

No:
**PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON
DARI ETILBENZENA DAN OKSIGEN KAPASITAS
1.200 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Firdaus Zaenudin Putra Nama : Gita Perdani Damayanti

NIM : 19521160 NIM : 19521201

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA DAN OKSIGEN KAPASITAS 1.200 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Firdaus Zaenudin Putra

Nama : Gita Perdani Damayanti

NIM : 19521160

NIM : 19521201

Yogyakarta, 06 Agustus 2023

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

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



Gita Perdani Damavanti



Firdaus Zaenudin Putra

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON
DARI ETILBENZENA DAN OKSIGEN KAPASITAS
1.200 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Firdaus Zaenudin Putra Nama : Gita Perdani Damayanti

NIM : 19521160 NIM : 19521201

Yogyakarta, 29 Mei 2023

Pembimbing 1



Suharno Rusdi, Ph.D

Pembimbing 2



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA DAN OKSIGEN KAPASITAS 1.200 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Gita Perdani Damayanti

NIM : 19521201

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, 06 September 2023

Tim penguji,

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



Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.
Anggota 1



14.09.2023

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Anggota 2



Mengetahui,
Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT karena berkat rahmat dan karunia-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Asetofenon dari Etilbenzena dan Oksigen Kapasitas 1.200 Ton/Tahun tepat pada waktunya. Tugas akhir ini merupakan penerapan ilmu yang didapatkan selama berkuliah dan sebagai syarat untuk memperoleh gelar Teknik Kimia di jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia. Dalam menyusun laporan ini, kami mendapatkan banyak bantuan, bimbingan, dan pengarahan dari berbagai pihak. Pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas segala kemudahan, pertolongan dan ridho-Nya yang selalu menyertai selama proses perancangan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua dan saudara-saudara yang selalu memberikan doa dan dukungan berupa motivasi serta bantuan moril maupun materil.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M. Eng dan Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M. Eng selaku Ketua dan Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustina, S.T., M. Eng, selaku Ketua dan Sekretaris Prodi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Suharno Rusdi, Ph.D dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustina,

S.T., M. Eng, selaku dosen pembimbing tugas akhir atas segala bimbingan, arahan serta saran yang diberikan sejak awal hingga penyusunan selesai, sehingga dapat terselesaikan dengan baik.

7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
8. Teman-teman seperjuangan “Retjeh” yang selalu ada kehadirannya untuk membantu dikala sulit, berproses dan belajar bersama sejak awal perkuliahan hingga tulisan ini dibuat.
9. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan untuk tetap semangat kepada kami.

Besar harapan kami sekiranya tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi para banyak pihak. Kami menyadari jika laporan ini masih jauh dari kata sempurna, sehingga kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 06 Agustus 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	7
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	11
BAB II PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	19
2.3 Pengendalian Kualitas	23
BAB III PERANCANGAN PROSES	28
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	28
3.2 Uraian Proses	30
3.3 Spesifikasi Alat Proses	32
3.4 Neraca Massa	48
3.5 Neraca Panas	51
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	54
4.1 Lokasi Pabrik (<i>Plant Location</i>)	54
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	57
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	61

BAB V UTILITAS.....	80
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	80
5.2 Unit pembangkit <i>steam</i>	91
5.3 Unit penyedia udara tekan.....	91
5.4 Unit pembangkit listik.....	92
5.5 Unit penyedia bahan bakar.....	96
5.6 Unit pengolahan limbah.....	97
5.7 Spesifikasi alat utilitas.....	97
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	111
6.1 Penentuan Harga Peralatan.....	112
6.2 Dasar Perhitungan.....	114
6.3 Perhitungan Biaya.....	115
6.4 Analisa Kelayakan Ekonomi.....	116
6.5 Hasil Perhitungan.....	119
6.6 Hasil Analisa Keutungan.....	123
6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi.....	123
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....	127
DAFTAR PUSTAKA.....	129
LAMPIRAN.....	131

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data kapasitas pabrik asetofenon di dunia.....	2
Tabel 1.2 Data impor asetofenon berbagai negara pada tahun 2028	4
Tabel 1.3 Data impor asetofenon di Indonesia	5
Tabel 1.4 Pertimbangan pemilihan proses pembuatan asetofenon	9
Tabel 1.5 Harga $\Delta H_{fo298 K}$ dan $\Delta G_{fo298 K}$ masing masing komponen..	11
Tabel 3.1 Spesifikasi tangki proses.....	32
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Screw Conveyer</i>	33
Tabel 3.3 Spesifikasi <i>hooper</i>	34
Tabel 3.4 Spesifikasi mixer	35
Tabel 3.5 Spesifikasi reaktor	36
Tabel 3.6 Spesifikasi evaporator.....	38
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>centrifuge</i>	39
Tabel 3.8 Spesifikasi alat-alat <i>heat exchanger</i>	40
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Kompresor</i>	43
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>hooper</i>	43
Tabel 3.11 Spesifikasi filter udara	44
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>expansion valve</i>	45
Tabel 3.13 Spesifikasi pompa proses.....	46
Tabel 3.14 Neraca Massa di M-01.....	48
Tabel 3.15 Neraca massa di R-01	48
Tabel 3.16 Neraca massa di EV-01	49
Tabel 3.17 Neraca massa di CF-01	49
Tabel 3.18 Neraca massa total	50
Tabel 3.19 Neraca panas M-01	51
Tabel 3.20 Neraca panas R-01	51
Tabel 3.21 Neraca panas H-01.....	52
Tabel 3.24 Neraca panas H-02.....	52
Tabel 3.22 Neraca panas EV-01	52
Tabel 3.23 Neraca panas CD-01	53
Tabel 3.24 Neraca panas CL-01	53
Tabel 3.25 Neraca panas CF-01.....	53
Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Lahan Pabrik.....	59

Tabel 4.2 Jumlah karyawan pabrik	72
Tabel 4.3 Jumlah karyawan pabrik	74
Tabel 4.4 Jumlah karyawan shift	75
Tabel 4.5. Jam kerja karyawan shift	75
Tabel 4.6. Jam kerja karyawan shift	76
Tabel 4.7 Gaji karyawan	77
Tabel 5.1 Parameter air baku untuk kebutuhan domestik dan servis.....	82
Tabel 5.2 Kebutuhan air boiler	83
Tabel 5.3. Kebutuhan air pendingin.....	84
Tabel 5.4. Kebutuhan air pabrik asetofenon	85
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk proses	92
Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utiitas.....	93
Tabel 5.7 Kebutuhan listrik pabrik asetofenon	95
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>rapid mixer</i>	98
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>clarifier</i>	99
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>sand filter</i>	99
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>cooling tower</i>	100
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>kation exchanger</i>	101
Tabel 5.13 Spesifikasi anion <i>exchanger</i>	101
Tabel 5.14 Spesifikasi <i>kompresor</i> udara tekan.....	102
Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Proses	103
Tabel 5.16 Spesifikasi tangki utilitas	108
Tabel 5.17 Spesifikasi bak air	110
Tabel 6.1 Indeks harga.....	112
Tabel 6.2 <i>Physical plant cost (PPC)</i>	119
Tabel 6.3 <i>Direct plant cost (PPC)</i>	119
Tabel 6.4 <i>Fixed capital investment</i>	120
Tabel 6.5 <i>Direct manufacturing cost</i>	120
Tabel 6.6 <i>indirect manufacturing cost</i>	120
Tabel 6.7 <i>Fixed manufacturing cost</i>	121
Tabel 6.8 <i>Manufacturing cost</i>	121
Tabel 6.9 <i>Working capital</i>	121
Tabel 6.10 <i>General expenses</i>	122
Tabel 6.11 <i>Total production cost</i>	122

Tabel 6.12 <i>Fixed cost</i>	122
Tabel 6.13 <i>Variabel cost</i>	122
Tabel 6.14 <i>Regulated cost</i>	123
Tabel 6.15 Kesimpulan analisa ekonomi.....	125

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Proyeksi Impor Asetofenon di Indonesia	5
Gambar 2.1 <i>Hazard Diamond</i> Asetofenon	17
Gambar 2.2 <i>Hazard Diamond</i> air	18
Gambar 2.3 <i>Hazard Diamond</i> Etilbenzena.....	20
Gambar 2.4 <i>Hazard Diamond</i> Kobalt Bromida.....	21
Gambar 2.5 <i>Hazard Diamond</i> Kobalt Bromida.....	22
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif.....	28
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif.....	29
Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi Pabrik Asetofenon (Google Earth)	54
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Asetofenon	60
Gambar 4.3 Tata letak alat pabrik asetofenon	63
Gambar 4.4 Stuktur organisasi.....	67
Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air.....	90
Gambar 6.1 Proyeksi indeks harga peralatan pada tahun 2028	114
Gambar 6.2 Grafik BEP dan SDP.....	126

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A. Perancangan Reaktor	123
Lampiran B. <i>Process Engineering Flow Diagram</i>	170
Lampiran C. Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan	171

ABSTRAK

Asetofenon merupakan bahan kimia dengan rumus kimia C_8H_8O yang dapat digunakan sebagai wewangian pada industri kosmetik, sebagai penyedap rasa pada industri makanan dan minuman, sebagai pelarut untuk pembuatan plastik dan sebagai katalis untuk polimerisasi olefin. Asetofenon dihasilkan dari reaksi oksidasi antara etilbenzena dan oksigen pada tekanan 2,041 atm dan suhu $126^{\circ}C$. Pendirian pabrik asetofenon sangat penting mengingat kebutuhan asetofenon di Indonesia dan dunia cukup besar dan cenderung mengalami kenaikan setiap tahunnya, Di Indonesia sendiri pabrik asetofenon belum ada dan kebutuhannya masih bergantung pada impor. Pabrik ini memiliki kapasitas 1.200 ton/tahun dan membutuhkan 1.241,535 ton/tahun etilbenzena, 28.204,362 ton/tahun udara, dan 370,143 ton/tahun katalis kobalt bromida sebagai bahan baku. Dengan mempertimbangkan faktor ketersediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran, dan utilitas, maka lokasi pabrik yang dipilih berada di Kabupaten Serang, Banten. Secara garis besar, proses pembuatan asetofenon terdiri atas proses reaksi dan pemurnian dengan peralatan utama yang digunakan antara lain reaktor, *mixer*, evaporator dan *centrifuge*. Produk asetofenon yang dihasilkan memiliki kemurnian 99%. Utilitas pabrik terdiri dari unit penyediaan air yang menyediakan 51.054,866 kg/hari, udara tekan sebanyak 37,47 kg/jam, tenaga listrik sebesar 308,87 kW, bahan bakar sebanyak 91,5 L/jam. Pabrik ini direncanakan beroperasi pada tahun 2028 dan digolongkan pabrik beresiko rendah dengan menggunakan modal tetap sebesar Rp233.982.140.349,18 dan modal kerja sebesar Rp298.804.020.478,97. *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 48,497% dan setelah pajak 36,373%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 1,709 tahun dan setelah pajak 2,156 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 47,085% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,628%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 22,56%. Dari data Analisa kelayakan di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan di Indonesia.

Kata Kunci: Asetofenon, Etilbenzena, Oksidasi.

ABSTRACT

Acetophenone is a chemical compound with the chemical formula C_8H_8O , which can be used as a fragrance in the cosmetics industry, as a flavor enhancer in the food and beverage industry, as a solvent in plastic manufacturing, and as a catalyst for olefin polymerization. Acetophenone is produced through the oxidation reaction between ethylbenzene and oxygen at a pressure of 2.041 atm and a temperature of 126°C. The establishment of an acetophenone plant is crucial considering the significant demand for acetophenone in Indonesia and globally, which tends to increase annually. In Indonesia, there is currently no acetophenone plant, and the demand relies on imports. The proposed plant has a capacity of 1,200 tons per year and requires 1,241.535 tons per year of ethylbenzene, 28,204.362 tons per year of air, and 370.143 tons per year of cobalt bromide catalyst as raw materials. Considering factors such as raw material availability, transportation, labor, marketing, and utilities, the chosen plant location is in Kabupaten Serang, Banten. Broadly, the acetophenone manufacturing process consists of reaction and purification processes, utilizing main equipment such as reactors, mixers, evaporators, and centrifuges. The resulting acetophenone product has a purity of 99%. The plant's utilities include a water supply unit providing 51,054.866 kg/day, compressed air of 37.47 kg/hour, electricity consumption of 308.87 kW, and fuel consumption of 91.5 L/hour. The plant is planned to commence operations in 2028 and is classified as a low-risk plant, with a fixed capital investment of Rp233,982,140,349.18 and working capital of Rp298,804,020,478.97. The Percent Return On Investment (ROI) before tax is 48.497%, and after tax, it's 36.373%. The Pay Out Time (POT) before tax is approximately 1.709 years, and after tax, it's approximately 2.156 years. The Break Even Point (BEP) is 47.085%, and the Shut Down Point (SDP) is 29.628%. The Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 22.56%. From the above feasibility analysis data, it can be concluded that this plant is profitable and suitable for establishment in Indonesia.

Keywords: Acetophenone, Ethylbenzene, Oxidation.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang sudah mulai melakukan pembangunan di beberapa industri, salah satunya industri kimia untuk memperkuat daya saing secara global. Industri kimia merupakan dasar dari industri manufaktur karena berperan penting sebagai pemasok bahan baku untuk sektor manufaktur lain. Pengaruh industri kimia sangat signifikan terhadap perekonomian karena dapat menciptakan peluang lapangan kerja, menyerap modal yang besar, serta menghasilkan nilai tambah (Bappenas.go.id). Dalam *making* Indonesia 4.0 yang disusun oleh Kementerian Perindustrian menjadikan industri kimia sebagai salah satu dari lima sektor manufaktur yang menjadi fokus untuk memperkuat struktur perindustrian Indonesia sehingga dapat bersaing secara global (Kemepri.go.id). Akan tetapi, saat ini Indonesia masih menjadi negara pengimpor bahan kimia dasar salah satunya senyawa asetofenon. Hal ini disebabkan belum adanya pabrik asetofenon di Indonesia.

Asetofenon atau biasa dikenal sebagai metil fenil keton merupakan senyawa kimia dengan rumus kimia $C_6H_5COCH_3$. Senyawa ini berwujud cairan tidak berwarna dan memiliki bau seperti jeruk. Pengaplikasian asetofenon banyak digunakan di beberapa sektor industri seperti bahan dasar untuk wewangian pada pembuatan sabun, deterjen, krim, losion, dan parfum. Selain itu, sebagai penyedap rasa pada industri makanan, minuman tidak beralkohol dan tembakau. Asetofenon juga banyak digunakan sebagai pelarut khusus untuk plastik dan resin, serta sebagai

katalis untuk polimerisasi olefin dan pada sintesis organik sebagai fotosensitizer (pubchem.ncbi.nlm.nih.gov).

Oleh karena itu, apabila ditinjau berdasarkan perkembangan sektor industri di Indonesia dan kegunaanya sebagai bahan baku sektor industri lain, asetofenon memiliki prospek yang bagus untuk diproduksi dalam skala industri di Indonesia. Diharapkan melalui pembangunan pabrik asetofenon dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi impor.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pendirian sebuah pabrik asetofenon ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri maupun luar negeri. Pabrik asetofenon direncanakan beroperasi pada tahun 2028. Penentuan kapasitas pabrik dibutuhkan beberapa pertimbangan seperti kapasitas pabrik yang telah berdiri, ketersediaan bahan baku, serta kebutuhan produk berdasarkan data impor di Indonesia.

1.2.1 Kapasitas Pabrik Asetofenon Dunia

Dalam penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan perlu mempertimbangkan kapasitas pabrik yang telah berdiri sebelumnya agar dapat memberikan gambaran terkait rentan kapasitas pabrik yang paling ideal dibangun sehingga dapat menguntungkan secara komersial.

Tabel 1.1 Data kapasitas pabrik asetofenon di dunia

No	Pabrik	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1.	Tianjin Hai Wang Fine Chemical Co., Ltd.	Cina	1.200
2.	Shanghai Dekang Medical Technology Co., LTD	Cina	1.500

(www.worldofchemicals.com)

Dari daftar pabrik produksi asetofenon dunia pada Tabel 1.1 diatas dapat dilihat bahwa Shanghai Dekang Medical Technology Co., LTD menjadi pabrik dengan kapasitas produksi terbesar yaitu 1.500 ton/tahun. Diasumsikan hingga tahun 2028 tidak ada penambahan pabrik dengan kapasitas melebihi 1.500 ton per tahun sehingga kapasitas pabrik dunia berkisar antara 1.200 - 1.500 ton/tahun.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam pembuatan pabrik asetofenon perlu adanya pertimbangan penyediaan bahan baku untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik asetofenon. Bahan baku asetofenon yaitu etilbenzena yang diperoleh dari PT. Mono Styrimdo Indonesia, terletak di Kabupaten Serang, Provinsi Banten, dengan kapasitas pabrik mencapai 420.000 ton/tahun (<https://www.chandra-asri.com>).

1.2.3 Kebutuhan Asetofenon di Beberapa Negara di Dunia

Kebutuhan produk asetofenon di berbagai negara sangat bervariasi. Berdasarkan data dari comtrade.un.org didapatkan data kebutuhan impor di beberapa negara di dunia pada tahun 2028 dapat dilihat pada Tabel 1.2 di bawah ini. Tabel tersebut menunjukkan besarnya kebutuhan impor yang telah diproyeksikan pada tahun perancangan di beberapa negara yang memiliki kebutuhan asetofenon. Data impor asetofenon negara-negara tersebut bisa dijadikan referensi dan gambaran target-target pemasaran produk asetofenon yang dihasilkan dari pabrik yang akan dibangun.

Tabel 1.2 Data impor asetofenon berbagai negara pada tahun 2028

No.	Negara	Impor (ton)
1	India	3.603,800
2	Jepang	104,392
3	Jerman	903,084
4	Korea Selatan	158,240
5	Thailand	1.334,300

(comtrade.un.org)

Berdasarkan data Tabel 1.2 tersebut dapat dijadikan pertimbangan dalam menentukan kapasitas pabrik asetofenon yang akan dibangun. Kebutuhan asetofenon yang di impor oleh beberapa negara di dunia berkisar antara 104,392 ton/tahun sampai 3.603,800 ton/tahun. Sehingga, kapasitas pabrik asetofenon yang potensial dibangun berada di antara kisaran angka kebutuhan impor asetofenon di beberapa negara di dunia.

1.2.4 Impor Asetofenon di Indonesia

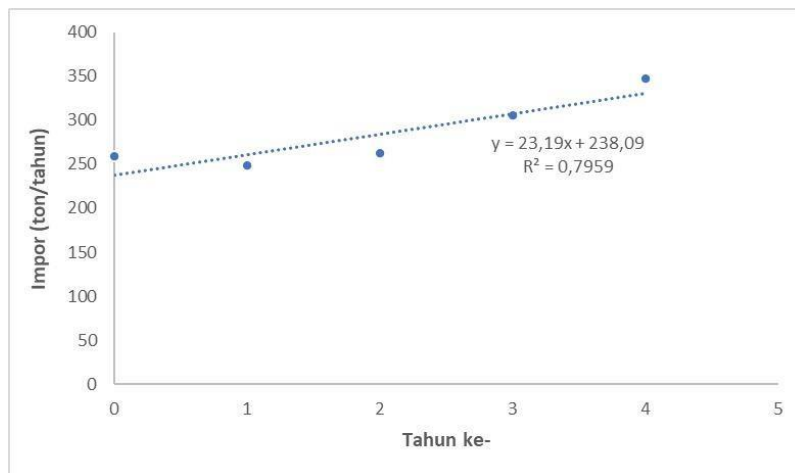
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia (BPS) didapatkan data perkembangan impor 5 tahun terakhir di Indonesia dapat dilihat dari Tabel 1.3 yang disajikan di bawah ini. Tabel tersebut menunjukkan bahwa perkembangan impor asetofenon di Indonesia dalam 5 tahun terakhir cenderung fluktuatif atau naik turun.

Tabel 1.3 Data impor asetofenon di Indonesia

Tahun	Tahun Ke-	Impor (ton)
2017	0	259,396
2018	1	248,511
2019	2	261,979
2020	3	305,705
2021	4	346,747

(BPS, 2022)

Perkembangan impor asetofenon di Indonesia dalam 5 tahun terakhir cenderung mengalami kenaikan. Kemudian, untuk menentukan jumlah kebutuhan impor asetofenon pada tahun 2028 dapat diproyeksikan menggunakan grafik linear dengan menjadikan Tabel 1.3 sebagai acuan. Adapun grafik linear dapat dilihat pada Gambar 1.1 di bawah ini:



Gambar 1.1 Grafik Proyeksi Impor Asetofenon di Indonesia

Jumlah kebutuhan impor dapat dihitung dengan persamaan linear pada grafik impor asetofenon yaitu $y = 23,19x + 238,09$ dimana x menunjukkan tahun yang ingin dicari dan y adalah jumlah impor asetofenon. Dari persamaan tersebut didapatkan data hasil proyeksi impor asetofenon di Indonesia pada tahun 2028

sebesar 493,18 ton/tahun.

