
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	34
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i>	35
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Penukar Panas	35
Tabel 3.13 Neraca Massa Total	39
Tabel 3.14 Neraca Massa Sekitar V-01 dan SP-01	39
Tabel 3.15 Neraca Massa Reaktor (R-01)	40
Tabel 3.16 Neraca Massa Condensor Parsial (CDP-01)	40
Tabel 3.17 Neraca Massa Separator (SP-02).....	40
Tabel 3.18 Neraca Massa Prilling Tower (PTR-01).....	41
Tabel 3.19 Neraca Panas Vaporizer (V-01)	41
Tabel 3.20 Neraca Panas Reaktor (R-01)	41
Tabel 3.21 Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-01)	42
Tabel 3.22 Neraca Panas <i>Prilling Tower</i> (PT-1).....	42
Tabel 3.23 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01).....	42
Tabel 3.24 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-02).....	43
Tabel 3.25 Neraca Panas <i>Coller</i> (CL-01).....	43
Tabel 4.1 Luas Area <i>Layout</i> Pabrik.....	48
Tabel 4.2 Pembagian <i>Shift</i> Karyawan	67
Tabel 4.3 Daftar Penggolongan Jabatan.....	68
Tabel 4.4 Jumlah Gaji	69
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik	78

Tabel 5.2	Kebutuhan Air Pendingin.....	78
Tabel 5.3	Kebutuhan Air Umpan <i>Boiler</i>	78
Tabel 5.4	Total Kebutuhan Air.....	79
Tabel 5.5	Kebutuhan Listrik Alat Proses dan Alat Utilitas	85
Tabel 5.6	Spesifikasi Bak Pengendapan Awal	87
Tabel 5.7	Spesifikasi Bak Pencampur Cepat.....	88
Tabel 5.8	Spesifikasi <i>Clarifier</i>	88
Tabel 5.9	Spesifikasi Bak saringan Pasir	89
Tabel 5.10	Spesifikasi Bak Penampung Air bersih	90
Tabel 5.11	Spesifikasi Bak Air Minum.....	91
Tabel 5.12	Spesifikasi Menara Pendingin.....	91
Tabel 5.13	Spesifikasi Kompresor Udara.....	92
Tabel 5.14	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan	93
Tabel 5.15	Spesifikasi Pompa Utilitas	96
Tabel 6.1	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	100
Tabel 6.2	Harga Alat Pada Tahun Evaluasi	102
Tabel 6.3	Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi.....	103
Tabel 6.4	Harga Alat Utilitas	103
Tabel 6.5	Harga Alat Utilitas	104
Tabel 6.6	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	105
Tabel 6.7	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	105
Tabel 6.8	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	106
Tabel 6.9	<i>Working Capital (WC)</i>	106
Tabel 6.10	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	107
Tabel 6.11	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	107
Tabel 6.12	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	108
Tabel 6.13	<i>Total Manufacturing Cost (FMC)</i>	108
Tabel 6.14	<i>General Expense</i>	108
Tabel 6.15	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	109
Tabel 6.16	<i>Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i>	111
Tabel 6.17	<i>Variable Manufacturing Cost (Va)</i>	111
Tabel 6.18	Regulated Manufacturing Cost (Va)	112
Tabel 6.19	Analisis Resiko Pabrik	114
Tabel 6.20	Analisis Kelayakan Pabrik	115

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	46
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik.....	50
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	51
Gambar 5.1 Diagram Unit Pengolahan Air	97
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Index	101
Gambar 6.2 Analisa Kelayakan.....	113

ABSTRAK

Asam Benzoat adalah salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku dalam berbagai industri kimia. Hal ini tidak terlepas dari peran Asam Benzoat yang merupakan komponen penting dalam industri makanan, farmasi, dan lain-lain, Asam Benzoat memiliki potensial untuk industri bahan kimia khususnya pada permintaan impor dan ekspor. Pendirian pabrik Asam Benzoat rencananya akan beroperasi selama 330 hari/tahun dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Toluena cair dan udara. Lokasi pabrik dipilih di daerah Lengkong, Mojoanyar, Mojokerto, Jawa Timur. Jumlah karyawan yang dibutuhkan dalam pra rancangan pabrik Asam Benzoat ini adalah sebanyak 117 orang. Proses pembuatan Asam Benzoat menggunakan proses oksidasi toluena dan udara sehingga menghasilkan Asam Benzoat. Pada proses ini digunakan konversi sebesar 98%. Pabrik Asam Benzoat dari Toluena digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi. Hal ini dapat dilihat dari segi kondisi operasi berada pada suhu dan tekanan yang tinggi. Berdasarkan analisis ekonomi terhadap pabrik memberikan hasil sebagai berikut : Keuntungan sebelum pajak adalah Rp42.130.127.100,00 dan keuntungan sesudah pajak adalah Rp31.597.595.325,00. ROI sebelum pajak adalah sebesar 21% dan ROI setelah pajak adalah 16%. POT sebelum pajak adalah 1,35 tahun dan POT setelah pajak adalah 1,55 tahun. *Break Event Point* pada 45% dan *Shut down Point* pada 18%. *Discounted Cash Flow Ratio* sebesar 12,65%. Dari hasil perhitungan Analisa ekonomi diatas disimpulkan bahwa pabrik Asam Benzoat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun layak didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

Kata Kunci : *Asam Benzoat, Toluena, Proses oksidasi, Perancangan Pabrik Kimia.*

ABSTRACT

Benzoic acid is a chemical used as a raw material in various chemical industries. This cannot be separated from the role of Benzoic Acid which is an important component in the food, pharmaceutical and other industries. Benzoic Acid has potential for the chemical industry, especially for import and export demand. The Benzoic Acid factory is planned to operate for 330 days/year with a production capacity of 10,000 tons/year. The raw materials used are liquid toluene and air. The factory location was chosen in the area Lengkong, Mojoanyar, Mojokerto, Jawa Timur. The number of employees required in the pre-design of this Benzoic Acid factory is as many as 117 people. The process of making Benzoic Acid uses the oxidation process of toluene and air to produce Benzoic Acid. In this process a conversion of 98% is used. The Benzoic Acid from Toluene factory is classified as a high risk factory. This can be seen in terms of the dangerous nature of the raw materials and also the operating conditions at high temperatures and pressure. Based on the economic analysis of the factory, it gives the following results: Profit before tax is Rp42.130.127.100,00 and profit after tax is Rp31.597.595.325,00. ROI before tax is 21% and ROI after tax is 16%. POT before tax is 1,35 year and PO after tax is 1,55 year. *Break Event Point* at 45% and *Shut down Point* at 18%. *Discounted Cash Flow Ratio* is 12,65%. From the results of the economic analysis calculations above, it is concluded that a Benzoic Acid factory with a capacity of 10,000 tons/year is worth establishing because it has profitable economic indicators.

Keywords: *Benzoic Acid, Toluene, Oxidation Process, Chemical Plant Pre-Design*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asam benzoat menjadi salah satu senyawa turunan dari Benzen dengan rumus kimia C_6H_5COOH . Nama asam ini berasal dari gum benzoin (resin pewangi), yang dulunya merupakan satu-satunya sumber asam benzoat. Asam benzoat kali pertama dipelajari oleh ilmuwan perancis pada tahun 1618, namun strukturnya ditemukan oleh Wolher dan Liebig pada tahun 1832 (Krik & Othmer, 1991). Asam benzoat disebut juga senyawa antimikroba karena penggunaannya banyak ditujukan sebagai bahan pengawet. Industri asam benzoat merupakan salah satu industri yang mempunyai prospek menguntungkan, hal ini karena asam benzoat merupakan senyawa kimia organik produk industri kimia yang dapat menjadi bahan baku untuk industri kimia lain seperti industri makanan, farmasi, dan lain-lain. Kegunaan asam benzoat antara lain sebagai bahan pengawet makanan, dalam farmasi sebagai antiseptik, bahan pembuat fenol, kaprolaktam, glikol benzoat, sodium dan potassium benzoat.

Menurut sumber dari Badan Pusat Statistik, dari tahun 2018 sampai tahun 2023 rata-rata Indonesia mengimpor 8.000 ton/tahun asam benzoat setiap tahunnya. Sampai saat ini belum ada pabrik yang memproduksi asam benzoat di Indonesia, pasokan asam benzoat diimpor dari negara Amerika Serikat, Perancis, Hongkong, Cina, German, Jepang dan Belanda. Hal ini menjadi peluang yang cukup baik untuk mendirikan pabrik asam benzoat di

Indonesia agar dapat mengurangi impor dan dapat menambah devisa negara apabila diekspor. Selain itu mendirikan sebuah industri baru seperti pabrik asam benzoat akan menyerap tenaga kerja yang diharapkan dapat menurunkan tingkat pengangguran masyarakat di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi Pabrik

Penentuan kapasitas produksi dari suatu pabrik dapat ditinjau dari beberapa aspek, seperti segi ekonomi, finansial, serta perhitungan kapasitas dari bahan produksi, serta menganalisis dari kapasitas pabrik yang sudah berdiri.

Pabrik Asam Benzoat direncanakan akan dibangun pada tahun 2025 dan mulai beroperasi pada tahun 2029. Dalam penentuan kapasitas produksi pabrik untuk memperoleh keuntungan yang direncanakan memerlukan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :

1. Ketersediaan bahan baku
2. Proyeksi kebutuhan Asam Benzoat

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam perancangan produksi Asam Benzoat digunakan bahan baku utama berupa toluen dan hidrogen menggunakan metode proses oksidasi toluena. Untuk memenuhi produksi tersebut bahan baku utama toluena diperoleh dari dalam negeri. Berikut data kapasitas produksi toluena yang ada di Indonesia :

Table 1.1 Produsen Toluena di Indonesia

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia	Tuban, Jawa Timur	100.000
PT. Pertamina IV Cilacap	Cilacap, Jawa Tengah	12.000
PT. Stryndo Mono Indonesia	Cilegon, Banten	6.800
Total		188.800

(Kementrian Perindustrian RI,2020)

1.2.2 Proyeksi Kebutuhan Asam Benzoat di Indonesia

Di Indonesia sendiri untuk kebutuhan Asam Benzoat masih mengimpor dari beberapa negara, ini dikarenakan belum adanya pabrik Asam Benzoat di dalam negeri. Berikut adalah data negara yang memproduksi Asam Benzoat di dunia :

Table 1.2 Kapasitas produksi Asam Benzoat di luar negeri

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Kalama Chemical	Amerika	100.000
I G Petrochemicals Limited	India	1.300
Tianjin Top Global Co Ltd	China	6.000
Lianyuagang Huaihua International Co., Ltd	China	60.000
Total		167.300

(<http://www.mordorintelligence.com/> ,2020)

1.2.3 Supply

Supply atau disebut dengan penawaran dapat meliputi data produksi dan impor produk. Penentuan kapasitas pabrik Asam Benzoat mengacu pada data produksi dan impor Asam Benzoat di Indonesia.

a. Produksi

Jumlah produksi Asam Benzoat dinyatakan 0 karena pada saat ini di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi Asam Benzoat.

b. Impor

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik didapatkan data impor Asam Benzoat di Indonesia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Berikut adalah data impor dari tahun 2019 – 2023 :

Table 1.3 Data Impor Asam Benzoat

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2019	7.047
2020	8.188
2021	8.859
2022	8.339
2023	8.144

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2023)

Direncanakan pabrik Asam Benzoat mulai beroperasi pada tahun 2029, oleh karena itu diperlukan prediksi impor Asam Benzoat pada tahun 2029 dengan menghitung reratan Asam Benzoat dari tahun 2019 – 2023. Didapatkan perhitungan perkiraan reratan impor didapatkan hasil 8.115 Ton/Tahun.

1.2.4 Demand

Demand atau disebut dengan permintaan terdiri dari nilai ekspor dari produk dan data konsumsi dalam negeri. Asam Benzoat

banyak digunakan sebagai pengawet makanan. Maka dari itu, penentuan kapasitas dari pabrik Asam Benzoat dari Toluena mengacu pada data ekspor dan konsumsi Asam Benzoat yang ada di Indonesia.

a. Ekspor

Jumlah ekspor Asam Benzoat di Indonesia dinyatakan 0 karena belum ada pabrik yang memproduksi Asam Benzoat.

b. Konsumsi

Asam Benzoat digunakan sebagai bahan pengawet makanan, dalam farmasi sebagai aniseptik, bahan pembuat Fenol, Kaprolaktam, Glikol, Benzoat, Sodium dan Potasium Benzoat, berdasarkan data statistik industri, manufaktur bahan baku didapatkan data konsumsi, berikut adalah data konsumsi Asam Benzoat di Indonesia dari tahun 2017 – 2021 :

Table 1.4 Data Konsumsi Asam Benzoat di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (Ton/Tahun)
2017	506.8
2018	213.6
2019	256.7
2020	257.6
2021	386.7

Berdasarkan data konsumsi tersebut didapatkan perkiraan nilai reratan sebesar 324.2 Ton/tahun.

1.2.5 Peluang Kapasitas Produksi

Berdasarkan data supply dan demand yang telah diperoleh nilai peluang produksi dapat dijabarkan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Peluang} &= \text{Supply} - \text{Demand} \\ &= (\text{Impor} + \text{Produksi}) - (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) \\ &= (8.115 + 0) - (324.8 + 0) \\ &= 7.791 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

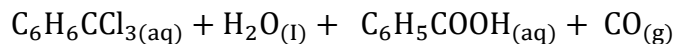
Dari perhitungan diatas peluang kapasitas pabrik Asam Benzoat sebesar 7.791 ton/tahun. Dilihat dari pabrik yang sudah beroperasi didunia dengan rentang kapasitas pabrik 1.300 – 100.000 ton/tahun dan kapasitas bahan baku yang digunakan yaitu dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia dengan kapasitas 100.000 ton/tahun. Sehingga dipilihnya kapasitas 10.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam Proses Pembuatan Asam Benzoat

a. Proses Dekarboksilasi *Phthalat anhidrid*

Phtalat anhidrida masuk dalam reaktor ditambahkan katalis sodium dichromate sebanyak 2-6 % berat dari phtalat anhidrida kemudian dipanaskan sampai suhu 200 °C. Kemudian, pada saat steam diinjeksikan sambil dilakukan pengadukan pada reaktor, agar steam terdispersi hingga merata. Untuk 100 bagian phtalat anhidrida diperlukan rate sekitar 2-20 bagian per jam. Dalam proses ini phtalat anhidrida mengalami decarboxylase sehingga terbentuk reaksi :



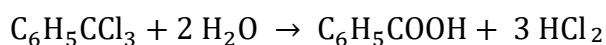
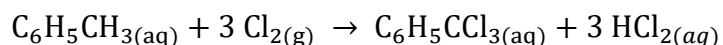
Dalam proses ini menggunakan refluks kondensor untuk mengembalikan air, ftalat anhidrid dan asam benzoat yang terbentuk selama proses berlangsung. Gas yang keluar dari kondensor terdiri dari CO_2 , uap dan asam benzoat. Reaksi ini berlangsung sampai kandungan ftalat anhidrid kurang dari 5%. Kemudian masuk dalam proses destilasi untuk memisahkan asam benzoat. Asam benzoat yang diperoleh dalam proses destilasi sebesar 80-85 % ftalat anhidrid yang ada.

b. Proses Hidrolisis Benzorichloride

Toluene diklorinasi pada suhu 100 – 150 °C, sampai berat jenis larutan tersebut mencapai nilai 1,375-1.385 g/ml pada suhu 20 °C untuk menghasilkan benzotrichloride. Alkali dalam jumlah kecil dapat ditambahkan pada hasil reaksi untuk menetralkan HCl.

HCl yang terbentuk selama proses reaksi dialirkan ke scrubber, penyerap yang digunakan adalah air untuk menghasilkan larutan HCl.

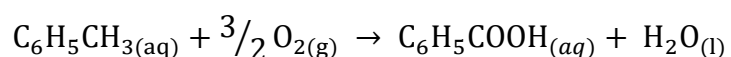
Reaksi yang terjadi :



Benzotrichloride di destilasi dan kemudian dialirkan ke reaktor hidrolizer untuk direaksikan dengan uap air dengan kondisi suhu berkisar 115 °C. Liquid yang keluar reaktor hidrolizer, asam benzoat yang terbentuk dimasukkan ke dalam kolom destilasi untuk dimurnikan dari benzotrichloride, produk atas berupa asam benzoat sedangkan produk bawah berupa benzotrichloride. Asam benzoat yang dihasilkan pada proses diatas sebesar 75 - 80 % berat benzotrichloride.

c. Proses Oksidasi Toluena

Toluena dan katalis cobalt Napthane dialirkan ke dalam reaktor. Kemudian dialirkan udara dari kompresor. Reaktor beroperasi pada suhu 150-250°C dengan tekanan 5-50 atm yang disertai dengan proses pengadukan agar reaksi berjalan dengan optimal. Reaksi pembentukan asam benzoat adalah sebagai berikut :



Reaksi antara udara/toluena akan menghasilkan konversi sebesar 10 – 50 %, setelah mencapai konversi 40% campuran hasil reaksi tersebut dialirkan kedalam menara distilasi untuk memisahkan campuran berdasarkan titik didihnya, dimana toluen yang tidak bereaksi direcycle kembali ke reaktor. Sedangkan hasil bawah distilasi dialirkan ke ekstraktor untuk

ditambahkan air sebagai pelarut dari asam benzoat. Kemudian campuran dipisahkan berdasarkan berat jenisnya. Lapisan bawah dipisahkan dan didinginkan dengan tujuan untuk mengendapkan asam benzoat. Endapan kemudian disaring dan dikeringkan untuk memperoleh kristal asam benzoat. Yield dari proses oksidasi toluen ini sebesar 90%.

1.3.2 Pemilihan Proses

Metode untuk pembentukan asam dapat disimpulkan berdasarkan data tabel dibawah ini:

Table 1.5 Kriteria pemilihan proses

Pembeda / Proses	Proses Dekarboksilasi Anhidrid	Proses Hidrolisis Benzoitriclorid	Proses Oksidasi Toluena
Bahan Baku	Phatalat Anhidrid	Toluen	Toluen
Ketersediaan Bahan Baku	Impor	Melimpah	Melimpah
Harga Bahan Baku	Mahal	Murah	Murah
Kondisi Operasi Proses	Sederhana	Rumit	Sederhana
Katalis	Kromium Phatalat Dan Sodium	Zinc chloride	Cobalt

Tekanan	1 atm	1 atm	5 - 50 atm
Temperatur	200 C - 450 C	380 C - 420 C	150 C - 200 C
Yield Produk	80% - 85%	74% - 80%	90%

Dari beberapa proses pembuatan asam benzoat di atas maka proses yang akan digunakan adalah proses oksidasi toluen. Pemilihan proses ini, berdasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

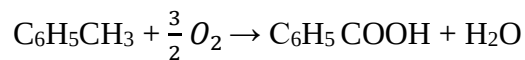
1. Bahan baku toluene yang mudah untuk didapatkan dengan ketersediaan yang melimpah
2. Harga bahan baku yang terjangkau
3. Menghasilkan produk asam benzoat dengan kemurnian yang tinggi
4. Biaya pada proses operasi lebih murah apabila dibandingkan dengan proses lainnya, hal ini dikarenakan proses pada oksidasi toluene lebih sederhana.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Reaksi oksidasi toluena merupakan reaksi

Reaksi :



Kondisi operasi :

$$T = 250^\circ\text{C} \rightarrow 523 \text{ K}$$

Untuk membuktikan reaksi dapat berlangsung pada suhu 25°C , maka dapat dibuktikan dengan perubahan energi bebas Gibbs.

Table 1.6 Panas Pembentukan Standar (ΔH_f^0)

Senyawa	Rumus Kimia	$\Delta H_f^0_{(298\text{k})}$ (kJ/mol)
Toluene	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3$	50,00
Asam Benzoat	$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$	-290,20
Udara	O_2	0
Air	H_2O	-241,80

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f^0_{(298\text{k})} &= \sum \Delta H_f^0_{\text{produk}} - \sum \Delta H_f^0_{\text{reaktan}} \\
 &= [\Delta H_f^0 \text{C}_6\text{H}_5\text{COOH} + \Delta H_f^0 \text{H}_2\text{O}] - [\Delta H_f^0 \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_3 + \Delta H_f^0 \text{O}_2] \\
 &= [-290,20 + -241,80] - [50,00 + 0] \\
 &= -582 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Jadi, berdasarkan nilai enthalpi yang dihasilkan yaitu negative, maka proses tersebut berjalan secara eksotermis. Konstanta Kesetimbangan :

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

$$R = 8,314 \text{ kJ/mol.K}$$

Table 1. 7 Tabel Perubahan Energi Bebas Gibbs Pembentukan Standar

$$\Delta G_{(298)}$$

Senyawa	Rumus Kimia	$\Delta G_f^0 (298k) \text{ (kJ/mol)}$
Toluene	$C_6H_5CH_3$	122,01
Asam Benzoat	C_6H_5COOH	-210,41
Udara	O_2	0
Air	H_2O	-228,60

$$\begin{aligned}
 \Delta G_f^0 (298k) &= \sum \Delta G_f^0 \text{ produk} - \sum \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \\
 &= [\Delta H_g^0 C_6H_5COOH + \Delta H_g^0 H_2O] - [\Delta H_g^0 C_6H_5CH_3 + \Delta H_g^0 O_2] \\
 &= [-210,41 + -228,60] - [122,01 + 0] \\
 &= -551,02 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, dapat dikatakan bahwa nilai $\Delta G_f^0 (298k)$ bernilai negative, itu artinya produk dapat terbentuk dan reaksi berlangsung secara spontan.

1.5 Kinetika

Persamaan Kinetika :

$$k = E_0 \times \exp\left(\frac{-E_A}{R}\right) \quad (1)$$

$$-r_A = k \times C_A C_B \quad (2)$$

Dimana nilai :

$$E_0 = 1,1266$$

$$-E_A = -0,00018$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/mol.K}$$

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Sifat Fisis Produk

2.1.1.1 Asam Benzoat

Tabel 2.1 Sifat Fisis Produk

Rumus Molekul	$\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$
Berat molekul (g/mol)	122,1199
Kemurnian (%)	99
Titik didih ($^{\circ}\text{C}$)	249,25
Titik leleh ($^{\circ}\text{C}$)	447,85
Densitas (Kg/m^3)	1316
Viskositas (cP)	1,26
Tekanan kritis (Mpa)	4,47
Bentuk	Bubuk kristal
Warna	Putih
Bau	Tidak berbau
Suhu kritis ($^{\circ}\text{C}$)	477,85
Volume kritis (cm^3/mol)	339,1
Panas Penguapan (kJ/mol)	50,63
Panas pembentukan (Kj/mol)	-385
Panas pembakaran (kJ/mol)	3227
Kelarutan dalam air (g/l)	0,2
Diamond Hazard	

(Sumber : MSDS)

2.1.2 Sifat Kimia Produk

Asam benzoat merupakan padatan yang bersifat higroskopis yaitu memiliki kemampuan untuk menyerap molekul air dari lingkungannya baik melalui absorpsi atau adsorpsi. Sehingga dalam penyimpanan dan distribusinya harus dibungkus dalam plastik yang rapat sehingga tidak ada udara yang masuk. (MSDS).