1.2.5 Kapasitas Pabrik

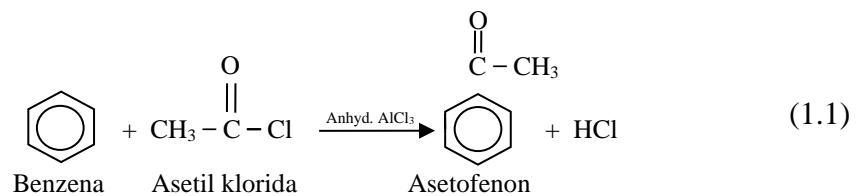
Kapasitas pabrik asetofenon di dunia yang telah ada menjadi salah satu pertimbangan dalam penentuan kapasitas prarancangan pabrik yang akan dibangun. Untuk kapasitas pabrik yang telah ada berkisar diantara 1.200 - 1.500 ton/tahun. Sedangkan, di Indonesia pabrik yang memproduksi asetofenon belum ada. Hal ini menjadi peluang untuk Indonesia dapat memproduksi asetofenon, sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi impor. Kebutuhan asetofenon Indonesia pada tahun 2028 di proyeksikan sebesar 493,18 ton/tahun, hal tersebut dapat menjadi acuan kapasitas produksi asetofenon agar dapat memenuhi pasar dalam negeri. Kemudian, Peluang pendirian pabrik asetofenon juga dapat dilihat dari kebutuhan impor asetofenon negara-negara di dunia untuk dijadikan sebagai target pasar nantinya. Berdasarkan data pada tahun 2021 kebutuhan impor asetofenon di beberapa negara di dunia berkisar antara 478,746 ton/tahun sampai 2.747,999 ton/tahun. Maka dari itu, jumlah kapasitas pabrik asetofenon yang potensial untuk dibangun di Indonesia adalah berkapasitas 1.200 ton/tahun. Kapasitas tersebut sudah dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sisanya dapat dikontribusikan untuk memenuhi kebutuhan pasar dunia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Macam-macam Proses

a. Reaksi Asilasi *Friedel-Carfts*

Salah satu metode dalam pembuatan asetofenon adalah dengan proses reaksi asilasi Friedel-Crafts, yaitu dengan menggunakan halida asam atau anhidrida dengan bantuan katalis aluminium klorida (AlCl_3) pada kuantitas stoikiometri dengan oksidan seperti dikromat atau permanganat. Reaksi tersebut berlangsung pada suhu $260\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 40 psi.

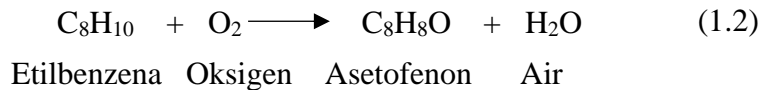


Proses asilasi *friedel-crafts* sudah dikenal sejak pertama pembuatan asetofenon pada tahun 1857 oleh kimiawan Prancis, Charles Friedel. Akan tetapi, sintesis asilasi *friedel-crafts* dinilai memiliki dampak merusak lingkungan dengan menghasilkan jumlah limbah korosif yang besar serta kurang ekonomis karena memerlukan biaya yang lebih besar untuk pemisahan produk dari bahan baku dan atau pelarut yang tidak bereaksi dan selektivitas asetofenon yang buruk sehingga perlu dibuang (Nandanwar dkk., 2021).

b. Reaksi Oksidasi

Proses pembuatan asetofenon dapat menggunakan metode oksidasi, yaitu dengan mereaksikan bahan baku etilbenzena dengan oksigen menggunakan

bantuan katalis *cobalt* (II) *bromide*. Reaksi terjadi pada suhu 126°C dan pada tekanan 30 psi (Sanders dkk., 1953).



Proses oksidasi katalitik etilbenzena menjadi asetofenon merupakan reaksi kimia organik penting yang terdiri atas katalis, bebas pelarut, dan oksidan kuat untuk meningkatkan laju reaksi kimia secara keseluruhan. Oksidasi etilbenzena adalah salah satu metode yang menjanjikan untuk mensintesis asetofenon dalam reaksi fase cair dan uap menggunakan katalis heterogen, yang memainkan peran penting untuk produksi selektif asetofenon (Nandanwar dkk., 2021 dan Sanders dkk., 1953).

c. Pemilihan Proses

Pemilihan proses bertujuan untuk membandingkan proses pembuatan asetofenon yang lebih baik diterapkan dalam perancangan pabrik ini. Pertimbangan yang dilakukan meliputi reaksi, suhu, tekanan, bahan baku, katalis, dampak lingkungan serta ekonomi. Untuk mempermudah pertimbangan dalam pemilihan proses dibuat nilai terhadap beberapa parameter dengan rentang penilaian:

Keterangan:

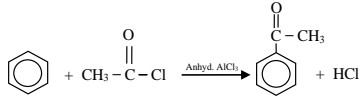
* : Kurang bagus

** : Cukup bagus

*** : Bagus

**** : Sangat bagus

Tabel 1.4 Pertimbangan pemilihan proses pembuatan asetofenon

Proses	Reaksi asilasi <i>friedel crafts</i>	Proses oksidasi
Reaksi	 <p>Benzena + Asetil klorida → Asetofenon + HCl</p> <p>****</p>	$C_8H_{10} + O_2 \longrightarrow C_8H_8O + H_2O$ <p>Etilbenzena + Oksigen → Asetofenon + Air</p> <p>****</p>
Suhu	260 °C	126 °C
	**	****
Tekanan	40 psi	30 psi
	**	***
Bahan baku	Benzena = Tersedia di dalam negeri Asetil klorida = Perlu impor	Etilbenzena = Tersedia di dalam negeri Oxygen = Gratis dapat diambil langsung dari udara sekitar
	**	****
Produk	Produk dari reaksi asilasi <i>friedel crafts</i> menghasilkan asetofenon dan asam klorida sebagai produk samping.	Produk dari reaksi proses oksidasi menghasilkan asetofenon dan air sebagai produk samping sehingga dinilai lebih ramah lingkungan.
	**	****
Katalis	AlCl ₃	CoBr ₂
	**	***

Lanjutan Tabel 1.4

Proses	Reaksi asilasi <i>friedel crafts</i>	Proses oksidasi
Dampak lingkungan	Merusak lingkungan dengan menghasilkan jumlah limbah korosif yang besar. *	Tidak menghasilkan limbah korosif dan beracun. *****
Ekonomi	kurang ekonomis karena memerlukan biaya yang lebih besar untuk pemisahan produk dari bahan baku dan atau pelarut yang tidak bereaksi (Nandanwar dkk., 2021). *	Proses oksidasi tidak mahal (Nandanwar dkk., 2021). *****
Yield	65% **	71% *****
Total Nilai	18	34

Berdasarkan hasil pertimbangan pemilihan proses pada Tabel 1.4 di atas maka dipilih metode proses oksidasi dalam pembuatan asetofenon dengan bahan baku etilbenzena dan oksigen.

d. Kegunaan Produk

Produk asetofenon banyak digunakan dalam beberapa sektor seperti untuk wewangian pada pembuatan sabun, deterjen, krim, lotion, dan parfum. Kemudian, sebagai penyedap rasa pada industri makanan, minuman tidak beralkohol dan tembakau. Kemudian, sebagai pelarut khusus untuk plastik dan resin, serta sebagai

katalis untuk polimerisasi olefin dan pada sintesis organik sebagai fotosensitizer (pubchem.ncbi.nlm.nih.gov).

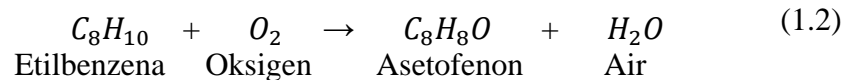
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan secara eksotermis atau endotermis. Sehingga, perlu dibuktikan menggunakan panas reaksi (ΔH) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 K melalui persamaan berikut:

$$\Delta H_r = \Sigma \Delta^o f \text{ produk} - \Sigma \Delta^o f \text{ reaktan} \quad (1.3)$$

Persamaan reaksi:



Tabel 1.5 Harga $\Delta H f^o_{298 K}$ dan $\Delta G f^o_{298 K}$ masing masing komponen

No.	Komponen	$\Sigma \Delta H f \text{ 298 (kJ/mol)}$	$\Sigma \Delta G f \text{ (kJ/mol)}$
1	C ₈ H ₈ O	-86,60	-1,27
2	H ₂ O	-241,80	-228,60
3	O ₂	0	0
4	C ₈ H ₁₀	29,79	130,58

(Yaws, 1999)

$$\Delta H_r = \Sigma \Delta^o f \text{ produk} - \Sigma \Delta^o f \text{ reaktan} \quad (1.4)$$

$$= [(-86,60) + (-241,80)] - [29,79 + 0]$$

$$= -358,19 \text{ kJ/mol}$$

$$= -358.190 \text{ J/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan persamaan diatas, diperoleh harga entalpi bernilai negatif. Sehingga, dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara eksotermis. Selanjutnya, untuk mengetahui reaksi tersebut termasuk reaksi *reversible* atau *irreversible*. Maka, perlu dihitung harga tetapan kesetimbangan (K). Perhitungan harga tetapan kesetimbangan (K) dapat ditinjau dari persamaan-persamaan berikut:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K \quad (1.5)$$

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{-\Delta H_r}{RT^2} \quad (1.6)$$

Keterangan:

ΔG° : Energi bebas Gibbs standar (T = 298 K)

ΔH_r : Panas Reaksi

K : Konstanta kesetimbangan

T : Temperatur

R : Tetapan gas (R = 8,314 J/kmol)

$$\Delta G^{\circ} = \Sigma \Delta G^{\circ} f \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ} f \text{ reaktan} \quad (1.7)$$

$$= [(-1,27) + (-228,6)] - [130,58 + 0]$$

$$= -360,45 \text{ kJ/mol}$$

$$= -360.450 \text{ J/mol}$$

Dari persamaan diatas dapat dicari konstanta kesetimbangan pada T = 298 K

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K_o \quad (1.5)$$

$$K_o = \text{Exp}^{-\Delta G^{\circ}/RT}$$

$$K_o = \text{Exp}^{-(-360.450)/8,314 \times 298}$$

$$K_o = \text{Exp}^{(145,485)}$$

$$K_o = 1,52522 \times 10^{63}$$

Masuk ke persamaan:

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{-\Delta H_r}{RT^2} \quad (1.6)$$

$$\int d(\ln K) = \frac{-\Delta H_r}{RT^2} dT$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_o} = \frac{-\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_o} \right) \quad (1.8)$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_o} = \frac{-(-358.190)}{8,314} \left(\frac{1}{399} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_1 - \ln K_o = -26,596$$

$$\ln K_1 = -42,72 + \ln 1,52522 \times 10^{63}$$

$$K_1 = \text{Exp}^{(-26,596+145,485)}$$

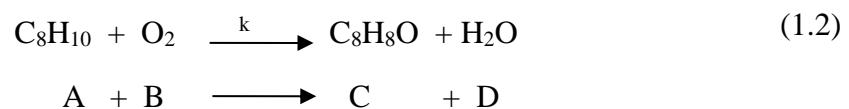
$$K_1 = \text{Exp}^{(108,889)}$$

$$K_1 = 1,949 \times 10^{47}$$

Berdasarkan perhitungan diatas diperoleh nilai K yang relatif besar. Sehingga, dapat disimpulkan reaksi berjalan *irreversible* (searah) ke arah kanan.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi proses pembuatan asetofenon melalui metode oksidasi etilbenzena berjalan secara eksotermis. Adapun, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Persamaan laju reaksi:

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b \quad (1.9)$$

Keterangan:

$(-r_a)$ = laju reaksi

k = konstanta laju reaksi

C_a = konsentrasi

C_b = konsentrasi

$$\ln k = \ln A - \frac{E_a}{RT} \quad (1.10)$$

Keterangan:

E_a = Energi aktivasi

A = Faktor eksponensial

T = Suhu

R = Konstanta gas.

Mencari nilai konstanta laju reaksi

$$\ln k = \frac{E_a}{RT} - \ln A \quad (1.11)$$

$$\ln k = \frac{E_a}{R} \left(\frac{1}{T} \right) - \ln A$$

Diketahui

$$y = -2,6724x + 3,4753 \quad (1.12)$$

$$x = \frac{1000}{T} \quad (\text{Chen, Y, dkk., 2017}) \quad (1.13)$$

$$\ln k = y \quad (1.14)$$

$$k = \exp^y$$

$$k = \exp^{-2,6724x+3,4753}$$

$$k = \exp^{((-2,6724)(\frac{1000}{T})+3,4753)}$$

Diketahui suhu reaksi : $T = 126^\circ\text{C} = 399 \text{ K}$

$$k = \exp^{((-2,6724)(\frac{1000}{399})+3,4753)}$$

$$k = \exp^{(-3,2224)}$$

$$k = 0,039 \frac{\text{L}}{\text{mol}\cdot\text{s}}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Asetofenon

Rumus molekul	: C ₈ H ₈ O
Warna	: Tidak berwarna
Wujud	: Cair
Kemurnian	: 99%
Berat molekul	: 120,151 g/mol
Titik beku	: 293,65 K
Titik didih	: 475,15K
Titik kritis	: 701 K
Tekanan kritis	: 38,40 bar
Volume kritis	: 376 cm ³ /mol
Kelarutan dalam air (S)	: 1,0319E+03 (25°C)
Densitas	: 1,024 g/mL (25°C)
Kapasitas panas (cp)	: 200,32 joule/mol.K (25°C)
Konduktivitas panas (k)	: 0,1729 W/m.K
Viskositas	: 1,725 cp
Impuritis	: Maksimal 1%

(Yaws, 1999)

Hazard diamond

: Terlampir pada Gambar 2.1 di bawah ini.



Gambar 2.1 *Hazard Diamond* Asetofenon
(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

- Bahaya kebakaran (merah)

Peringkat bahaya kebakaran senyawa asetofenon berada pada tingkat 2 yang menunjukkan jika terkena suhu lingkungan yang cukup tinggi dapat menyebabkan terjadi penyalaan dengan range titik nyala 38°C hingga 200°C. Titik nyala asetofenon berada pada suhu 82°C.

- Bahaya kesehatan (biru)

Peringkat 2 menunjukkan jika terpapar terus-menerus dapat menyebabkan cedera sisa.

- Bahaya kestabilan (kuning)

Senyawa ini tergolong stabil dalam suhu dan tekanan normal.

- Bahaya khusus (putih)

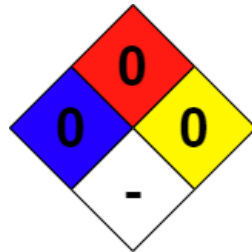
Tidak ada peringatan khusus.

2.1.2 Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18 g/mol
Titik beku	: 273,15 K
Titik didih	: 373,15 K
Titik kritis	: 647,13 K
Tekanan kritis	: 220,55 bar
Volume kritis	: 56 cm ³ /mol
Kapasitas panas	: 75,55 J/mol.K (25°C)
Densitas	: 1,027 g/mL

(Yaws, 1999)

Hazard diamond : Terlampir pada Gambar 2.2 di bawah ini.



Gambar 2.2 *Hazard Diamond* air
(Sumber: SDS Water, Labchem)

- Bahaya kebakaran (merah)

Tidak mudah terbakar.

- Bahaya kesehatan (biru)

Tidak menimbulkan bahaya kesehatan.

- Bahaya kestabilan (kuning)

Senyawa air dalam kondisi normal stabil.

- Bahaya khusus (putih)

Tidak ada peringkatan khusus.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Etilbenzena

Rumus molekul	: C ₈ H ₁₀
Warna	: Tidak berwarna
Wujud	: Cair
Berat molekul	: 106,167 g/mol
Titik beku	: 178,20 K
Titik didih	: 409,35 K
Titik kritis	: 617,17 K
Tekanan kritis	: 36,09 bar
Volume kritis	: 373,8 cm ³ /mol
Kelarutan dalam air (S)	: 2,802E+01 ppm (25°C)
Densitas	: 0,865 g/mL (25°C)
Kapasitas panas (cp)	: 183,60 joule/mol.K (25°C)
Viskositas	: 0,629 cp
Konduktivitas panas (k)	: 0,1302 W/m.K
Kemurnian	: 99%
Impuritis (air)	: 1
<i>Hazard diamond</i>	: Terlampir pada Gambar 2.3 di bawah ini. (Yaws, 1999)



Gambar 2.3 *Hazard Diamond* Etilbenzena
(Sumber: pubchem.ncbi.nlm.nih.gov)

- Bahaya kebakaran (merah)

Etilbenzena memiliki peringkat 3 untuk bahaya kebakaran yang menunjukkan sifat mudah terbakar pada sebagian besar kondisi subu lingkungan. Titik nyala untuk peringkat ini berada dibawah 23°C . Senyawa etilbenzena memiliki titik nyala 22°C .

- Bahaya kesehatan (biru)

Peringkat 2 menunjukkan jika terpapar terus-menerus dapat menyebabkan cedera sisa.

- Bahaya kestabilan (kuning)

Senyawa ini tergolong stabil.

- Bahaya khusus (putih)

Tidak ada peringatan khusus.

2.2.2 Oksigen

Rumus molekul : O₂

Berat molekul : 32

Viskositas gas : 201,85 (25 °C) *micropoise*

Konduktivitas gas : 0,02571 W/m K

Titik kritis : 154,68 K

Tekanan kritis : 50,43 Bar

Volume kritis : 73,4 cm³/mol

(Yaws, 1999)

Hazard diamond : Terlampir pada Gambar 2.4 di bawah ini.



Gambar 2.4 *Hazard Diamond* Kobalt Bromida
(Sumber: MSDS Samator)

- Bahaya kebakaran (merah)

Bahan yang tidak terbakar.

- Bahaya kesehatan (biru)

Tidak berbahaya untuk kesehatan.

- Bahaya kestabilan (kuning)

Bahan biasanya stabil dalam kondisi di bawah paparan api dan tidak reaktif dengan air.

- Bahaya khusus (OX)

Senyawa oksigen memiliki sifat oksidasi. Sifat oksidasi ini dapat mendukung terjadi pembakaran atau berpotensi bahaya kebakaran jika tersedia bersamaan dengan bahan yang mudah terbakar dan sumber panas yang cukup.

2.2.3 Katalis Kobalt Bromida

Rumus molekul	: CoBr_2
Fase	: Padat
Warna	: Hijau
Berat molekul	: 218,74 g/mol
Titik leleh	: 951 K
Densitas	: 4,909 g/mL (25°C)
Kemurnian	: 99%
Ukuran padatan	: 100 mesh

(Yaws, 1999)

Hazard diamond : Terlampir pada Gambar 2.5 di bawah ini.



Gambar 2.5 *Hazard Diamond* Kobalt Bromida

- Bahaya kebakaran (merah)

Kobalt bromida tidak mudah terbakar.

- Bahaya kesehatan (biru)

Peringkat 2 menunjukkan jika terpapar terus-menerus dapat menyebabkan cedera sisa.

- Bahaya kestabilan (kuning)

Senyawa ini tergolong pada peringkat 1 yang artinya pada suhu dan tekanan yang tinggi dapat mengakibatkan senyawa menjadi tidak stabil.

- Bahaya khusus (putih)

Tidak ada peringatan khusus.

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas bertujuan untuk memberikan jaminan mutu suatu barang agar sesuai dengan spesifikasi standar yang diinginkan dan kuantitas produk yang dihasilkan sesuai dengan waktu yang ditargetkan. Penyimpangan kualitas suatu produk dapat disebabkan oleh beberapa faktor seperti, mutu bahan baku yang tidak bagus, kerusakan alat, dan penyimpangan operasi. Akan tetapi, faktor-faktor penyebab penyimpangan kualitas tersebut dapat diketahui dari monitor atau hasil analisis laboratorium.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memberikan kontrol terkait bahan baku apakah sudah sesuai spesifikasi standar yang diinginkan atau belum. Sehingga, perlu dilakukan pengecekan sebelum dimulai tahap proses produksi, terhadap bahan baku berupa etilbenzena, oksigen (O₂) dan nitrogen (N₂).

Pengecekan dilakukan melalui analisa dilaboratorium terkait mutu bahan baku menggunakan alat kontrol. Apabila ditemukan bahan baku yang tidak sesuai dengan standar mutu, maka kemungkinan bahan baku tersebut dilakukan proses pengembalian kepada *supplier*.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas terhadap proses produksi bertujuan untuk memberikan kepastian kontrol, bahwa proses produksi telah berjalan sesuai dengan prosedur dan berjalan dengan aman. Sehingga, dapat menghasilkan produk yang sesuai dengan spesifikasi. Pengendalian proses produksi dapat meliputi aliran dan peralatan yang memiliki fungsi sebagai *system control*. Pusat pengendalian dan pengawasan jalannya operasi di pabrik dilakukan pada satu tempat yang disebut dengan *control room*. Kontrol dilakukan secara otomatis menggunakan indikator. Apabila terjadi *error* atau penyimpangan terhadap proses produksi yang berjalan, maka dapat diketahui melalui sinyal pada sistem kontrol otomatis, yang dapat berupa nyala lampu, bunyi alarm atau tanda-tanda lainnya. Ketika terjadi *error* atau penyimpangan kondisi proses harus dikembalikan pada kondisi semula yang dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Beberapa sistem kontrol yang biasa digunakan dalam proses produksi di suatu pabrik yaitu, sitem kontrol terhadap suhu, tekanan, laju alir dan lain sebagainya. Sistem kontrol yang harus di *setting* pada kondisi tertentu diantaranya:

a. *Flow control*

Merupakan sistem kontrol yang di *instal* pada aliran bahan baku, aliran *inlet* dan aliran *outlet* proses.

b. *Temperature control*

Pada umumnya *temperature control* memiliki batasan nilai suhu atau *set point* sebagai parameter di dalamnya. Ketika nilai suhu suatu benda (suhu aktual) yang diukur lebih dari batasan nilai suhu dan hanya berbeda beberapa derajat saja sistem akan bekerja.

c. *Pressure control*

Pada umumnya *pressure control* memiliki batasan nilai tekanan atau *set point* sebagai parameter didalamnya. Ketika nilai tekanan suatu benda (tekanan aktual) yang diukur lebih dari batasan nilai tekanan dan hanya berbeda beberapa atm atau satuan tekanan saja sistem akan bekerja.

d. *Weight control*

Sistem kontrol ini terpasang pada dinding silo dan akan memberikan sinyal isyarat berupa tanda lampu dan bunyi apabila berat suatu material melebihi berat atau belum sesuai dengan berat yang telah di *setting*.