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Bahan Baku

2.2.1.1 Toluena

a. Sifat Fisis

Tabel 2.2 Sifat Fisis Bahan Baku

Rumus Molekul	$C_6H_5CH_3$
Berat molekul (g/mol)	92,1505
Kemurnian (%)	99,5
Titik didih ($^{\circ}C$)	110,63
Titik leleh ($^{\circ}C$)	318,6
Densitas pada 25 $^{\circ}C$ (Kg/m 3)	867
Viskositas (cP)	0,548
Tekanan kritis (Mpa)	4,108
Bentuk	Cair
Warna	Tidak berwarna
Bau	Aromatik
Suhu kritis ($^{\circ}C$)	318,65
Tekanan kritis (Mpa)	4,108
Panas Penguapan (kJ/mol)	33,59

Panas pembentukan (Kj/mol)	50,17
Kelarutan dalam air (g/l)	0,53
Diamond Hazard	

(Sumber : MSDS)

b. Sifat Kimia

oksidasi dengan katalis *cobalt*, *mangan*, atau *bromide* pada fase cair akan menghasilkan produk berupa asam benzoat.

2.2.1.2 Udara

Komposisi : O₂ 21% mol, dan N₂ 79% mol

a. Sifat Fisis

Tabel 2.3 Sifat Fisis udara

Rumus molekul	O ₂	N ₂
Berat molekul (g/mol)	32	28,02
Fase	Gas	Gas
Titik leleh (°C)	-218,4	-209,86
Titik didih (°C)	-183	-195,8
Diamond Hazard		

b. Sifat Kimia

- Oksigen sangat reaktif dan akan membentuk oksida dengan semua elemen lain kecuali *helium*, *neon*, *argon*, dan *kripton*.
- Nitrogen merupakan senyawa yang sukar bereaksi

2.2.2 Bahan Pendukung

2.2.2.1 Cobalt Manganese

a. Sifat Fisis

Tabel 2.4 Sifat fisis *Cobalt Manganese*

Rumus molekul	Co-Mn
Bentuk	Bubuk Oksida
Warna	Black/Grey

b. Sifat Kimia

Cobalt Manganese bereaksi dalam reaktor berfase gas pada suhu 200⁰C - 250⁰C dengan produk samping Benzaldehida, dan Karbon Dioksida

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan suatu metode pengawasan yang bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Untuk memastikan mutu produk tetap sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan, terdapat beberapa hal penting yang perlu diperhatikan.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum memasuki tahap produksi melalui serangkaian pengujian. Tujuannya adalah untuk memastikan bahwa bahan baku yang digunakan memenuhi standar kualitas. Oleh karena itu, proses pengujian ini sangat penting guna menjamin bahwa bahan tersebut layak diproses dan mampu menghasilkan produk akhir yang berkualitas tinggi.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses dalam produksi asam benzoat dilakukan secara otomatis melalui sistem yang memanfaatkan berbagai indikator yang dikendalikan dari ruang kontrol. Proses pengendalian ini mencakup pengaturan aliran serta kondisi operasi. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari nilai yang telah ditentukan, seperti laju aliran bahan baku atau produk, pengaturan level, maupun suhu operasi, maka sistem akan memberikan peringatan berupa sinyal visual seperti lampu, atau suara seperti alarm. Beberapa peralatan kontrol yang digunakan dalam sistem ini antara lain:

a. *Flow Controller*

Flow Controller merupakan alat yang bertugas untuk mengontrol aliran bahan baku, aliran masuk, dan aliran keluar proses.

b. *Temperatur Controller*

Temperature Control merupakan alat yang berguna untuk mengontrol suhu pada setiap alat proses. Jika ada penyimpangan pada *set point* suhu yang ditetapkan, akan memberikan sinyal berupa suara dan nyala lampu sebagai penanda untuk operator dapat melakukan Tindakan perbaikan dengan segera.

c. *Level Controller*

Alat ini digunakan untuk mengatur ketinggian (*level*) pada suatu cairan dalam suatu alat. Pengukuran ini dilakukan dengan operasi *control valve* yang mengatur laju cairan masuk atau keluar dari suatu proses.

d. *Pressure Controller*

Alat ini digunakan untuk mengamati suatu tekanan dari operasi yang akan memberikan sinyal peringatan apabila terjadi perubahan atau penyimpangan dari nilai *set point* tekanan yang telah ditetapkan.

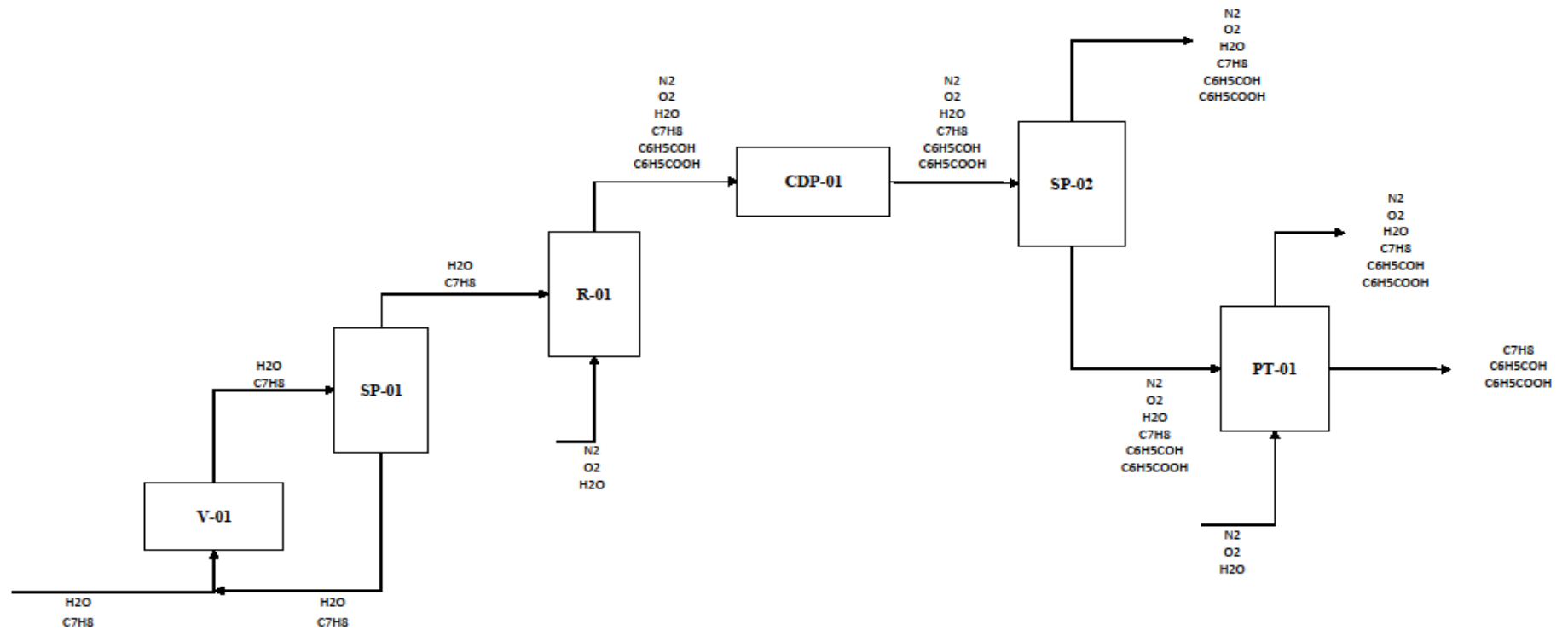
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengawasan dan pengendalian produk dilakukan untuk memastikan kualitas produk tetap terjaga, dimulai sejak tahap bahan baku hingga menjadi produk akhir. Tujuan utama dari pengendalian kualitas ini adalah untuk memastikan bahwa produk asam benzoat telah memenuhi standar mutu dan spesifikasi yang ditetapkan. Proses pengendalian dilakukan melalui serangkaian pengujian terhadap produk karet alam siklis, seperti uji kemurnian, uji komposisi, dan lainnya.

BAB III PERANCANGAN PROSES

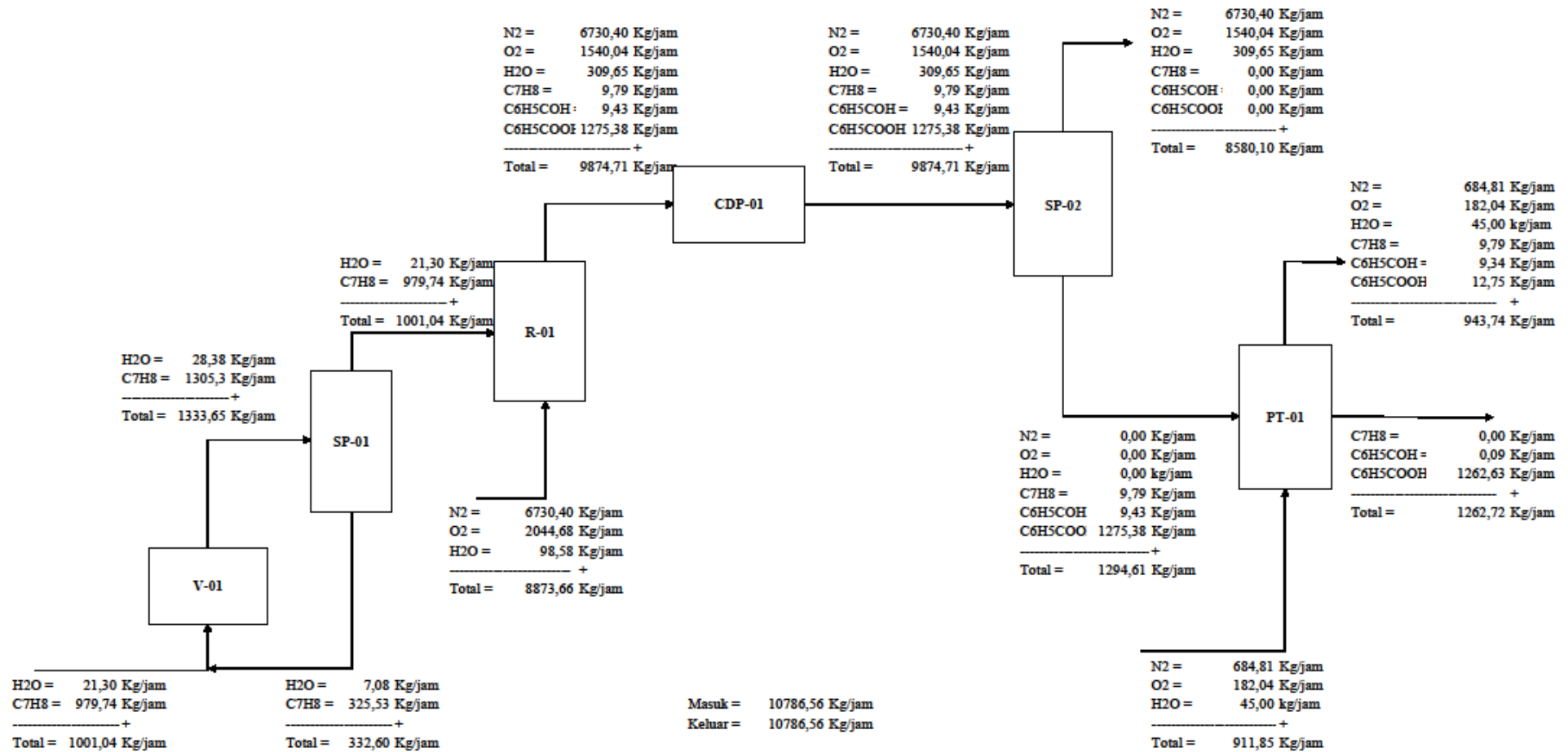
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.3 Uraian Proses

Pembuatan Asam Benzoat menggunakan bahan baku Toluena serta bahan pendukung berupa *Cobalt Manganese*. Berikut ini merupakan uraian proses dari pembuatan Asam Benzoat yang terdiri dari 3 tahap, yaitu :

3.3.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku Toluena disimpan dalam tangki (T-01). Fresh toluena dari tangki (T-01) dengan suhu 30°C dicampur dengan *recycle* toluena dari separator (SP-01) di alirkan ke vaporizer (V-01) melalui pipa menggunakan *centrifugal pump* untuk menguapkan sebagian toluena. Toluena berfase gas dan berfase cair dipisahkan di dalam separator (SP-01), toluena berfase cair *recycle* ke vaporizer (V-01) dan Toluena berfase gas dialirkan ke *heater* untuk menaikkan suhu menjadi 250°C. Udara di alirkan ke kompresor (K-01) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 7 atm.

3.3.2 Proses Oksidasi Toluena

Reaktor menerima aliran *feed* yang terdiri dari toluena dan udara untuk menjalani proses oksidasi toluena dengan katalis *Cobalt Manganese* di dalam reaktor (R01). Proses ini bersifat eksotermis, berlangsung pada suhu reaksi sekitar 250°C dan tekanan 7 atm. Produk yang dihasilkan berupa asam benzoat fase gas yang merupakan campuran dari gas sisa dan uap air. Campuran gas ini kemudian

langsung dialirkan ke kondensor parsial (CDP-01) untuk proses pengembunan.

3.3.3 Proses Pemurnian Produk

Produk asam benzoat yang keluar dari reaktor masih tercampur dengan gas langsung di alirkan ke condensor parsial (CDP-01) yang bersuhu 240°C untuk pengembunan. Campuran yang keluar dari condenser parsial (CDP-01) sebagian berfase gas dan sebagian berfase cair langsung di alirkan ke Separator (SP-02) yang bersuhu 70°C untuk memisahkan campuran fase gas dan fase cair. Komponen yang berfase gas akan terbuang ke lingkungan, sedangkan produk asam benzoat berfase cair yang masih tercampur dengan toluene di alirkan menuju prilling tower (PTR-01) dengan suhu operasi 110°C untuk pengeringan, toluene akan berfase gas dan terbuang ke lingkungan. Produk keluaran dari prilling tower (PTR-01) berupa asam benzoat bubuk dengan kemurnian 99%. Asam benzoat yang telah dikeringkan dipindahkan ke tangka penyimpanan Asam Benzoat (S-01) dengan menggunakan belt conveyor (BC-01) dan belt elevator (BE-01).

3.4 Spesifikasi Alat

3.4.1 Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Indentifikasi	
Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi Toluena menjadi Asam Benzoat
Jenis	Fixed Bed Multitube Reaktor
Bahan Konstruksi	Carbon stell SA-285 Grade A
Jumlah	1
Harga	
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	7
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	250
Fase	Gas-Gas
Reaksi	Eksotermis
Kondisi Proses	Non adiabatik, non Isotermal
Spesifikasi	
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i> (m)	1,09
- Tebal <i>shell</i> (in)	0,179 Dipilih tebal dindind standar = 3/16
- Volume <i>shell</i> (m^3)	84,29

- Tinggi Reaktor Total (m)	4,01
- Volume Reaktor (m ³)	76,55
Dimensi <i>Head</i>	
- Tebal <i>Head</i> (in)	0,11 Digunakan tebal standar = 3/16
- Tinggi <i>Head</i> (m)	0,23
- Volume <i>Head</i> (m ³)	0,000063
- Bentuk	Elipsoidal
Insulasi	
- Bahan	Glass fiber
- Konduktivitas (Kj/m)	0,000043
- Tebal isolator (in)	$2,38 \times 10^{-7}$ Dipilih tebal pipa isolator standar = 3/16
Spesifikasi Khusus	
Dimensi <i>Tube</i>	
- Bahan konstruksi	Carbon stell SA-285 Grade A
- Diameter dalam <i>tube</i> (in)	2,067
- Diameter luar <i>tube</i> (in)	2,375
- Panjang <i>tube</i> (m)	3,547
- Jumlah <i>tube</i>	128 Batang

- Tipe tube	<i>Triangular pitch</i>
- Jenis katalis	<i>Kobalt Mangan (Co-Mn)</i>
Bentuk katalis	<i>Sphere</i>
Ukuran katalis (in)	0,31
Tinggi Tumpukan (m)	3,42
Porositas Tumpukan (g/m ³)	1,5
WHSV (s)	9,686
<i>Pressure Drop</i> (atm)	$2,28 \times 10^{-5}$
Jenis <i>coolant</i>	Dowtherm A
Kebutuhan <i>coolant</i> (Kg/jam)	100.000

3.4.2 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Separator (SP-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Pemisah SP-01

Identifikasi	
Nama Alat	Separator-01
Kode Alat	SP-01
Fungsi	Memisahkan Toluena, Air berfase cair dengan Toluena, Air berfase gas yang keluar dari Vaporizer (V-01)
Jenis	Separator vertikal
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	

Tekanan (atm)	7
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	194
Fase	Cair-Gas
Spesifikasi	
Dimensi <i>Shell</i>	
- Diameter (m)	1
- Tinggi (m)	3
- Tebal (in)	0,24
Dimensi <i>head</i>	
- Material <i>head</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
- Tinggi <i>head</i> (m)	0,2
Jumlah	1

2. Separator (SP-02)

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Pemisah SP-02

Identifikasi	
Nama Alat	Separator-02
Kode Alat	SP-02
Fungsi	Memisahkan campuran Nitrogen, Oksigen dengan Air, Toluena, Benzaldehid, dan Asam Benzoat
Jenis	Separator vertikal
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	6
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	185
Fase	Cair-Gas

Spesifikasi	
Dimensi <i>Shell</i>	
- Diameter (m)	1
- Tinggi (m)	3
- Tebal (in)	0,24
Dimensi <i>Head</i>	
- Material <i>head</i>	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>
- Tinggi <i>head</i> (m)	0,2
Jumlah	1

3.4.3 Spesifikasi Alat Pendukung

1. Vaporizer (V-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Vaporizer (V-01)

Spesifikasi		Vaporizer
Kode Alat		V-01
Fungsi		Menguapkan sebagian Toluena dan Air dari Tangki penyimpanan (T-01)
Jenis		<i>Shell and Tube</i>
Luas transfer panas (m ²)		20,1682
Kondisi Operasi		
<i>Shell</i>	Fluida	Umpan (Toluen dan Air dari tangki (T-01) menuju Vaporizer (V-01))
	Suhu (°C)	194
	Tekanan (atm)	7
	Kapasitas (Kg/jam)	1333,65

	<i>Pressure Drop</i> (Pa)	2
<i>Tube</i>	Fluida	Steam
	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	205
	Tekanan (atm)	7
	Kapasitas (Kg/jam)	176,25
	<i>Pressure Drop</i> (Pa)	401,74
Konstruksi dan Material		
<i>Shell</i>	<i>Passes</i> (in)	8
	<i>Baffle space</i> (m)	0,40
	ID (in)	8
<i>Tube</i>	BWG (in)	14
	ID (in)	0,58
	OD (in)	0,75
	<i>Pitch</i> (in)	15/16
	Panjang (m)	1,82
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
Material		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
UD, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		0,23
UC, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		2,56
Rd <i>required</i> , $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		3,95
Rd, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		0,52

2. Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Condensor Parsial (CDP-01)

Spesifikasi		Condensor Parsial
Kode Alat		CDP-01
Fungsi		Mengembunkan sebagian gas Toluena, Air, dan Benzaldehid campuran Nitrogen, Oksigen
Jenis		<i>Shell and Tube</i>
Luas transfer panas (m ²)		16,36
Kondisi Operasi		
<i>Shell</i>	Fluida	Umpan (gas campuran dari reaktor (R-01) ke Condensor Parsial (CDP-01))
	Kapasitas (Kg/jam)	9874,71
	Suhu (°C)	240
	Tekanan (atm)	6
	<i>Pressure Drop</i> (Pa)	10788,49
<i>Tube</i>	Fluida	Air
	Suhu (°C)	30
	Tekanan (atm)	6
	Kapasitas (Kg/jam)	35076,35
	<i>Pressure Drop</i> (Pa)	132,70
Konstruksi dan Material		
<i>Shell</i>	<i>Passes</i> (in)	1
	<i>Baffle space</i> (m)	0,4064
	ID (in)	18
<i>Tube</i>	BWG (in)	14
	ID (in)	0,58
	OD (in)	0,75
	<i>Pitch</i> (in)	15/16

	Panjang (m)	1,82
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
Material		<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
UD, Kj/m ² s K		0,24
UC, Kj/m ² s K		1,72
Rd <i>required</i> , Kj/m ² s K		1,93
Rd, Kj/m ² s K		0,17

3. Priling Tower (PT-01)

Tabel 3.6 Spesifikasi Priling Tower

Indentifikasi	
Nama Alat	Priling Tower-01
Kode Alat	PT-01
Fungsi	Mengeringkan produk melalui proses kontak langsung dengan udara pengeringan sehingga menghasilkan produk berupa powder
Jenis	Spray Dryer with Pressure Atomizer
Bahan Konstruksi	Stainless stell AISI (316)
Kondisi Operasi	
Tekanan	1 atm
Suhu	120°C
Fase	Cair-padat
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,25
Tinggi (m)	31,55

Tinggi kerucut (m)	1,08
Tebal <i>shell</i> (in)	0,18
Jumlah	1

3.4.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki

Tangki	T-01	S-01
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan bahan baku Toluena	Sebagai tempat penyimpanan produk Asam Benzoat
Jenis	Tangki silinder tegak	Silo silinder tegak
Lama penyimpanan	7 Hari	15 Hari
Fase	Cair	Padat
Jumlah tangki	1	1
Kondisi Operasi	Suhu : 30 C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Stell SA-283 Gerade C</i> Volume Tangki : 233,85 m ³ Diameter : 10,68 m	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Stell SA-283 Gerade C</i> Volume Tangki : 517,01 m ³ Diameter : 6,29 m

	Tinggi : 7,31 m Jumlah <i>Course</i> : 4 Tebal <i>shell</i> : 0,18 in	Tinggi : 31,45 m Tebal <i>shell</i> : 0,18 in
Head & Bottom	Jenis <i>head</i> : <i>Conical roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,18 in Jenis <i>Bottom</i> : <i>Flat bottom</i> Tebal bottom : 0,18 in	Jenis <i>head</i> : <i>Flat roof</i> Tebal <i>head</i> : 0,18 in Jenis <i>Bottom</i> : <i>Conical bottom</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,18 in

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Spesifikasi	Pompa
-------------	-------

Kode Alat	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan bahan baku toluena dari Tangki penyimpanan (T-01) menuju vaporizer (V-01)	Mengalirkan keluaran Separator (SP-02) menuju ke Prilling Tower (PR-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan yang Dipompa	Toluena	Toluena, Benzaldehid, Asam benzoat
Viskositas (cP)	0,0173 cP	144,448 cP
Densitas (Kg/m ³)	862,97	1131,722
Tekanan (atm)	6	6
Kapasitas (m ³ /jam)	1,159	1,143
<i>Pump Head</i> (m)	74,445	18,61
Suhu Fluida (°C)	30	120
Jenis Aliran	Turbulen	Laminar
Daya Motor (Hp)	1	1
Jumlah	2	1
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 316</i>

2. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Spesifikasi	Kompresor	Blower
Kode alat	K-01	B-01
Fungsi	Mengalirkan udara bertekanan menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan udara menuju Prilling tower (PT-01)
Jenis	<i>multistage</i>	<i>singlestage</i>
Bahan yang dikompresi	Udara	Udara
Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	30	30
Kapasitas (Nm^3/jam)	6760,227	2,00
Daya Motor (hp)	450	0,5
Jumlah	1	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-285 Grade C</i>

3. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

a. *Screw Conveyor*

Tabel 3.10 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi	Conveyor
Kode Alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut Asam benzoat kering dari Prilling tower (PT-01)
Bahan yang di angkut	Asam Benzoat
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	120
Kapasitas (Kg/jam)	1262,72
Dimensi	
- Panjang (m)	20
- Lebar (cm)	35

<i>Speed</i> (m/min)	61
Daya motor (hp)	3
Jumlah	1
Material	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>

b. *Bucket Elevator*

Tabel 3.11 Spesifikasi *Bucket Eevator*

Spesifikasi	<i>Elevator</i>
Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut produk dari Screw conveyor (SC-01) menuju silo (S-01)
Jenis	<i>Bucket elevator</i>
Kapasitas (Kg/jam)	1262,72
Jumlah	1
Kecepatan (m/min)	68
Panjang <i>Bucket</i> (in)	0,7
Lebar <i>Bucket</i> (in)	7
Tinggi <i>Bucket</i> (m)	7,61
Daya Motor (hp)	1,5
Bahan Konstruksi	<i>Carbon stell SA-283 Grade C</i>

3.3.6 Spesifikasi Alat Transfer Panas

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi		Heater	
Kode Alat		HE-01	HE-03
Fungsi		Memanaskan suhu udara yang masuk ke dalam reaktor (R-01) dari suhu 126 ⁰ C menjadi suhu 250 ⁰ C	Memanaskan suhu udara yang masuk ke dalam prilling tower (PT-01) dari suhu 65 ⁰ C menjadi suhu 120 ⁰ C
Jenis		<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Luas transfer panas (m²)		22,91	15,20
Kondisi Operasi			
Shell	Fluida	Udara (keluaran kompresor (K-01) menuju reaktor (R-01))	Udara (keluaran blower (B-01) menuju prilling tower (PT-01))
	Suhu(⁰ C)	127	60
	Kapasitas (Kg/jam)	8775,08	866,85
	Pressure Drop (Pa)	5024,60	101,58
Tube	Fluida	Steam	
	Suhu (⁰ C)	260	130
	Kapasitas (Kg/jam)	673,54	21,98
	Pressure Drop (Pa)	49791,22	6,12
Konstruksi dan Material			

Shell	<i>Passes</i>	1	1
	<i>Baffle space</i> (m)	0,45	0,20
	ID (in)	18	8
Tube	BWG	14	14
	ID (in)	0,58	0,58
	OD (in)	0,75	0,75
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>	<i>Triangular Pitch</i>
	<i>Pitch</i> (in)	15/16	15/16
	Jumlah, Nt	241	42
Material		<i>Carbon Stell SA-283</i> <i>Grade C</i>	<i>Carbon Stell SA-283</i> <i>Grade C</i>
UD, Kj/m²s K		0,26	0,09
UC, Kj/m²s K		7,90	6,85
Rd required, Kj/m²s K		0,52	0,52
Rd, Kj/m²s K		3,71	9,93
Harga			

Lanjutan

Spesifikasi	Heater	Cooler
Kode Alat	HE-02	CL-01
Fungsi	Memanaskan toluena yang masuk ke reaktor (R-01) dari suhu 194 ⁰ C ke 250 ⁰ C	Mendinginkan asam benzoat yang keluar dari separator (SP-02) dari suhu 185 ⁰ C ke 70 ⁰ C
Jenis	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Luas transfer panas (m²)	3,55	1,78
Kondisi Operasi		

Annulus	Fluida	Umpan (Toluena dan air dari separator (SP-01) menuju ke reaktor (R-01))	Campuran asam benzoat dan toluena dari separator (SP-02) menuju ke prilling tower (PT-01)
	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	194	185
	Kapasitas (Kg/jam)	1002,44	1294,61
	Pressure Drop (Pa)	5918,82	34464,28
Tube	Fluida	Steam	Air
	Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	260	10
	Kapasitas (Kg/jam)	62,30	30975,67
	Pressure Drop (Pa)	3742,18	68928,57
Konstruksi dan Material			
Annulus	Hairpin (in)	1	1
	Panjang (m)	3,65	3,65
	ID (in)	2,07	2,07
Tube	Panjang (m)	3,65	3,65
	NPS (in)	1,25	1,25
	ID (in)	1,38	1,38
	OD (in)	1,66	1,66
Material		Carbon Stell SA-283 Grade C	Carbon Stell SA-283 Grade C
UD, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		0,30	0,25
UC, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		2,23	1,41
Rd required, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		0,52	0,52
Rd, $\text{Kj/m}^2\text{s K}$		2,88	3,29

3.5 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.13 Neraca Massa Total

Komponen	Arus (Kg/jam)					
	Masuk			Keluar		
	3	5	9	7	10	11
Nitrogen	-	6730,40	684,81	6730,40	684,81	-
Oksigen	-	2044,68	182,04	1540,04	182,04	-
Water	21,2987	99,5827	45,00	309,65	45,00	-
Toluena	979,742	-	-	-	9,7926	-
Benzeldehyd	-	-	-	-	9,3391	0,09
Asam Benzoat	-	-	-	-	12,7538	1262,63
Total	1001,04	8873,66	911,85	8580,10	943,737	1262,72
	10786,56			10786,56		

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Sekitar Vaporizer dan Separator 01

Tabel 3.14 Neraca Massa Sekitar V-01 dan SP-01

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Fresh feed (Arus 1)	Ke Separator 01 (Arus 2)	Ke Reaktor (Arus 3)	Recycle ke vaporizer (Arus 4)
Nitrogen	0	0	0	0
Oksigen	0	0	0	0
Air	21,2987	28,3754	21,2987	7,0766
Toluena	979,742	1305,27	979,742	325,528
Benzeldehyd	0	0	0	0
Asam Benzoat	0	0	0	0
Total	1001,04	1333,65	1001,04	332,604
	1001,04		1001,04	

2. Reaktor (R-01)

Tabel 3.15 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
	Arus 3	Arus 5	Arus 6
Nitrogen	0	6730,4	6730,40
Oksigen	0	2044,68	1540,04
Air	21,2987	98,5827	309,654
Toluena	979,742	0	9,7926
Benzaldehid	0	0	9,4334
Asam Benzoat	0	0	1275,38
Total	1001,04	8873,66	9874,71
			9874,71

3. Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3.16 Neraca Massa Condensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Arus 6	Arus 6
Nitrogen	6730,40	6730,40
Oksigen	1540,04	1540,04
Air	309,654	309,654
Toluena	9,7926	9,7926
Benzaldehid	9,4334	9,4334
Asam Benzoat	1275,38	1275,38
Total	9874,71	9874,71
	9874,71	9874,71

4. Separator (SP-02)

Tabel 3.17 Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 6	UPL (Arus 7)	Arus 8
Nitrogen	6730,40	6730,40	0
Oksigen	1540,04	1540,04	0

Air	309,654	309,654	0
Toluena	9,7926	0	9,7926
Benzeldehyd	9,4334	0	9,4334
Asam benzoat	1275,38	0	1275,38
Total	9874,71	8580,10	1294,61
	9874,71	9874,71	

5. Priling Tower (PTR-01)

Tabel 3.18 Neraca Massa Prilling Tower (PTR-01)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Nitrogen	0	684,81	684,81	0
Oksigen	0	182,04	182,04	0
Air	0	45,00	45,00	0
Toluena	9,7926	0	9,7926	0
Benzeldehyd	9,4334	0	9,3391	0,09
Asam benzoat	1275,38	0	12,7538	1262,63
Total	1294,61	911,85	943,737	1262,72
	2206,46		2206,46	

3.6 Neraca Panas

3.6.1 Vaporizer (V-01)

Tabel 3.19 Neraca Panas Vaporizer (V-01)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	276640,3997	-
Q_{out}	-	614905,4786
$Q_{steam_{in}}$	765387,2016	-
$Q_{steam_{out}}$	-	427122,1227
Total	1042027,601	1042027,601

3.6.2 Reaktor (R-01)

Tabel 3.20 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	357459,789	-
Q_{out}	-	459020,235
$Q_{steam_{in}}$	172075,694	-
$Q_{steam_{out}}$	-	70515,2474
Total	529535,483	529535,483

3.6.3 Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3.21 Neraca Panas Condensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	4348674,898	-
Q_{out}	-	860999,44
$Q_{pending_{in}}$	5231513,184	8719188,6
Total	9580188,082	9580188,082

3.6.4 Prilling Tower

Tabel 3.22 Neraca Panas Prilling Tower (PT-1)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q1	2406,696789	-
Q2	25421,52432	-
Q3	-	2378,589374
Q4	-	25448,87538
Quap	-	0,756351485
Total	27828,22111	27828,22111

3.6.5 Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3.23 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	1118768,97	-
Q_{out}	-	2237537,947

$Q_{\text{steam}_{\text{in}}}$	1882928,5	-
$Q_{\text{steam}_{\text{out}}}$	-	764159,5256
Total	3001697,47	3001697,473

3.6.6 Heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3.24 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	357459,789	-
Q_{out}	-	459020,235
$Q_{\text{steam}_{\text{in}}}$	172075,694	-
$Q_{\text{steam}_{\text{out}}}$	-	70515,2474
Total	529535,483	529535,483

3.6.7 Cooler (CL-01)

Tabel 3.25 Neraca Panas Coller (CL-01)

Komponen	Input ΔH_{in} (KJ/jam)	Output ΔH_{in} (KJ/jam)
Q_{in}	310655,8615	-
Q_{out}	-	129439,942
$Q_{\text{pendingin}}$	-	181215,919
Total	310655,8615	310655,861

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan aspek krusial dalam perencanaan suatu pabrik. Proses penentuan lokasi pabrik harus dilakukan dengan pemikiran yang matang, dengan mempertimbangkan berbagai keuntungan dari sudut pandang teknis maupun ekonomis. Beberapa faktor yang diperlu diperhatikan dalam menentukan Lokasi pabrik antara lain :

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada faktor kedekatannya dengan sumber bahan baku. Pertimbangan ini dilakukan untuk menunjang efisiensi ekonomi, terutama dalam menekan biaya transportasi baik melalui jalur darat maupun laut. Selain itu, penempatan pabrik yang dekat dengan sumber bahan baku juga bertujuan untuk mengurangi risiko kerusakan, serta meminimalkan penyusutan berat dan volume bahan akibat jarak pengangkutan yang terlalu jauh.

4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran dan Transportasi

Lokasi pabrik sebaiknya dipilih sedekat mungkin dengan industri pengguna produk asam benzoat, baik yang menggunakannya sebagai bahan utama maupun bahan tambahan. Strategi ini bertujuan untuk menekan biaya distribusi, khususnya melalui transportasi darat.

Selain itu, kedekatan dengan pelabuhan internasional juga menjadi faktor penting, guna mempermudah proses impor bahan baku dan peralatan, serta memperlancar kegiatan ekspor produk ke luar negeri.

4.1.3 Keterjangkauan Energi dan Sumber daya

Air merupakan salah satu sumber daya esensial yang menunjang kelancaran proses produksi asam benzoat. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik idealnya berada dekat dengan sumber air seperti sungai, danau, atau laut. Selain air, energi juga memegang peranan krusial sebagai sumber daya penunjang operasional pabrik dalam mendukung seluruh tahapan produksi asam benzoat.

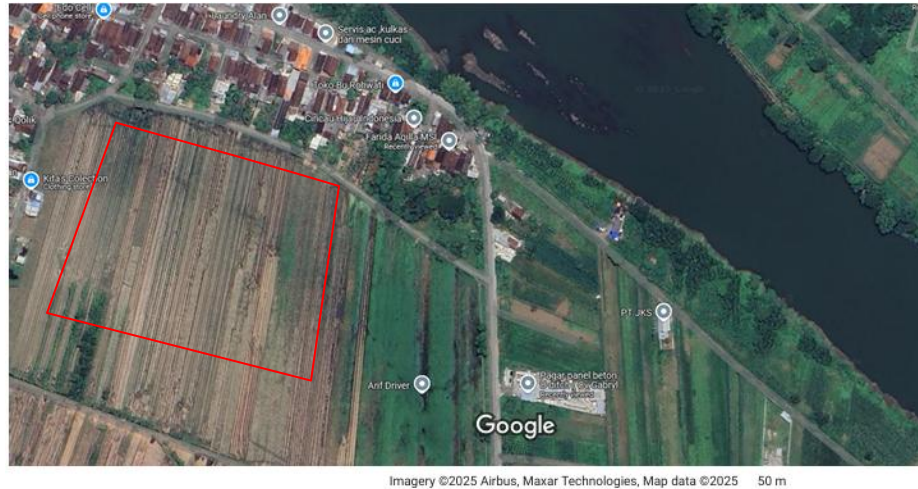
4.1.4 Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor utama dalam proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang berkualitas, terampil, dan terlatih sangat mendukung kelancaran jalannya produksi. Dengan pendirian pabrik asam benzoat, diharapkan dapat tercipta peluang kerja bagi masyarakat sekitar, yang pada gilirannya akan berkontribusi pada peningkatan perekonomian lokal.

4.1.5 Kondisi Geografis dan Iklim

Pendirian pabrik sebaiknya dilakukan di lokasi dengan struktur tanah yang kuat dan fondasi yang stabil. Hal ini penting agar pabrik dapat beroperasi dengan optimal dan memiliki daya tahan dalam jangka panjang. Selain itu, iklim di wilayah tersebut juga memiliki peran yang

signifikan dalam menentukan kesuksesan dan kualitas operasional pabrik.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut, pabrik asam benzoat ini direncanakan akan dibangun di Lengkong, Mojoanyar, Mojokerto, Jawa Timur. Rencana pendirian pabrik ini didukung oleh berbagai faktor, di antaranya:

1. Lokasi pabrik dipilih karena kedekatannya dengan sumber bahan baku, yaitu toluena, yang dipasok oleh PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama, dengan jarak sekitar ± 140 km.
2. Lokasi pabrik juga strategis karena dekat dengan pelabuhan, yang memudahkan proses impor barang-barang yang dibutuhkan untuk kegiatan operasional pabrik.

3. Kebutuhan utilitas untuk pabrik asam benzoat akan dipenuhi melalui pasokan air yang bersumber dari Sungai Brantas, serta beberapa waduk yang terletak di wilayah Kabupaten Mojokerto.
4. Ketersediaan tenaga kerja di sekitar lokasi pabrik cukup memadai, mengingat lokasi pabrik yang dekat dengan pemukiman penduduk. Pekerja yang akan direkrut untuk pabrik asam benzoat terdiri dari tenaga terampil dan buruh lapangan. Tenaga terampil dan terdidik direkrut melalui kerja sama dengan industri lain, sementara tenaga terdidik dari perguruan tinggi dengan jurusan yang relevan juga diambil. Pekerja lapangan dipilih melalui pembukaan lowongan bagi penduduk usia produktif yang bersedia ditempatkan sesuai dengan kebutuhan pabrik.
5. Regulasi untuk pendirian pabrik memiliki persyaratan yang mudah diakses dan dipahami.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik (*layout plant*) adalah penataan fasilitas fisik yang mencakup perlengkapan, tenaga kerja, bangunan, serta sarana lainnya untuk mengoptimalkan interaksi antar pekerja, aliran informasi, aliran barang, dan prosedur yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan. Perancangan tata letak pabrik Asam Benzoat yang akan didirikan disusun dengan mempertimbangkan beberapa faktor sebagai berikut:

- a. Perancangan tata letak pabrik harus memberikan jarak yang cukup antara bangunan dan jalan di sekitarnya untuk mengurangi dampak buruk jika terjadi kecelakaan selama proses kerja, serta mengurangi risiko terjadinya kecelakaan itu sendiri.
- b. Tata letak pabrik dirancang agar seefisien mungkin, sekaligus menyediakan ruang untuk ekspansi pabrik di masa depan.
- c. Fasilitas umum disesuaikan dengan kebutuhan proses pabrik dan memperhatikan aspek keamanan serta kenyamanan karyawan.

Secara umum, tata letak pabrik menggambarkan posisi dan bentuk bangunan yang ada di lokasi pabrik, yang ditampilkan dalam table sebagai berikut :

Tabel 4.1 Luas Area Layout Pabrik

No	Nama Bangunan	Luas m2
1	Daerah Perluasan 1	3200,67
2	Daerah Perluasan 2	1080,00
3	Area Pembangkit	632,69
4	Area penyimpanan bahan baku	121,49
5	Area Penyimpanan Produk	185,39
6	Area proses	1105,44
7	Area utilitas	776,16
8	Bangunan Generator	320,67
9	Bangunan Kontrol Proses	102,53
10	Bangunan Kontrol Utilitas	119,98
11	Bengkel Pemeliharaan	58,41

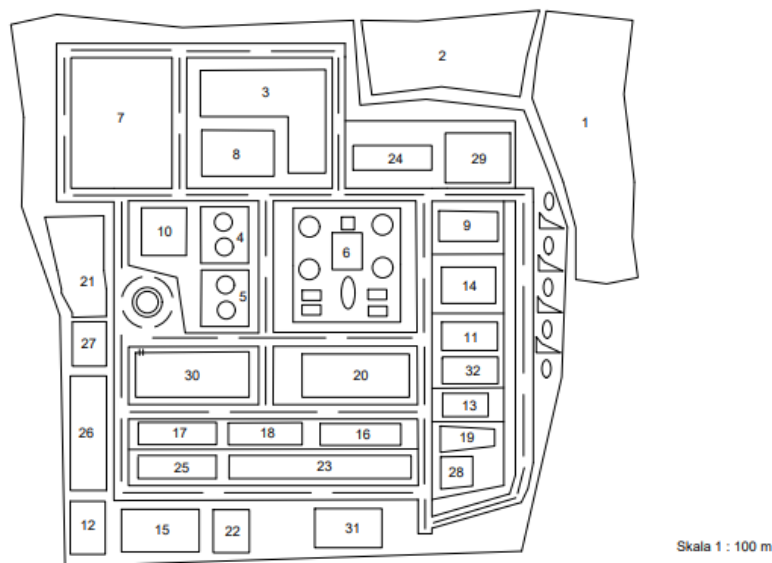
12	Fitness Center	180,61
13	Gudang	77,24
14	Gedung Serbaguna	340,13
15	Gedung Olahraga	511,41
16	Kantin dan Koperasi	252,16
17	Kantor administrasi	330,24
18	Kantor Teknisi	110,79
19	Kantor K3	85,63
20	Kantor Pusat	361,77
21	Laboratorium Pengendalian	630,22
22	Parkiran GOR	71,94
23	Parkiran Karyawan	750,39
24	Parkiran Truk	450,69
25	Parkiran Manager	227,84
26	Perumahan	1040,00
27	Poliklinik	120,11
28	Pos Keamanan	48,31
29	Taman	309,03
30	Titik Kumpul	849,00
31	Tempat ibadah	325,35
32	Unit Pemadam Kebakaran	173,29
Total		14949,59

Pabrik Asam benzoat ini akan didirikan di Mojokerto, Jawa Timur di atas tanah seluas $\pm 1,5$ Ha yang meliputi :

- a. Luas Tanah : 1,5 Ha

b. Luas Bangunan : 1,09 Ha

Secara umum, pengaturan tata letak yaitu untuk dapat mengatur area kerja serta segala fasilitas produksi yang ekonomis dan aman dalam proses produksi. Berikut tata letak pabrik Asam Benzoat pada gambar 4.2 disertai deskripsi penomoran sesuai urutan di atas.

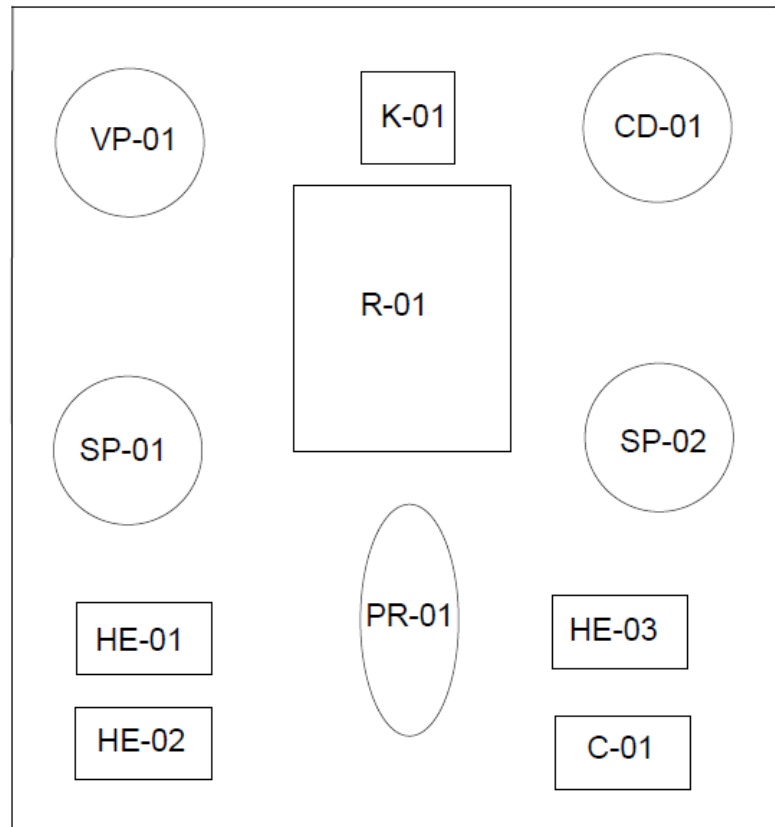


Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Mechines Layout*)

Tata letak alat proses atau mesin (*machine layout*) adalah pengaturan yang optimal terhadap peralatan-peralatan proses di pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang efisien dapat memberikan keuntungan ekonomi karena dapat mengurangi biaya konstruksi dan memastikan kegiatan operasional produksi berjalan secara efisien. Selain itu, perancangan ini juga penting karena

berhubungan langsung dengan aspek keamanan, keselamatan, dan kenyamanan karyawan selama bekerja.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Umum Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas

Lapangan Produksi : Asam Benzoat ($C_7H_6O_2$)

Kapasitas : 10.000 Ton/tahun

Status Pemodalan : Penjualan Saham

Lokasi : Mojokerto, Jawa Timur.

4.4.2 Bentuk Perusahaan

Jenis perusahaan yang akan didirikan dalam perancangan pabrik asam benzoat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah perusahaan yang memperoleh modal dengan menjual saham, di mana setiap pemegang saham memiliki hak atas satu atau lebih saham. Saham adalah surat berharga yang diterbitkan oleh perusahaan atau PT, dan setiap individu yang memiliki saham dianggap telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti juga memiliki bagian dari perusahaan tersebut.

Pada Perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab untuk menyetor penuh jumlah yang tercantum dalam setiap saham yang dimilikinya. Pemilihan bentuk Perseroan terbatas ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

- a. Mempermudah perusahaan dalam memperoleh modal melalui penjualan saham
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas hanya pada jumlah saham yang disetorkan
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh perubahan pemegang saham, direksi, staf, atau karyawan perusahaan
- d. Efisiensi dalam pengelolaan manajemen

- e. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan terpisah dari kekayaan pribadi.