Pengendalian proses bertujuan untuk menghasilkan produk agar sesuai dengan spesifikasi standar, yang dilakukan terhadap kerja pada suatu nilai tertentu. Sehingga, pengendalian mutu dilakukan untuk memastikan bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

Tahap selanjutnya, setelah disusun perencanaan produksi dan dijalankan proses produksi. Agar proses berjalan dengan baik dan menghasilkan kualitas produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan serta kuantitas produk yang dihasilkan sesuai dengan waktu yang ditargetkan. Maka, diperlukan adanya pengawasan dan pengendalian produksi. Kemudian, pada tangki penyimpanan produk asetofenon

perlu dilakukan *quality control* kualitas produk sebelum didistribusikan ke pasar.

Pengendalian kualitas atau mutu proses secara umum dapat dilakukan dengan cara tiga metode diantaranya:

1. Pengawasan proses secara langsung

Metode ini dilakukan dengan cara mengawasi secara langsung masing-masing proses terhadap aliran bahan baku dan mesin produksi oleh tim dari *quality control*.

2. Pengawasan secara otomatis dan melalui panel kendali

Pengawasan secara otomatis terhadap proses produksi biasanya dilakukan pada kontrol suhu, tekanan, dan kuantitas material pada proses operasi. Mesin akan secara otomatis memberikan sinyal atau tanda-tanda melalui sistem kontrol dan berhenti apabila terjadi penyimpangan selama proses berlangsung.

3. Pengawasan kondisi parameter mesin

Metode pengawasan ini berfokus pada parameter-parameter yang ada pada mesin produksi ketika sedang berjalan. Pengaturan ulang agar sesuai dengan standar yang diinginkan harus dilakukan apabila ditemukan parameter yang tidak sesuai dengan standar.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk melalui proses produksi bertujuan untuk menghasilkan produk asetofenon yang sesuai dengan spesifikasi standar yang diinginkan dan kuantitas produksi yang dihasilkan sesuai dengan target waktu yang sudah direncanakan. Penyimpangan kualitas dapat terjadi karena kualitas bahan

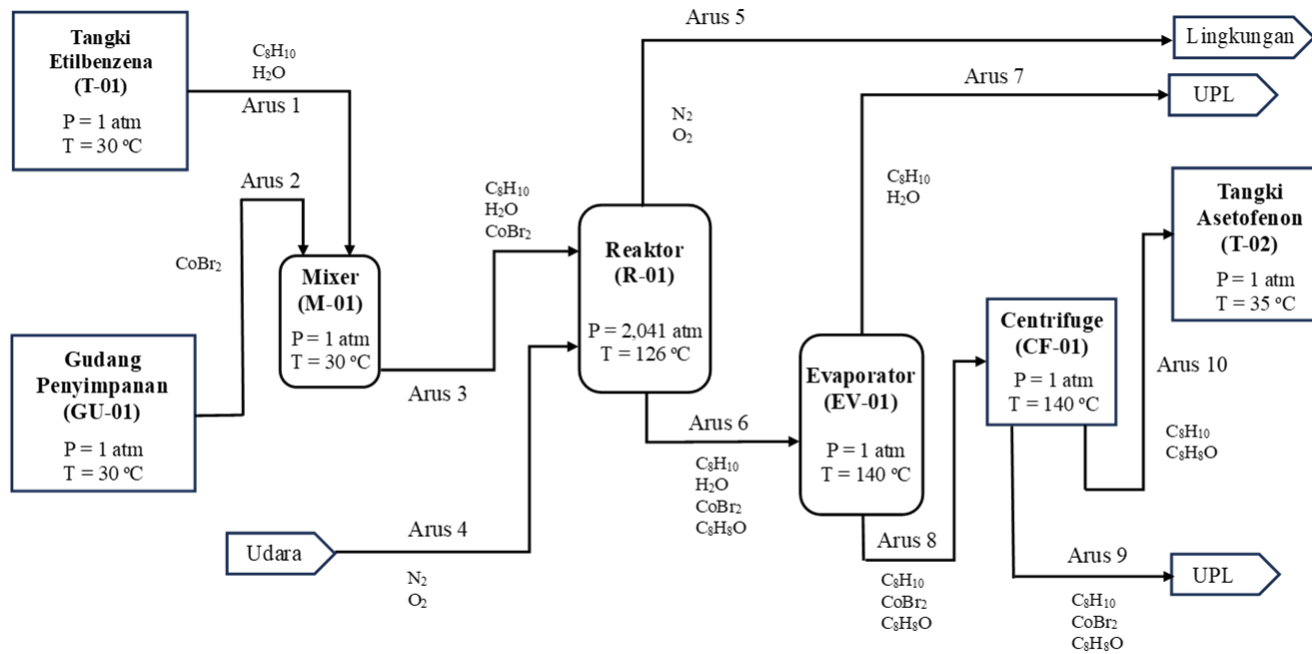
baku yang kurang bagus, kesalahan operasi dan alat yang mengalami kerusakan. Penyimpangan kualitas dapat diketahui melalui hasil analisa pada bagian *quality control* di laboratorium. Maka dari itu diperlukan pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan baik.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

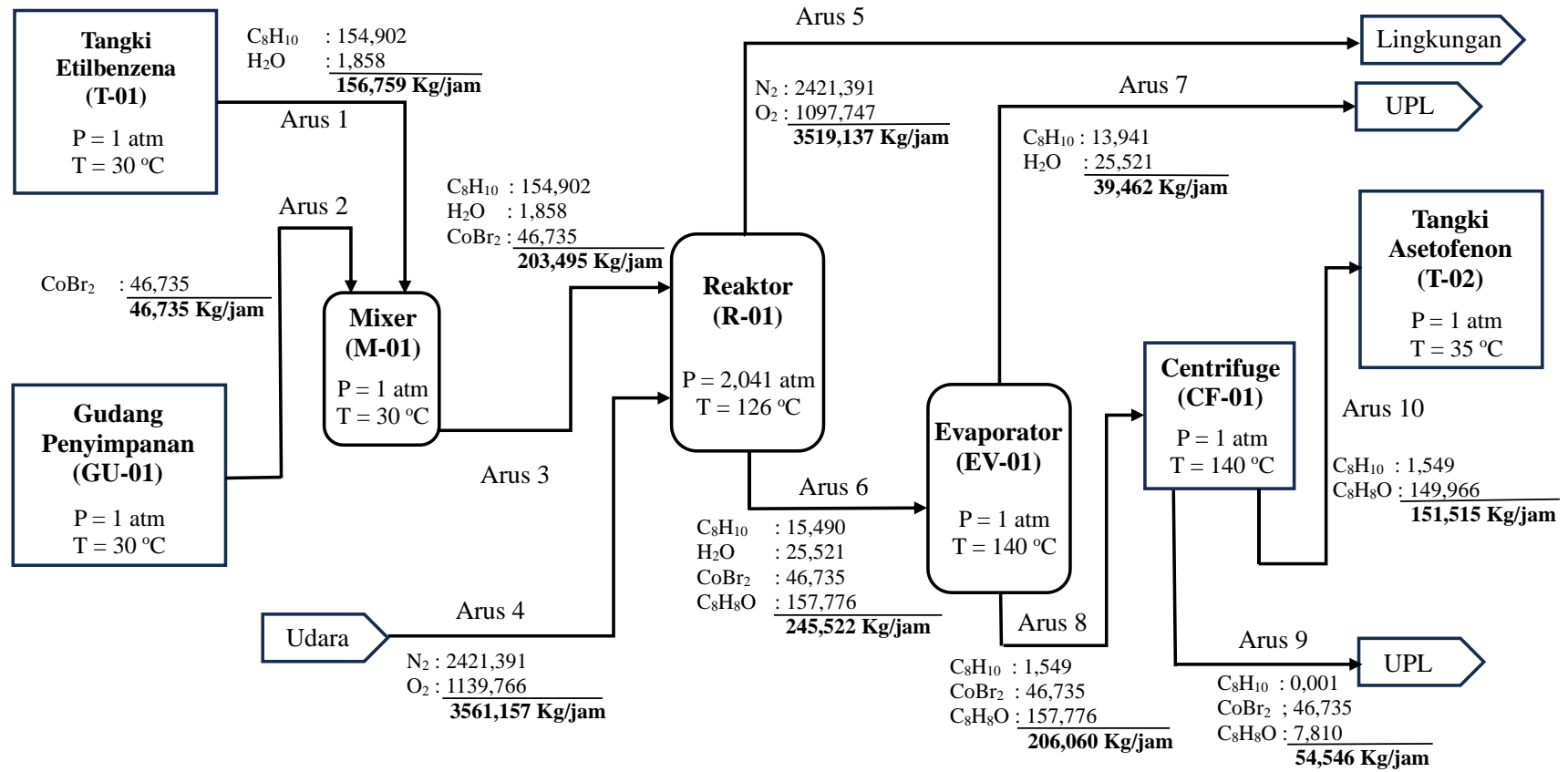
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

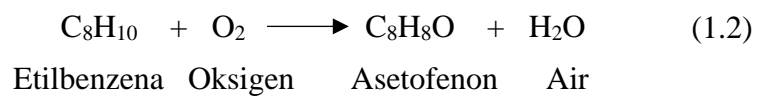
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Reaksi pembentukan asetofenon (C_8H_8O) menggunakan metode oksidasi, yaitu dengan mereaksikan bahan baku etilbenzena dengan oksigen menggunakan bantuan katalis kobalt bromida ($CoBr_2$). Reaksi terjadi pada suhu $126^\circ C$ dan pada tekanan 30 psi, dengan produk utama berupa asetofenon dan produk samping berupa air (Sanders, 1953). Reaksi memiliki konversi sebesar 90% dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Pada proses reaksi asetofenon didalam reaktor, terdapat 2 aliran umpan yang terdiri dari umpan A (etilbenzena dan kobalt bromida) dan umpan B (udara). Perbandingan umpan A dan B yaitu 2 : 35 dengan komposisi umpan A yang terdiri dari 95% etilbenzena dan 5% katalis (Gutmann dkk., 2013). Bahan baku berupa etilbenzena dialirkan menggunakan pompa (P-01) dari tangki (T-01) menuju *mixer* (M-01) untuk dilakukan proses pencampuran terlebih dahulu dengan katalis. Katalis yang digunakan adalah kobalt bromida ($CoBr_2$) dari gudang (GU-01) yang dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju *hopper* (H-01). Pencampuran dilakukan menggunakan *mixer* (M-01) pada kondisi operasi suhu $30^\circ C$ dengan tekanan 1 atm, tujuannya untuk mencampurkan sehingga memudahkan proses reaksi yang terjadi pada reaktor nantinya. Umpan campuran pada *mixer* (M-01) kemudian dipompakan menggunakan pompa (P-02) menuju *heater* (H-01) untuk dinaikkan suhunya dari $30^\circ C$ menjadi $126^\circ C$. Setelah dinaikkan suhunya kemudian umpan dari *heater* (H-01) dipompa menggunakan pompa (P-03) menuju reaktor bersamaan dengan dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 30 psi atau 2,041 atm, menyesuaikan kondisi operasi yang diperlukan pada

reaktor. Kemudian, umpan tersebut dialirkan menuju reaktor (R-01) pada lubang *inlet* samping bagian atas reaktor dan untuk lubang *inlet* samping bagian bawah reaktor, dialirkan udara yang telah difiltrasi menggunakan *bag filter* (F-01) yang kemudian dikompresi menggunakan *kompresor* (K-01) untuk dinaikkan tekanannya dari 1 atm menjadi 30 psi atau 2,041 atm. Umpan udara kemudian dinaikkan suhunya dari 30°C menjadi 126°C menggunakan *heater* (H-02) kemudian umpan udara dialirkan menuju reaktor (R-01).

Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor *bubble*, sehingga umpan fluida gas mengalir dari bawah keatas dan umpan fluida cair mengalir dari atas kebawah yang kemudian terjadi kontak reaksi. Proses reaksi yang terjadi pada reaktor (R-01) merupakan reaksi oksidasi dengan kondisi operasi pada suhu 126°C dan tekanan 2,041 atm. Reaksi tersebut menghasilkan produk utama berupa asetofenon dan produk samping berupa air. Di dalam reaktor, kobalt bromida larut dalam air membentuk *slurry*. Fluida gas yang berupa udara hasil sisa reaksi kemudian dikeluarkan menuju pipa keluar bagian atas reaktor. Sedangkan, fluida cair dialirkan menuju pipa dari bagian bawah reaktor menuju proses pemisahan, yang terdiri atas campuran asetofenon, kobalt bromida, dan sisa reaksi dari etilbenzena.

Pada proses pemisahan, produk bawah reaktor diturunkan tekanannya terlebih dahulu dari 2,041 atm menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EX-01). Kemudian dialirkan menuju *evaporator* (EV-01) untuk menguapkan air dan etilbenzena. Suhu operasi yang digunakan pada evaporator adalah 140°C dengan tekanan 1 atm. Campuran uap air dialirkan melalui pipa keluar bagian atas evaporator menuju *condensor* (CD-01) untuk diembunkan sebelum masuk ke unit pengolahan limbah. Sedangkan, asetofenon, kobalt bromida dan sedikit sisa

etilbenzena sebagai komponen yang tidak teruapkan, dialirkan melalui pipa keluar bagian bawah evaporator menggunakan pompa (P-04) menuju proses pemisahan padat-cair di *centrifuge* (CF-01), umpan yang masuk ke *centrifuge* berupa *slurry*. Komponen kobalt bromida yang berupa padatan dan sedikit komponen cair yang terikut dipisahkan dan dialirkan menuju unit pengolahan limbah menggunakan *screw conveyer* (SC-02). Sedangkan, komponen cairan yang terdiri dari asetofenon dan sedikit *impurities* berupa etilbenzena dialirkan menggunakan pompa (P-05) menuju *cooler* (CL-01) untuk diturunkan suhunya dari 140°C menjadi 35°C. Kemudian, setelah didinginkan produk asetofenon dialirkan menggunakan pompa (P-06) menuju tangki penyimpanan (T-02).

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1 Tangki

Spesifikasi tangki proses dapat dilihat pada Tabel 3.1 di bawah ini :

Tabel 3.1 Spesifikasi tangki proses

Parameter	T-01	T-02
Fungsi tangki	Menyimpan etilbenzena	Menyimpan asetofenon
Jenis tangki	<i>Vertical silinder tank, flat bottom, torispherical roof</i>	<i>Vertical silinder tank, flat bottom, torispherical roof</i>
Bahan	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i>
Waktu penyimpanan	7 hari	7 hari
Jumlah	1	1
Kondisi operasi	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 35 Tekanan (atm) : 1

Lanjutan Tabel 3.1

Dimensi Alat		
Diameter (m)	4,572	4,572
Tinggi (m)	3,658	3,658
Volume (m ³)	36,616	30,135
Tebal silinder (in)		
1. <i>Course</i> 1	0,313	0,313
2. <i>Course</i> 2	0,313	0,313
Tebal <i>head</i> (in)	0,313	0,313
Tinggi <i>head</i> (m)	0,861	0,861
Tebal <i>bottom</i> (in)	0,313	0,313
Harga (Rp)	365.810.668,30	365.810.668,30

3.3.2 *Screw Conveyor*

Spesifikasi *screw conveyor* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.2 di bawah ini :

Tabel 3.2 Spesifikasi *Screw Conveyer*

Parameter	Spesifikasi <i>Screw Conveyer</i>	
Kode	SC-01	SC-02
Fungsi	Mengangkut katalis kobalt bromida dari gudang ke <i>hooper</i> (H-01)	Mengangkut katalis kobalt bromida dari evaporator (EV-01) ke UPL
Nama bahan yang diangkut	Kobalt bromida (CoBr ₂)	
Kondisi operasi		
Suhu (°C)	30	
Tekanan (atm)	1	
Bentuk bahan	<i>Powder</i>	
Jenis <i>conveyer</i>	<i>Screw</i>	
<i>Capacity</i> (kg/jam)	46,735	54,546
Kecepatan (rpm)	40	

Lanjutan Tabel 3.2

Motor <i>power</i> (Watt)	37,285
Dimensi	
Diameter <i>flight</i> (m)	9
Diameter pipa (in)	2,5
Diameter <i>shaft</i> (in)	2
<i>Hanger center</i> (ft)	10
Diameter <i>feed section</i> (in)	6
Panjang (ft)	15
Jumlah	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (Rp)	70.562.463,94

3.3.3 Hooper

Spesifikasi *hooper* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.3 di bawah ini:

Tabel 3.3 Spesifikasi *hooper*

Parameter	Spesifikasi <i>Hooper</i>
Kode	H-01
Fungsi	Menampung katalis kobalt bromida sebelum masuk proses menuju <i>mixer</i> (M-01)
Jumlah	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Tipe	Tangki Silinder dengan <i>Conical Bottom</i>
Kondisi operasi	Tekanan (atm) : 1 Suhu (°C) : 30

Lanjutan Tabel 3.3

Dimensi Alat	
Diameter (m)	0,269
Tinggi (m)	0,317
Tebal (in)	0,188
Volume (m ³)	0,017
Harga (Rp)	198.689.043,19

3.3.4 Mixer

Spesifikasi *mixer* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.4 di bawah ini:

Tabel 3.4 Spesifikasi mixer

Parameter	Spesifikasi Mixer
Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan antara etilbenzena (C ₈ H ₁₀) dengan katalis koblat bromida (CoBr ₂)
Jumlah	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Stell SA-283 Grade C</i>
Tipe	Silinder tegak dengan <i>head torispherical</i> dan <i>flat bottom</i>
Kondisi operasi	Tekanan (atm) : 1 Suhu (°C) : 30
Dimensi Alat	
Diameter <i>shell</i> (m)	
IDs	0,3111
ODs	0,3206
Tinggi <i>shell</i> (m)	0,3733
Volume <i>shell</i> (m ³)	0,0236

Lanjutan Tabel 3.4

Volume <i>head</i> (m ³)	0,007
Volume <i>mixer</i> (m ³)	0,031
Tinggi <i>mixer</i> (m)	0,584
Tinggi <i>head</i> (OA) (m)	0,105
Tebal <i>shell</i> (in)	0,187
Tebal <i>head</i> (in)	0,187
<i>Impeller</i>	
Jenis <i>impeller</i>	<i>Flat blade turbines</i>
Jumlah <i>blade</i>	6
Diameter pengaduk (m)	0,093
Jarak pengaduk (m)	0,104
Lebar pengaduk (m)	0,019
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,026
Jumlah pengaduk (buah)	2
Kecepatan pengadukan (rpm)	2.927
<i>Power</i> pengadukan (hP)	20
Harga (Rp)	289.677.483,53

3.3.5 Reaktor

Spesifikasi reaktor yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.5 di bawah ini:

Tabel 3.5 Spesifikasi reaktor

Spesifikasi	
Kode	R-01
Fungsi	Untuk mereaksikan C ₈ H ₁₀ menjadi C ₈ H ₈ O
Jumlah	1 alat
Jenis	<i>Bubble Reactor</i>

Lanjutan Tabel 3.5

Kondisi operasi	
Tekanan operasi (atm)	2,041
Suhu operasi (°C)	126
Waktu tinggal (jam)	0,772
Dimensi Alat	
Bahan reaktor	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Diameter <i>shell</i>	
	Ods 24 in
	IDs 23,625 in
Tinggi <i>shell</i> (in)	28
Volume <i>shell</i> (m ³)	0,097
Volume <i>head + bottom</i> (m ³)	0,036
Volume reaktor (m ³)	0,152
Tinggi reaktor (m)	1,061
Tinggi <i>head</i> (OA) (m)	0,171
Tebal <i>shell</i> (in)	0,188
Tebal <i>head</i> (in)	0,250
Sparger	
Jenis	<i>Perforated plate</i>
Diameter <i>sparger</i> (cm)	309,179
Diameter lubang (cm)	0,9
Jumlah lubang	68.463
Jaket Pendingin	
Bahan jaket	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Diameter dalam jaket (in)	29,63
Diameter luar jaket (in)	30
Tinggi jaket (in)	28
Tebal jaket (in)	0,188
Beban pendingin (kJ/jam)	8.861,207
Luas selubung <i>reactor</i> (m ²)	1,669

Lanjutan Tabel 3.5

Volume air pendingin (m ³)	7,845
Harga (Rp)	14.855.255,57

3.3.6 Evaporator

Spesifikasi Evaporator yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel

3.6 di bawah ini:

Tabel 3.6 Spesifikasi evaporator

Parameter	Spesifikasi Evaporator
Kode	EV-01
Fungsi	Untuk menguapkan air dan etilbenzena
Jumlah	1 alat
Jenis	<i>Short tube vertical evaporator</i>
Kondisi operasi	
Tekanan operasi (atm)	1
Suhu operasi (°C)	140
Material	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Dimensi Alat	
Tebal <i>shell</i> (in)	0,187
ID (in)	21,625
OD (in)	22
Tinggi <i>shell</i> (m)	0,669
Tebal <i>head</i> atau <i>bottom</i> (in)	0,187
ID (in)	21,625
OD (in)	22
Tinggi <i>Head</i> atau <i>bottom</i> (m)	0,164
Dimensi tube	
ID (in)	0,51
OD (in)	0,75
Panjang (ft)	2

Lanjutan Tabel 3.6

Jumlah <i>tube</i> (buah)	12
Harga (Rp)	1.897.758.898,50

3.3.7 *Centrifuge*

Spesifikasi *centrifuge* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.7 di bawah ini:

Tabel 3.7 Spesifikasi *centrifuge*

Parameter	Spesifikasi <i>Centrifuge</i>
Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan padatan katalis kobalt bromida dengan cairan produk asetofenon
Jumlah	1
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Tipe	<i>Continous decanter centrifuge</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	140
Dimensi Alat	
Diameter <i>bowl</i> (m)	0,152
Panjang <i>bowl</i> (m)	0,5
Kecepatan putar (rpm)	8.034,938
<i>Residence time</i> (menit)	3,101
Gaya sentrifugal	5.500
Daya motor (hP)	5
Harga (Rp)	278.536.041,85

3.3.8 Alat-alat *Heat Exchanger*

Spesifikasi peralatan heat exchanger disajikan pada 3.8 di bawah ini:

Tabel 3.8 Spesifikasi alat-alat *heat exchanger*

Parameter	Heater 1	Heater 2	Cooler	Condensor
Kode alat	HE-01	HE-02	CL01	CD-01
Fungsi	Menaikan temperatur udara dari 30°C menjadi 126°C	Menaikan temperatur produk <i>mixer</i> dari 30°C menjadi 126°C	<i>Mengalirkan hasil pemanasan di heater (H-01) menuju reaktor (R-01)</i>	Mengalirkan <i>slurry</i> dari bawah evaporator (EV-01) menuju <i>centrifuge</i> (CF-01)
Tipe	<i>Double pipe heat exchanger</i>			
Jenis bahan	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>			
Jumlah hairpins (buah)	5	16	4	6
Panjang pipa (ft)	12			
Tube	Udara (gas)	Campuran etilbenzena dan kobalt bromida (cair)	<i>Air pendingin (cair)</i>	Air pendingin (cair)

Lanjutan Tabel 3.8

Annulus		<i>Saturated steam</i>	<i>Fluida panas dari centrifuge (cair)</i>	Fluida panas output atas evaporator (gas)
Kondisi Operasi				
Tin				
- Tube (°C)	116	30	30	30
- Annulus (°C)	190	190	140	105
Tout				
- Tube (°C)	126	126	45	140
- Annulus (°C)	130	130	35	105
Tekanan				
- Tube (atm)	2,041	1	1	1
- Annulus (atm)	1	1	1	1
Cold Fluid: Inner Pipe				
IPS (in)	3	1,25	1,25	1,25
Flow area (in ²)	7,38	1,5	1,5	1,5
OD (in)	3,5	1,66	1,66	1,66

Lanjutan Tabel 3.8

ID (in)	3,068	1,38	1,38	1,38
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	0,917	0,435	0,435	0,435
<i>Hot Fluid: Annulus (steam)</i>				
IPS (in)	4	2	2	2
<i>Flow area</i> (in ²)	3,14	1,19	1,19	1,19
OD (in)	4,5	2,380	2,38	2,38
ID (in)	4,026	2,067	2,067	2,067
<i>Surface area</i> (ft ² /ft)	1,178	0,622	0,622	0,622
A (ft ²)	110,04	167,04	62,64	41,76
Harga (Rp)	22.097.192,65	37.138.138,91	29.710.511,13	250.682.437,67

3.3.9 Kompresor

Spesifikasi *kompressor* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.9 di bawah ini:

Tabel 3.9 Spesifikasi *Kompresor*

Parameter	Spesifikasi <i>Kompresor</i>			
Kode	K-01			
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan udara dari 1 atm ke 2,041 atm untuk dialirkan menuju Reaktor (R-01)			
Jumlah	1 buah			
Tipe	<i>Centrifugal single stage</i>			
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 grade C</i>			
Kondisi Operasi				
Tekanan masuk	1,0	atm	14,696	psi
Tekanan keluar	2,041	atm	29,994	psi
Suhu masuk	30	°C	303	K
Suhu keluar	116	°C	389	K
Spesifikasi				
Jumlah <i>stage</i>	1	buah		
<i>Power</i>	2,596	Hp	2	kW
Harga (Rp)	189.404.508,46			

3.3.10 Hooper

Spesifikasi *hooper* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.10 di bawah ini:

Tabel 3.10 Spesifikasi *hooper*

Parameter	Spesifikasi <i>Hooper</i>
Fungsi	Menampung CoBr_2 sebelum masuk proses menuju <i>mixer-01</i>

Lanjutan Tabel 3.10

Jenis	Tangki silinder dengan <i>conical bottom</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283, Grade C.</i>
Jumlah	1
Kondisi operasi	
Suhu (°C)	30
Tekanan (atm)	1
Dimensi	
Diameter (m)	0,269
Tinggi (m)	0,317
Tebal (in)	0,188
Volume (m ³)	0,0167
Harga (Rp)	198.689.043,19

3.3.11 Filter Udara

Spesifikasi filter udara yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.11 di bawah ini:

Tabel 3.11 Spesifikasi filter udara

Parameter	Spesifikasi Filter Udara
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring udara sehingga mendapatkan bahan baku berupa O ₂ dan N ₂ yang bersih
Tipe	<i>Bag Filter</i>
Bahan	<i>Wool Black</i>
Jumlah	1
Jumlah bag	18
Kapasitas (kg/jam)	4.273,388
<i>Flow area</i> (m ²)	17,519
Harga (Rp)	9.284.534,73

3.3.12 Expansion Valve

Spesifikasi *expansion valve* yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada

Tabel 3.12 di bawah ini:

Tabel 3.12 Spesifikasi *expansion valve*

Parameter	Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>
Kode	EX-01
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil keluaran R-01 dari 2,041 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke EV-01
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i> Globe
Jenis	Valve Open
Kapasitas (kg/jam)	245,522
Dimensi	
ID (in)	0,364
OD (in)	0,54
<i>Flow area</i> (ft ²)	0,104
Panjang ekivalen (m)	5,486

3.3.13 Pompa

Spesifikasi Pompa yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 3.13 di bawah ini:

Tabel 3.13 Spesifikasi pompa proses

Parameter	Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4	Pompa 5	Pompa 6
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan Etilbenzena dari Tangki (T-01) menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan campuran Etilbenzena dan CoBr ₂ dari <i>mixer</i> (M-01) menuju <i>Heater</i> (H-01)	Mengalirkan hasil pemanasan di <i>heater</i> (H-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan <i>slurry</i> dari bawah evaporator (EV-01) menuju <i>centrifuge</i> (CF-01)	Mengalirkan filtrat dari <i>centrifuge</i> (CF-01) menuju <i>cooler</i> (CL-01)	Mengalirkan produk dari <i>cooler</i> (CL-01) menuju tangki penyimpanan asetofenon (T-02)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>					
Bahan konstruksi	<i>Cast iron</i>					

Lanjutan Tabel 3.13

<i>Impeller</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Kapasitas (gpm)	0,960	0,749	0,795	0,749	0,918	0,830
Tekanan input (atm)	1	1	1	1	1	1
Tekanan output (atm)	1	1	2,041	1	1	1
Suhu operasi (°C)	30	30	126	140	140	35
<i>Total head</i> (m)	1,675	2,661	2,320	0,303	1,967	4,522
Efisiensi pompa (%)	20	20	20	20	20	20
<i>Power</i> motor (Hp)	0.05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Harga (Rp)	38.995.045,86	38.995.045,86	38.995.045,86	38.995.045,86	38.995.045,86	38.995.045,86

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Tabel 3.14 Neraca Massa di M-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₈ H ₁₀	154,902		154,902
H ₂ O	1,858		1,858
CoBr ₂		46,735	46,735
Subtotal	156,759	46,735	203,495
Total	203,495		203,495

3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.15 Neraca massa di R-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₈ H ₁₀	154,902			15,490
H ₂ O	1,858			25,521
CoBr ₂	46,735			46,735
C ₈ H ₈ O				157,776
O ₂		1.139,766	1.097,747	
N ₂		2.421,391	2.421,391	
Subtotal	203,495	3.561,157	3.519,137	245,522
Total	3.764,7			3.764,7

3.4.3 Neraca Massa Evaporator (EV-01)

Tabel 3.16 Neraca massa di EV-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₈ H ₁₀	15,490	13,941	1,549
H ₂ O	25,521	25,521	
CoBr ₂	46,735		46,735
C ₈ H ₈ O	157,776		157,776
Subtotal	245,522	39,462	206,060
Total	245,522	245,522	

3.4.4 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 3.17 Neraca massa di CF-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₈ H ₁₀	1,549	0,001	1,549
CoBr ₂	46,735	46,735	
C ₈ H ₈ O	157,776	7,810	149,966
Subtotal	206,060	54,546	151,515
Total	206,06	206,06	

3.4.5 Neraca Massa Total (DC-01)

Tabel 3.18 Neraca massa total

Komponen	Massa Input (kg/jam)				Massa Output (kg/jam)			
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 5	Arus 7	Arus 9	Arus 10	
C ₈ H ₁₀	154,902				13,941	0,001	1,549	
H ₂ O	1,858				25,521			
CoBr ₂		46,735				46,735		
C ₈ H ₈ O						7,810	149,966	
O ₂			1.139,766	1.097,747				
N ₂			2.421,391	2.421,391				
Subtotal	156,759	46,735	3.561,157	3.519,137	39,462	54,546	151,515	
Total		3.764,7			3.764,7			

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Tabel 3.19 Neraca panas M-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas umpan arus 1	1.381,228	
Panas umpan arus 2	201,373	
Panas keluar arus 3		1.582,601
Total	1.582,601	1.582,601

3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.20 Neraca panas R-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas umpan arus 3	33.095,838	
Panas umpan arus 4	361.910,341	
Panas reaksi		499,457
Panas keluar arus 5		357.957,059
Panas keluar arus 6		45.410,870
Panas yang diserap pendingin	8.861,207	
Total	403.867,386	403.867,386

3.5.3 Neraca Panas Heater (H-01)

Tabel 3.21 Neraca panas H-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas masuk	1.448,155	
Panas keluar		30.643,887
Panas <i>steam</i>	29.195,732	
Total	30.643,887	30.643,887

3.5.4 Neraca Panas Heater (H-02)

Tabel 3.24 Neraca panas H-02

Komponen	Output (kJ/jam)	Input (kJ/jam)
Panas masuk		325.873,418
Panas keluar	361.910,366	
Panas <i>steam</i>		360.36,948
Total	361.910,366	361.910,366

3.5.5 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Tabel 3.22 Neraca panas EV-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas arus 6	45.410,870	
Panas arus 7		78.65,035
Panas arus 8		34.304,118
Panas penguapan		80.947,694
Panas <i>steam</i> masuk	109.447,971	
Panas <i>steam</i> keluar		31.741,995
Total	154.858,841	154.858,841

3.5.6 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Tabel 3.23 Neraca panas CD-01

Komponen	Output (kJ/jam)	Input (kJ/jam)
Panas masuk	7.865,035	
Panas keluar		10.487,772
Panas kondensasi	59.350,299	
Panas air masuk	3.804,973	
Panas air keluar		60.532,535
Total	71.020,307	71.020,307

3.5.7 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Tabel 3.24 Neraca panas CL-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas masuk	30.766,377	
Panas keluar		2.540,333
Panas air pendingin		28.226,043
Total	30.766,377	30.766,377

3.5.8 Neraca Panas *Centrifuge* (CF-01)

Tabel 3.25 Neraca panas CF-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas masuk	34.309,2	
Panas keluar padatan		3.538,43
Panas keluar filtrat		30.770,85
Total	34.309,2	3.4309,2

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik (*Plant Location*)

Penentuan lokasi suatu pabrik akan sangat berpengaruh terhadap pertumbuhan dan perkembangan pabrik. Lokasi suatu pabrik harus dipilih dengan berbagai pertimbangan dan umumnya dibangun di kawasan strategis yang dapat mendukung operasional pabrik agar dapat berjalan berjalan secara efektif dan efisien. Seperti kemudahan akses dalam pengadaan bahan baku, kemudahan akses distribusi, ketersediaan air baku, penyediaan bahan pendukung dan utilitas pabrik, serta kemudahan penunjang lainnya.



Gambar 4.1 Perencanaan Lokasi Pabrik Asetofenon (Google Earth)

Dalam mempertimbangkan lokasi pabrik ada beberapa faktor yang dipertimbangkan agar secara operasional pabrik berjalan secara efektif, efisien dan

menguntungkan. Secara umum faktor-faktor tersebut dikelompokkan menjadi 2 yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

4.1.1 Faktor Primer

a. Ketersediaan Bahan Baku (*Raw Material Oriented*)

Bahan baku utama pabrik pembuatan asetofenon yaitu etilbenzena (C_8H_{10}) di suplai dari PT. Styrimo Mono Indonesia, yang berada di Desa Mangunreja, Kecamatan Serang, Kabupaten Serang, Provinsi Banten. Sedangkan, pabrik yang akan dibangun berada di Desa Kertasana, Kecamatan Bojonegara, Kabupaten Serang. Atau kurang lebih berjarak 15 km dari pabrik bahan baku. Lokasi tersebut juga cukup dekat dengan akses menuju pelabuhan untuk mendapatkan suplai katalis kobalt bromida yang di impor dari China.

b. Pemasaran

Kabupaten Serang sebagian wilayahnya masuk kedalam kawasan industri Banten sehingga untuk akses penunjang distribusi cukup memadai. Seperti akses jalan nasional dan jalan tol Jakarta-Merak serta akses lainnya untuk kegiatan lintas pulau dan ekspor impor seperti pelabuhan dan bandara. Lokasi pabrik yang dibangun berada sekitar 3 km menuju pintu gerbang jalan tol Cilegon timur. Sehingga, cukup strategis untuk kemudahan aktivitas distribusi. Daerah Kabupaten Serang merupakan salah satu kawasan transportasi industri. Sehingga, kemudahan industri lain yang memerlukan produk asetofenon sebagai bahan baku menjadi kelebihan tersendiri untuk menekan biaya transportasi.

c. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah keperluan tenaga listrik, air dan bahan bakar. Karena daerah kabupaten serang merupakan kawasan industri maka kebutuhan utilitas dapat dipenuhi dengan mudah dan murah oleh industri sekitarnya. Kebutuhan air utilitas diambil dari air sungai kali berung, yang lokasinya tepat berada di belakang pabrik yang dibangun. Sedangkan, untuk kebutuhan daya listrik disuplai langsung dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Kebutuhan bahan bakar pabrik dapat dipenuhi dari PT Pertamina depot Banten.

d. Tenaga Kerja

Tersedianya tenaga kerja yang kompeten dan terampil menjadi satu hal yang penting dalam keberlangsungan operasional pabrik. Sumber daya manusia yang profesional dan terlatih diwilayah Banten dan sekitarnya bisa menjadi penyuplai tenaga kerja dalam menjalankan aktivitas industri di pabrik yang dibangun.

e. Transportasi

Wilayah Kabupaten Serang memiliki akses yang cukup memadai untuk kegiatan transportasi melalui darat, laut maupun udara. Wilayah serang dilalui oleh jalan nasional dan jalan tol Jakarta-Merak, yang terintegrasi menuju pelabuhan dan bandara.

4.1.2 Faktor Sekunder

a. Buangan Pabrik

Lokasi pabrik Buangan limbah cair yang mengandung larutan kimia diolah terlebih dahulu di *Water Waste Treatment* sebelum dialirkan ke sungai.

b. Kebijakan Pemerintah

Daerah Kabupaten Serang sebagian wilayahnya masuk kedalam kawasan industri Banten. Pemerintah Kabupaten Serang juga telah memiliki kebijakan dalam pengelolaan tata ruang wilayahnya. Sebagai dukungan terhadap perkembangan industri pemerintah Kabupaten Serang memiliki wilayah yang dikhususkan untuk kawasan industri. Sehingga, pendirian pabrik di kawasan tersebut menjadi lebih mudah dan menarik minat banyak investor.

c. Tanah dan Iklim

Kawasan Kabupaten Serang memiliki area lahan kosong yang masih tergolong lebih luas dibandingkan dengan wilayah sekitarnya. Sehingga, untuk ketersediaan tanah masih memungkinkan untuk pendirian pabrik beserta dengan area perluasannya. Kondisi iklim di Kabupaten Serang relatif sama seperti iklim di Indonesia pada umumnya dan tidak membawa pengaruh yang besar terhadap jalannya proses produksi.

d. Keadaan Masyarakat

Masyarakat di area kawasan industri umumnya akomodatif terhadap perkembangan industri. Kehadiran pabrik di wilayahnya dapat dimanfaatkan untuk pertumbuhan ekonomi dan penyerapan lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik memiliki peran dalam menjamin efektifitas, efisiensi dan keamanan dari operasional pabrik. Tata letak pabrik secara umum meliputi area perkantoran, area proses, area utilitas, area pengolahan limbah, jalur transportasi,

area perluasan serta fasilitas-fasilitas penunjang lainnya. Tata letak pabrik harus dibuat seefisien mungkin agar dapat menekan biaya luas tanah yang diperlukan dan kinerja alat yang dapat berjalan secara maksimal, tetapi tetap mempertimbangkan aspek-aspek lainnya seperti keamanan, dampak lingkungan serta arsitektur keindahan. Adapun tujuan lainnya dalam mendesain tata letak pabrik yang baik diantaranya :

- Mempermudah mobilitas keluar masuk area pabrik.
- Proses pembuatan produk menjadi lebih efisien.
- Mempermudah penanggulangan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dll.
- Mencegah terjadinya polusi.
- Memudahkan pemasangan, pemeliharaan, dan perbaikan.
- Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

Dalam mendesain tata letak pabrik yang baik perlu melakukan beberapa pertimbangan seperti :

- Penyesuaian alur proses produksi
- Perluasan area pabrik untuk pengembangan di masa yang akan datang
- Efisiensi jalur instalasi pengadaan utilitas
- Keamanan dan keselamatan kerja
- Kontruksi bangunan
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Pembuangan limbah cair

- *Service area* seperti ruang ibadah, kantin, parkir, dan sebagainya berada ditempat yang mudah dijangkau dan terpisah dengan area proses.

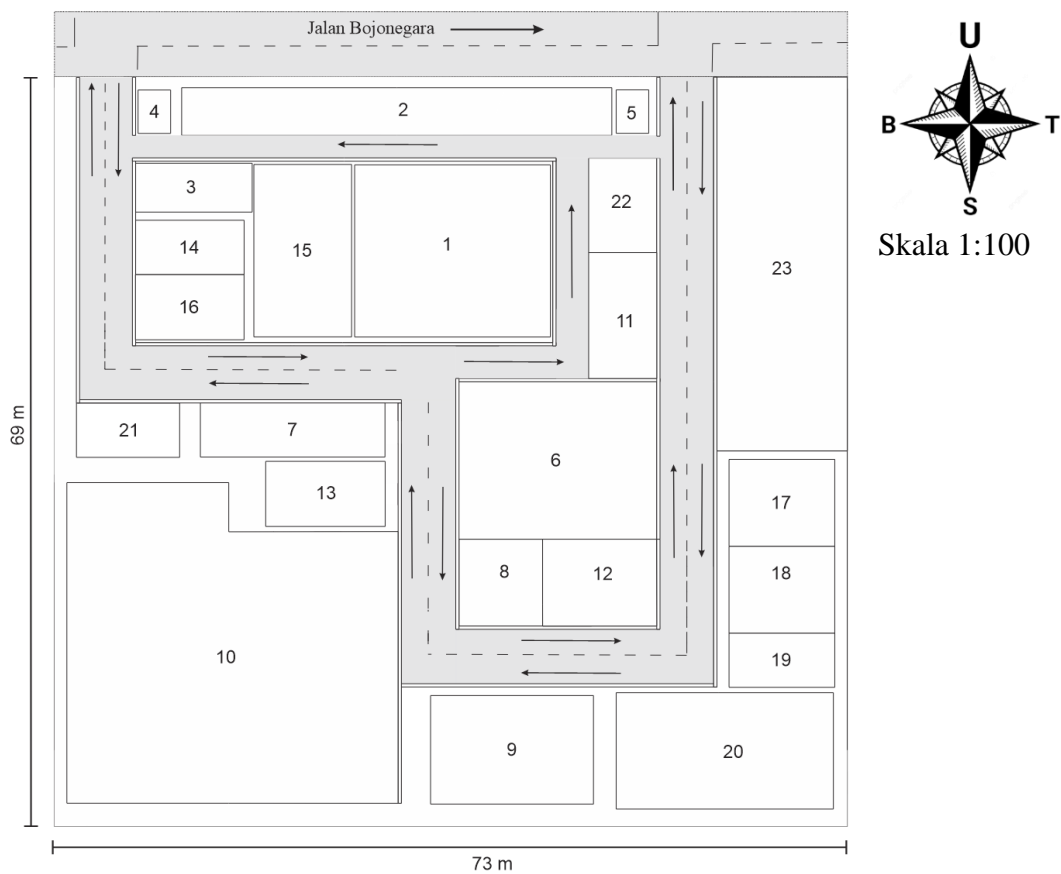
Berikut merupakan rincian dari penggunaan area lahan pabrik yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 di bawah ini :

Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Lahan Pabrik

No	Area	Luas (m ²)
1	Kantor utama	204
2	Area halaman kantor dan parkir mobil	156
3	Area parkir motor karyawan	88
4	Pos jaga 1	12
5	Pos jaga 2	12
6	Area Proses	268,25
7	Ruang kontrol	85
8	Area gudang penyimpanan	42
9	Area unit pengelolaan lingkungan	150
10	Area utilitas	899,75
11	Area <i>loading space</i> 1	71,5
12	Area <i>loading space</i> 2	88
13	Laboratorium	54
14	Klinik	50
15	Gedung serbaguna	135
16	Kantor HSSE	60
17	Ruang alat	64
18	Ruang teknik	64
19	Bengkel	40
20	Parkir Truk	209
21	Ruang kelistrikan	47,5
22	Taman	48
23	Jalan, area hijau dan saluran air	1.781

Lanjutan Tabel 4.1

24	Area perluasan	408
Total Luas Bangunan		2.187,5
Total Luas Tanah		5.037



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik Asetofenon

Keterangan :

- | | |
|---|----------------------|
| 1. Kantor utama | 13. Laboratorium |
| 2. Area Halaman Kantor dan Parkir Mobil | 14. Klinik |
| 3. Area Parkir Motor Karyawan | 15. Gedung Serbaguna |
| 4. Pos Jaga 1 | 16. Kantor HSSE |

- | | |
|---------------------------------|-----------------------|
| 5. Pos Jaga 2 | 17. Ruang Alat |
| 6. Area Proses | 18. Ruang Teknik |
| 7. Ruang Kontrol | 19. Bengkel |
| 8. Area Gudang Penyimpanan | 20. Area Parkir Truk |
| 9. Area Unit Pengolahan Limbah | 21. Ruang Kelistrikan |
| 10. Area Utilitas | 22. Taman |
| 11. Area <i>Loading Space</i> 1 | 23. Area Perluasan |
| 12. Area <i>Loading Space</i> 2 | |

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

Salah satu faktor kelancaran proses produksi ialah mendesain tata letak alat proses sebaik mungkin, agar lebih efisien dan aman. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam mendesain tata letak proses adalah sebagai berikut :

1. Aliran proses produksi

Agar aliran proses produksi berjalan secara efektif, tata letak alat proses dibuat dengan menyesuaikan aliran proses. Aliran *inlet* diusahakan dekat dengan aliran *outlet* alat sebelumnya, supaya kinerja alat bisa berjalan secara maksimal dan ekonomis..