4.4.3 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan aktivitas perusahaan secara efektif dan efisien, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi yang jelas dan sistematis sangat penting agar karyawan dapat memahami posisi dan tanggung jawab masing-masing. Pada pabrik Asam benzoat ini, struktur organisasi yang diterapkan adalah *system line and staff*. Keuntungan dari system ini adalah pembagian wewenang yang lebih sederhana dan praktis. Selain itu dalam pembagian tugas, diterapkan sistem organisasi fungsional, di mana setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasan langsung.

4.4.4 Tugas dan Wewenang

1. Pemilik saham merupakan pemilik perusahaan.

Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Dalam Rups, para pemegang saham memiliki kewenangan untuk :

- a. Menunjuk dan memberhentikan anggota dewan komisaris
- b. Menunjuk dan memberhentikan anggota direksi

- c. Menyetujui hasil kegiatan usaha serta laporan keuangan tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertanggung jawab atas pelaksanaan tugas sehari-hari atas nama pemilik saham, sehingga dewan komisaris wajib melapor kepada pemilik saham. Tugas dewan komisaris antara lain :

- a. Menilai dan memberikan persetujuan terhadap rencana direksi terkait kebijakan umum, tujuan perusahaan, pembagian sumber daya, dan strategi pemasaran.
- b. Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan tugas-tugas direksi.
- c. Memberikan bantuan kepada direksi dalam menjalankan tugas-tugas penting

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemimpin puncak dalam perusahaan yang memiliki tanggung jawab penuh atas kelancaran seluruh operasi perusahaan.. direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris mengenai setiap kebijakan dan keputusan yang diambil perusahaan. Tugas-tugas direktur utama antara lain:

- a. Menerapkan kebijakan perusahaan serta memastikan pencapaian hasil kerja yang sesuai dengan rencana dan bertanggung jawab kepada pemegang saham pada akhir priode
- b. Memelihara kesetabilan organisasi dan memastikan terjalinnya hubungan yang positif antara pemegang saham, manajemen, karyawan, serta konsumen.
- c. Menunjuk dan memberhentikan kepala bagian setelah memperoleh persetujuan dari rapat pemegang saham.

4. Direktur Keuangan

Direktur keuangan memiliki tanggung jawab memiliki tanggung jawab dalam mengelola resiko keuangan korporasi, perancangan keuangan, serta pelaporan untuk manajemen yang lebih tinggi.

5. Manager / Kepala Bagian

Kepala bagian bertugas untuk mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di bawah tanggung jawabnya, sesuai dengan wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

a) Manager Produksi

Manager produksi bertanggung jawab atas seluruh proses produksi di pabrik kimia, mulai dari perancangan

hingga pengawasan harian. Manager produksi mengelola sumber daya manusia, mesin, dan bahan baku untuk memastikan produksi berjalan lancar dan sesuai dengan target yang telah ditetapkan. Selain itu, Manager Produksi juga memastikan kualitas produk yang dihasilkan memenuhi standar yang telah ditetapkan dan bertanggung jawab atas efisiensi serta kelancaran produksi. Serta memiliki wewenang dalam membuat keputusan terkait jadwal produksi, alokasi sumber daya, serta Tindakan perbaikan saat terjadi gangguan dalam proses produksi.

b) Manager Litbang (Riset dan Pengembangan)

Manager Litbang memiliki tugas utama dalam melakukan penelitian dan pengembangan produk serta proses baru yang dapat meningkatkan inovasi dan efisiensi di pabrik kimia. Manager Litbang bekerja untuk mengidentifikasi teknologi baru yang dapat diadopsi dalam proses produksi, serta melakukan eksperimen untuk meningkatkan kualitas produk dan mengurangi biaya. Manager Litbang juga berperan dalam menciptakan Solusi untuk permasalahan teknis atau operasional yang mungkin dihadapi selama proses produksi, serta memastikan bahwa setiap hasil penelitian dapat diimplementasikan dengan baik di pabrik

c) Manager Engineering

Manager Engineering bertanggung jawab atas aspek teknis dalam perancangan dan operasional pabrik kimia. Manager Engineering mengawasi desain fasilitas dan pemeliharaan mesin produksi untuk memastikan semua peralatan berfungsi dengan baik dan efisien. Manager Engineering juga memimpin tim dalam mengidentifikasi serta memperbaiki masalah teknis yang muncul, baik dalam hal perawatan rutin maupun perbaikan mendesak. Mereka memiliki wewenang untuk membuat keputusan mengenai pembelian peralatan baru, perawatan mesin, dan optimasi teknologi yang digunakan dalam produksi untuk meningkatkan efisiensi dan produktivitas pabrik.

d) Manager Administrasi

Manager Administrasi memiliki peran penting dalam mengelola semua aspek administratif yang mendukung operasional pabrik kimia. Mereka bertanggung jawab atas pencatatan data, pelaporan keuangan, serta pengelolaan dokumen perusahaan. Manager Administrasi juga memastikan kelancaran komunikasi antara berbagai departemen di dalam pabrik serta berkoordinasi dengan pihak eksternal, seperti pemasok dan regulator. Selain itu, mereka mengelola

pengarsipan dan memastikan bahwa semua dokumen dan laporan perusahaan disimpan dengan baik dan dapat diakses saat dibutuhkan, sehingga mendukung kelancaran operasi pabrik secara keseluruhan.

6. Head Of Section atau Kepala Bagian

Kepala Seksi atau *Head of Section* dalam pabrik teknik kimia bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi kegiatan di bawah tanggung jawabnya, memastikan proses produksi berjalan sesuai dengan standar dan prosedur yang telah ditetapkan. Mereka mengelola sumber daya yang ada, baik tenaga kerja maupun peralatan, serta memastikan efisiensi operasional dalam seksi yang dipimpinnya. Kepala Seksi juga memiliki wewenang untuk memberikan instruksi teknis, mengidentifikasi dan menyelesaikan masalah yang muncul, serta melaporkan kinerja seksi kepada atasan langsung, seperti Manajer Produksi atau Direktur Utama. *Head of Section* operasi membawahi seksi-seksi berikut :

a. Seksi Proses

Seksi Proses bertanggung jawab untuk merencanakan, mengoperasikan, dan mengawasi proses produksi utama, memastikan bahwa seluruh reaksi dan prosedur produksi

berjalan sesuai dengan parameter yang telah ditetapkan untuk mencapai kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan.

b. Seksi Utilitas

Seksi Utilitas memiliki tugas untuk menyediakan dan mengelola kebutuhan energi, air, uap, dan sistem utilitas lainnya yang mendukung kelancaran proses produksi, serta memastikan sistem tersebut berfungsi dengan efisien dan aman

c. Seksi Laboratorium

Seksi Laboratorium bertanggung jawab untuk melakukan pengujian dan analisis bahan baku, produk setengah jadi, dan produk akhir untuk memastikan kualitas dan kesesuaian produk dengan standar yang ditetapkan, serta memberikan data analitis yang diperlukan untuk perbaikan dan pengendalian proses. Ketiga seksi ini bekerja secara sinergis di bawah Manajer Produksi untuk memastikan operasional pabrik kimia berjalan efisien dan sesuai dengan standar yang ditetapkan.

d. Seksi Listrik dan Instrumental

Seksi Listrik dan Instrumental bertanggung jawab untuk merancang, menginstal, serta memelihara sistem kelistrikan dan peralatan instrumen yang digunakan dalam proses produksi di pabrik kimia. Seksi Listrik dan Instrumental

memastikan bahwa seluruh sistem kelistrikan, kontrol otomatis, dan instrumen pengukur berfungsi dengan baik, aman, dan efisien. Selain itu, mereka juga melakukan pemeliharaan rutin dan perbaikan pada sistem kelistrikan dan instrumen untuk mencegah gangguan yang dapat menghambat proses produksi. Seksi ini memiliki wewenang untuk mengelola perawatan dan pembaruan peralatan listrik serta sistem kontrol yang digunakan di pabrik.

e. Seksi Peralatan dan Bengkel

Seksi Peralatan dan Bengkel bertanggung jawab untuk memastikan bahwa semua peralatan produksi dan fasilitas pendukung berfungsi dengan optimal. Seksi Peralatan dan Bengkel bertanggung jawab mengelola pemeliharaan dan perbaikan mesin serta peralatan pabrik lainnya, termasuk memastikan ketersediaan suku cadang dan melakukan perbaikan segera jika terjadi kerusakan. Seksi ini juga berperan dalam pembuatan dan pengelasan komponen serta melakukan modifikasi atau peningkatan peralatan sesuai kebutuhan proses produksi. Wewenang yang dimiliki mencakup pengawasan terhadap kondisi peralatan dan fasilitas produksi serta memastikan bahwa semua peralatan memenuhi standar keselamatan dan operasional yang ditetapkan.

f. Seksi K3

Seksi K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja) bertanggung jawab untuk mengembangkan dan menerapkan prosedur keselamatan kerja di seluruh area pabrik, memastikan bahwa semua karyawan bekerja dalam lingkungan yang aman dan sesuai dengan regulasi keselamatan yang berlaku.

g. Seksi Kas

Seksi Kas memiliki tugas untuk mengelola keuangan operasional sehari-hari pabrik, termasuk pengelolaan arus kas, pembayaran, dan pencatatan transaksi keuangan lainnya.

h. Seksi Personalia

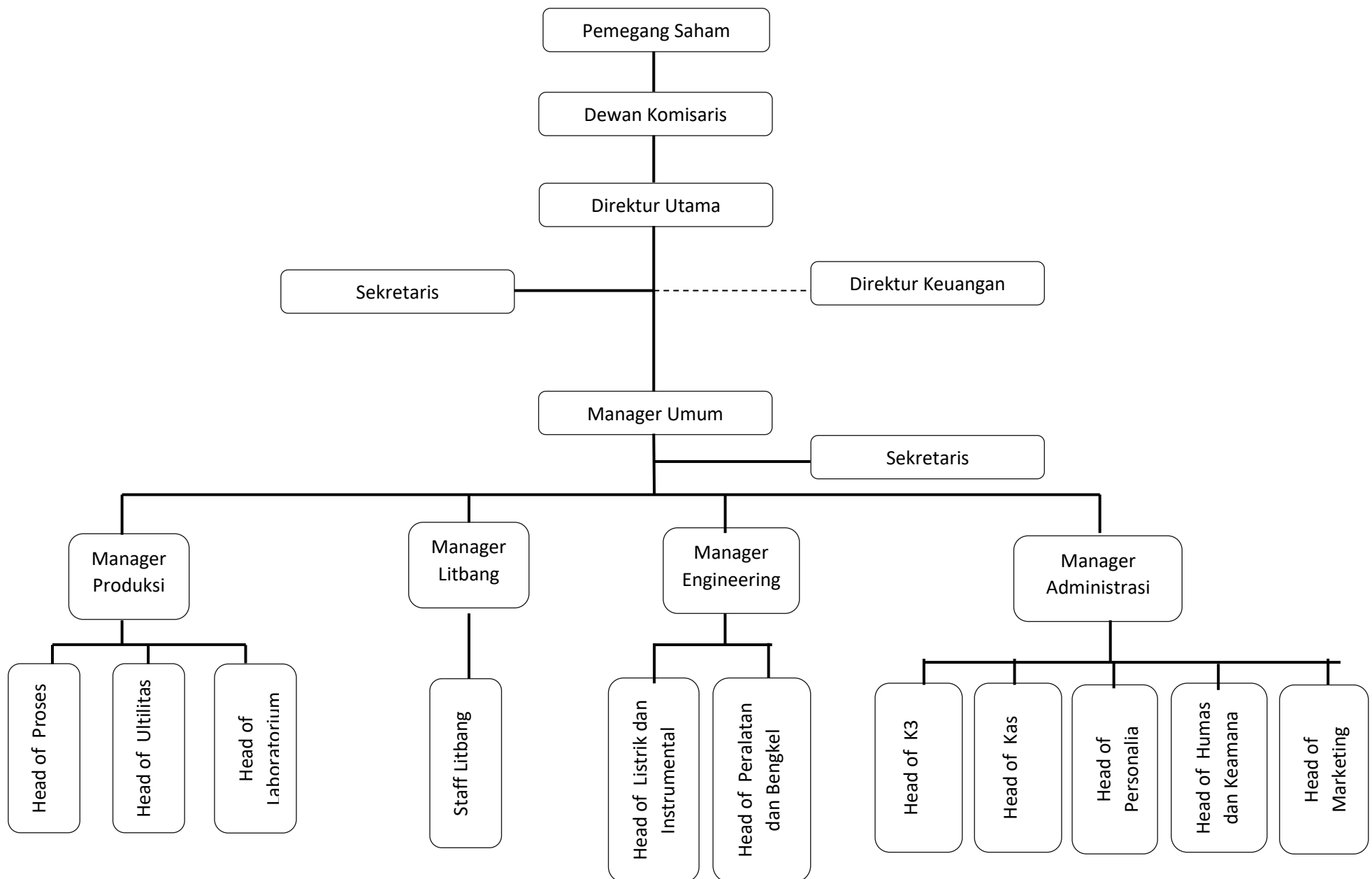
Seksi Personalia bertanggung jawab untuk mengelola administrasi sumber daya manusia, termasuk perekrutan, pelatihan, pengembangan, serta pengelolaan gaji dan tunjangan karyawan.

i. Seksi Humas dan Keamanan

Seksi Humas dan Keamanan bertugas untuk mengelola hubungan eksternal pabrik, termasuk komunikasi dengan media, masyarakat, dan lembaga lainnya, serta memastikan keamanan di lingkungan pabrik melalui pengawasan dan pengelolaan sistem keamanan.

j. Seksi Marketing

Seksi Marketing memiliki tugas untuk merancang dan melaksanakan strategi pemasaran produk pabrik, serta mengelola promosi dan hubungan dengan pelanggan untuk memastikan pabrik mencapai target penjualan.



4.4.5 Status Kerja karyawan

Dalam perancangan pabrik Asam Benzoat, salah satu aspek yang perlu diperhatikan adalah status kerja karyawan yang terlibat dalam operasional pabrik. Status kerja ini berkaitan dengan peran, tanggung jawab, serta jenis hubungan kerja antara karyawan dan perusahaan yang akan mempengaruhi kelancaran operasional pabrik itu sendiri. Karyawan dalam pabrik Asam Benzoat dapat dibedakan berdasarkan status pekerjaannya, seperti pekerja tetap, kontrak, atau pekerja lepas. Setiap status kerja ini memiliki kewajiban, hak, serta ketentuan yang berbeda, yang berhubungan dengan gaji, jaminan sosial, tunjangan, serta jam kerja.

a. Pekerja Tetap

Pekerja Tetap adalah karyawan yang dipekerjakan secara permanen dengan hak-hak penuh, termasuk gaji tetap, tunjangan, dan jaminan sosial. Mereka bekerja tanpa batas waktu dan memiliki stabilitas kerja serta kesempatan untuk promosi.

b. Pekerja Kontrak

Pekerja Kontrak dipekerjakan untuk jangka waktu tertentu sesuai kebutuhan proyek atau operasional pabrik. Mereka memiliki hak yang terbatas, seperti gaji selama masa kontrak, tetapi tidak mendapatkan tunjangan pensiun atau cuti tahunan setelah kontrak berakhir.

c. Pekerja Lepas

Pekerja Lepas (*Freelancer*) adalah karyawan yang dipekerjakan untuk tugas atau proyek tertentu dengan durasi waktu yang tidak tetap. Mereka tidak memiliki hak-hak jangka panjang seperti pekerja tetap atau kontrak dan bertanggung jawab atas kesejahteraan mereka sendiri.

4.4.6 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Dalam perancangan pabrik Asam benzoat, jam kerja karyawan adalah salah satu aspek penting yang perlu diperhatikan, karena dapat mempengaruhi produktivitas, efisiensi operasional, serta kesejahteraan karyawan. Penentuan jam kerja untuk pabrik teknik kimia harus mempertimbangkan berbagai faktor yang berkaitan dengan jenis operasi, proses produksi, dan regulasi ketenagakerjaan.

Pabrik Asam Benzoat beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan jadwal kerja 24 jam setiap hari. Sisa waktu dalam setahun digunakan untuk pemeliharaan atau shutdown yang diperlukan. Hari sabtu, minggu, dan hari libur nasional menjadi hari libur operasional. Untuk memastikan kelancaran produksi serta mendukung kegiatan administrasi dan pemasaran, perlu ada pengaturan jam kerja karyawan yang efisien dan efektif.

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift adalah karyawan yang bekerja dalam jam kerja normal, yang umumnya mengikuti jam kerja reguler yang ditentukan oleh perusahaan atau peraturan ketenagakerjaan yang berlaku. Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi, beberapa posisi yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi, seperti administrasi, pemasaran, dan manajer, akan bekerja pada jam kerja biasa, yaitu Senin hingga Jumat, dengan jam kerja normal 8 jam per hari.

Jam Kerja : 08.00 - 16.00 (Senin – Jumat)

Jam Istirahat : 12.00 - 13.00 (Senin – Kamis)

11.00 - 13.00 (Jumat)

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang bekerja dalam sistem pergantian jadwal kerja, yang dikenal dengan sebutan shift kerja. Sistem shift ini biasanya diterapkan di industri yang beroperasi 24 jam sehari dan membutuhkan keberlanjutan dalam proses produksi, seperti di pabrik kimia, rumah sakit, pabrik manufaktur, dan lain-lain. Durasi Shift: Karyawan bekerja dalam tiga shift dalam sehari, dengan durasi masing-masing shift sekitar 8 jam. Shift ini meliputi:

- Shift Pagi (I) : 06.00 – 14.00

- Shift Siang (II) : 14.00 – 22.00
- Shift Malam (III) : 22.00 – 06.00

Berikut adalah pembagian jadwal kerja karyawan shift :

Tabel 4.2 Pembagian Shift Karyawan

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

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja

I, II, III : Pagi, Siang, Malam

(-) : Libur

4.4.7 Penggolongan Jabatan Jumlah Gaji, Kesejahteraan Sosial Karyawan

1. Penggolongan Jabatan

Setiap posisi dan struktur organisasi diisi oleh individu yang memiliki latar belakang pendidikan yang sesuai dengan peran dan tanggung jawab yang diemban. Tingkat pendidikan yang dibutuhkan

bervariasi, mulai dari lulusan SMA hingga S-1. Klasifikasi jabatan berdasarkan tingkat pendidikan dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4.3 Daftar Penggolongan Jabatan

Jabatan	Prasyarat Minimal
Dewan Komisaris	S-1 (Pengalaman Min 20 Tahun)
Direktur Utama	S-1 (Pengalaman Min 15 Tahun)
Direktur keuangan	S-1 Ekonomi dan Bisnis (Pengalaman Min 15 Tahun)
General Umum	S-1 (Pengalaman Min 10 Tahun)
Sekretaris	S-1 (Pengalaman Min 2 Tahun)
Manager Produksi	S-1 Teknik Kimia (Pengalaman Min 5 Tahun)
Manager Litbang	S-1 Teknik Kimia/Kimia Industri (Min 5 Tahun)
Manager Engineering	S-1 Teknik Mesin (Pengalaman Min 5 Tahun)
Manager Administrasi	S-1 (Pengalaman Min 5 Tahun)
Head of Proses	S-1 Teknik Kimia (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Utilitas	S-1 Teknik Kimia (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Laboratorium	S-1 Kimia (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Listrik dan Instrumental	S-1 Teknik Elektro (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Peralatan dan Bengkel	S-1 Teknik Mesin (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of K3	S-1 (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Kas	S-1 (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of personalia	S-1 (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Humas dan Keamanan	S-1 (Pengalaman Min 3 Tahun)
Head of Marketing	S-1 (Pengalaman Min 3 Tahun)
Oprator Produksi	STM/SMU Sederajat

Dokter	Dokter
Perawat	S-1 Keperawatan
Security	SMU Sederajat
Cleaning Servis	SMP/SMU
Sopir	SMP/SMU

2. Sistem Gaji

Sistem penentuan besaran gaji karyawan di perusahaan pabrik karet alam Siklis didasarkan pada faktor-faktor seperti jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, serta faktor lingkungan yang berhubungan dengan risiko pekerjaan setiap karyawan. Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada tabel 4.4 sebagai berikut

Tabel 4.4 Jumlah Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulanan	Total
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur keuangan	1	35.000.000	35.000.000
3	General Umum	1	30.000.000	30.000.000
4	Sekretaris	2	8.000.000	16.000.000
5	Manager Produksi	1	15.000.000	15.000.000
6	Manager Litbang	1	15.000.000	15.000.000
7	Manager Engineering	1	15.000.000	15.000.000
8	Manager Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
9	Head of Proses	1	10.000.000	10.000.000
10	Head of Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
11	Head of Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
12	Head of Listrik dan Instrumental	1	10.000.000	10.000.000

13	Head of Peralatan dan Bengkel	1	10.000.000	10.000.000
14	Head of K3	1	10.000.000	10.000.000
15	Head of Kas	1	10.000.000	10.000.000
16	Head of personalia	1	10.000.000	10.000.000
17	Head of Humas dan Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
18	Head of Marketing	1	10.000.000	10.000.000
19	Karyawan Produksi	8	6.500.000	52.000.000
20	Karyawan Utilitas	6	6.500.000	39.000.000
21	Karyawan Laboratorium	5	6.500.000	32.500.000
22	Karyawan Litbang	8	6.500.000	52.000.000
23	Karyawan Listrik dan Instrumental	6	6.500.000	39.000.000
24	Karyawan Peralatan dan Bengkel	6	6.500.000	39.000.000
25	Karyawan K3	4	6.500.000	26.000.000
26	Karyawan Kas	4	6.500.000	26.000.000
27	Karyawan Personalia	4	6.500.000	26.000.000
28	Karyawan Humas	4	6.500.000	26.000.000
29	Karyawan Marketing	5	6.500.000	32.500.000
30	Operator Produksi	12	5.000.000	60.000.000
31	Dokter	2	9.000.000	18.000.000
32	Perawat	4	4.000.000	16.000.000
33	Security	6	3.000.000	18.000.000
34	Cleaning Servis	10	3.000.000	30.000.000
35	Sopir	4	3.500.000	14.000.000
Jumlah		117	367.000.000	822.000.000

3. Kesejahteraan Sosial Karyawan

a. Tunjangan dan Kompensasi

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan di pabrik asam benzoat mencakup beberapa jenis tunjangan yang mendukung kesejahteraan mereka. Tunjangan yang diberikan adalah sebagai berikut:

- Gaji Pokok: Gaji pokok diberikan kepada karyawan sesuai dengan golongan dan tingkat jabatan yang dimiliki, dengan mempertimbangkan tingkat keterampilan dan pengalaman kerja.
- Tunjangan Jabatan: Tunjangan ini diberikan kepada karyawan berdasarkan jabatan atau posisi yang mereka pegang, untuk memberikan kompensasi yang sesuai dengan tanggung jawab yang mereka emban.
- Tunjangan Lembur: Karyawan yang bekerja di luar jam kerja normal, termasuk pada akhir pekan atau hari libur, akan diberikan tunjangan lembur sesuai dengan jumlah jam lembur yang telah disepakati dan peraturan perusahaan yang berlaku

b. Cuti dan Libur

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Cuti Tahunan: Setiap karyawan berhak mendapatkan cuti tahunan selama 12 hari kerja per tahun untuk memberikan waktu istirahat yang cukup dan menjaga keseimbangan antara pekerjaan dan kehidupan pribadi.