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar peralatan proses perlu diperhatikan kelancarannya. Tujuannya adalah untuk menghindari akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Pencahayaan sebuah pabrik harus diperhatikan terutama dan pada area-area yang beresiko tinggi atau berbahaya diperlukan adanya penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Area lalu lintas manusia perlu diperhatikan agar mobilitas pekerja dalam operasional pabrik bisa dengan mudah dan aman mengakses ke berbagai alat dan juga dapat memudahkan ketika perlu perawatan atau perbaikan alat.

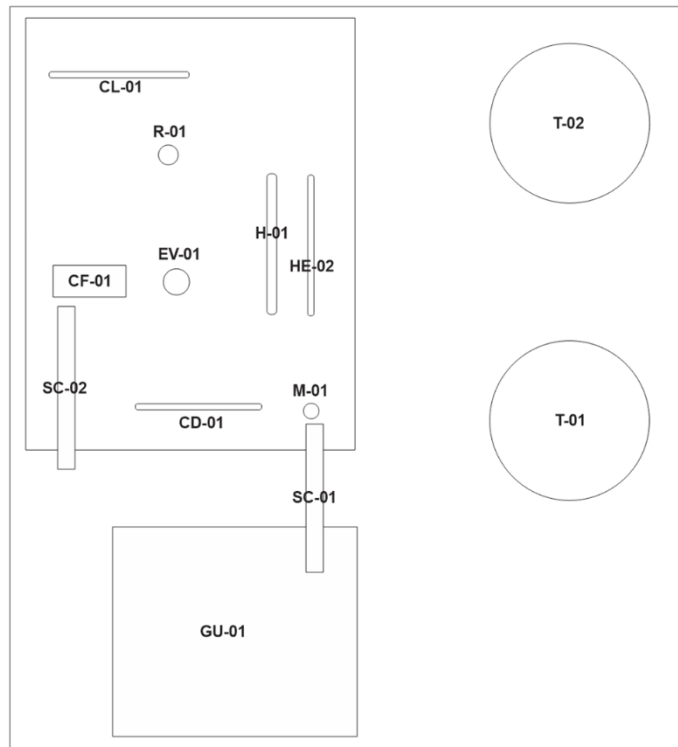
5. Pertimbangan ekonomi

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

6. Jarak antar alat proses

Jarak antar alat proses disesuaikan dengan aliran proses dan kondisi operasi masing-masing proses.

Berikut merupakan tata letak alat proses yang dapat dilihat pada Gambar 4.3 di bawah ini:



Gambar 4.3 Tata letak alat pabrik asetofenon

Keterangan :

- | | |
|------------------------|--------------------|
| 1. T : Tangki | 6. CL : Cooler |
| 2. Gu : Gudang | 7. CF : Centrifuge |
| 3. Sc : Screw Conveyer | 8. HE : Heater |
| 4. M : Mixer | 9. CD : Kondensor |
| 5. EV : Evaporator | 10. R : Reaktor |

4.1 Organisasi Perusahaan

4.1.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan pabrik asetofenon yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Pada Pasal 1 UU No. 40 tahun 2007 menjelaskan jika Perseroan terbatas merupakan badan hukum berupa persekutuan modal yang didirikan atas

perjanjian. Modal sebuah PT dalam bentuk saham. Saham merupakan bukti kepemilikan berupa klaim dalam bentuk surat berharga. Berdasarkan kepemilikan saham tersebut, maka dapat disebut jika telah menyetorkan modal sehingga ikut berpartisipasi dalam kepemilikan perusahaan. Pemilihan bentuk perusahaan berdasarkan:

1. Memiliki kredibilitas yang tinggi karena merupakan badan hukum yang diatur dalam UU.
2. Pengumpulan modal yang lebih mudah dan luas karena bisa menarik mendapatkan modal dari jumlah orang yang banyak.
3. Terpisahnya pemegang saham dengan pengurus. Pengurus perusahaan merupakan direksi, sedangkan pemilik perusahaan adalah pemegang saham. Oleh karena itu, dapat meminimalisir pengaruh atau gangguan dari luar perusahaan karena yang memegang tanggung jawab produksi adalah direksi.
4. Memiliki keberlanjutan yang operasional perusahaan. Dengan kata lain, apabila pemilik saham berubah, PT tetap dapat berjalan.

4.1.2 Struktur Organisasi

Dalam menjalankan suatu pabrik diperlukan adanya manajemen atau organisasi yang membantu untuk mengelola operasional lebih efektif dan efisien melalui pembagian tugas dan wewenang. Terdapat bermacam-macam struktur organisasi dalam setiap perusahaan sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari perusahaan tersebut. Berdasarkan bentuknya, stuktur organisasi terbagi menjadi 3 macam yaitu:

1. Organisasi Lini

Bentuk organisasi yang diciptakan oleh Henry Fayol memiliki ciri yaitu garis wewenang sepenuhnya langsung dari kekuasaan tertinggi ke bawahan sehingga organisasi ini relatif lebih kecil dan sederhana.

2. Organisasi Lini dan staf

Kombinasi antara organsisasi lini dan fungsional adalah penggambaran untuk bentuk organisasi ini. Keputusan tertinggi berada pada pimpinan yang dibantu oleh staf untuk kelancaran perusahaan dalam kata lain karyawan bertanggung jawab atas seorang atasan saja. Batasan tugas staf hanya seputar memberikan pemikiran terkait saran dan informasi dalam pengambilan keputusan.

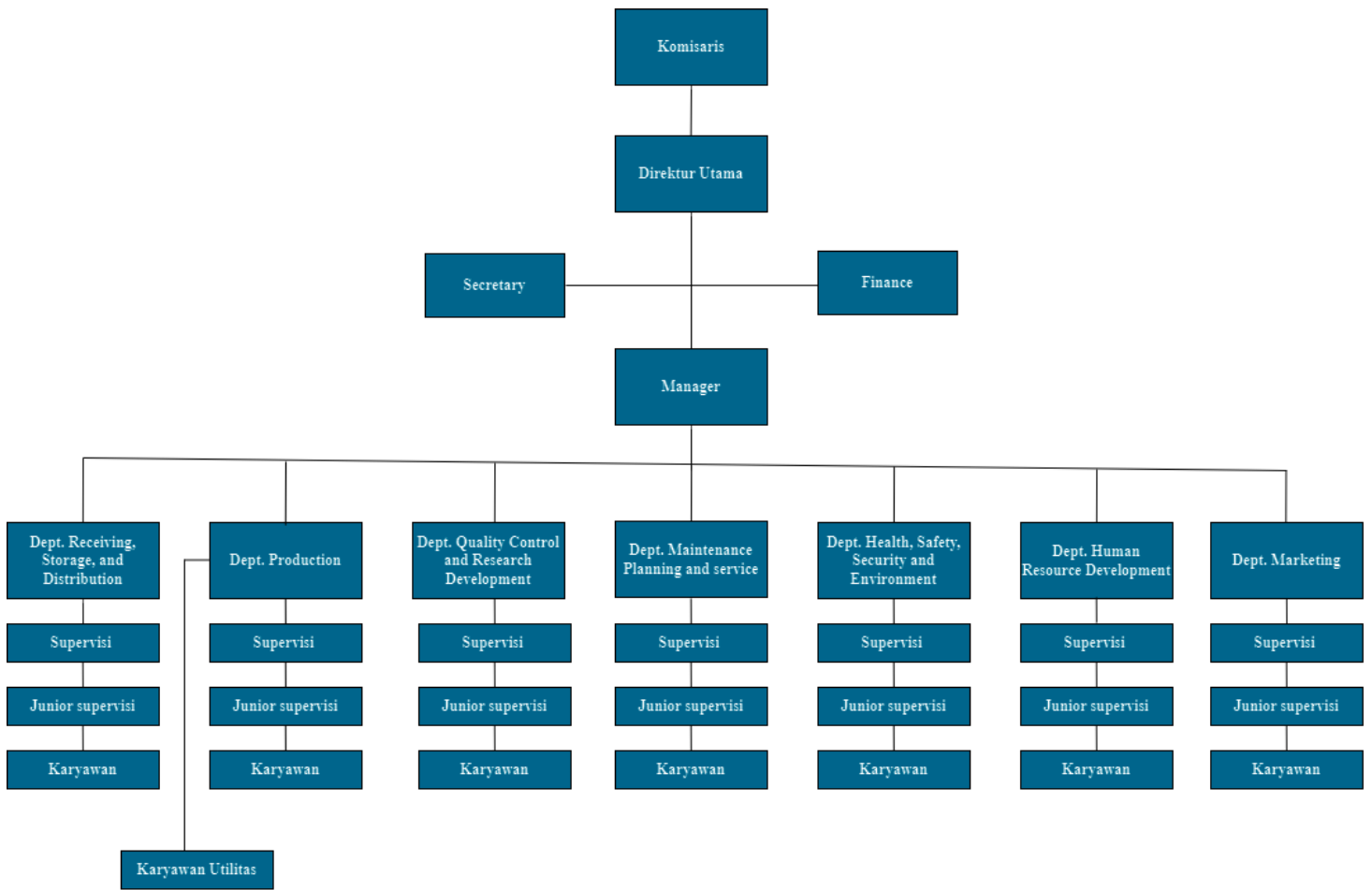
3. Organisasi Fungsional

Organisasi fungsional didasarkan pada pembagian tugas yang disesuaikan dengan kemampuan masing-masing staf.

Pada pabrik asetofenon bentuk organisasinya adalah Lini dan staf. Terdapat pengelompokan wewenang yaitu lini dan staf. Kelompok lini adalah orang-orang yang mengerjakan tugas pokok diantaranya memberi keputusan dan kebijaksanaan dalam mencapai tujuan perusahaan, sedangkan kelompok staf adalah orang-orang yang membantu untuk merealisasikan tujuan tersebut. Dalam hal ini kelompok lini akan melakukan tugas-tugas pokok organisasi, sedangkan kelompok staf mengerjakan kegiatan penunjang. Metode ini memberikan penugasan yang jelas antara pimpinan hingga staf sehingga meningkatkan koordinasi. Pada pabrik asetofenon terdapat 3 posisi pegawai dalam setiap departemen, antara lain:

1. Supervisi, bertugas untuk mengawasi serta mengendalikan proses di pabrik, mengawasi kerja dan mengevaluasi kinerja karyawan sudah sesuai standar yang telah ditetapkan dan memberikan arahan pada bawahannya.
2. Junior supervisi, bertugas sebagai asisten dari supervise serta bertanggung jawab untuk mengawasi kinerja karyawan,
3. Karyawan, bertugas sebagai pelaksana yang berada dibawah arahan supervise dan junior supervisi. Karyawan akan melakukan tugas-tugas yang diberikan sesuai dengan departemen.

Struktur organisasi asetofenon dapat dilihat pada Gambar 4.4. Pada Gambar di bawah ini, komisaris sebagai pimpinan utama yang membawahi manajer dan 7 departemen. Setiap departemen terdiri dari supervisi, junior supervisi, dan karyawan.



Gambar 4.4 Stuktur organisasi

4.1.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah orang-orang yang menanamkan modal ke perusahaan. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan dalam bentuk Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Agenda dalam RUPS antara lain:

1. Memilih dan memberhentikan dewan komisaris ataupun direktur.
2. Persetujuan terkait pelaporan, perubahan anggaran, serta rencana perusahaan kedepannya.
3. Rapat terkait masalah khusus yang perlu untuk dibahas kepada pemegang saham.

b. Dewan Komisaris

Komisaris merupakan perwakilan dari pemilik saham yang diangkat pada RUPS sebagai pengawas kepada direktur agar penjalanan perusahaan sesuai dengan tujuan yang akan ingin dicapai. Seorang komisaris merupakan orang yang memiliki pengalaman yang tinggi dibidang tersebut, memahami alur tata kelola perusahaan, memiliki jiwa kepemimpinan, layak secara hukum, serta disetujui sebagai komisaris pada RUPS, Berikut tugas dari komisaris:

1. Memberikan pengawasan serta pembinaan kepada direktur, tetapi tidak terlibat secara langsung dalam pelaksanaan operasional.
2. Bertanggung jawab atas perusahaan Ketika RUPS.

c. Direktur utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam manajemen operasional dan memiliki tanggung jawab langsung terhadap kegiatan perusahaan. Direktur

bertanggung jawab terhadap komisaris terkait keputusan-keputusan yang diambil serta pencapaian yang dapat diperoleh. Direktur utama membawahi manager. Tugas seorang direktur antara lain:

1. Melaksanakan dan bertanggung jawab terhadap tugas yang diberikan oleh Dewan Kominsaris.
2. Mengawasi kinerja manajer
3. Membuat rencana jangka panjang yang kemudian akan dilaksanakan oleh manajer dan jajarannya.
4. Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah pabrik secara keseluruhan.

d. *Secretary*

Secretary bertanggung jawab terhadap kesekretariatan pabrik meliputi administrasi dokumen, penyusunan kegiatan kerja, menjalin komunikasi baik internal maupun eksternal pabrik.

e. *Finance*

Finance bertanggung jawab terhadap keuangan pabrik. Dalam hal ini terlibat dalam segala aktivitas transaksi keuangan pabrik dengan tugas untuk mengawasi, mengevaluasi, dan melakukan pencatatan terkait keuangan pabrik.

f. *Manager*

Dalam manajemen terdapat seorang *manager* yang merupakan seorang yang bertujuan mencapai tujuan melalui orang lain. Dengan kata lain, *manager* adalah orang yang bertanggung jawab untuk mengarahkan kinerja untuk mencapai tujuan atau visi sebuah pabrik. Pada pabrik asetofenon, *manager* membawahi 7 departemen. Tugas dari *manager* antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama.
2. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi kinerja dari setiap supervisi departemen.
3. Bertanggung jawab jika ada masalah yang berhubungan dengan pelaksanaan pabrik.

g. *Departement receiving, storage, and distribution*

Departemen ini bertugas mengelola logistik pabrik dengan memfasilitasi dari penyediaan bahan baku hingga ke konsumen. Kegiatannya meliputi pemeriksaan kondisi bahan masuk, menjaga keadaan bahan dan produk selama disimpan, dan pendistribusian produk kepada konsumen.

h. *Department Production*

Departemen *production* bertanggung jawab terhadap serta mengawasi proses produksi dari bahan baku hingga menjadi produk. Departemen ini juga membawahi utilitas sebagai penyedia kebutuhan pabrik.

i. *Department Quality Control and research development*

Departemen ini bertanggung jawab terhadap kualitas produk yang didistribusikan dengan melakukan pengawasan dan mengecek produk sesuai prosedur sehingga produk yang disalurkan kepada konsumen memiliki kualitas yang baik. Departemen ini juga bertanggung jawab terhadap pengembangan inovasi dalam rangka meningkatkan produksi serta efisiensi pabrik secara keseluruhan.

j. *Department maintenance planning and service*

Departemen ini bertanggung jawab dalam pemeliharaan alat serta merencanakan sistem perbaikan atau perawatan baik alat maupun bahan secara terus menerus sehingga peralatan dapat bekerja dengan baik.

k. *Department Health, safety, security. and environment*

Departemen ini bertanggung jawab untuk memastikan jika kondisi pabrik sudah sesuai standar untuk meminimalisir terjadinya kecelakaan saat bekerja. Kegiatan yang dilakukan meliputi mengidentifikasi segala aktivitas di pabrik dan bahan kimia ataupun produk lainnya yang berbahaya, memberikan arahan, dan melakukan investigasi apabila terjadi kecelakaan saat bekerja.

l. *Department Human Resource development*

Departemen ini bertanggung jawab dalam mengelola sumber daya manusia di pabrik, membangun hubungan yang baik antar karyawan, melakukan perekrutan, serta melakukan pelatihan untuk mengembangkan potensi karyawan.

m. *Department Marketing*

Departemen ini berfungsi untuk melakukan promosi produk kepada konsumen untuk mencapai target penjualan. Tugas lainnya yaitu bertanggung jawab dalam pengadaan bahan baku serta merencanakan strategi promosi untuk mendapat perhatian dari konsumen.

n. *Karyawan lainnya*

Beberapa karyawan diluar departemen tersebut yaitu dokter, perawat, supir, dan *cleaning service* (CS).

4.1.4 Jumlah Karyawan dan Jam Kerja

a. Jumlah karyawan

Penentuan jumlah karyawan berdasarkan kebutuhan untuk setiap unit di pabrik.

Tabel 4.2 di bawah ini menunjukkan skema dan jumlah karyawan yang dibutuhkan.

Tabel 4.2 Jumlah karyawan pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Komisaris	1
2	Direktur utama	1
3	<i>Secretary</i>	1
4	<i>Finance</i>	1
5	<i>Manager</i>	1
6	<i>Spv. receiving, storage, & distribution</i>	1
7	<i>Spv. production</i>	1
8	<i>Spv. quality control and research development</i>	1
9	<i>Spv. maintenance planning & services</i>	1
10	<i>Spv. health, safety, security and environment</i>	1
11	<i>Spv. marketing</i>	1
12	<i>Spv. human resource development</i>	1
13	<i>Jr. spv. receiving, storage, & distribution</i>	1
14	<i>Jr. spv. production</i>	1
15	<i>Jr. spv. quality control and research development</i>	1
16	<i>Jr. spv. maintenance planning & services</i>	1
17	<i>Jr. spv. health, safety, security and environment</i>	1
18	<i>Jr. spv. marketing</i>	1
19	<i>Karyawan receiving, storage, & distribution</i>	8
20	Karyawan produksi	16
21	Karyawan utilitas	8
22	<i>Karyawan maintenance planning & services</i>	8

Lanjutan Tabel 4.2

No	Jabatan	Jumlah
23	karyawan <i>health, safety, security and environment</i>	6
24	Karyawan <i>quality control and research development</i>	6
25	Karyawan <i>marketing</i>	3
26	Supir	2
27	<i>Cleaning service</i>	4
28	Dokter	1
29	Perawat	1
30	Satpam	8
Total		88

b. Jam kerja

Pabrik asetofenon akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung secara kontinyu selama 24 jam per hari. Berdasarkan jam kerja, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 2 golongan yaitu karyawan shift dan non-shift. Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan meliputi:

- Setiap tahun pabrik memberikan hak cuti maksimal 7 hari untuk setiap karyawan.
- Karyawan non-shift atau harian saat dilibur nasional tidak masuk kerja, sedangkan untuk karyawan shift tetap masuk kerja dengan dianggap sebagai lembur.
- Kerja melebihi standar waktu karena keperluan yang telah disetujui oleh pimpinan merupakan kerja lembur (*overtime*).

1. Karyawan shift

Karyawan shift atau dikenal dengan karyawan harian ini merupakan karyawan yang bekerja pada kantor sehingga tidak terlibat secara langsung dalam proses produksi. Golongan yang termasuk adalah direktur utama, *secretary*, *finance*, *manager*, dan departemen-departemen lainnya bekerja di kantor. Hari kerja karyawan ini selama 5 hari dalam satu minggu. Berikut pembagian jam kerja karyawan pada Tabel 4.3 di bawah ini:

Tabel 4.3 Jumlah karyawan pabrik

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin-kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jumat	07.00 – 17.00	11.30 – 13.00

2. Karyawan non-shift

Karyawan ini merupakan karyawan yang terlibat secara langsung dalam proses produksi dan bertugas untuk mengoperasikan bagian-bagian yang telah ditugaskan. Karyawan ini terdiri dari operator dan teknisi. Penentuan jumlah karyawan shift diklasifikasikan berdasarkan jenis-jenis proses maupun jumlah unit. Tabel 4.4 di bawah ini memuat jumlah karyawan yang dibutuhkan.

Tabel 4.4 Jumlah karyawan shift

No.	Jenis Alat	Jumlah Alat	Operator per unit	Karyawan per unit
1	<i>Heater</i>	2	0,1	0,2
2	<i>Cooler</i>	1	0,1	0,1
3	<i>Condenser</i>	1	0,1	0,1
4	Pompa	6	0,2	1,2
5	<i>Centrifuge</i>	1	0,25	0,25
6	<i>Mixer</i>	1	0,2	0,2
7	Reaktor	1	0,5	0,5
8	Tangki	2	0,1	0,2
9	Gudang	1	0,1	0,1
10	<i>Screw conveyer</i>	2	0,2	0,4
11	<i>Kompresor</i>	1	0,1	0,1
12	Evaporator	1	0,25	0,25
Total				3,6
Pembulatan				4

- Jumlah operator untuk alat proses = $4 \times 4 = 16$ orang
- Jumlah operator utilitas sebanyak $\frac{1}{2}$ jumlah operator yaitu 8 orang

Sehingga total operator sebanyak 24 orang. Jam kerja karyawan shift dibagi menjadi 3 shift dengan total 8 jam kerja setiap harinya seperti pada Tabel 4.5 di bawah ini:

Tabel 4.5. Jam kerja karyawan shift

Jenis	Jam Kerja	Jam Istirahat
Shift 1	07.00 – 15.00	12.00 – 13.00
Shift 2	15.00 – 23.00	18.30 – 19.30
Shift 3	23.00 – 07.00	04.00 - 05.00

Karyawan shift dibagi menjadi 4 kelompok kerja dengan pembagian 3 kelompok berkerja dan 1 kelompok istirahat, sehingga total hari kerja yaitu 6 hari per minggu dengan jeda atau libur 2 hari setelah shift malam, kemudian masuk lagi di shift pagi berikutnya. Hal ini dilakukan secara bergantian. Untuk jadwal, diatur oleh Dept. *Human Resource Development*. Jadwal kerja disajikan pada Tabel 4.6 di bawah ini:

Tabel 4.6. Jam kerja karyawan shift

Kelompok	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
1	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	L	P
3	M	M	L	L	P	P	S
4	L	L	P	P	S	S	M

Kelompok	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu
1	L	P	P	S	S	M	M
2	P	S	S	M	M	L	L
3	S	M	M	L	L	P	P
4	M	L	L	P	P	S	S

Keterangan:

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

1-4 = kelompok shift

4.1.5 Sistem Gaji Karyawan

Jumlah gaji diberikan berdasarkan jabatan, pendidikan, pengalaman kerja, serta kontribusi yang diberikan kepada perusahaan. Pembayaran gaji dilakukan setiap tanggal 1 setiap bulan. Gaji yang diberikan sesuai dengan standar Upah Minimum Regional (UMR) Kabupaten Serang. Jika karyawan bekerja melebihi waktu standar atas persetujuan atasan maka dianggap lembur (*overtime*) dan mendapatkan pembayaran tambahan diluar gaji. Gaji dibayarkan setiap tanggal 1 setiap bulan. Detail gaji karyawan ditunjukkan pada Tabel 4.7 di bawah ini:

Tabel 4.7 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur utama	1	Rp40.000.000	Rp40.000.000
2	<i>Secretary</i>	1	Rp7.500.000	Rp7.500.000
3	<i>Manager</i>	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
4	<i>Finance</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
5	<i>Spv. receiving, storage, & distribution</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
6	<i>Spv. production</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
7	<i>Spv. quality control and research development</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
8	<i>Spv. maintenance planning & services</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
9	<i>Spv. health, safety, security and environment</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
10	<i>Spv. marketing</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000
11	<i>Spv. human resource development</i>	1	Rp12.000.000	Rp12.000.000

Lanjutan Tabel 4.7

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
12	Jr. spv. <i>receiving, storage, & distribution</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
13	Jr. spv. <i>production</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
14	Jr. spv. <i>quality control and research development</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
15	Jr. spv. <i>maintenance planning & services</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
16	Jr. spv. <i>health, safety, security and environment</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
17	Jr. spv. <i>marketing</i>	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
18	Karyawan <i>receiving, storage, & distribution</i>	8	Rp7.500.000	Rp60.000.000
19	Karyawan produksi	16	Rp7.500.000	Rp120.000.000
20	Karyawan utilitas	8	Rp7.500.000	Rp60.000.000
21	Karyawan <i>maintenance planning & services</i>	8	Rp7.500.000	Rp60.000.000
22	Karyawan <i>health, safety, security and environment</i>	6	Rp7.500.000	Rp45.000.000
23	Karyawan <i>quality control and research development</i>	6	Rp7.500.000	Rp45.000.000
24	Karyawan <i>marketing</i>	3	Rp7.500.000	Rp22.500.000
25	Satpam	8	Rp5.500.000	Rp44.000.000
25	Supir	2	Rp5.500.000	Rp11.000.000
26	<i>Cleaning service</i>	4	Rp5.500.000	Rp22.000.000
27	Dokter	1	Rp9.000.000	Rp9.000.000
28	Perawat	1	Rp7.500.000	Rp7.500.000
Total		88		Rp723.500.000

4.1.6 Fasilitas Karyawan

Pemberian fasilitas kepada karyawan bertujuan untuk mendukung produktifitas kinerja dan memberikan rasa nyaman kepada karyawan.

a. Klinik

Pendirian klinik sebagai sarana penyedia pelayanan kesehatan dilingkungan pabrik. Adanya klinik juga sebagai tempat pertolongan pertama apabila terjadi keadaan darurat terhadap kecelekaan kerja.

b. Seragam dan alat keamanan

Perusahaan akan memberikan beberapa pasang seragam yang sudah didesain khusus untuk keamanan dan perlindungan saat bekerja. Selain itu, diberikan juga alat-alat pendukung keselamatan kerja seperti sepatu boots, helm proyek, masker, dll.

c. Tunjangan

Setiap karyawan akan mendapatkan tunjangan hari raya setiap tahunnya saat menjelang perayaan Idul Fitri yang besar tunjangannya sama dengan gaji pokok.

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana pendukung yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan pabrik dalam menunjang proses dari bahan baku hingga menjadi produk. Secara umum, unit utilitas meliputi air, *steam*, dan listrik. Penyediaan kebutuhan utilitas dapat dilakukan secara langsung yaitu diproduksi di dalam pabrik ataupun secara tidak langsung dengan membeli dari penyedia lainnya. Unit utilitas pada pabrik asetofenon terdiri dari:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit *steam*
3. Unit penyediaan udara tekan
4. Unit pembangkit listrik
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air adalah salah satu komponen penting dalam proses karena banyak digunakan baik dalam proses maupun untuk menunjang aktivitas lainnya didalam pabrik. Sumber air dapat diperoleh dari air laut, air sungai, air danau, air waduk, dan air sumur. Penyediaan air untuk pabrik asetofenon berasal dari air sungai kali berung. Pertimbangan pengambilan sumber air tersebut yaitu:

1. Biaya pengolahan air sungai relatif lebih ekonomis dibandingkan dengan air laut. Selain itu, prose pengolahan air sungai juga lebih sederhana dan mudah dari air laut yang memerlukan pengolahan yang lebih rumit
2. Ketersediaan jumlah air sungai yang lebih tinggi dibandingkan dengan air sumur untuk mencegah kendala kekurangan air ketika musim kemarau.
3. Letak sungai yang berdekatan dengan pabrik sehingga dapat meminimalisir biaya transportasi air menuju pabrik.

Penyediaan air untuk memenuhi kebutuhan:

1. Air domestik dan servis

Air domestik adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air karyawan sehari-hari seperti untuk MCK yaitu mandi, cuci, kukus, dan kebutuhan kantor lainnya. Air servis untuk pemenuhan kebutuhan laboratorium, poliklinik, pemadam kebakaran, dll.

Kebutuhan air domestik dan servis:

- Kebutuhan air karyawan = 100 kg/orang/hari

Total karyawan sebanyak 88 orang, sehingga total kebutuhan:

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air dalam sehari} &= 100 \times 88 \\ &= 8.800 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

- Kebutuhan air servis

- Bengkel = 500 kg/hari
- Poliklinik = 500 kg/hari
- laboratorium = 500 kg/hari
- Air hidran = 800 kg/hari

- Kantin dan musholla = 3.000 kg/hari
- Total kebutuhan air servis = 5.300 kg/hari
- Maka total kebutuhan air domestik dan servis = (8800 + 5300) kg/hari
= 14.100 kg/hari
- Overdesign* 20% = 16.920 kg/hari
= 705 kg/jam

Sehingga total kebutuhan domestik dan servis pabrik sebesar 705 kg/jam.

Persyaratan kualitas air untuk air domestik dan servis antara lain:

a. Syarat fisik

Parameter sifat fisik air untuk keperluan manusia sehari-hari tertuang dalam peraturan Kemenkes No.32 Tahun 2017 dalam Tabel 5.1 di bawah ini. Tabel tersebut menjelaskan nilai maksimal untuk setiap parameter dalam penentuan standar air yang aman untuk dipakai.

Tabel 5.1 Parameter air baku untuk kebutuhan domestik dan servis

No.	Parameter	Unit	Standar Baku Mutu (nilai maksimal)
1	Kekeruhan	NTU	25
2	Warna	TCU	
3	Zat padat terlarut	mg/L	
4	Suhu	°C	Suhu udara ± 3
5	Rasa		Tidak berasa
6	Bau		Tidak berbau

b. Syarat biologi

Syarat biologi air yaitu tidak mengandung bakteri patogen pembawa penyakit seperti bakteri *coliform* dan *escherichia coli*.

c. Syarat kimia

Syarat kimia air yaitu tidak mengandung zat-zat organik dan anorganik serta zat logam beracun.

2. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* adalah air yang akan digunakan untuk kebutuhan *boiler* dalam menghasilkan uap. Air yang digunakan merupakan air demin atau air yang telah melalui proses demineralisasi untuk menjaga efisiensi dari *boiler*. Jumlah kebutuhan air *boiler* yang perlu diolah ditunjukkan pada Tabel 5.2. Berdasarkan Tabel 5.2 di bawah ini, didapatkan jumlah air sebesar 72,285 kg/hari.

Tabel 5.2 Kebutuhan air boiler

No.	Alat	Kode alat	Kebutuhan <i>steam</i> (kg/jam)
1	Evaporator	EV-01	39,3089
2	<i>Heat exchanger</i>	HE-01	10,486
3	<i>Heat exchanger</i>	HE-02	12,943
Total			62,7379
<i>Overdesign 20%</i>			72,285

Untuk pemeliharaan dilakukan *blow down* dengan membuang air pada *boiler* sebanyak 15% dari total air *boiler* untuk menghindari peningkatan konsentrasi dalam *boiler*. *Steam* dialirkan ke alat kemudian kondensat atau embunan akan digunakan kembali (*recycle*) sebagai air umpan *boiler*, Oleh karena itu jumlah air

yang diberikan ke dalam *boiler* sebesar jumlah *blow down* yaitu 11,293 kg/jam sebagai air *make-up* untuk memenuhi kebutuhan air di *boiler*.

Adapun syarat-syarat air untuk *boiler* antara lain:

- a. Tidak mengandung zat korosif seperti O₂, CO₂, serta H₂S
- b. Tidak mengandung zat yang dapat menyebabkan fouling atau pembentukan kerak. Fouling dapat terjadi karena kesadahan yang disebabkan adanya garam-garam karbonat (Ca dan Mg).
- c. Tidak mengandung zat yang menyebabkan *foaming* atau pembentukan busa pada *boiler*. *Foaming* terjadi pada permukaan air yang disebabkan adanya zat-zat organik atau anorganik dalam jumlah besar yang terkandung dalam air yang *direcycle* dari proses.

3. Air pendingin

Air pendingin merupakan air yang akan digunakan sebagai pendingin pada alat-alat penukar panas dalam proses. Pada pabrik asetofenon air pendingin digunakan pada alat CL-01, J-01, dan CD-01. Jumlah kebutuhan tertera pada Tabel 5.3 di bawah ini yang menunjukkan total kebutuhan air pendingin sebesar 44.713,144 kg/jam.

Tabel 5.3. Kebutuhan air pendingin

No.	Alat	Kode alat	Kebutuhan <i>steam</i> (kg/jam)
1	Jaket Pendingin	J-01	35.742,640
2	<i>Condensor</i>	CD-01	180,366
3	<i>Cooler</i>	CL-02	1.337,947
Total			37.260,954
Overdesign 20%			44.713,144

Air pendingin yang telah digunakan pada alat proses tersebut akan mengalami kenaikan suhu. Air dialirkan ke *cooling tower* untuk dinginkan dan digunakan kembali sebagai air pendingin. Selama proses pendinginan dalam *cooling tower*, jumlah air akan berkurang karena terjadi proses transfer massa antara udara dengan uap air sehingga sebagian air akan terbawa oleh udara ke atas *cooling tower*. Menurut Evan pada *process equipment handbook*, jumlah air *make-up* pendingin sebesar 12,5% dari massa air pendinginnya yaitu 5.589,143 kg/jam.

Adapun syarat-syarat air pendingin sebagai berikut:

- a. Bebas dari partikel-partikel solid yang terbawa dari sumber air.
- b. Tidak mengandung senyawa yang dapat menimbulkan kerak.
- c. Tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut
- d. Tidak mengandung minyak yang dapat menurunkan koefisien perpindahan panas.

Total kebutuhan air pabrik asetofenon ditunjukkan pada Tabel 5.4 di bawah ini dimana total kebutuhan air sebesar 51.093,866 kg/hari.

Tabel 5.4. Kebutuhan air pabrik asetofenon

No.	Keperluan	Jumlah (kg/hari)
1.	Air pendingin domestik dan servis	705
2.	Air pendingin	44.713,144
3.	Air <i>steam</i>	75,285
4.	Make up air pendingin	5.598,143
5.	Make up air <i>steam</i>	11,293
Total		51.093,866

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai sebagai sumber air dalam pabrik diolah terlebih dahulu agar memenuhi standar air baku sebelum digunakan. Pengolahan air dilakukan secara fisika menggunakan saringan untuk menghilangkan padatan-padatan yang terkandung air, kimia dengan penambahan zat penggumpal untuk mengikat sisa padatan, dan biologi untuk membunuh bakteri. Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut:

a. *Intake water*

Air sungai diambil dari sungai Kali berung menggunakan pompa *intake* yang dialirkan menuju bak penampungan awal (BU-01). Pada pipa *intake* terdapat saringan yang berfungsi untuk mencegah kotoran-kotoran yang berukuran besar masuk ke dalam proses pengolahan seperti ranting kayu, ikan, dll.

b. Penjernihan air

Proses penjernihan air terdiri dari proses koagulasi, flokulasi, sedimentasi, serta filtrasi untuk mendapatkan air bersih sesuai dengan standar mutu. Air dari bak penampungan awal (BU-01) dialirkan menuju *rapid mixer* (MU-01) dengan penambahan zat kimia penggumpal berupa tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$). Pada *rapid mixer* terjadi pengadukan cepat untuk mencampurkan air dengan tawas. Tawas akan beraksi dengan air untuk mengikat padatan yang terkandung didalam air membentuk gumpalan atau *floc*. Berikut reaksi yang terjadi:



Pembentukan *floc* dilanjutkan pada *Clarifier* (KU-01) dengan memanfaatkan slow mixing sehingga proses flokulasi dapat terjadi dengan baik. Selain itu, terjadi proses pengendapan dimana *floc* akan bergerak ke dasar *Clarifier*. Air bersih keluar secara *overflow* dan *floc* yang mengendap akan dikeluarkan. Proses penjernihan dilanjutkan dengan proses filtrasi untuk membersihkan air dari sisa-sisa partikel yang lolos atau belum terendapkan pada proses sebelumnya. Jenis filter yang digunakan adalah *Sand Filter* (SF-01) berbentuk silinder. Air bersih hasil filtrasi ditampung dalam bak pengampungan sementara (BU-02).

c. Demineralisasi

Demineralisasi adalah proses penghilangan kadar-kadar mineral dalam air. Hasil demineralisasi disebut sebagai air demin atau *deionized water*. Air ini digunakan sebagai air *boiler* yang akan diproses menjadi *steam*. Mineral dalam bentuk garam terlarut akan membentuk ion positif dan ion negatif. Proses demineralisasi berlangsung dengan menukar ion-ion tersebut menggunakan ion *exchanger*. Ion *exchanger* terdiri dari *Kation Exchanger* (KE-01) dan *Anion Exchanger* (AE). Air hasil filtrasi dari BU-02 dialirkan menuju KE-01 yang berisi resin kation berupa larutan NaCl dari tangki NaCl (TU-02) yang bertujuan mengikat H⁺ dan melepaskan ion positif (kation). Mekanismenya reaksi pada kation *exchanger* yaitu:



Keterangan:

R = resin penukar ion

H⁺ = kation dari resin

K⁺ = kation dari larutan

Air hasil KE-01 dialirkan menuju AE -01 untuk mengikat ion negatif (anion) dan melepaskan OH⁻ menggunakan resin larutan NaOH dari tangki NaOH (TU-03). Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Keterangan:

R = resin penukar ion

OH⁻ = anion dari resin

A⁻ = anion dari larutan

Air demin dialirkan menuju tangki umpan *boiler* (TU-06). Penambahan senyawa hidrazin (N₂H₄) dari tangki hidrazin TU-04 dilakukan untuk mengikat gas oksigen yang terlarut dalam air. Senyawa gas dihilangkan karena bersifat korosif terhadap *boiler* sehingga untuk menjaga efisiensi *boiler* dibutuhkan air yang bebas dari gas-gas yang terlarut. Reaksi antara air dan hidrazin:



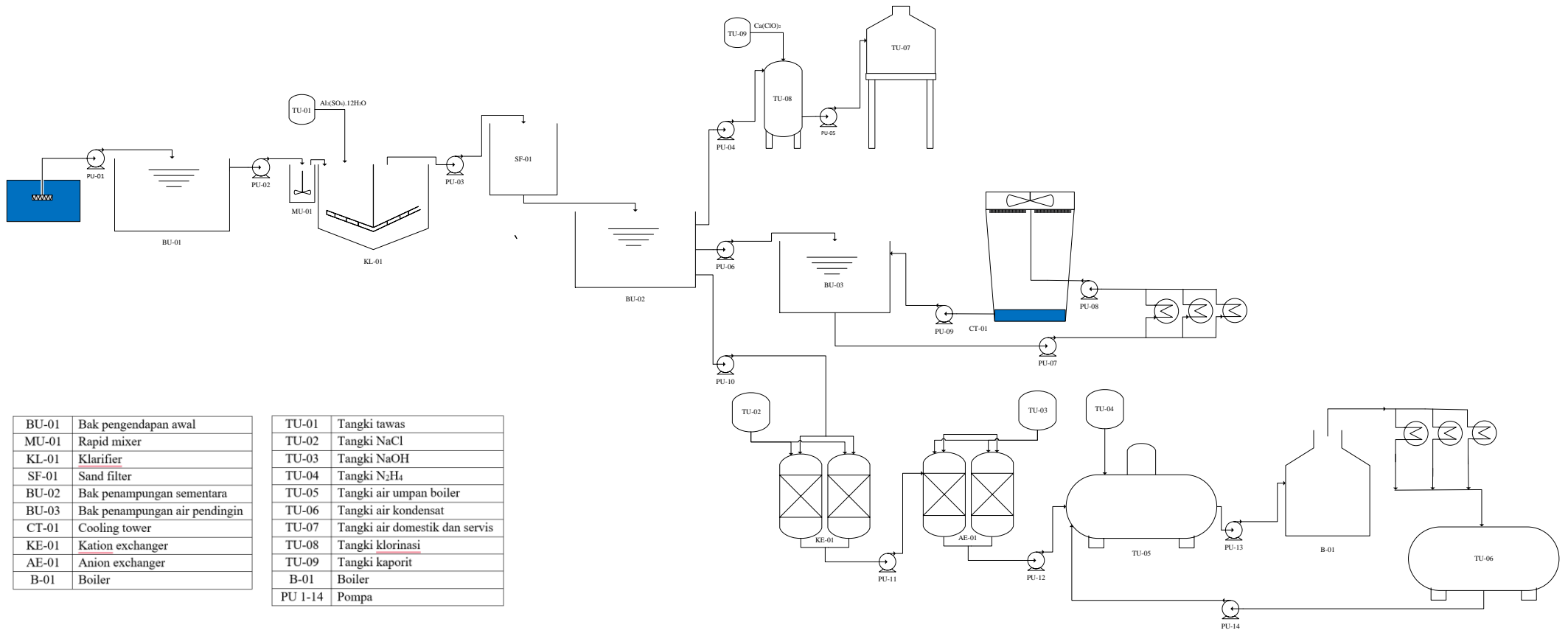
Setelah proses tersebut, air dialirkan menuju *boiler* untuk memproduksi *steam* yang akan digunakan untuk alat proses.

d. Klorinasi

Klorinasi dilakukan sebagai desinfektan air sebelum didistribusikan. Zat klorin yang digunakan adalah kaporit $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ dari tangki kaporit (TU-07).. Air hasil filtrasi dari bak penampungan sementara (BU-02) dialirkan menuju tangki klorinasi (TU-08) berpengaduk. Selanjutnya, air dipompa menuju tangki air bersih (TU-06) untuk didistribusikan.

e. Pendinginan air menggunakan *cooling tower*

Air dari bak penampungan sementara (BU-02) dipompa ke dalam bak air pendingin (BU-03). Air kemudian didistribusikan untuk alat proses yang membutuhkan air pendingin yaitu CL-01, CD-01, dan J-01. Air hasil proses dialirkan menuju *cooling tower* (CT-01) untuk dikontakkan dengan udara. Air dari *cooling tower* (CT-01) dialirkan ke bak air pendingin (BU-03) untuk kembali digunakan. Alur pengolahan air dari air sungai (*raw water*) hingga menjadi air bersih, air pendingin, dan air *steam* dimuat pada Gambar 5.1. Gambar tersebut merupakan diagram alir pengolahan air.