- Cuti Sakit: Karyawan yang mengalami sakit berhak atas cuti sakit dengan ketentuan bahwa mereka harus menunjukkan surat keterangan dokter untuk memperoleh cuti sakit yang sah.

c. Fasilitas Pakaian Kerja dan Alat Pelindung Diri

Fasilitas Pakaian Kerja dan Alat Pelindung Diri Pabrik menyediakan pakaian kerja bagi karyawan untuk mendukung kenyamanan dan menjaga kebersihan selama bekerja. Fasilitas yang disediakan adalah:

- Pakaian Kerja: Setiap karyawan diberikan 3 pasang pakaian kerja setiap tahun untuk mendukung kenyamanan dan menghindari kesenjangan antar karyawan dalam hal penampilan.
- Alat Pelindung Diri (APD): Pabrik juga menyediakan masker, sarung tangan, pelindung mata, dan perlengkapan keselamatan lainnya yang diperlukan untuk melindungi karyawan dari risiko bahaya yang mungkin terjadi selama bekerja dengan bahan kimia.

d. BPJS Kesehatan

Pabrik mengikutsertakan karyawan dalam program jaminan kesehatan yang diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan, sesuai dengan peraturan yang berlaku:

- Jaminan Kesehatan untuk Kecelakaan Kerja: Biaya pengobatan yang timbul akibat kecelakaan kerja ditanggung sepenuhnya oleh perusahaan, sesuai dengan peraturan yang berlaku.
- Jaminan Kesehatan untuk Penyakit Umum: Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita penyakit yang tidak terkait dengan kecelakaan kerja akan ditanggung sesuai dengan kebijakan perusahaan.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas adalah kumpulan unit atau bagian dalam pabrik kimia yang berfungsi untuk memenuhi kebutuhan yang mendukung proses produksi. Salah satu faktor penting yang memastikan kelancaran proses produksi di pabrik Asam Benzoat ini adalah penyediaan utilitas. Sarana penunjang ini diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar sesuai yang diinginkan. Secara umum, unit utilitas mencakup air, steam, udara, bahan bakar, dan listrik. Dalam perancangan pabrik Asam Benzoat, unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan, dan air sanitasi yang digunakan untuk perkantoran dan lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada proses cooling.

2. Unit Penyedia Air Pemanas (*Steam System*)

Unit penyediaan air pemanas (*steam*) untuk proses pemanasan pada *heater*.

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

Unit pembangkit listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik dapat diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

Unit penyedia udara tekan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan system instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat

trollrol pneumatic. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangka udara.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit ini bertugas untuk menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Dalam perancangan pabrik asam benzoat, sumber air yang digunakan berasal dari aliran sungai Berantas yaitu dengan beberapa pertimbangan :

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada

umumnya lebih besar karena air laut memiliki banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.

- c. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik

Dalam perancangan pabrik asam benzoat, Kebutuhan air ini diperlukan untuk beberapa media, antara lain air untuk kantor, perumahan, lingkungan, air sebagai media pendingin, air sebagai media pemanas. Berikut ini merupakan rincian kebutuhan air pabrik asam benzoat :

a. Air domestik

Air domestic adalah air yang digunakan untuk keperluan perumahan, perkantoran, dan lingkungan. Berdasarkan standar WHO, Kebutuhan air perorang sekitar 100-200 liter per hari. Berikut ini merupakan rincian kebutuhan air domestic pada pabrik asam benzoat :

Air untuk Penggunaan Kantor

Kebutuhan air dalam sehari : 200 liter/hari

Jumlah karyawan kantor : 117 orang

Total kebutuhan air kantor : Jumlah karyawan x kebutuhan
air per hari

: 117 orang x 200 liter/hari

: 22.600 kg/hari

: 941,67 kg/jam

Air untuk perumahan karyawan

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Penggunaan Air	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1	Kantor	941,67
2	Perumahan	541,66
3	Lingkungan	47,08
Total		1.530,42

b. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi di pabrik. Kebutuhan air pendingin pada pabrik Asam Benzoat dapat dilihat pada tabel 5.2 dibawah ini :

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Condensor Parsial (CDP-01)	35.076,36
2	Cooler (CL-01)	30.975,68
	<i>Make Up</i>	6.605,20
Total		72.657,23

c. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Air umpan boiler adalah air yang menghasilkan steam untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Kebutuhan steam pada pabrik Asam Benzoat ini dapat dilihat pada Tabel 5.3 dibawah ini :

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Vaporizer (V-01)	176,25
2	Heater (HE-01)	669,52
3	Heater (HE-02)	62,30

4	<i>Heater (HE-03)</i>	21,98
	<i>Make Up</i>	1.023,06
	Total	1.953,12

Sehingga total kebutuhan air pada pabrik Asam Benzoat dapat dilihat pada tabel 5.4 dibawah ini :

Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air

No	Kebutuhan Air	Jumlah (Kg/jam)
1	Air Domestik	1.530,42
2	Air Pendingin	72.657,23
3	Air Umpan Boiler	1.953,12
	Total	76.140,77

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari sungai yang jaraknya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain :

a. Intake Water

Air yang diambil dari sungai Berantas dipompa menuju bak penampungan awal. Pada pipa intake, terdapat saringan yang berfungsi untuk mencegah masuknya kotoran berukuran besar ke dalam proses pengolahan, seperti ranting kayu, sampah, daun, ikan, dan lainnya. Sementara itu, kotoran yang lebih kecil

akan tetap terbawa dalam aliran air dan akan dipisahkan pada tahap selanjutnya.

b. Pengendapan Awal (*Sedimentation*)

Setelah melalui proses penyaringan pada pompa, air akan memasuki proses sedimentasi, yang bertujuan untuk memisahkan kotoran yang terbawa dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Pada tahap ini, kotoran kecil yang tidak tersaring dalam proses penyaringan sebelumnya, seperti pasir dan lumpur, akan mengendap di bagian bawah bak karena pengaruh gaya gravitasi.

c. Bak Pencampur Cepat

Air yang telah melalui pengendapan awal dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di pengendapan dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$.

d. *Clarifier*

Air yang keluar dari proses bak pencampur cepat dialirkan ke clarifier untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat melalui proses pengendapan. Air yang keluar dari clarifier mengalir melalui bagian pinggir secara overflow, sementara sludge yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan

kemudian diproses melalui blowdown secara berkala sesuai waktu yang ditentukan.

e. Penyaringan (*Sand Filter*)

Setelah keluar dari bak clarifier, air dialirkan ke bak penyaring untuk menghilangkan partikel-partikel halus yang masih ada dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan sand filter yang terdiri dari kerikil dan pasir sebagai media penyaring.

f. Bak Penampung Air Bersih

Air bersih yang telah disaring oleh sand filter akan ditampung dalam bak penampungan sementara. Selanjutnya, air bersih ini akan didistribusikan dan diproses lebih lanjut agar dapat digunakan untuk keperluan domestik, layanan umum, pendinginan, dan air umpan boiler.

g. Tangki Deklorinasi

Tangki deklorinasi berfungsi untuk menghilangkan klorin (Cl_2) dari air. Penambahan karbon aktif dalam bentuk gas dapat menurunkan pH air dan menyebabkan pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat beracun yang dapat membahayakan kesehatan. Setelah klorin dihilangkan, air dapat didistribusikan untuk digunakan di pabrik dan sekitarnya.

h. Menara Pendingin (*Cooling Tower*)

Menara Pendingin adalah perangkat yang berfungsi untuk menghasilkan air dingin yang digunakan sebagai pendingin pada peralatan proses. Proses yang berlangsung dalam *cooling tower* adalah mengubah air panas menjadi air dingin dengan memanfaatkan udara sebagai media pendingin.

i. Demineralisasi

Air yang digunakan sebagai air umpan boiler untuk produksi steam tidak hanya memerlukan air bersih, tetapi juga harus air murni yang bebas dari kandungan mineral terlarut. Oleh karena itu, perlu dilakukan proses demineralisasi. Demineralisasi adalah proses pengolahan air yang bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral dalam air. Proses ini umumnya digunakan untuk pertukaran ion dan menghilangkan total kontaminan mineral ion hingga mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation dan anion.

1. Kation Exchanger

Kation exchanger merupakan unit yang berisi pengganti kation dimana pengganti kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *Kation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini

akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan Kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

2. *Anion Exchanger*

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki *Anion Exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negative (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan Kembali dengan larutan NaOH.

j. *Deaerator*

Air proses dan air umpan boiler yang telah melalui proses demineralisasi (demin water) menggunakan Kation Exchanger dan Anion Exchanger, selanjutnya akan menjalani proses dearasi di Dearator. Dearasi adalah proses untuk menghilangkan gas-gas yang dapat menyebabkan korosi pada boiler, seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2), dari air proses dan air umpan boiler. Demin water dipompa ke Dearator, kemudian diinjeksi dengan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen, sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tabung boiler.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit steam berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam dalam proses produksi dengan menggunakan boiler yang dioperasikan pada tekanan 46,92 bar. Steam yang dihasilkan oleh boiler adalah uap jenuh (saturated steam). Jenis boiler yang digunakan adalah boiler lorong api. Kebutuhan steam di pabrik Asam Benzoat mencapai 2004,79 kg/jam. Pemenuhan kebutuhan steam melalui boiler dapat dilihat pada spesifikasi boiler berikut:

Nama Alat	: Boiler
Fungsi	: Membuat <i>steam</i> jenuh dengan menggunakan air umpan boiler
Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
Jumlah	: 1
Jumlah Pipa	: 417 batang
<i>Rate of Steam</i>	: 1822,53 kg/jam
Efisiensi Pembakaran	: 90%
Tekanan	: 45 atm
Suhu <i>Steam</i>	: 260 °C
Bahan Bakar	
Jenis	: <i>Fuel Oil</i>
<i>Heating Value</i>	: 43938 kJ/liter
Kebutuhan	: 125,11 liter/jam

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik Asam Benzoat diperoleh dari dua sumber, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai sumber listrik cadangan apabila terjadi gangguan pada pasokan listrik

dari PLN. Selain itu, generator juga digunakan untuk menggerakkan peralatan penting seperti boiler dan pompa, agar pasokan listrik tetap berjalan lancar meskipun terjadi kendala pada PLN. Generator yang digunakan adalah jenis diesel dengan daya 8000 kW. Keuntungan menggunakan listrik dari PLN adalah biayanya yang relatif lebih murah, sementara kerugiannya adalah ketidakpastian dalam penyediaan listrik dan fluktuasi daya yang tidak stabil. Berikut ini adalah rincian kebutuhan listrik pada pabrik Asam Benzoat:

- a. Kebutuhan listrik untuk penerangan, kantor, dan lain-lain.

Kebutuhan listrik untuk penerangan, kantor, dan lain-lain di asumsi 7500 kW

- b. Kebutuhan listrik alat proses dan alat utilitas

Kebutuhan Listrik alat proses dan alat utilitas dapat dilihat pada table 5.1

Sebagai berikut :

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses dan Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	kW
Blower	B-01	0,5	0,37
Screw Conveyor	SC-01	3	2,23
Bucket Elevator	BE-01	1,5	1,12
Pompa 1	P-01	5	3,72
Pompa 2	P-02	5	3,72
Kompresor 1	K-01	500	372,85
Kompresor Udara Tekan	KU-01	0,5	0,37
Pompa Utilitas 1	PU-01	0,5	0,37
Pompa Utilitas 2	PU-02	0,5	0,37
Pompa Utilitas 3	PU-03	0,5	0,37

Pompa Utilitas 4	PU-04	0,75	0,55
Pompa Utilitas 5	PU-05	3	2,23
Pompa Utilitas 6	PU-06	0,5	0,37
Bak Pencampur Cepat	BPC-01	0,5	0,37
Cooling Tower	CTU-01	50	37,28
Clarifier	CU-01	0,5	0,37
Total		572,25	426,73

Maka, kebutuhan listrik secara keseluruhan pada perancangan pabrik Asam Benzoat ini adalah sebesar 7.926,73 kW.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi untuk memenuhi kebutuhan instrumen pada alat proses, seperti *control valve*. Udara tekan berperan untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol tersebut. Proses yang terjadi dalam unit ini adalah penurunan berat jenis udara, sebelum udara masuk ke unit instrumen. Diperlukan pasokan udara tekan sebanyak 2 m³/jam yang akan didistribusikan pada tekanan 4 atm dalam kondisi bersih. Proses pembuatan udara tekan dapat dijelaskan sebagai berikut: Udara lingkungan diambil dan disaring melalui penyaring udara (*Air Filter*) untuk menghilangkan debu-debu. Udara yang telah bersih kemudian diteruskan ke kompresor untuk meningkatkan tekanannya menjadi 4 atm. Udara bertekanan 4 atm selanjutnya dialirkan ke tangki silika untuk menyerap kelembapan yang terbawa, sehingga udara menjadi kering. Setelah itu, udara kering disimpan dalam tangki udara tekan.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar bertugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar di pabrik Asam Benzoat. Bahan bakar yang disediakan di unit ini mencakup kebutuhan untuk *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah diesel solar. Kebutuhan bahan bakar mencapai 125,11 liter/jam. Bahan bakar ini diperoleh dari PT. Pertamina dan disimpan dalam tangki bahan bakar dengan kapasitas 16.000 liter. Pemilihan jenis bahan bakar didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan berikut:

1. Mudah diperoleh
2. Berkelanjutan
3. Penyimpanan yang mudah.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tabel 5.6 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Spesifikasi	
Nama Alat	Bak Pengendapan Awal
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa air sungai
Jenis	Bak beton persegi Panjang
Material	Beton bertulang
Waktu tinggal (jam)	24
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1

Dimensi	
Volume (m ³)	122,48
Panjang (m)	9,58
Lebar (m)	3,19

2. Bak Pencampur Cepat

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pencampur Cepat

Spesifikasi	
Nama Alat	Bak pencampur cepat
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan
Jenis	Bak silinder tegak
Material	Baja karbon
Waktu tinggal (min)	5
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi (°C)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Volume (m ³)	0,08
Diameter (m)	0,46
Tinggi (m)	0,46
Pengaduk	
Jenis	<i>Turbin blade</i>
Power pengadukan (hp)	0,5

3. Clarifier

Tabel 5.8 Spesifikasi Clarifier

Spesifikasi	
Nama Alat	Klarifier
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa air
Jenis	Bak silinder tegak dengan kerucut bagian bawah
Material	Beton berulang
Waktu tinggal (jam)	5
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Volume (m^3)	24,30
Diameter (m)	3,66
Tinggi (m)	3,33
Penggaruk	
Jenis Penggaruk	<i>rake</i>
Material	Baja karbon
Kecepatan (rpm)	0,04
Power Pengadukan (hp)	0,5

4. Saringan Pasir

Tabel 5.9 Spesifikasi Bak saringan Pasir

Spesifikasi	
Nama Alat	Saringan pasir
Fungsi	Menyaring kotoran halus yang masih terbawa air dari klarifier

Jenis	Bak persegi Panjang
Material	Beton bertulang
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Tinggi Tumpukan (m)	1,21
Tinggi (m)	1,5
Panjang(m)	0,60
Lebar (m)	0,60

5. Bak Penampung Air Bersih

Tabel 5.10 Spesifikasi Bak Penampung Air bersih

Spesifikasi	
Nama Alat	Bak penampung air bersih
Fungsi	Menampung air bersih hasil penyaringan
Jenis	Bak persegi Panjang
Material	Beton bertulang
Waktu tinggal (jam)	24
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Volume (m^3)	62,85
Panjang (m)	6,86
Kedalaman (m)	3

Lebar (m)	2,28
-----------	------

6. Bak Air Minum

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Minum

Spesifikasi	
Nama Alat	Bak air minum
Fungsi	Menampung air untuk kantor, pelayanan dan perumahan
Jenis	Bak persegi Panjang
Material	Beton bertulang
Waktu tinggal (jam)	24
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Operasi ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Volume (m^3)	48,24
Panjang (m)	6,01
Kedalaman (m)	3
Lebar (m)	2

7. Menara Pendingin

Tabel 5.12 Spesifikasi Menara Pendingin

Spesifikasi	
Nama Alat	Menara pendingin
Fungsi	Mendinginkan suhu air dari 50°C menjadi 30°C
Jenis	Menara pendingin jujut tarik

Material	Beton bertulang
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Suhu Input ($^{\circ}\text{C}$)	50
Suhu Output ($^{\circ}\text{C}$)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Volume ($\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}$)	4,27
Panjang (m)	9,8
Lebar (m)	9,8
Tinggi (m)	9
Daya Penggerak Fan (hp)	43
Motor Standar (Hp)	50

8. Kompresor Udara

Tabel 5.13 Spesifikasi Kompresor Udara

Spesifikasi	Kompresor Utilitas
Fungsi	Mengalirkan udara bertekanan menuju ke tangki silika
Jenis	Single stage
Bahan yang dikompresi	Udara
Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	30
Kapasitas (Nm^3/jam)	2
Daya Motor (hp)	0,5
Jumlah	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>

9. Penyimpanan Bahan

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan

Tangki	Tangki Penukar Kation	Tangki Penukar Anion	Tangki NaCl	Tangki NaOH
Fungsi peruntukan alat	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Menghilangkan mineral yang terkandung dalam air	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal
Lama Penyimpanan	7 hari	7 hari	7	7
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	2	2	1	1
Kondisi operasi	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : Baja karbon Volume : Diameter : 0,32 m	Bahan Konstruksi : Baja karbon Volume tangki : Diameter : 0,22	Bahan Konstruksi : Volume tangki : 0,72 m ³ Diameter : 0,91 m	Bahan Konstruksi : Volume tangki : 1,05 m ³ Diameter : 1,03 m

	Tinggi : 0,38 m	Tinggi : 0,26	Tinggi : 0,91	Tinggi : 1,03 m
--	--------------------	------------------	------------------	--------------------

Lanjutan

Tangki	Tangki Umpan Boiler	Tangki kondensat	Tangki Silika	Tangki Udara Tekan
Fungsi peruntukan alat	Menyimpan air umpan boiler	Menyimpan air kodensat	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara	Menampung udara tekan
Jenis	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder horizontal
Lama Penyimpanan	8 jam	1 jam	7 hari	2 jam
Fasa	Cair	Cair	Gas	Gas
Jumlah tangki	1	1	2	1
Kondisi operasi	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 4 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : Baja karbon	Bahan Konstruksi : Baja karbon	Bahan Konstruksi : Baja karbon	Bahan Konstruksi : Baja karbon

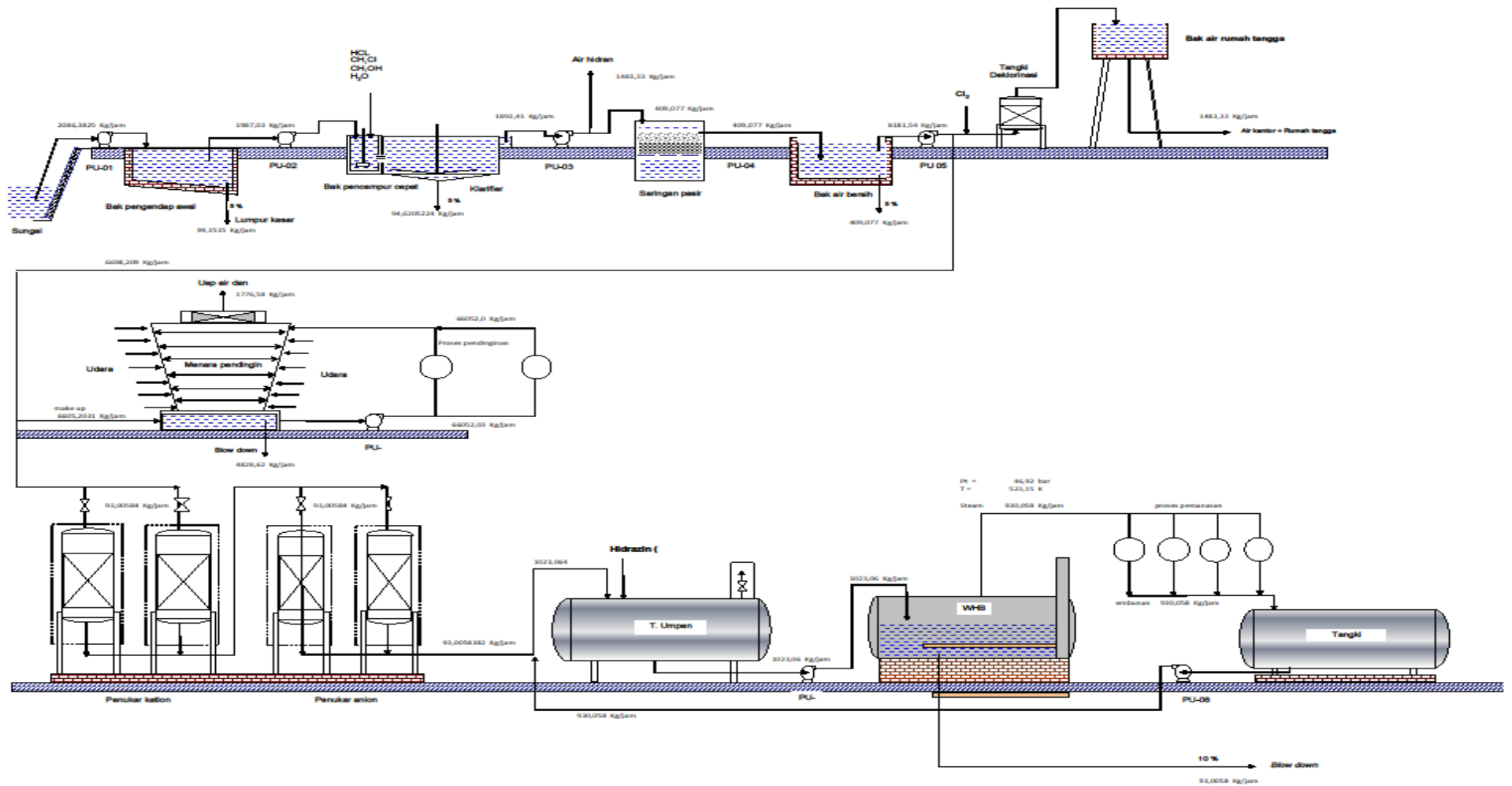
	Volume tangki : 1,75 m³ Diameter : 1 m Panjang : 3 m	Volume tangki : 2,1 m³ Diameter : 0,97 m Panjang : 3 m	Volume tangki : 0,06 m³ Diameter : 0,74 m Tinggi : 0,74 m	Volume tangki : 1,12 m³ Diameter : 0,78 m Panjang : 3 m
--	--	--	---	---

10. Pompa

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa					
Kode Alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-5	PU-06
Bahan yang Dipompa	Air	Air	Air	Air	Air	Air
Viskositas (Kg/ms)	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8	0,8
Densitas (Kg/m ³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Suhu (°C)	30	30	30	30	30	30
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1	1
Kapasitas (m ³ /jam)	3,96	3,96	3,60	43,2	396	2
Pump Head (m)	10	2,08	4	21	13,30	4,5
Jenis Aliran	Laminer	Laminer	Laminer	Turbulen	Turbulen	Laminer
Daya Motor (Hp)	0,5	0,5	0,5	0,75	3	0,5
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	Baja komersial	Baja komersial	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial	Baja Komersial