Gambar 5.1 Diagram alir pengolahan air

5.2 Unit pembangkit *steam*

Steam atau uap panas yang dihasilkan oleh *boiler* (B-01) merupakan uap jenuh (*saturated steam*). Jenis *boiler* yang digunakan adalah *fire tube boiler* dengan pemanas melalui *tube*. Kebutuhan *steam* pada pabrik asetofenon sebesar 62,738 kg/jam yang dibuat berlebih 20% sehingga menjadi 75,285 kg/jam. Pemenuhan kebutuhan *steam* menggunakan *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Kode : B-01
- Fungsi : Menyediakan kebutuhan *steam*
- Jenis : *Fire tube boiler* (*boiler* pipa api)
- Jumlah : 1 buah
- Jumlah pipa : 6 Pipa
- *Heating surface* : 5 ft²
- Rate of *steam* : 75,285 kg/jam
- Efisiensi pembakaran : 80%
- Tekanan : 12,4 atm
- Suhu *steam* : 190°C

Bahan bakar

- Jenis : Solar
- *Heating Value* : 45.766,367 kJ/kg
- Kebutuhan : 6,424 kg/jam

5.3 Unit penyedia udara tekan

Udara tekan digunakan untuk kebutuhan insrtumentasi alat proses seperti pada *control valve*. Udara tekan berfungsi untuk menggerakkan *control* tersebut. Udara yang digunakan diambil dari lingkungan pabrik yang proses secara kompresi untuk

menaikkan tekanannya. Jumlah alat kontrol pada pabrik asetofenon sebanyak 15 alat. Udara tekan yang dibutuhkan bertekanan 7 atm sebanyak 37,47 kg/jam. Alat untuk menaikkan tekanan yaitu kompresor (KU-01) yang dilengkapi alat berisi gel silika untuk menangkap air dalam udara.

5.4 Unit pembangkit listrik

Kebutuhan listrik pabrik asetofenon sebesar 308,87 kW dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN). Pabrik menyediakan generator berbahan dasar solar sebagai cadangan sumber listrik. Kebutuhan listrik terbagi menjadi:

1. Listrik untuk proses dan utilitas
2. Listrik untuk instrumentasi
3. Listrik untuk penerangan dan AC
4. Listrik untuk bengkel dan laboratorium

5.4.1 Listrik untuk proses dan utilitas

a. Alat-alat proses

Pada proses pengolahan asetofenon digunakan beberapa peralatan proses yang mengonsumsi listrik dengan total konsumsi sebesar 20,85 kW seperti pada Tabel 5.5 di bawah ini yang menunjukkan akumulasi daya dari setiap alat proses.

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk proses

Nama Alat	Power (kW)
SC-01	0,04
SC -02	0,04
M-01	14,92
CF-01	3,73
K-01	1,94
P-01	0,04

Lanjutan Tabel 5.5

P-02	0,04
P-03	0,04
P-04	0,04
P-05	0,04
P-06	0,04
Total	20,89

b. Alat-alat utilitas

Total kebutuhan listrik pada unit utilitas diuraikan dalam Tabel 5.6 di bawah ini. Berdasarkan Tabel tersebut didapatkan perkiraan total kebutuhan sebesar 77,44 kW.

Tabel 5.6 Kebutuhan listrik untuk utiitas

Nama Alat	Power (kW)
KU-01	2,98
BU-01	55,95
MU-01	14,92
KL-01	0,37
PU-01	0,75
PU-02	0,56
PU-03	0,2
PU-04	0,04
PU-05	0,04
PU-06	0,09
PU-07	0,37
PU-08	0,56
PU-09	0,37
PU-10	0,04
PU-11	0,04

Lanjutan Tabel 5.6

PU-12	0,04
PU-13	0,04
PU-14	0,04
Total	77,44

Listrik untuk proses dan utilitas diperkirakan sebesar 98,33 kW. Diberikan faktor keamanan sebesar 10% untuk sehingga total kebutuhan listrik proses dan utilitas sebesar 108,118 kW.

5.4.2 Listrik untuk instrumentasi

Intrumentasi berfungsi sebagai pengontrol alat untuk memantau dan menjaga kondisi dari suatu proses. Perkiraan total kebutuhan listrik instrumentasi sebesar 2,7 kW. Dipertimbangkan faktor keamanan sebesar 10% sehingga totalnya menjadi 2,973 kW.

5.4.3 Listrik untuk penerangan dan AC

Penerangan atau sistem pencahayaan dan AC (*air conditioning*) berfungsi untuk menunjang aktivitas di pabrik. Perkiraan besar kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC sebesar 177,8 kW dengan pertimbangan faktor keamanan 10% maka total listrik untuk penerangan dan AC sebesar 195,580 kW.

5.4.4 Listrik untuk bengkel dan laboratorium

Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium sebesar 2 kW. Faktor keamaan yaitu 10%, maka kebutuhan listri untuk bengkel dan laboratorium menjadi 2,2 kW.

5.4.5 Total kebutuhan listrik

Akumulasi kebutuhan listrik pabrik asetofenon dimuat pada Tabel 5.7 di bawah ini yang menunjukkan jika total kebutuhan listrik pabrik asetofenon sebesar 308,87 kW.

Tabel 5.7 Kebutuhan listrik pabrik asetofenon

Nama Alat	Power (kW)
Listrik proses dan utilitas	108,12
Listrik instrumentasi	2,973
Listrik AC dan penerangan	195,580
Listrik bengkel dan laboratorium	2,2
Total	308,87

5.4.5 Pembangkit listrik

Listrik berperan dalam operasional pabrik. Proses konversi energi listrik menjadikan listrik sebagai sumber daya untuk menggerakkan peralatan yang ada pabrik seperti pompa, motor, dll. Tugas untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik ditangani oleh PT. PLN. Meskipun demikian, disiapkan generator sebagai cadangan listrik apabila terjadi kendala dari PLN sehingga proses dapat tetap berjalan. Generator yang digunakan merupakan generator dengan bahan bakar solar dan arus bolak balik atau dikenal *Alternating Current (AC)*. Beberapa pertimbangan dalam pemeliharaan generator yaitu:

- a. Generator dapat menghasilkan tenaga listrik yang cukup besar
- b. Tegangan generator dapat disesuaikan dengan kebutuhan

Generator memiliki efisiensi sebesar 80%. Dengan kata lain, untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik maka kapasitas daya yang dihasilkan oleh generator harus lebih tinggi yaitu sebesar 386,089 kW yang ditetapkan menjadi 400 kW.

5.5 Unit penyedia bahan bakar

Unit penyedia bahan bakar memiliki tujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar *boiler* dan generator berjenis solar yang diperoleh dari PT. PERTAMINA. Bahan bakar disimpan pada tangki bahan bakar (T-09) berkapasitas 16,908 m³. Pemilihan jenis bahan bakar berdasarkan:

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

a. Kebutuhan bahan bakar untuk generator

- Jenis bahan bakar = Solar (C₁₂H₂₃)
- Nilai bakar = 19.676 Btu/lb
- Efisiensi pembakaran = 80%
- Input daya generator = 400 kW
- Kebutuhan solar = 84 L/jam

b. Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler*

- Jenis bahan bakar = Solar (C₁₂H₂₃)
- Nilai bakar = 19.676 Btu/lb
- Efisiensi pembakaran = 80%
- Kebutuhan solar = 7,5 L/jam

5.6 Unit pengolahan limbah

Pengolahan limbah pada perancangan pabrik asetofenone berfungsi untuk mengolah dan memastikan bahwa limbah yang dihasilkan aman untuk dilepas ke lingkungan agar tidak membahayakan lingkungan akibat pencemaran dari limbah. Limbah yang dihasilkan berupa limbah cair yang berasal dari buangan air domestik dan *condensor* (CD-1) dan limbah padat yang berasal dari *centrifuge* (CF-01). Limbah cair pabrik asetofenon berasal dari air buangan domestik yang digunakan di toilet dan perkantoran dan juga berasal dari *condensor* (CD-01). Pengolahan limbah cair dilakukan dengan menstabilkan limbah menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Lumpur aktif berfungsi untuk mendegradasi zat organik dalam limbah kemudian dengan proses aerasi terjadi pelarutan oksigen yang meningkatkan kadar oksigen dalam limbah, sedangkan klorin berfungsi untuk memubuh bakteri dalam air. Untuk limbah padatan dari *centrifuge* (CF-01) dilakukan treatment khusus untuk mengolah senyawa tersebut sehingga aman untuk lingkungan.

5.7 Spesifikasi alat utilitas

5.7.1 Boiler (B-01)

Kondisi Operasi

- Jenis *boiler* : Lorong api/*fire tube*
- Jumlah *boiler* : 1
- Jumlah *steam* : 75,285 kg/jam
- Tipe fuel : Solar
- Tekanan : 12,4 atm
- Suhu : 190°C

Desain boiler

- Jumlah *tube* : 6
- Diameter *tube* : 0,073 m
- Luas perpindahan panas (A) : 0,449 m²
- Harga Alat (Rp) : Rp 3.977.494.677,68

5.7.2 Rapid Mixer (MU-01)

Spesifikasi rapid mixer pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.8 di bawah ini:

Tabel 5.8 Spesifikasi *rapid mixer*

Parameter	Spesifikasi <i>Rapid Mixer</i>
Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan koagulan (tawas) dan air
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Waktu tinggal	60 sekon
Diameter (m)	1,051
Tinggi <i>shell</i> (m)	1,051
Volume <i>shell</i> (m ³)	1,093
Jenis <i>Impeller</i>	<i>Marine propeller</i>
Jumlah blade	3
Diameter pengaduk (m)	0,315
Jumlah pengaduk (buah)	1
Kecepatan pengadukan (rpm)	795,671
Power pengadukan (hP)	20
Harga (Rp)	1.440.959.789,86

5.7.3 Clarifier

Spesifikasi *clarifier* pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.9 di bawah ini:

Tabel 5.9 Spesifikasi *clarifier*

Parameter	Spesifikasi Clarifier
Kode	KL-01
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan flok yang terbentuk dari rapid <i>mixer</i> (MU-01)
Jumlah	1
Tipe	Silinder tegak
Waktu tinggal	5 jam
Diameter (m)	3,955
Tinggi <i>shell</i> (m)	1,977
Volume <i>shell</i> (m ³)	328,004
Kecepatan penggaruk (rpm)	0,3
Power pengadukan (hP)	0,5
Harga (Rp)	1.093.718.191,01

5.7.4 Sand Filter

Spesifikasi *sand filter* pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.10 di bawah ini:

Tabel 5.10 Spesifikasi *sand filter*

Parameter	Spesifikasi Sand Filter
Kode	SF-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa dalam air
Jumlah	1

Lanjutan Tabel 5.10

Tipe	Persegi panjang
Waktu	5 jam
Panjang (m)	3,955
Lebar (m) `	1,977
Tinggi tumpukan (m)	1,219
Harga (Rp)	1.455.815.045,43

5.7.5 Cooling tower

Spesifikasi tangki pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.11 di bawah ini:

Tabel 5.11 Spesifikasi *cooling tower*

Parameter	Spesifikasi <i>Cooling tower</i>
Kode	KL-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin dari HE
Jumlah	1
Tipe	Persegi panjang
Suhu input (°C)	45
Suhu ouput (°C)	30
Kebutuhan udara (ft ³ /jam)	87.506.405,89
Panjang (m)	2,45
Lebar (m) `	2,45
Tinggi (m)	2,69
Blower	
Kode	BCT-01
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Tekanan input (atm)	1
Tekanan output (atm)	1,2

Lanjutan Tabel 5.11

Daya motor	75
Harga (Rp)	2.746.365.372,68

5.7.6 Kation Exchanger

Spesifikasi tangki pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.12 di bawah ini:

Tabel 5.12 Spesifikasi *kation exchanger*

Parameter	Spesifikasi <i>Kation Exchanger</i>
Kode	KE-01
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion kation
Jumlah	2
Tipe	<i>Vertical silinder tank</i>
Waktu	5 jam
Diameter (m)	0,121
Tinggi (m)	1,106
Volume resin (m ³)	0,0126
Harga (Rp)	18.569.069,46

5.7.7 Anion Exchanger

Spesifikasi tangki pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.13 di bawah ini:

Tabel 5.13 Spesifikasi *anion exchanger*

Parameter	Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i>
Kode	AE-01
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh ion anion
Jumlah	2
Tipe	<i>Vertical silinder tank</i>
Waktu	5 jam

Lanjutan Tabel 5.13

Diameter (m)	0,121
Tinggi (m)	1,106
Volume resin (m ³)	0,0126
Harga (Rp)	20.797.357,79

5.7.8 Kompresor udara tekan

Spesifikasi *kompressor* pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.14 di bawah ini:

Tabel 5.14 Spesifikasi *kompressor* udara tekan

Parameter	Spesifikasi <i>Kompresor</i>			
Kode	KUT-01			
Fungsi	Menaikkan tekanan udara untuk memenuhi kebutuhan udara tekan			
Jumlah	1 buah			
Tipe	<i>Centrifugal single stage</i>			
Kondisi Operasi				
Tekanan masuk	1	atm	14,7	psi
Tekanan keluar	7	atm	102,9	psi
Spesifikasi				
<i>Power</i>	3	Hp	1,49	kW
Harga (Rp)	46.422.673,64			

5.7.8 Pompa

Spesifikasi Pompa di unit utilitas yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 5.15 di bawah ini:

Tabel 5.15 Spesifikasi Pompa Proses

Parameter	Pompa 1	Pompa 2	Pompa 3	Pompa 4	Pompa 5
Kode alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendapan awal (BU-01)	Mengalirkan air dari bak pengendapan awal (BU-01) menuju Rapid Mixer (MU-01)	Mengalirkan hasil pengadukan di rapid mixer (MU-01) menuju clarifier (KL-01)	Mengalirkan air dari clarifier (KL-01) menuju tangki klorinasi (T-08)	Mengalirkan air dari tangka klorinasi (TU-08) menuju tangka air domestik dan servis (TU-07)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>				
Bahan konstruksi	<i>Cast iron</i>				

Lanjutan Tabel 5.15

<i>Impeller</i>	<i>Axial flow impellers</i>			<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Kapasitas (gpm)	306,803	292,194	278,280	3,64	3,641
Tekanan input (atm)	1	1	1	1	1
Tekanan output (atm)	1	1	1	1	1
Suhu operasi (°C)	30	30	30	30	30
<i>Total head</i> (m)	3,044	5,389	2,491	6,5	2,66
Efisiensi pompa (%)	79	78	74	20	20
<i>Power</i> motor (Hp)	1	0,75	0,33	0,05	0,05
Harga (Rp)	180.119.973,73	180.119.973,73	180.119.973,73	180.119.973,73	50.136.487,53

Lanjutan Tabel 5.15

Parameter	Pompa 6	Pompa 7	Pompa 8	Pompa 9	Pompa 10
Kode alat	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak penampungan sementara (BU-02) menuju bak penampungan air pendingin (BU-03)	Mengalirkan air dari bak penampungan air pendingin (BU-03) menuju alat proses pendingin	Mengalirkan air dari alat proses menuju <i>cooling tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> (CT-01) menuju bak penampungan air pendingin (BU-03)	Mengalirkan air dari bak penampungan awal (BU-02) menuju kation <i>exchanger</i> (KE-01)
Jenis			<i>Centrifugal pump</i>		
Bahan konstruksi			<i>Cast iron</i>		

Lanjutan Tabel 5.15

<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	
Kapasitas (gpm)	28,867	230,932	230,932	202,065	0,078
Tekanan input (atm)	1	1	1	1	1
Tekanan output (atm)	1	1	1	2,041	1
Suhu operasi (°C)	30	30	30	30	30
<i>Total Head</i> (m)	1,423	6,035	0,527	1,214	0,715
Efisiensi pompa (%)	20	58	58	55	20
<i>Power</i> motor (Hp)	0,13	0,5	0,75	0,5	0,05
Harga (Rp)	85.417.719,50	180.119.973,73	180.119.973,73	180.119.973,73	25.996.697,24

Lanjutan Tabel 5.15

Parameter	Pompa 11	Pompa 12	Pompa 13	Pompa 14
Kode Alat	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari <i>kaion exchanger</i> (KE-01) menuju anion <i>exchanger</i> (AE-01)	Mengalirkan air dari anion <i>exchanger</i> (AE-01) menuju tangka umpan <i>boiler</i> (TU-05)	Mengalirkan air dari bak penampungan air pendingin (BU-03) menuju alat proses pendingin	Mengalirkan air dari alat proses menuju <i>cooling tower</i> (CT-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan konstruksi	<i>Cast Iron</i>			
<i>Impeller</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Kapasitas (gpm)	0,078	0,078	0,447	0,388
Tekanan input (atm)	1	1	1	1
Tekanan output (atm)	1	1	1	1
Suhu operasi (°C)	30	30	30	30
<i>Total head</i> (m)	1,216	0,503	0,576	1,058
Efisiensi pomp (%)	20	20	20	40
<i>Power motor</i> (Hp)	0,05	0,05	0,05	0,05
Harga (Rp)	25.996.697,24	25.996.697,24	33.424.325,02	33.424.325,02

5.7.2 Tangki

Spesifikasi tangki pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.16 di bawah ini:

Tabel 5.16 Spesifikasi tangki utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04
Fungsi tangki	Menampung larutan tawas	Menampung NaCl untuk regenerasi kation <i>exchanger</i>	Menampung NaOH untuk regenerasi kation <i>exchanger</i>	Menampung N ₂ H ₄ untuk kebutuhan <i>boiler</i>
Jenis tangki	<i>Vertical silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>
Waktu	7 hari	7 hari	7 hari	4 bulan
Jumlah	1	1	1	1
Kondisi operasi	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1
Dimensi alat				
Diameter (m)	0,99	0,4	0,32	0,106
Tinggi (m)	1,97	0,4	0,32	0,512
Volume (m ³)	1,501	0,05	0,03	0,512
Harga (Rp)	237.684.089,05	68.705.556,99	53.850.301,43	87.274.626,45

Lanjutan Tabel 5.16

Parameter	TU-05	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09
Fungsi tangki	Menampung air umpan <i>boiler</i>	Menampung air kondensat	Menampung air kebutuhan domestik	Mencampurkan kaporit dengan air	Menyimpan kaporit untuk klorinasi
Jenis tangki	<i>Horizontal silinder tank</i>	<i>Horizontal silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>	<i>Vertical silinder tank</i>
Waktu	1 jam	7 hari	24 jam	1 jam	1 minggu
Jumlah	1	1	1	1	1
Kondisi operasi	Suhu (°C) :120 Tekanan (atm): 1	Suhu (°C) : 136 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1
Dimensi alat					
Diameter (m)	0,043	0,334	3,850	0,997	0,13
Panjang (m)	1,048	1,001	3,850	0,997	0,13
Volume (m ³)	00,1	0,087	37,320	0,779	0,002
Harga (Rp)	90.988.440	85.417.719	748.333.499	187.547.601	22.282.883

5.7.3 Bak air

Spesifikasi bak air pada unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.17 di bawah ini:

Tabel 5.17 Spesifikasi bak air

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03
Fungsi bak	Mengendapkan dan menampung air sungai	Menampung air hasil saringan	Menampung air pendingin
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Waktu	24 Jam	24 Jam	24 jam
Jumlah	1	1	1
Kondisi operasi	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1	Suhu (°C) : 30 Tekanan (atm) : 1
Dimensi alat			
Lebar (m)	14,897	14,421	3,85
Panjang (m)	14,897	14,421	3,85
Volume (m ³)	1.653,140	1.499,447	45
Harga (Rp)	3.306.280.044	2.999.154.000	2.490.592.000

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Secara ekonomi, tujuan perancangan sebuah pabrik adalah untuk menghasilkan profit yang menguntungkan. Untuk menghindari kerugian dilakukan analisa ekonomi sebuah pabrik yang berfungsi sebagai evaluasi untuk memastikan jika pabrik ini layak untuk didirikan. Dengan kata lain, dapat menguntungkan atau tidak. Hal pertama yang dilakukan adalah menghitung estimasi harga peralatan yang diproyeksikan pada tahun pembangunan pabrik yaitu 2028 kemudian untuk melakukan evaluasi ekonomi ditentukan terlebih dahulu beberapa hal seperti:

1. Penentuan total modal industri (*Total Capital investment*) yang terdiri dari:
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital invesment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Invesment*)
2. Penentuan total biaya produksi (*Total Production Cost*) yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

Parameter evaluasi kelayakan ekonomi sebagai berikut:

1. *Return on investment* (ROI)
2. *Pay out time* (POT)
3. *Break even point* (BEP)
4. *Shut down point* (SDP)
5. *Discounted cash flow* (DCF)

6.1 Penentuan Harga Peralatan

Harga setiap alat akan mengalami perubahan sesuai dengan kenaikan harga tiap tahun. Peralatan yang dihitung mencakup peralatan proses dan utilitas menggunakan pendekatan harga pada tahun perancangan. Sumber data untuk harga peralatan diambil dari data grafik Aries dan Matches, sedangkan untuk indeks disajikan pada Tabel 6.1 yang menampilkan indeks harga dari tahun 1963 hingga tahun 2000.