5.7 Diagram Unit Pengolahan Air



Gambar 5.1 Diagram Unit Pengolahan Air

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam tahap prarancangan pabrik dilakukan untuk memastikan bahwa proyek yang direncanakan memiliki kelayakan finansial sebelum dilakukan investasi lebih lanjut. Evaluasi ekonomi ini membantuk perusahaan mengidentifikasi total biaya yang dibutuhkan untuk membangun dan mengoperasikan pabrik, termasuk investasi awal seperti konstruksi dan peralatan, serta biaya oprerational yang mencakup energi, tenaga kerja, dan bahan baku. Selain itu, evaluasi ini memproyeksikan potensi pendapatan yang bisa diperoleh dari penjualan produk atau penghematan biaya operasional. Evaluasi analisis kelayakan ekonomi pada prarancangan pabrik dapat dianalisis dengan faktor-faktor sebagai berikut :

- a. *Return On Invesment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discount Cash Flow (Rate DFCR)*
- d. *Break Even Point (%BEP)*
- e. *Shut Down Point (%SDP)*

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima faktor diatas, sehingga perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Modal (*Capital Investment*)

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Invesment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Invesment*)

2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

- a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)

- c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

4. Analisa Kelayakan Ekonomi

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Discounted Cash Flow* (Rate DFCR)
- d. *Break Even Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)

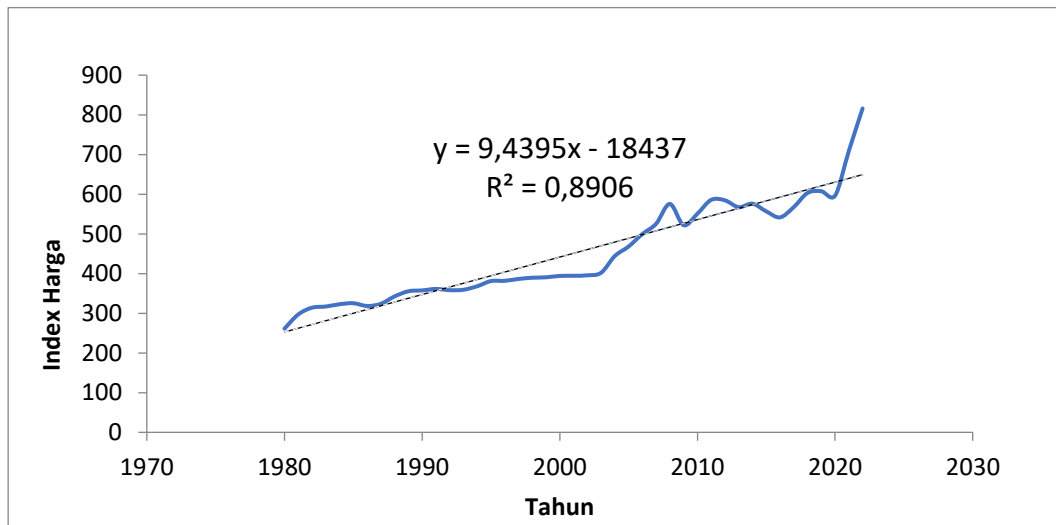
6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Penaksiran harga peralatan merupakan suatu proses yang melibatkan penetapan harga jual untuk peralatan atau mesin dengan mempertimbangkan sejumlah faktor yang relevan. Di antara faktor-faktor tersebut adalah biaya produksi, yang mencakup semua pengeluaran yang diperlukan untuk membuat alat, dan biaya operasional, yang berkaitan dengan pengeluaran yang dikeluarkan untuk menjalankan dan memelihara alat tersebut. Harga peralatan akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Analisis harga alat dilakukan pada tahun 2025 untuk pembelian alat pada pabrik yang akan didirikan pada tahun 2029. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Berikut adalah indeks harga yang di dalam Teknik Kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) .

Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1980	261,2
1981	297
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816

(Sumber : <https://www.chemengonline.com/pci-home>)



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Index

Berdasarkan data indeks, diperoleh persamaan regresi linear yaitu. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2029 sebesar 715,75. Harga alat lainnya dapat diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan referensi. Maka alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

E_x : Harga tahun

E_y : Harga tahun referensi

N_x : Indeks harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui indeks pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada tabel

Tabel 6.2 Harga Alat Pada Tahun Evaluasi

No	Nama alat	Kode	Jumlah	NY	NX	EY	EX
				2014	2029	2014	2029
1	Blower	B-01	1	576,1	715,7455	10200	12672
3	Belt Conveyor	BC-01	1	576,1	715,7455	22500	27954
4	Belt Elevator	BE-01	1	576,1	715,7455	10800	13418
2	Condensor Partial	CDP-01	1	576,1	715,7455	8500	10560
5	Kompresor	K-01	1	576,1	715,7455	148700	184745
6	Priling Tower	PT-01	1	576,1	715,7455	70500	87589
7	Pemanas	HE-01	1	576,1	715,7455	15400	19133
8	Pemanas	HE-02	1	576,1	715,7455	9200	11430
9	Pemanas	HE-03	1	576,1	715,7455	15900	19754
10	Pendingin	CL-01	1	576,1	715,7455	4300	5342
12	Pompa	P-02	2	576,1	715,7455	5900	14660
13	Pompa	P-03	1	576,1	715,7455	6600	8200
14	Reaktor	R-01	1	576,1	715,7455	374200	464905
15	Silo	SL-01	1	576,1	715,7455	1400	1739
16	Separator	SP-01	1	576,1	715,7455	1400	1739
17	Separator	SP-02	1	576,1	715,7455	233700	290348
18	Tangki	T-01	1	576,1	715,7455	11700	14536
19	Vaporizer	V-01	1	576,1	715,7455	11700	14536
Harga alat total						962600	1203262

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi

No	Nama alat	Kode	Harga/m2 atau satuan	Luas m2	Biaya Rp
1	Bak pengendapan	BP	3.000.000	127,6791346	383.037.000
2	Bak pencampur cepat	RMT	2.000.000	1,882	3.764.000
3	Clarifier	CI-01	2.000.000	15,01273239	30.025.000
4	Saringan pasir	SF-01	2.000.000	3,261903572	6.524.000
5	Bak air bersih	BAB	600.000	88,67385784	53.204.000
6	Bak air minum	BAM	600.000	80,45	48.270.000
7	Coolinf Tower	CT	2.000.000	459,2045611	918.409.000
Sub Total					1.443.233.000

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas

No	Nama alat	Kode	Harga satuan	Jumlah	Biaya Rp
1.	Pompa	PU-01	72.563.000	2	145.126.000
2.	Pompa	PU-02	72.563.000	2	145.126.000
3.	Pompa	PU-03	72.563.000	2	145.126.000
5.	Pompa	PU-04	87.750.000	2	175.500.000
6.	Pompa	PU-05	143.438.000	2	286.876.000
7.	Pompa	PU-06	72.563.000	2	145.126.000
8.	Kompresor udara	KU	904.500.000	2	1.809.000.000
9.	Tangki Silika	Ts	54.000.000	2	108.000.000
10.	Tangki udara	Tu	92.813.000	2	185.626.000

11.	Tangki T-HCL	T-HCL	6.750.000	2	13.500.000
12.	Tangki CH3OH	T-CH3OH	30.375.000	2	60.750.000
Sub Total					3.219.756.000

Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas

No	Nama alat	Kode	Jumlah	NY	NX	EY	EX
				2014	2029	2014	2029
1	Generator	G	1	576,1	715,7455	4.000	4.970
3	Penukar kation	TK-01	2	576,1	715,7455	6.600	16.399,654
4	Penukar anion	TA-01	2	576,1	715,7455	10.500	26.090,358
5	Tangki umpan boiler	BFW	1	576,1	715,7455	12.500	15.529,975
6	Tangki kondensat	T-cond	1	576,1	715,7455	13.800	17.145,093
7	Unit dowthrem	Dow	1	576,1	715,7455	100.000	124.239,802
8	Unit Refrigerasi	UNIT RF	1	576,1	715,7455	157.853	196.116,255
Harga alat total						305.253	400.491

6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Dasar perhitungan :

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan pada tahun = 2029

Upah buru asing = US \$20/*man.hour*

Upah buru Indonesia = RP. 15.000,-/*man.hour*

Kurs Rupiah tahun 2025 = 1 US \$ = Rp. 16.875

6.3 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

6.3.1 Capital Investment

Capital Investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya.

Capital Investment terdiri dari beberapa biaya, antara lain:

- a. *Fixed Capital Investment*, merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas yang ada dalam pabrik.

Tabel 6.6 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Delivered Equipment Cost</i>	1.684.567,48	406.101.000,00
2	Instalasi alat	136.209,00	571.784.400,00
3	Pemipaan	4.452,00	10.610.599.000,00
4	Instrumentasi	144.752,00	53.609.000,00
5	Isolasi	36.699,00	89.338.000,00
6	Instalasi listrik	-	30.458.000,00
7	Bangunan	-	41.239.315.503,27
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	66.525.658.087,00
9	Utilitas	561.968,73	5.543.488.000,00
Total		2.568.648,21	125.070.350.990,27

Tabel 6.7 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1,	<i>Physical Plant Cost</i>	2.568.648,21	125.070.350.990,27
2,	<i>Engineering and Construction</i>	513.730,00	25.014.070,00
Total		3.082.378,21	125.095.365.060,27

Tabel 6.8 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1,	Direct Plant Cost	3.082.378,21	125.095.365.060,27
2,	Untractor Fee	154.119,00	6.254.768,00
3,	Biaya tak terduga	462.357,00	18.764.305.000,00
Total		3.698.854,21	143.865.924.828,27

Total Investasi Modal Tetap (Rp) = 206.284.089.828,27

- b. *Working Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu

Tabel 6.9 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Raw Material Inventory	-	3.903.349.000,00
2	in Process Inventory	1.012,00	174.607.000,00
3	Product Inventory	55.668,00	14.386.592.000,00
4	Extendad Credit	111.336,00	19.206.740.000,00
5	Available Cash	55.668,00	9.603.370.000,00
Total		223.684,00	47.274.658.000,00

Total Investasi Modal Kerja (Rp) = 51.049.326.000,000

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *Manufacturing Cost* meliputi :

- a. *Direct Manufacturing Cost* merupakan pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

Tabel 6.10 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	-	46.840.188.000,00
2	<i>Labor</i>	-	9.864.000.000,00
3	<i>Supervisor</i>	-	1.479.600.000,00
4	<i>Maintenance</i>	258.920,00	10.070.615.000,00
5	<i>Plant Supplies</i>	38.838,00	1.510.592.000,00
6	<i>Royalties and Patents</i>	-	17.500.000,00
7	<i>Utilities</i>	-	11.326.734.000,00
Total		297.758,00	81.109.229.000,00

Total *Direct Manufacturing Cost* (Rp) = 81.280.599.000,00

- b. *Indirect Manufacturing Cost* merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

Tabel 6.11 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.972.800.000,00
2	<i>Laboratory</i>	1.972.800.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	9.864.000.000,00
4	<i>Packaging</i>	3.500.000.000,00
5	<i>Shipping</i>	2.400.000.000,00
Total		19.709.600.000,00

- c. *Fixed Manufacturing Cost* merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi

Tabel 6.12 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depresiasi (<i>Depreciation</i>)	369.885,00	14.386.592.000,00
2	Pajak Kekayaan (<i>Property Tax</i>)	-	20.629.000,00
3	Asuransi (<i>Insurance</i>)	370,00	14.387.000,00
Total		370.255,00	14.421.608.000,00

Total *Fixed Manufacturing Cost* (Rp) = 14.634.653.000,00

Tabel 6.13 *Total Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	297.758,00	81.109.229.000,00
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	-	19.709.600.000,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	370.255,00	14.421.608.000,00
Total Manufacturing Cost (MC)		668.013,00	115.240.437.000,00

Total *Manufacturing Cost* (Rp)= 115.624.812.000,00

6.3.3 General Expense

General Expense atau pengeluaran umum meliputi beberapa pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 6.14 *General Expense*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	-	5.250.000.000,00
2	<i>Sales Expense</i>	-	35.000.000,00

3	<i>Research</i>	-	43.750.000,00
4	<i>Finance</i>	1.177,00	238.926.000,00
Total		1.177,00	5.567.676.000,00

Total *Fixed General Expense* (Rp) = 5.568.290.000,00

Tabel 6.15 *Total Production Cost (TPC)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	668.013,00	115.240.437.000,00
2	<i>General Expense</i>	1.177,00	5.567.676.000,00
Total		669.190,00	120.808.113.000,00

Total *Production Cost* (Rp) = 132.100.694.000,00

6.4 Analisa Kelayakan

6.4.1 Percent Return On Investment (ROI)

Return On Investment atau biasa disingkat dengan ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

Profit = Sales Price – Total Product Cost
Pajak = 22%
Profit _{before taxes} = Rp 42.899.306.000,00
Profit _{after taxes} = Rp 33.461.459.000,00

$$ROI_{\text{before taxes}} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$= 20,80\%$$

$$ROI_{\text{after taxes}} = \frac{\text{after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$= 16,22\%$$

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales* (Sa) dan total *manufacturing cost*. Keuntungan akan dihitung sebagai

komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Keuntungan akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 20,8%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 16,22%.

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time atau bisa disingkat dengan POT merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh (Aries, Newton. 1954). Pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Fixed Capital Investmen (FCI)}}{(\text{Profit} + \text{Despresiasi})} \\ \text{POT}_{\text{before taxes}} &= \frac{\text{Fixed Capital Investmen (FCI)}}{(\text{Profit before taxes} + \text{Despresiasi})} \\ &= 1,2 \text{ tahun} \\ \text{POT}_{\text{after taxes}} &= \frac{\text{Fixed Capital Investmen (FCI)}}{(\text{Profit after taxes} + \text{Despresiasi})} \\ &= 1,4 \text{ tahun} \end{aligned}$$

6.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas, dengan besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40%

hingga 60%. Untuk menghitung nilai BEP, dapat menggunakan persamaan berikut :

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum 123

Va : *Annual Variable Value* pada produksi minimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi minimum

Tabel 6.16 *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depreciation	369.885,00	14.386.592.000,00
2	Property Taxes	-	20.629.000,00
3	Insurance	370,00	14.387.000,00
Total		370.255,00	14.421.608.000,00

Total Fixed Manufacturing Cost (Rp) = 20.669.661.000,00

Tabel 6.17 *Variable Manufacturing Cost (Va)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)
1	Raw Materi	46.840.188.000,00
2	Packaging	3.500.000.000,00
3	Utilities	11.326.734.000,00
4	Shipping	2.400.000.000,00
5	Royalties and Patents	17.500.000,00
Total Variable Cost (Va)		64.084.422.000,00

Tabel 6.18 *Regulated Manufacturing Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Buruh	-	9.864.000.000,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	-	1.972.800.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	-	9.864.000.000,00
4	Supervisi	-	1.479.600.000,00
5	Laboratorium	-	1.972.800.000,00
6	<i>General Expenses</i>	1.177,00	5.567.676.000,00
7	Pemeliharaan alat	258.920,00	10.070.615.000,00
8	Persediaan alat	38.838,00	1.510.592.000,00
Total		298.935,00	42.302.083.000,00

Total *Regulated Manufacturing Cost* (Rp) = 47.346.611.000,00
Berdasarkan perhitungan, didapatkan BEP sebesar 44,84%

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup (Peters & Timmerhau, 2003). Nilai SDP menjadi suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi pada suatu pabrik. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Untuk menghitung SDP dapat menggunakan persamaan berikut :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\% \\ &= 18\% \end{aligned}$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah *interest rate* yang diperoleh saat seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCF (i) dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysis* dan *Future Value Analysis* (Peter & Timmerhaus. 2003).

Present Value Analysis :

$$(FC + WC) = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \frac{C}{(1+i)^n} + \frac{WC}{(1+i)^n} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

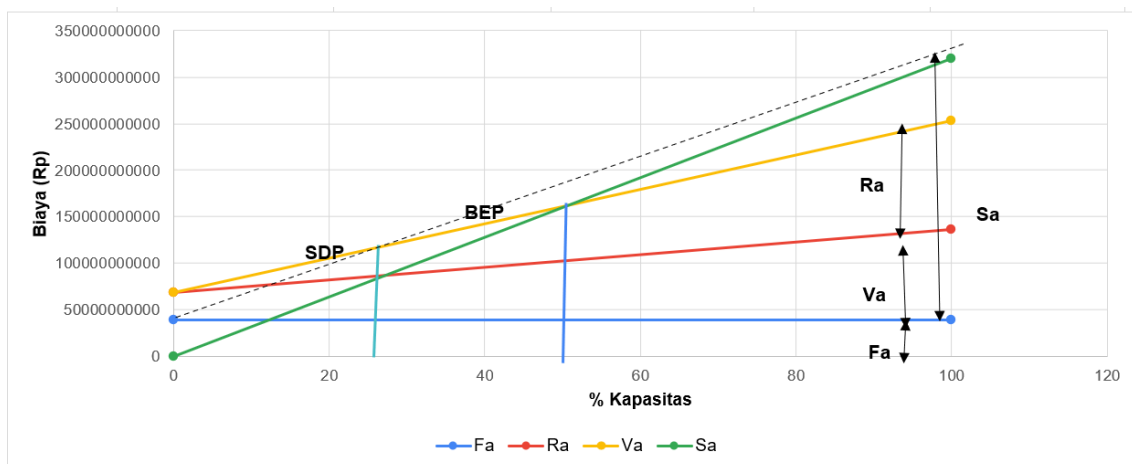
Future Value Analysis :

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

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error*,

$$\begin{aligned} R &= S \\ \text{Rp } 1.302.015.064.316 &= \text{Rp } 1.302.015.064.316 \\ R - S &= 0 \end{aligned}$$

Dari trial and error diperoleh harga $I = 0,127$, sehingga $DCFR = 12,7\%$



Gambar 6.2 Analisa Kelayakan

6.5 Analisa Resiko Pabrik

Dalam mendirikan sebuah pabrik, perlu dilakukan penilaian terhadap tingkat risiko yang dimiliki oleh pabrik tersebut, apakah termasuk dalam kategori risiko rendah (*low risk*) atau risiko tinggi (*high risk*). Beberapa parameter harus dianalisis untuk menentukan tingkat risiko pada pabrik Asam Benzoat yang akan dibangun. Parameter-parameter yang dipertimbangkan antara lain:

Tabel 6.19 Analisis Resiko Pabrik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 250 C		✓
		Tekanan maksimal yang digunakan 7 atm		✓
2	Bahan baku yang digunakan : Toluena	Toksisitas : pusing, sakit kepala, mual, pingsan, dan gangguan sistem saraf pusat jika terpapar dalam jumlah tinggi		✓
		Eksplosion Limits : Lower 1,1%, Upper 7,1%		✓
		Flamability : sangat mudah terbakar pada suhu rendah		✓
		Stabilitas : Toluena stabil dalam kondisi normal, dan dapat terbakar jika terpapar api atau panas.		✓
3	Produk yang Dihasilkan Asam Benzoat	Toksisitas : iritasi pada kulit dan mata	✓	✓
		Eksplosion Limits : -	✓	
		Flamability : -	✓	
		Stabilitas : Asam benzoat stabil dalam kondisi normal dan tidak mudah terurai.	✓	
	Benzaldehide	Toksisitas : iritasi pada kulit, mata, dan saluran pernapasan, serta gangguan saraf jika terpapar dalam jumlah besar		✓
		Eksplosion Limits : Lower 1,6%, Upper 8,1%		✓
		Flamability : Dapat membentuk konsentrasi debu yang mudah terbakar di udara		✓
		Stabilitas : Benzaldehide stabil dalam kondisi normal, tetapi dapat bereaksi dengan oksidator kuat dan basa		✓
4	Regulasi Pemerintah	Keputusan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 1405/MENKESK/II/2002 – Mengatur baku mutu udara luar, termasuk batas untuk toluena dan debu asam benzoat. Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi No. Kep-51/MEN/1999 – Mengatur batas ambang paparan pekerja (OEL) untuk toluena, debu, dan benzaldehide di tempat kerja. Baku Mutu Emisi atau Nilai Ambang Batas (NAB) untuk : CO ₂ = 9000 mg/m ³ Benzaldehide = 0,92 mg/m ³ Debu Asam Benzoat = 10 mg/m ³ Emisi yang dihasilkan oleh Rancangan Pabrik Astenilida CO ₂ = 65,8 mg/m ³		✓

		Benseldehyde = 2,74 mg/m ³ Debu AsamBenzoat = 12,75 mg/m ³		
5	Kebradaan Pabrik	Di Indonesia sendiri belum terdapat pabrik Asam Benzoat yang beroperasi.		✓

Tabel 6.20 Analisis Kelayakan Pabrik

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	21%	Menurut Aries dan Newton, pabrik dengan risiko tinggi dikatakan layak jika ROI sebelum pajak minimal sebesar 44%. Jadi dapat disimpulkan bahwa ROI pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
POT sebelum pajak	1,35 Tahun	Menurut Aries dan Newton, untuk pabrik dengan risiko tinggi, nilai POT maksimal adalah 2 tahun. Jadi, pabrik ini memiliki potensi balik modal yang cukup cepat, menjadikannya layak untuk didirikan.
BEP	45%	Menurut Aries dan Newton, pabrik dengan risiko tinggi memiliki BEP yang lebih tinggi, yaitu antara 40% hingga 60%. Nilai tersebut menunjukkan bahwa pabrik ini masih memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
SDP	18%	Diketahui, tingkat penjualan yang tinggi menunjukkan pabrik dapat menghasilkan keuntungan yang cukup signifikan meskipun dengan tingkat risiko yang lebih tinggi. Nilai SDP ini menunjukkan potensi pasar yang baik.
DCFR	12,65%	Diketahui, suku bunga bank yang berlaku adalah 5,5%. Berdasarkan perhitungan, diperoleh suku bunga bank minimum sebesar 12,65%, yang mencerminkan pengembalian yang layak untuk risiko yang lebih tinggi.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil pra-prancangan pabrik Asam Benzoat dari Toluena dengan proses oksidasi yang direncanakan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Pabrik Asam Benzoat dari Toluen dengan kapasitas 10.000 ton/tahun didirikan karena tingginya kebutuhan akan asam benzoate di berbagai sektor industri seperti makanan, farmasi, dan bahan kimia. Selama ini kebutuhan asam benzoate di Indonesia masih dipenuhi melalui impor, sehingga pendirian pabrik ini bertujuan untuk mengurangi ketergantungan impor dan meningkatkan kemandirian industry nasional.
2. Pabrik dirancang dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) dan akan berlokasi di Lengkong, Mojoanyar, Mojokerto, Jawa Timur, dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 117 orang dalam waktu operasional selama 330 hari per tahun,
3. Proses produksi menggunakan metode oksidasi toluene karena dinilai paling efisien dari segi konversi reaksi (98%), kemurnian produk, serta ketersediaan dan harga bahan baku.
4. Pabrik termasuk kategori high risk karena beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi serta menggunakan bahan kimia berbahaya.
5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi, diperoleh hasil sebagai berikut:

- a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 42.130.127.100,00 dan setelah pajak sebesar Rp 31.597.595.325,00.
- b. Return of Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 21% dan setelah pajak sebesar 16%.
- c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak selama 1,35 dan setelah pajak selama 1,55 tahun
- d. Break Event Point (BEP) sebesar 18%.
- e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 12,65% lebih tinggi dari syarat minimum yaitu 1,5 kali suku bunga bank.

Secara keseluruhan, pabrik Asam Benzoat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak untuk ditinjau lebih lanjut. Dengan perencanaan teknis yang matang, pengolaan risiko yang efektif, dan hasil analisis ekonomi yang menguntungkan, pabrik ini memiliki potensi untuk beroperasi secara berkelanjutan dan memberikan kontribusi positif bagi industry kimia di Indonesia. Meskipun menghadapi beberapa tantangan terkait dengan risiko tinggi dan emisi, strategi mitigasi risiko yang diterapkan akan memastikan operasional yang aman dan efisien. Oleh karena itu, pabrik ini layak untuk ditinjau ke tahap perancangan dan Pembangunan lebih lanjut.

7.2 Saran

Dalam merancang pabrik kimia, diperlukan pemahaman dan penerapan prinsip-prinsip teknis, ekonomis, keselamatan, dan lingkungan. Oleh karena itu, beberapa saran yang dapat diberikan adalah sebagai berikut:

- a. Pengembangan system otomatis dan control proses perlu diprioritaskan untuk meningkatkan kestaabilan operasi serta mengurangi potensi kesalahan manusia,

terutama karena proses produksi asam benzoate melibatkan suhu dan tekanan tinggi.

- b. Disarankan agar pabrik menggunakan sumber energi alternatif atau system efisiensi energi seperti pemanfaatan panas buang (waste heat recovery) guna menekan biaya operasional dan mendukung prinsip industri berkelanjutan.
- c. Peningkatan kualitas SDM melalui pelatihan berkelanjutan dan sertifikasi keselamatan kerja perlu dilakukan agar seluruh personel pabrik mampu bekerja sesuai standar operasional yang ditetapkan dan dapat merespons kondisi darurat dengan cepat dan tepat
- d. Produksi asam benzoat diharapkan tidak hanya mencukupi kebutuhan domestic, tetapi juga dapat bersaing di pasar ekspor sebagai komoditas unggulan industri kimia nasional.

DAFTAR PUSTAKA

- Pabrik Asam Benzoat di Indonesia. (2025). Industrial Insights on Chemical Manufacturing. Indonesia *Chemical Manufacturers Association* (ICMA).
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process equipment design*. New York: McGraw-Hill.
- Buthod, P., & Megyesy, E. F. (1997). *Pressure vessel handbook* (10th ed.). Pressure Vessel Publishing, Inc.
- Coker, A. K. (2007). *Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants, volume 1* (4th ed.). Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Coker, A. K. (2010). *Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants, volume 2* (4th ed.). Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1999). *Chemical engineering, volume 1: Fluid flow, heat transfer and mass transfer* (6th ed.). Butterworth-Heinemann.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (1999). *Chemical engineering design, volume 6* (3rd ed.). Butterworth-Heinemann, an imprint of Elsevier Science.
- Kern, D. Q. (1983). *Process heat transfer: International student edition*. McGraw-Hill International Book Company.
- Krik, R., & Othmer, D. F. (1991). *Encyclopedia of Chemical Technology*. John Wiley & Sons.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit operations of chemical engineering* (5th ed.). McGraw-Hill, Inc.

MSDS (Material Safety Data Sheet). Toluene. Retrieved from [MSDS database].

Powell, S. T. (1954). *Water conditioning for industry* (1st ed.). McGraw-Hill Book Company.

Perry, R. H., & Green, D. W. (Eds.). (Seventh edition). *Perry's chemical engineers' handbook*. McGraw-Hill.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.

PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia. (2025). Annual Report on Toluene Production and Supply. PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia.

Sinnott, R. K. (2005). *Chemical engineering design, volume 6* (4th ed.). Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (2018). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (8th ed.). McGraw-Hill Education.

Speight, J. G. 2019. *Handbook of petrochemical processes*. Taylor and Francis Group.

Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design*. Butterworth-Heinemann is an imprint of Elsevier.

Towler, G., & Sinnott, R. (2018). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design*. Butterworth-Heinemann is an imprint of Elsevier.

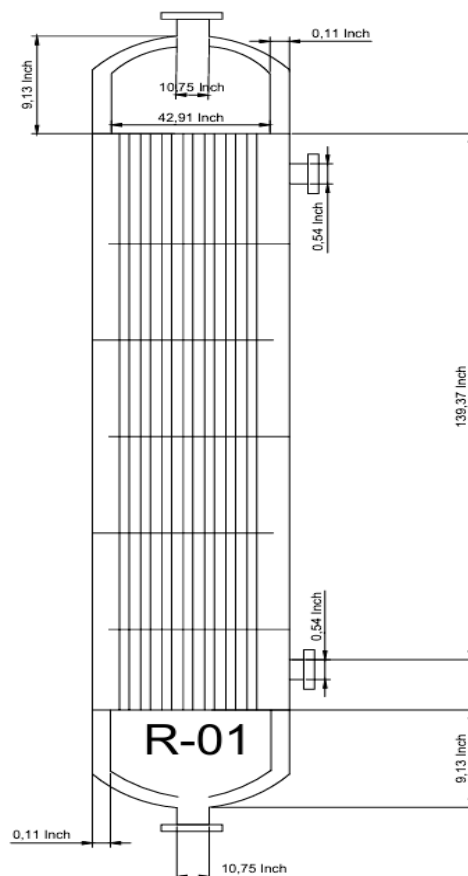
- Traybal, R. E. (1981). *Mass transfer operations* (ed. 3). McGraw-Hill Book Company.
- Vicente, B., Nori, M., & Fogler, H. S. (2006). *Elements of chemical reaction engineering* (4th ed.). Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical
- Vilbrandt, F. C. (1942). *Chemical engineering plant design* (2nd ed., 8th impression). McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Yaws, C. L. (Tahun terbit). *Chemical properties handbook: Physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health-related properties for organic and inorganic chemicals*.

LAMPIRAN

Lampiran A

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi toluena menjadi asam benzoat
Jenis	: <i>Fixed bed multitube</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA 285 grade A</i>
Kondisi Operasi	: Suhu = 250 C
	: Tekanan = 7 atm
	: Konversi = 98 %
	: Reaksi = Eksotermis
Gambar Reaktor	:



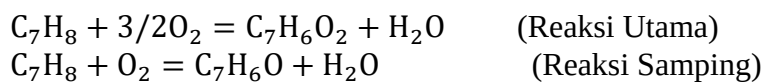
A. Menentukan Jenis Reaktor

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

1. Reaktan berada dalam fase gas, sedangkan katalis berbentuk padat.
2. Reaksi yang sangat eksotermis membutuhkan luas perpindahan panas yang besar untuk memastikan kontak yang optimal dengan pendingin.
3. Tidak diperlukan proses pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
4. Katalis memiliki umur pakai yang panjang, yaitu sekitar 12-15 bulan.
5. Hanya membutuhkan sedikit perlengkapan tambahan.
6. Konstruksi reaktor fixed bed multi tube lebih sederhana dibandingkan reaktor fluidized bed, sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif lebih rendah.
7. Pengendalian suhu lebih mudah dilakukan karena menggunakan desain tipe *shell and tube*.

B. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Overall

Reaksi yang terjadi didalam reaktor :



$$-r_A = k_0 \exp \left[\frac{-E_0}{RT} \right] \frac{F_{A0}(1-X)}{F_{T0}} P$$

Keterangan:

$(-r_A)$	: Laju reaksi, kmol/(m ³ cat.jam.atm)
k_0	: 14,36 s ⁻¹ MPa ⁻¹
E_0	: 40.2 Kj/kmol

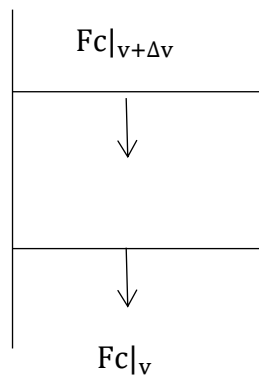
T	: Suhu, K
P_{toluen}	: Tekanan parsial, toluena, atm
R	: Konstanta gas ideal = 0,08206 atm.m ³ /kmol.K

C. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

1. Neraca massa gas pada elemen volume setebal Δv pada kondisi *steady* :

a. Neraca massa untuk Asam Benzoat dalam elemen volume Δv

Kecepatan massa $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$ masuk – kecepatan massa $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$ keluar + $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$ yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi



Keterangan :

F_c : Kecepatan mol $\text{C}_6\text{H}_5\text{COOH}$, [kmol/s]

r_c : Kecepatan mol $\text{C}_3\text{H}_4\text{O}$ yang terbentuk dalam

I_d : diameter dalam pipa [m]

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} + (-r_{c1})\Delta v = 0$$

$$F_c|_v - F_c|_{v+\Delta v} = -(-r_{c1})\Delta v$$

$$-dF_c/dv = -(-r_{c1})$$

$$v = \pi \cdot I_d^2 / 4 \cdot z$$

$$dF_c = F_{a0} x_1$$

Toluen masuk reaktor [kmol/s]

X_1 : Konversi reaksi C_7H_8 menjadi C_6H_5COOH

Substitusi ke persamaan diatas, diperoleh :

$$dx_1/dz = -r_1(\pi Id^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots(1)$$

b. Neraca massa untuk Benzaldehid dalam volume Δv

Kecepatan massa C_6H_5CHO masuk – kecepatan massa C_6H_5CHO

keluar + C_6H_5CHO yang terbentuk dalam sistem = Akumulasi

$$Fc|_v - Fc|_{v+\Delta v} + (-rc_2)\Delta v = 0$$

$$Fc|_v - Fc|_{v+\Delta v} = -(-rc_2)\Delta v$$

$$-dFc/dv = -(-rc_2)$$

$$v = \pi. Id^2/4. z$$

$$dFc = Fa_0 x_2$$

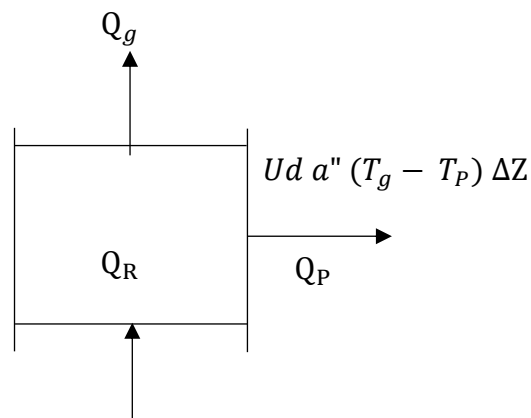
Toluen masuk reaktor [kmol/s]

X_2 : Konversi reaksi C_7H_8 menjadi C_6H_5CHO

Substitusi ke persamaan diatas, diperoleh :

$$dx_2/dz = -r_2(\pi Id^2/4)/Fa_0 \dots\dots\dots(2)$$

2. Neraca Panas pada elemen volume (sisi tube) setebal ΔZ pada kondisi *steady*



Keterangan :

Ud : Koefisien transfer panas [kJ / m² s K]

a" : Luas permukaan luar tabung [m² /m]

Tg : Suhu reaktor [K]

Tp : Suhu pendingin [K]

Qg : Panas yang dibawa oleh bahan [kJ/s]

QR = panas reaksi

QP = panas yang dibuang, ada pendinginan

Heat of input – Heat of output + Heat of generation – Heat transfer = Acc

$$Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z} + Qr - Qpp = 0$$

$$Qr = (-r_a) \cdot \Delta h_{ra} (\pi \cdot Id^2 / 4) \cdot \Delta z$$

(-rc) = Kecepatan reaksi C₇H₈ menjadi C₆H₅COOH monomer [kmol/ kgcat.s]

Δhrc = Enthalpy reaksi ke 1 [kJ /kmol]

Diambil limit Δz → 0, diperoleh:

$$\begin{aligned} \lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{Qg|_z - Qg|_{z+\Delta z}}{\Delta z} \\ = -[(-r_1) \Delta h_{r1} - (r_2) \Delta h_{r2}] \pi Id^2 / 4 + (\pi Od)(Tg - Tp) \\ -dQg/dz = -[(-r_1) \Delta h_{r1} - (r_2) \Delta h_{r2}] (\pi Id^2 / 4) - Ud (\pi Od)(Tg \\ - Tp) \end{aligned}$$

$$Qg = \sum f_{gi} c_{pgi} (Tg - T_{reff})$$

c_{pg} : Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol . K]

T_g : suhu gas [K]

T_{ref} : Suhu referensi [K]

$$\frac{dQ_g}{dz} = \sum f_{gi} c_{pgi} \frac{dT_g}{dz} + (T_g - T_{ref}) \frac{d \sum F_{gi} c_{pg}}{dz}$$

Bila $\sum F_{gi} c_{pgi}$ dianggap tetap , maka persamaan neraca panas

$$dT_g/dz = \frac{[(-r_1) \Delta h_{r1} - (r_2) \Delta h_{r2}] \pi l d^2 / 4 - (\pi O d)(T_g - T_p)}{f_i c_{pi}} \dots\dots\dots(3)$$

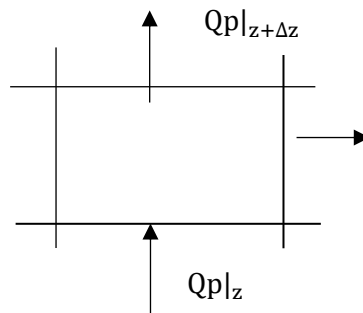
Senyawa	Input (kg/jam)
Nitrogen	6730,402
Oksigen	2044,679
Water	119,881
Toluen	979,742
Benzaldehid	0,000
Asam Benzoat	0,000
Total	9874,705

Senyawa	Output (kg/jam)
Nitrogen	6730,402
Oksigen	1540,043
Water	309,654
Toluen	9,793
Benzaldehid	9,433
Asam Benzoat	1275,380
Total	9874,705

3. Neraca panas untuk media pendingin pada elemen volume (sisi *shell*) setebal

Δv pada kondisi *steady*

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem



Keterangan :

cpp : kapasitas panas media pendingin [kJ/kg K]

fmassp : kecepatan massa media pendingin [kg/s]

Od : Diameter luar pipa [m]

Qp : Panas yang dibawa oleh pendingin [kJ/s]

Tg : Suhu gas [K]

Tp : Suhu pendingin [K]

Treff : Suhu referensi [K]

Ud : Koefisien perpindahan kalor [kJ/ m²sK]

Neraca panas :

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar + perpindahan kalor dalam sistem = akumulasi

pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z} + U_d \pi O_d n_{\text{pipa}} (T_g - T_p) \Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z} \frac{Q_p|_z - Q_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \pi O_d n_{\text{pipa}} (T_g - T_p)$$

$$-\frac{dQ_p}{dz} = -U_d \pi O_d n_{\text{pipa}} (T_g - T_p)$$

$$Q_p = f_{\text{massp}} c_{\text{pp}} (T_p - T_{\text{reff}})$$

$$\frac{d f_{\text{massp}} c_{\text{pp}} (T_p - T_{\text{reff}})}{dz} = U_d \pi O_d n_{\text{pipa}} (T_g - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \pi O_d n_{\text{pipa}} (T_g - T_p)}{f_{\text{massp}} c_{\text{pp}}} \dots\dots\dots (4)$$

Persamaan penurunan tekanan dihitung dengan persamaan Tallmagade

(Bird, R.B., "Transport Phenomena", ed 2, halaman 191

$$\frac{dP}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\varepsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G p^2}{\rho D p} \dots\dots\dots (5)$$

Dengan hubungan :

D_p : Diameter katalis [m]

G_p : Flux massa [kg/m²s]

Re_p : Bilangan Reynold

P_t : Tekanan [Pa]

ϵ : Porositas katalis

P : Rapat massa gas [kg/m³]

Dari permodelan matematis diatas diperoleh persamaan persmaan :

$$dx_1/dz = -r_1(\pi Id^2/4)/ FaO \dots\dots\dots (1)$$

$$dx_2/dz = -r_2(\pi Id^2/4)/ FaO \dots\dots\dots (2)$$

$$\frac{dT_g}{dz} = \frac{[(-r_1) \Delta hr_1 + (-r_2) \Delta hr_2] \pi Id^2/4 - \pi Od (T_g - T_p)}{\sum f_i c_{pgi}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \pi Od n_{pipa} (T_g - T_p)}{f_{massp} c_{pp}}$$

$$\frac{dP_t}{dz} = \left[150 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right) + 4.2 \left(\frac{1-\epsilon}{Re_p} \right)^{1/6} \right] \left(\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right) \frac{G_p^2}{\rho D_p}$$

Merupakan persamaan differensial biasa order 1 yang dapat diselesaikan secara simultan.

4. Pressure Drop

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (*Fixed bed*) digunakan persamaan Ergun 11.6 (Fogler chapter 11 hal 492 “*Chemical Reaktor Design For Process*”).)

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G_t}{\rho_g \cdot g \cdot D_p} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[\frac{150 (1-\epsilon) \mu}{D_p} + 1,75 \cdot G_t \right] \quad (4)$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

P = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, $\text{gr}/\text{cm jam}$

D. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan dalam reaktor adalah jenis *Cobalt Mangan* (Co-Mn), dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Wujud : padat
- Bentuk : *sphere*
- Diameter : 0,31 in
- *Bulk Density* (ρ_b) : 1,5 g/m^3
- *Porosity* (ε) : 0,6

E. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 155-255 °C.

Komposisi Dowtherm A : -73,5 % *Diphenyl Oxyde*
-26,5 % *Diphenyl*

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari *Hydrocarbon Processing*.

C_p = $0.1152 + 0.0003402 T$.cal/gr.K

P = $1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T$.g/cm³

μ = $35.5898 - 6.04212 T$ (g/cm.J)

$$k = 1.512 - 0.0010387 T.\text{cal/g.cm.K}$$

F. Data-data Fisis Bahan

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan sepanjang increment panjang reaktor. Untuk menghitung perubahan ini, digunakan persamaan:

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$\text{BM campuran} = \Sigma(\text{BM}_i \cdot y_i)$$

BM_i : Berat molekul komponen i, kg/mol

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel 2 Data Berat Molekul Tiap Komponen

Komponen	BM
Nitrogen	28
Oksigen	32
Water	18
Toluen	92
Benzaldehid	106
Asam Benzoat	122

(Yaws,1999)

2. Menghitung Kapasitas Panas (C_p)

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

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

$$C_p \text{ campuran} = \Sigma(C_{pi} \cdot y_i)$$

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

T = temperatur, K

C_{pi} = kapasitas panas komponen i, kJ/kmol K

y_i = fraksi mol komponen

Tabel 3 Data Konstanta Kapasitas Panas Gas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Nitrogen	29,342	$-3,54 \times 10^{-3}$	$1,01 \times 10^{-5}$	$-4,31 \times 10^{-9}$	$2,59 \times 10^{-13}$
Oksigen	29,526	$-8,90 \times 10^{-3}$	$3,81 \times 10^{-5}$	$-3,26 \times 10^{-8}$	$8,86 \times 10^{-12}$
Water	33,933	$-8,42 \times 10^{-3}$	$2,99 \times 10^{-5}$	$-1,78 \times 10^{-8}$	$3,69 \times 10^{-12}$
Toluen	-24,097	$5,22 \times 10^{-1}$	$-2,98 \times 10^{-4}$	$6,12 \times 10^{-8}$	$1,26 \times 10^{-12}$
Benzeldehyd	-0,89	$4,48 \times 10^{-1}$	$-1,86 \times 10^{-4}$	$-3,62 \times 10^{-8}$	$3,11 \times 10^{-11}$
Asam Benzoat	16,158	$2,82 \times 10^{-3}$	$1,78 \times 10^{-4}$	$-3,22 \times 10^{-7}$	$1,08 \times 10^{-10}$

(Yaws, 1999)

3. Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan yaws (1999), yaitu:

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

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (x_i/\mu_i)}$$

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

T : Temperatur, K

 μ_i : Viskositas komponen i, micropoise x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 4 Data Viskositas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Nitrogen	42,606	0,475	$-9,88 \times 10^{-5}$
Oksigen	44,224	0,562	$-1,13 \times 10^{-4}$
Water	-36,826	0,429	$-3,28 \times 10^{-5}$
Toluen	1,787	2356,600	$-9,35 \times 10^{-6}$
Benzeldehyd	-4,551	0,245	$-2,85 \times 10^{-5}$
Asam Benzoat	-3,930	0,237	$-2,42 \times 10^{-5}$

(Yaws, 1999)

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di Yaws (1999), yaitu :

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

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

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

T : temperatur, K

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

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel 5 Data Konduktivitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Nitrogen	$3,09 \times 10^{-3}$	$7,59 \times 10^{-5}$	$-1,10 \times 10^{-8}$
Oksigen	$1,21 \times 10^{-3}$	$8,62 \times 10^{-5}$	$-1,33 \times 10^{-8}$
Water	$5,30 \times 10^{-4}$	$4,71 \times 10^{-5}$	$4,96 \times 10^{-8}$
Toluen	$-7,76 \times 10^{-3}$	$4,49 \times 10^{-5}$	$6,45 \times 10^{-8}$
Benzaldehid	$-1,41 \times 10^{-2}$	$6,56 \times 10^{-5}$	$1,29 \times 10^{-9}$
Asam Benzoat	$-8,24 \times 10^{-3}$	$4,50 \times 10^{-5}$	$1,51 \times 10^{-9}$

(Yaws, 1999)

G. Dimensi Reaktor

1. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Diameter pipa reaktor dipilih agar perpindahan panas dapat berlangsung secara optimal. Karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, aliran gas dalam pipa dirancang berada dalam kondisi turbulen untuk meningkatkan koefisien perpindahan panas. Pengaruh rasio antara diameter partikel katalisator (D_p) terhadap diameter pipa (D_t) terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang terisi butiran katalis (h_w) dibandingkan dengan pipa kosong (h) telah diteliti oleh Colburn (Smith, halaman 571), dengan hubungan yang dinyatakan sebagai:

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

(Smith, *Chem Kinetik Eng*, P.571)

Dipilih Dp/Dt = 0,15

Dimana :

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien transfer panas pada pipa kosong

Dp = rasio diameter katalis

Dt = diameter pipa

Sehingga :

$$Dp/Dt = 0,15$$

$$Dp = 0,3 \text{ in}$$

$$Dt = 0,3 / 0,15 = 2$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 *Keren* dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Nominal pipe size (NPS) = 2 in
- Diameter dalam *tube* (IDt) = 2,067 in
- Diameter luar *tube* (ODT) = 2,375 in
- Panjang pipa (L) = 3,547 m
- *Flow area* per pipa (a't) = 3,35 in²
- Susunan tube = *triangular pitch*

$$P_T(\text{Pitch}) : 1,25 \cdot ODT \quad (\text{Kern,1965})$$

$$C(\text{Clearance}) : P_T - ODT \quad (\text{Kern,1965})$$

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

- a. Turbulensi yang terjadi pada susunan tube berbentuk segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi. Hal ini disebabkan oleh pola aliran fluida di antara pipa-pipa yang berdekatan. Pada susunan segitiga sama sisi, fluida yang mengalir langsung menumbuk pipa-pipa yang terletak di deretan berikutnya, sehingga menciptakan turbulensi yang lebih intens.
- b. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan tube dengan konfigurasi segitiga diketahui 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* dengan susunan persegi. Hal ini terjadi karena aliran fluida pada susunan segitiga menciptakan turbulensi yang lebih besar, meningkatkan efektivitas perpindahan panas.

2. Menghitung Jumlah Tube

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_{\text{pipa}} = \frac{ID \times F_{\text{masstotal}}}{\mu \times \alpha' \times Re}$$

$$N_t = 128$$

3. Menentukan Dimensi Shell

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

$$ID_s = 1,09 \text{ m}$$

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

$$= 0,218$$

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

$$= 0,0429 \text{ m}$$

$$a_s = \frac{IDS \cdot C \cdot B}{P_T}$$

$$= 207,629 \text{ m}^2$$

H. Menentukan Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan (Wp)

$$W_p : 100.000 \text{ kg/jam}$$

Wp ditentukan dengan caratrial-error supaya $\Delta T_p \geq 240 \text{ }^\circ\text{C}$

I. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di *Shell* dan *Tube*

Bilangan Reynold di *Shell* (Res)

$$G_s = \frac{W_p}{a_s}$$

$$= 2090071,240 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu_p}$$

$$= 10567467,110$$

Re_s : bilangan Reynold *shell*

Wp : laju alir massa pendingin, kg/jam

μ_p : viskositas pendingin, kg/m.jam

Bilangan Reynold di *Tube* (Re_t)

$$G_t = \frac{W_t}{A_t}$$

$$= 48064,702 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

W_t diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

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

$$= 26543218,296$$

Re_t : bilangan Reynold *tube*
 D_p : diameter partikel kataliss, m
 W_t : laju alir masa gas total, kg/jam
 μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m/jam

J. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = jH \left(\frac{kp}{Des} \right) \left(\frac{cpp \cdot \mu p}{kp} \right)^{1/3} \quad (Kern, 1965)$$

$$h_o = 3,206 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Tube side

$$h_i = \left(\frac{k_{camp}}{IDT} \right) \left(\frac{Cp_{camp} \cdot \mu_{camp}}{k_{camp}} \right)^{1/3} \quad (Kern, 1965)$$

$$h_i = 2,027 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT} \quad (Kern, 1965)$$

$$h_{io} = 2,027 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (Kern, 1965)$$

$$U_C = 1,136 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$U_D = \frac{U_C}{1 + R_D \cdot U_C} \quad (Kern, 1965)$$

$$U_D = 0,709 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

ks : konduktivitas panas pendingin, $\text{W/m}^2 \cdot \text{Jam} \cdot ^\circ\text{C}$

C_{pp} : kapasitas panas pendingin. $\text{W/lb} \cdot ^\circ\text{C}$

h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_C : koefisien perpindahan panas overall saat bersih, $\text{W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

U_D : koefisien perpindahan panas overall saat kotor, $W/m^2 \cdot ^\circ C$

R_D : *Dirt factor* : $0,0015 \text{ jam.ft}^2 \cdot F/Btu$

Keempat persamaan diferensial diselesaikan secara simulatan menggunakan metode *Euler*. Perhitungan reaktor *fixed bed multitube* ini diselesaikan dengan menggunakan bantuan Ms. Excel.

Tabel 6 Hasil Perhitungan Bed Metode *Euler*

Z(m)	X ₁	X ₂	T (K)	T _p (K)	P (atm)
0,000	0,000	0,000	250,000	240,000	7,000
0,100	0,163	0,001	248,993	240,054	7,000
0,200	0,294	0,002	247,988	240,104	7,000
0,300	0,399	0,003	247,022	240,150	7,000
0,400	0,486	0,004	246,118	240,192	7,000
0,500	0,557	0,005	245,291	240,229	7,000
0,600	0,617	0,005	244,547	240,262	7,000
0,700	0,668	0,005	243,888	240,291	7,000
0,800	0,710	0,006	243,312	240,316	7,000
0,900	0,747	0,006	242,816	240,337	7,000
1,000	0,778	0,006	242,391	240,356	7,000
1,100	0,805	0,007	242,033	240,371	7,000
1,200	0,828	0,007	241,733	240,385	7,000
1,300	0,848	0,007	241,485	240,395	7,000
1,400	0,866	0,007	241,280	240,405	7,000
1,500	0,881	0,007	241,113	240,412	7,000
1,600	0,895	0,008	240,977	240,418	7,000

1,700	0,906	0,008	240,869	240,423	7,000
1,800	0,916	0,008	240,781	240,428	7,000
1,900	0,925	0,008	240,712	240,431	7,000
2,000	0,933	0,008	240,657	240,434	7,000
2,100	0,940	0,008	240,613	240,436	7,000
2,200	0,946	0,008	240,579	240,438	7,000
2,300	0,952	0,008	240,552	240,439	7,000
2,400	0,956	0,008	240,531	240,441	7,000
2,500	0,960	0,008	240,515	240,442	7,000
2,600	0,964	0,008	240,502	240,442	7,000
2,700	0,967	0,008	240,491	240,443	7,000
2,800	0,970	0,008	240,483	240,444	7,000
2,900	0,973	0,008	240,477	240,444	7,000
3,000	0,975	0,008	240,472	240,445	7,000
3,100	0,977	0,008	240,467	240,445	7,000
3,200	0,979	0,008	240,464	240,445	7,000
3,300	0,980	0,008	240,461	240,445	7,000
3,400	0,981	0,008	240,459	240,446	7,000
3,420	0,982	0,008	240,459	240,446	7,000

Dari hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{Pada saat } Z &= H & &= 3,42 \\
 \text{Maka : } X_1 & & &= 0,982 \\
 X_2 & & &= 0,008 \\
 T & & &= 240,459 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 T_{p_{in}} & & &= 240 \text{ }^{\circ}\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tumpukan katalis} = 3,42 \text{ m}$$

K. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned} W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot H \cdot \rho_b \cdot N_T \\ &= 48,514 \text{ kg} \end{aligned}$$

L. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned} T &= \frac{H \cdot A_T}{W_T / \rho_{camp}} \cdot 3600 \\ &= 1,293 \text{ detik} \end{aligned}$$

- t : waktu tinggal, detik
- R : konstanta gas ideal
- P : tekanan gas saat Z = H, atm
- T : temperatur gas saat Z = H, K

M. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{Px_r}{fXE - 0.6P} + C \quad (\text{Brownel, 1959})$$

$$ts = 0,179 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standar = 3/16 in

- ts : tebal *shell* minimum, in
- P : *design pressure*, psig
- r_i : jari-jari dalam *shell* (0,5 · ID_s), IN
- f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 *Brownell*), psig
- ε : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 *Brownell*)
- C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *carbon steel SA 285 grade A*, dengan spesifikasi:

$$f = 11250 \text{ Psi}$$

$$\varepsilon = 90\% \text{ (single-welded)}$$

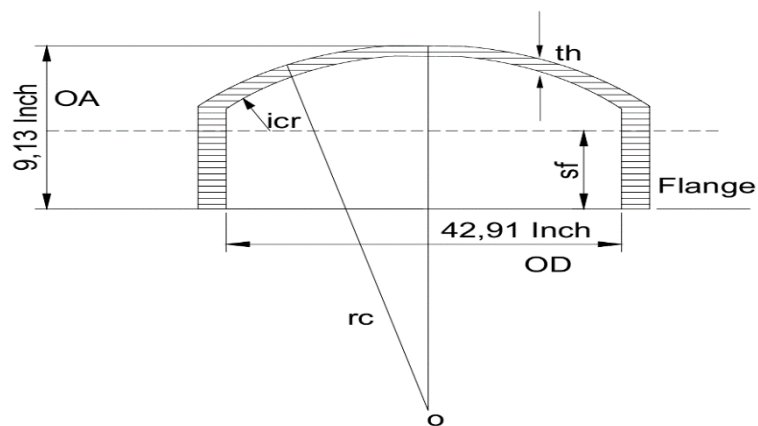
$$C = 0,126 \text{ in}$$

$$OD_s = ID_s + 2t_s$$

$$OD_s = 43,417 \text{ in} = 1,102 \text{ m}$$

N. Menghitung Tinggi dan Tebal Head

Material yang digunakan untuk head adalah carbon steel SA 285 grade A, dengan bentuk Elliptical dished heads/Elipsoidal. Bentuk ini dipilih karena sesuai untuk aplikasi dengan tekanan lebih dari 200 psi (McGraw-Hill, 2008).



Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P ID_s}{4 \cdot f \cdot E - 0,4 \cdot P} + C$$

$$th = \text{tebal head, in}$$

$$= 0,11 \text{ in}$$

Digunakan th standar = 3/16

Berdasarkan *tabel 5.8 Brownell*, didapatkan $sf = 1 \frac{1}{2} - 2$ (diambil $1 \frac{1}{2}$)

Tinggi head (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut :

$$a = \frac{IDS}{2} = 21,456 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 18,456 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 39,913 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 35,389 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 7,523 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 9,134 \text{ in} = 0,23 \text{ m}$$

O. Menghitung Tinggi Reaktor Total (Hr) dan Volume Reaktor

1. Menghitung Tinngi Reaktor Total

$$\text{Tinggi reaktor (H)} = 3,547 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Total (Hr)} = \text{Tinggi katalis} + 2 \times \text{Tinggi Ballast} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$\text{Tinggi ballast} = 2,5 \text{ in (Rasw, H.F., "Chemical Reaktor Desing" (1977, John Willey))}$$

$$\text{Tinggi Total} = 4,011 \text{ m}$$

2. Menghitung Volume Reaktor

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times IDS^3 \dots\dots (\text{Eq 5.11, P.88, Brownell, 1959})$$

$$= 3,872 \text{ in}^3$$

$$= 0,000063 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = nt \times \frac{IDS^2}{4} \times 2$$

$$= 76,552 \text{ m}^3$$

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

$$= 84,296 \text{ m}^3$$

P. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan Pipa

Pendingin

1. Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Flowrate gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = 2,743 \text{ Kg/s}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 5,322$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \text{ (Coulson, pers. 5.14)}$$

$$= 269,438 \text{ mm}$$

$$= 10,607 \text{ in}$$

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

$$\text{OD} = 10,750$$

$$\text{ID} = 10,020$$

$$\text{Sch} = 40$$

2. Diameter pipa pengeluaran gas

$$\text{Flowrate gas keluar reaktor} = \frac{W_T}{\rho} = 2,742 \text{ Kg/s}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 5,428$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \text{ (Coulson, pers. 5.14)}$$

$$= 246,46 \text{ mm}$$

$$= 9,703 \text{ in}$$

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

$$OD = 10,750$$

$$ID = 10,020$$

$$Sch = 40$$

3. Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin

Pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin direncanakan memiliki ukuran yang sama, karena debit aliran dan densitas fluida pendingin dianggap tetap selama operasi.

$$Flowrate \text{ pendingin masuk} = \frac{W_P}{\rho_p} = 0,0077 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 4,554$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 293G^{0,53} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson, pers. 5.14})$$

$$= 12,693 \text{ mm}$$

$$= 0,499 \text{ in}$$

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

$$OD = 0,540$$

$$ID = 0,0639$$

$$Sch = 40$$

Q. Menentukan Tebal Isolator

Asumsi :

1. Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak
2. Suhu permukaan dinding dalam selongsong = suhu media pendingin
3. Suhu udara, $T_u = 303,15 \text{ K}$
4. Dirancang : Suhu dinding luar isolator, $T_i = 313,15 \text{ K}$

5. Bahan isolator : Dipilih Glass fiber

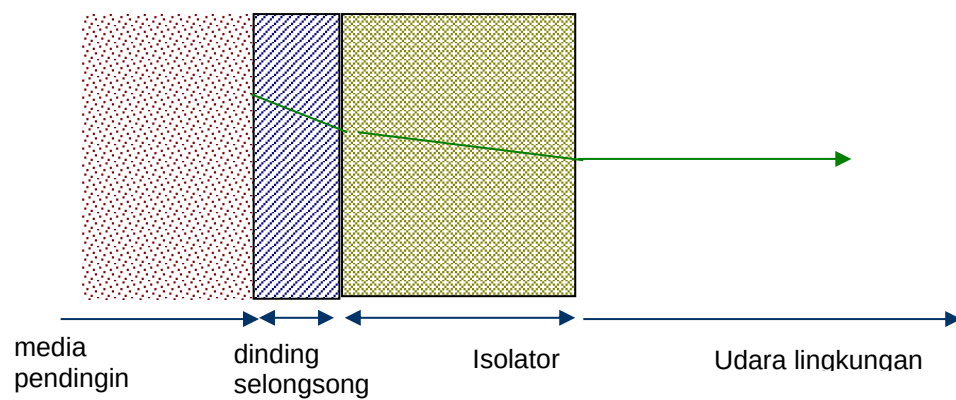
Pilihan bahan isolator didasarkan :

- Suhu operasi
- Konduktivitas thermal yang kecil

$$k_{th} = 0,043 \text{ W/mK}$$

$$\text{Konduktivitas thermal baja, } k_{ths} = 80,2 \text{ W/mK}$$

Cengel,J., Heat Transfer, (2001), Mc Graw Hill, New York



Keterangan :

x_s : Tebal dinding selongsong (m)

x_i : Tebal dinding isolator (m)

T_p : Suhu media pendingin (K)

$T_{s'}$: Suhu permukaan luar selongsong (K)

t_i : Suhu dinding luar isolator (K)

t_u : Suhu udara lingkungan (K)

h_c : koefisiensi perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [$\text{kJ/m}^2\text{sK}$]

t_i = Suhu isolator dalam F = 104 F

t_u = Suhu udara lingkungan F = 95 F

$$h_c = 0,00294 \text{ [kJ/m}^2\text{sK]}$$

$$x_s = \text{tebal dinding selongsong} = 0,0255 \text{ m}$$

$$k_{ths} = \text{konduktivitas thermal baja} = 0,0802 \text{ kJ/ms K}$$

$$k_{thi} = \text{konduktivitas thermal isolator} = 0,000043 \text{ kJ/m}$$

$$Q_c = 0,0294 \text{ [kJ/m}^2\text{sK]}$$

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong, mengikuti persamaan :

$$q = k_{ths} \frac{T_p - t_{s''}}{x_s} \dots\dots\dots (a)$$

k_{ths} : konduktitas thermal baja [kJ/ms K]

2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator ke dinding luar isolator, mengikuti persamaan :

$$q = k_{thi} \frac{t_{s''} - t_i}{x_i} \dots\dots\dots (b)$$

k_{thi} : konduktitas thermal isolator [kJ/ms K]

3. Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan, mengikuti persamaan :

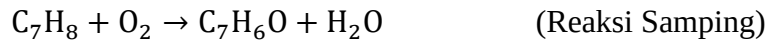
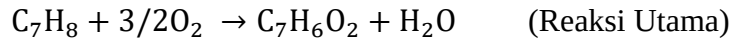
$$q_c = h_c (t_i - t_u) \dots\dots\dots (c)$$

Kemudian persamaan a,b, dan c ditrial menggunakan excel dan didapat :

Tebal isolator $X_i = 2,38 \times 10^{-7} \text{ m}$

Dipilih tebal pipa isolator standar = 3/16 in

R. Perhitungan ΔH_R reaksi



$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 250 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 487 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 298 \text{ K}$$

Formula	A	B	C	D	E
Nitrogen	2,93,E+01	-3,54,E-03	1,01,E-05	-4,31,E-09	2,59,E-13
Oksigen	2,95,E+01	-8,90,E-03	3,81,E-05	-3,26,E-08	8,86,E-12
Water	3,39,E+01	-8,42,E-03	2,99,E-05	-1,78,E-08	3,69,E-12
Toluen	-2,41,E+01	5,22,E-01	-2,98,E-04	6,12,E-08	1,26,E-12
Benzaldehid	-8,90,E-01	4,48,E-01	-1,86,E-04	-3,62,E-08	3,11,E-11
Asam Benzoat	1,62,E+01	2,82,E-01	1,78,E-04	-3,22,E-07	1,08,E-10

$$\Delta H_R = \Delta H_1 + \Delta H_R^\circ - \Delta H_2$$

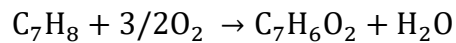
$$\Delta H_R^\circ = \Delta H_{fC} + \Delta H_{fD} - \Delta H_{fB} - \Delta H_{fA}$$

$$\Delta H_1 = \int_{T_1}^{T_{ref}} c_{pA} dT + \int_{T_1}^{T_{ref}} c_{pB} dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{T_{ref}}^{T_1} c_{pC} dT + \int_{T_{ref}}^{T_1} c_{pD} dT$$

Komponen	ΔH_f (Kj/Kmol)	$\int_{T_1}^{T_{eff}} C_{p_{Reaktan}}$	$\int_{T_{eff}}^{T_1} C_{p_{Produk}}$
Nitrogen	0	-5531,3538	5531,3538
Oksigen	0	-5700,5665	5700,5665
Water	-241800	-6479,6085	6479,6085
Toluen	-84500	-26062,3395	26062,3395
Benzaldehid	-36800	-27250,5183	27250,5183
Asam Benzoat	-290200	-25941,3801	25941,3801

a. Reaksi Utama

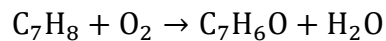


$$\Delta H_R^\circ = -447500 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_1 = -31762,906 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_2 = 32420,989 \text{ kJ/jam}$$

b. Reaksi Samping



$$\Delta H_R^\circ = -194100 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_1 = -31762,906 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_2 = 33730,127 \text{ kJ/jam}$$

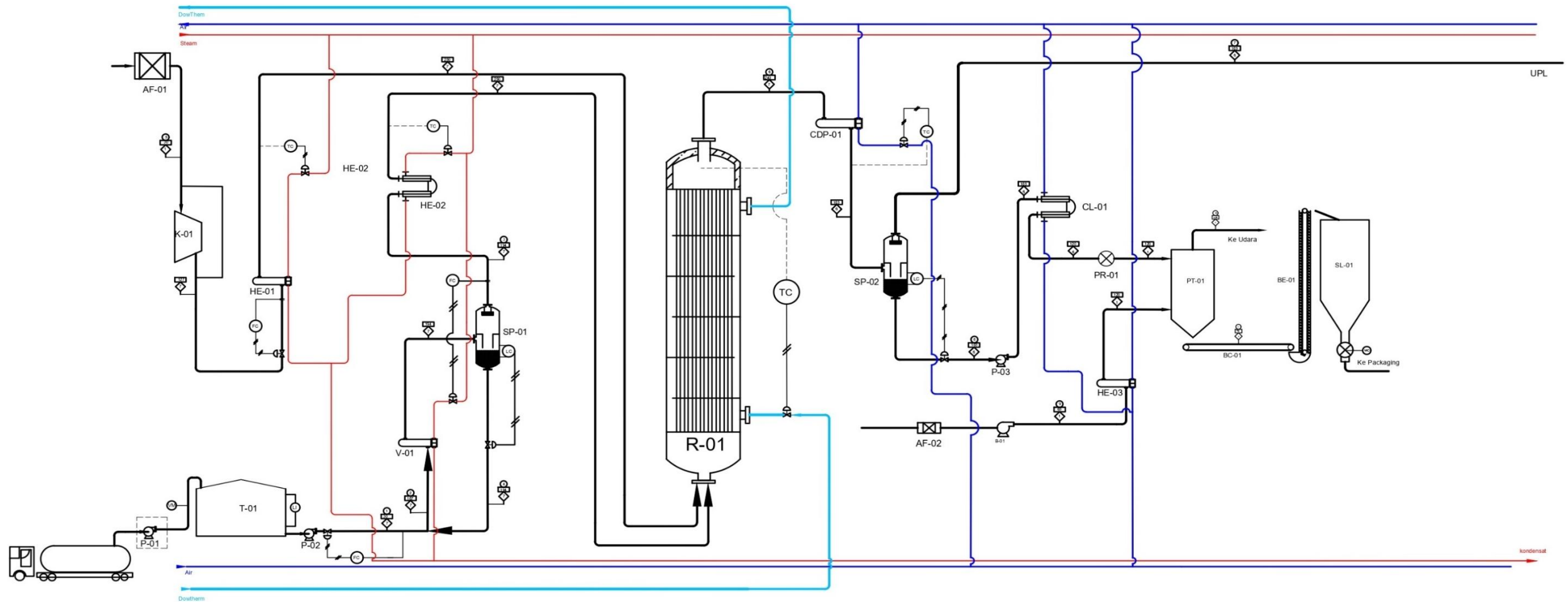
$$\Delta H_{R_{Total}} = \Delta H_{1_{Total}} + \Delta H_{R_{Total}}^\circ - \Delta H_{2_{Total}}$$

$$\Delta H_{R_{Total}} = -638974,70 \text{ kJ/jam}$$

EKSOTERMIS

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM BENZOAT DARI TOLUENA DAN UDARA
KAPASITAS :10.000 Ton/Tahun



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

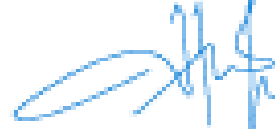
Nama Mahasiswa : Wahidatul Nur Kharisma
 NIM : 20521102
 Nama Mahasiswa : Wilda
 NIM : 20521109
 Judul Perancangan : Pra Rancangan Pabrik Asam Benzoat dari Toluene dan Udara dengan Proses Oksidasi dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 13 Maret 2024
 Batas Akhir : 09 April 2025
 Nama Dosen Pembimbing : Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	8 Mei 2024 – 31 Mei 2024	Luaran 1 : Penentuan kapasitas pra rancangan pabrik	
2	9 Juni 2024 – 29 Juni 2024	Luaran 2 : Pemilihan Proses	
3	15 Juli 2024 – 30 Juli 2024	Luaran 3 : Penentuan Spesifikasi bahan baku dan produk berdasarkan MSDS	
4	9 Agustus 2024 – 22 Agustus 2024	Luaran 4 : Pembuatan diagram alir proses kualitatif dengan alasan pemilihan alat yang logis	
5	4 September 2024 – 6 November 2024	Luaran 5 : Perhitungan neraca massa	
6	20 November 2024 – 3 Desember 2024	Luaran 6 : Perancangan Reaktor	
7	11 Desember 2024 – 17 Desember 2024	Luaran 7 : Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung	
8	15 Januari 2025	Luaran 8 : Pembuatan <i>process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	
9	20 Januari 2025 – 20 Februari 2025	Luaran 9 : Perancangan Alat penyimpanan bahan	

		Luaran 10 : Perancangan alat transportasi bahan Luaran 11 : Perancangan alat penukar panas	
10	26 Februari 2025	Luaran 12 : Perhitungan neraca panas	
11	3 Maret 2025 – 10 Maret 2025	Luaran 13 : Penentuan lokasi, tata letak pabrik, dan struktur organisasi perusahaan Luaran 14 : Perancangan unit utilitas	
12	14 Maret 2025 – 26 Maret 2025	Luaran 15 : Perhitungan evaluasi ekonomi	

Yogyakarta, 05 April 2025

Pembimbing,



Dr. Indah Fajar Mukti, S.T.,M.Eng