Tabel 6.1 Indeks harga

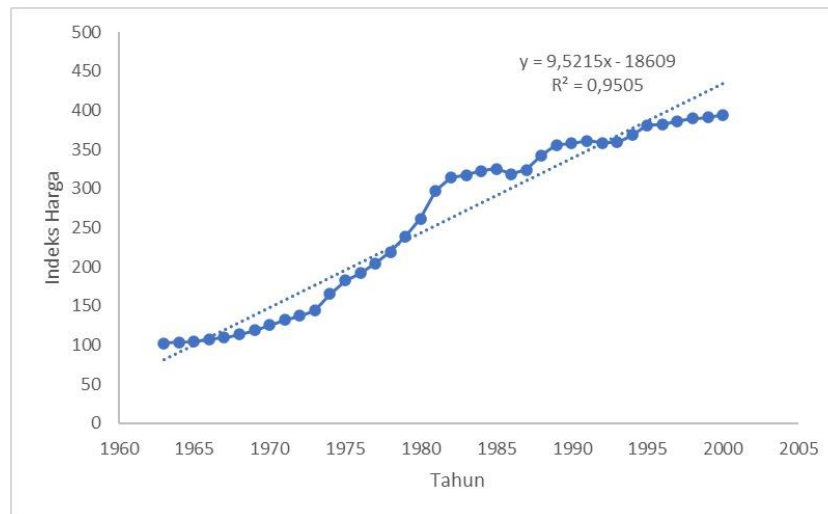
Tahun ke-	Tahun (x)	Indeks (y)
1	1963	102,4
2	1964	103,3
3	1965	104,2
4	1966	107,2
5	1967	109,7
6	1968	113,7
7	1969	119
8	1970	125,7
9	1971	132,3
10	1972	137,2
11	1973	144,1
12	1974	165,4
13	1975	182,4
14	1976	192,1
15	1977	204,1
16	1978	218,8
17	1979	238,7
18	1980	261,2

Lanjutan Tabel 6.1

19	1981	297
20	1982	314
21	1983	317
22	1984	322,7
23	1985	325,3
24	1986	318,4
25	1987	323,8
26	1988	342,5
27	1989	355,4
28	1990	357,6
29	1991	361,3
30	1992	358,2
31	1993	359,2
32	1994	368,1
33	1995	381,1
34	1996	381,7
35	1997	386,5
36	1998	389,5
37	1999	390,6
38	2000	394,1

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

Nilai indeks untuk tahun perancangan didapatkan melalui metode grafik linear yang diproyeksikan berdasarkan data dari Tabel 6.1. Data tersebut dioleh menjadi grafik seperti pada Gambar 6.1 dengan perolehan persamaan regresi linear yaitu $y = 9,5215x - 18609$ dimana x adalah tahun dan y merupakan indeks.



Gambar 6.1 Proyeksi indeks harga peralatan pada tahun 2028

Berdasarkan persamaan tersebut, diperoleh indeks harga pada tahun 2028 sebesar 700,60, sedangkan untuk menghitung harga alat digunakan persamaan (Aries & Newton, 1995):

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

Keterangan:

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = indeks harga pada tahun x

Ny = indeks harga pada tahun y

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik = 1.200 ton/tahun

Waktu operasional pabrik = 330 hari

Tahun evaluasi = 2028

Umur pabrik = 10 tahun

Nilai kurs mata uang = Rp 15.036 (Juli, 2023)

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Total Capital investment

Capital investment atau modal investasi merupakan jumlah uang yang akan digunakan untuk mendirikan suatu pabrik. *Capital investment* terbagi menjadi 2, yaitu:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk operasional pabrik selama waktu yang ditentukan.

6.3.2 Total Production Cost

Total Production Cost atau total biaya produksi terdiri dari:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah total biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi pada suatu pabrik. *Manufacturing Cost* terbagi menjadi 3 antara lain:

1. *Direct cost*

Direct cost yaitu biaya yang dapat dihubungkan secara langsung dengan unit produksi.

2. *Indirect cost*

Indirect cost yaitu biaya yang tidak dibebankan secara langsung atau biaya diluar dari *direct cost*.

3. *Fixed cost*

Fixed cost yaitu biaya yang tidak berpengaruh terhadap perubahan tingkat produksi, waktu, maupun ketika pabrik tidak beroperasi. Dengan kata lain, biaya ini dapat disebut sebagai biaya tetap.

b. *General expenses*

General expenses adalah biaya yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak tergabung dalam *manufacturing cost*.

6.4 Analisis Kelayakan Ekonomi

Tujuan dilakukan analisa kelayakan ekonomi suatu pabrik adalah untuk mengetahui keuntungan yang didapatkan. Beberapa parameter kelayakan ekonomi pabrik asetofenon sebagai berikut:

6.4.1 *Return On Investment (ROI)*

Return on Investment atau pengembalian investasi adalah tingkat keuntungan tahunan yang diperoleh dari inverstasi yang dikeluarkan. ROI dihitung menggunakan persamaan:

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.2)$$

ROI memiliki syarat *before tax* untuk pabrik risiko rendah sebesar 11% dan untuk pabrik dengan risiko tinggi sebesar 44% (Aries & Newton, 1955).

6.4.2 *Pay Out Time*

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal dari keuntungan yang didapatkan. Tujuan dari POT yaitu mengetahui kapan modal dari investasi akan kembali. Perhitungan POT menggunakan persamaan:

$$POT = \text{Fixed Capital} \frac{\text{Investment}}{\text{Profit} + \text{depresiasi}} \quad (6.3)$$

Pabrik dengan risiko rendah memiliki syarat POT maksimal 5 tahun, sedangkan untuk pabrik risiko tinggi kurang dari 2 tahun.

6.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point dikenal sebagai titik impas yang menunjukkan kondisi ketika pabrik tidak mendapatkan untung maupun mengalami kerugian. Kondisi ini terjadi pada saat selisih penjualan dan total *cost* sama dengan nol, sehingga pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah dari titik BEP dan mendapatkan keuntungan apabila beroperasi diatas titik BEP. Umumnya, BEP berada pada 40-60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP yaitu:

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

Keterangan:

Fa = *Annual fixed manufacturing cost*

Ra = *Annual regulated expenses*

Sa = *Annual sales value*

Va = *Annual variable value*

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan kondisi ketika aktivitas produksi pabrik diberhentikan karena biaya produksi yang lebih tinggi. Hal-hal yang memnjadi penyebab SDP antara lain:

1. Harga jual menurun drastis dipasaran
2. Permintaan pasar terhadap produk menurun secara signifikan
3. Biaya produksi meningkat sedangkan kapasitas produksi menurun.

Untuk menghitung nilai SDP, digunakan persamaan:

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

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh pabrik setiap tahun dari jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. Persamaan yang digunakan sebagai berikut:

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

Keterangan:

(6.6)

- n = Unsur pabrik
- CF = *Cash flow* setelah pajak
- FC = Keuntungan setelah pajak
- WC = *Working capital*
- SV = *Salvage value* (10% FCI)
- i = *Interest/Discounted Cash Flow*

6.5 Hasil Perhitungan

Tabel 6.2 *Physical plant cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i> (PEC)	26.976.975.387,62
2	<i>Delivered Equipment Cost</i> (DEC)	10.790.790.155,05
3	<i>Instalation Cost</i> (Biaya Pemasangan)	16.240.139.183,35
4	<i>Piping Cost</i> (Biaya Pemipaan)	32.480.278.366,69
5	<i>Instrumentation and control</i> (Biaya Instrumentasi dan kontrol)	5.665.164.831,40
6	<i>Insulation Cost</i> (Biaya Isolasi)	3.021.421.243,41
7	<i>Electrical Cost</i> (Biaya Listrik)	5.665.164.831,40
8	<i>Building Cost</i> (Biaya Bangunan)	8.595.875.000,00
9	<i>Land & Yard Improvement</i> (Tanah & Perluasan Lahan)	10.577.700.000,00
Total (Rp)		120.013.508.998,92

Tabel 6.3 *Direct plant cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	160.906.710.020,97
2	<i>Engineering and Contruction</i> (PEC)	32.181.342.004,19
Total (Rp)		193.088.052.025,16

Tabel 6.4 *Fixed capital investment*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	193.088.052.025,16
2	<i>Contractor Fee</i>	11.585.283.121,51
3	<i>Contigency</i>	19.308.805.202,52
Total (Rp)		223.982.140.349,18

Tabel 6.5 *Direct manufacturing cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material and utility</i>	651.657.374.542,48
2	<i>Labor cost</i>	8.682.000.000,00
3	<i>Supervisory</i>	868.200.000,00
4	<i>Maintenance</i>	13.438.928.420,95
5	<i>Plant Supplies</i>	2.015.839.263,14
6	<i>Royalties and patents</i>	537.557.136,84
Total (Rp)		677.199.899.363,41

Tabel 6.6 *indirect manufacturing cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	868.200.000,00
2	<i>Laboratory</i>	868.200.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	3.472.800.000,00
4	<i>Packaging & shipping</i>	14.434.560.000,00
Total (Rp)		19.643.760.000,00

Tabel 6.7 *Fixed manufacturing cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Depretiation</i>	22.398.214.034,92
2	<i>Property taxes</i>	8.959.285.613,97
3	<i>Insurance</i>	4.479.642.806,98
Total (Rp)		35.837.142.455,87

Tabel 6.8 *Manufacturing cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Direct manufacturing cost</i>	677.199.899.363,41
2	<i>Indirect manufacturing cost</i>	19.643.760.000,00
3	<i>Fixed manufacturing cost</i>	35.837.142.455,870
Total (Rp)		732.680.801.819,28

Tabel 6.9 *Working capital*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material inventory</i>	53.661.235.536,94
2	<i>Inprocess inventory</i>	915.851.002,27
3	<i>Product inventory</i>	61.056.733.484,94
4	<i>Extended credit</i>	122.113.466.969,88
5	<i>Available cash</i>	61.056.733.484,94
Total (Rp)		298.804.020.478,97

Tabel 6.10 *General expenses*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Administration</i>	26.139.308.041,41
2	<i>Sales expenses</i>	104.557.232.165,63
3	<i>Research</i>	20.911.446.433,13
4	<i>Finance</i>	20.911.446.433,12
Total (Rp)		172.519.433.073,29

Tabel 6.11 *Total production cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing cost</i>	732.680.801.819,28
2	<i>General expenses</i>	172.519.433.073,29
Total (Rp)		905.200.234.892,57

Tabel 6.12 *Fixed cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Depretiation</i>	22.398.214.034,92
2	<i>Property taxes</i>	8.959.285.613,97
3	<i>Insurance</i>	4.479.642.806,98
Total (Rp)		35.837.142.455,87

Tabel 6.13 *Variabel cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	<i>Raw material</i>	643.934.826.443,24
2	<i>Packaging & shipping</i>	14.434.560.000,00
3	<i>Utility</i>	7.722.548.099,24
4	<i>Royalty and patent</i>	537.557.136,84
Total (Rp)		666.629.491.679,32

Tabel 6.14 *Regulated cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	8.682.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	868.200.000,00
3	supervision	868.200.000,00
4	<i>Plant overhead</i>	3.472.800.000,00
5	<i>laboratory</i>	868.200.000,00
6	<i>General expenses</i>	172.519.433.073,29
7	<i>Maintenance</i>	13.438.928.420,95
8	<i>Plant supplies</i>	2.015.839.263,14
Total (Rp)		202.733.600.757,39

6.6 Hasil Analisa Keuntungan

Total penjualan = Rp1.013.824.263.079,68

Total produksi = Rp905.200.234.892,57

Keuntungan sebelum pajak = Rp108.624.028.187,11

Pajak pendapatan = Rp27.156.007.046,78

Keuntungan setelah pajak = Rp81.468.021.140,33

6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

6.7.1 *Return on Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (6.2)$$

Didapatkan:

ROI sebelum pajak = 48,497%

ROI setelah pajak = 36,373%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

$$POT = \text{Fixed Capital} \frac{\text{Investment}}{\text{Profit} + \text{depresiasi}} \quad (6.3)$$

Didapatkan:

POT sebelum pajak = 1,709 tahun

POT setelah pajak = 2,156 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

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

Didapatkan:

BEP = 47,085%

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

Didapatkan:

SDP = 29,628%

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed capital investment = Rp223.982.140.349,18

Working capital = Rp298.804.020.478,97

Salvage value = Rp22.398.214.034,92

Cash flow = Rp124.777.681.608,38

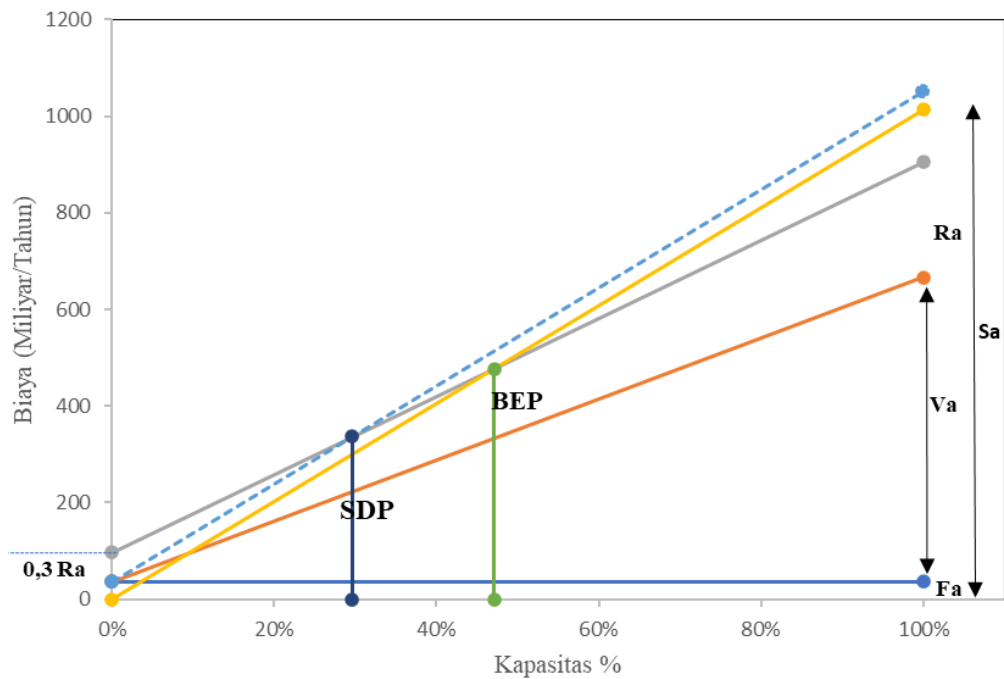
Dengan metode *trial & error* diperoleh nilai DCFR sebesar 22,56 %.

Hasil analisa ekonomi yang didapatkan sudah memenuhi sesuai dengan standar-standar pabrik risiko rendah dimana terlampir pada Tabel 6.15 sebagai berikut:

Tabel 6.15 Kesimpulan analisa ekonomi

Parameter	Hasil analisa	Syarat	Keterangan
ROI	ROI sebelum pajak = 48,497% ROI setelah pajak = 36,373%	ROI < 44%	Sesuai
POT	POT sebelum pajak = 1,709 tahun POT setelah pajak = 2,156 tahun	5 tahun \geq POT \geq 2 tahun	Sesuai
BEP	47,085%	40-60%	Sesuai
SDP	29,628%	-	Sesuai
DFCR	22,56%	Lebih dari 1,5 kali suku bunga bank saat ini (5,75%).	Sesuai

Grafik BEP dan SDP ditunjukkan pada Gambar 6.2 di bawah ini:



Gambar 6.2 Grafik BEP dan SDP

Gambar 6.2 menyajikan hasil analisa ekonomi yang memuat nilai SDP dan BEP pabrik, dimanan nilai BEP dan SDP pabrik sudah sesuai standar untuk pabrik dengan risiko rendah seperti pada Tabel 6.15. Pada Gambar 6.2 menunjukkan jika kapasitas produksi pabrik harus berada diatas 47,085% dari total kapasitas untuk mendapatkan keuntungan atau balik modal. Pabrik akan mengalami pemberhentian produksi atau ditutup ketika kapasitas produksi berada pada titik SDP yaitu sebesar 29,628% dari total produksi.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik asetofenon berkapasitas 1.200 ton/tahun dari etilbenzena dan oksigen menggunakan bantuan katalis kobalt bromide, didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik tergolong sebagai pabrik dengan resiko rendah dari segi penijauan terhadap kondisi operasi, bahan baku, dan produk.
2. Proses reaksi pembentukan asetofenon berlangsung didalam reaktor *bubble* dengan metode oksidasi pada kondisi operasi tekanan 2,046 atm dan suhu 126°C. Hasil reaksi antara etilbenzena dan oksigen berbantuan katalis kobalt bromide menghasilkan produk utama yaitu asetofenon dan produk samping berupa air.
3. Produk asetofenon yang dihasilkan memiliki kemurnian sebesar 99%. Pengaplikasian senyawa ini digunakan dalam beberapa industri seperti industri farmasi yang dimanfaatkan sebagai bahan baku sintesis obat-obatan, industri makanan dan minuman untuk pewarna, dan industri parfum yang digunakan sebagai pemberi aroma.
4. Pabrik asetofenon berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang didirikan di Kabupaten Serang, Provinsi Banten, dengan total luas tanah sebesar 5.037 m² dan jumlah karyawan sebanyak 88 orang.

5. Hasil analisa ekonomi pabrik sebagai berikut:
 - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp108.624.028.187,11
 - b. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp81.468.021.140,33
 - c. *Return on investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 48,497%
 - d. *Return on investment* (ROI) setelah pajak sebesar 36,373%
 - e. *Pay out time* (POT) sebelum pajak selama 1,709 tahun
 - f. *Pay out time* (POT) setelah pajak selama 2,156 tahun
 - g. *Break even point* (BEP) adalah 47,085%
 - h. *Shut down point* (SDP) adalah 29,628%
 - i. *Discounted cash flow rate* (DCFR) adalah 22,56%

Berdasarkan kesimpulan tersebut, maka pabrik asetofenon dari etilbenzena dan oksigen dengan katalis kobalt bromida yang akan didirikan pada tahun 2028 layak untuk didirikan.

7.2 Saran

1. Perlu dilakukan optimasi pemilihan alat utama maupun alat penunjang serta bahan baku sehingga mengoptimalkan keuntungan yang didapatkan.
2. Perlu adanya kajian lebih lanjut terhadap penggunaan katalis kobalt bromida sehingga dapat *direcycle* atau digunakan kembali ke dalam proses.
3. Disamping dari produksi produk, pabrik juga menghasilkan limbah sehingga diharapkan di masa depan dapat berkembang green pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
4. Pabrik dapat direalisasikan untuk memenuhi kebutuhan asetofenon karena kebutuhannya yang semakin meningkat oleh perkembangan industri kimia.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw-Hill Book Company, New York
- Branan, C., 2002, Rules of Thumb for Chemical Engineers, Gulf Publication, New York, USA.
- Brown, G.G., 1950, Unit Operation, John Wiley & Sons, New York
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959. Process equipment design: vessel design. John Wiley & Sons.
- Chen, Y., Jie S., Yang C., and Liu, Z., 2017, Active and efficient Co-N/C catalysts derived from cobalt porphyrin for selective oxidation of alkylaromatics.
- Comtrade. Data impor asetofenon. Diakses pada 20 Desember 2022 dari <https://comtradeplus.un.org/>
- Coulson, J.M and Richardson, J.F., 1989, Chemical Engineering, vol. 6, Pergamon Press, Inc., New York
- Couper, J.R., Penney, W.R., Fair, J.R. and Walas, S.M., 2012. Chemical Process Equipment Selection and Design, Third edition, Elsevier, united states of America.
- Geankoplis, C.J., 1983, Transport Processes and Unit Operations, 2nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston
- Gore, P. H., 1955, The Friedel-Crafts Acylation Reaction and its Application to Polycyclic Aromatic Hydrocarbons. Chemical Reviews, 55, pp.229–281.
- Gutmann, B., Elsner, P., Roberge, D. M., and Kappe, C. O., 2013, Homogeneous liquid-phase oxidation of ethylbenzene to acetophenone in continuous flow mode. ACS Catalysis, 12, 2669-2676.
- Kern, D.Q., 1983, Process Heat Transfer, McGraw-Hill Book Company, New York
- Levenspiel, 1999, Chemical Reaction Engineering, John Wiley and Sons, New York.
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C. and Harriott, P., 2018. Unit operation of chemical engineering. McGraw-Hill.
- Nandanwar, S.U., Rathod, S., Bansal, V. and Bokade, V.V., 2021. A review on selective production of acetophenone from oxidation of ethylbenzene over heterogeneous catalysts in a decade. Catalysis Letters, 151, pp.2116-2131.

- National Center for Biotechnology Information (2023). PubChem Compound Summary for CID 7410, Acetophenone. Retrieved December 15, 2023 from <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Acetophenone>.
- Perry, R.H., and Green, D., 2008, Perry's Chemical Engineers Handbook, 8th edition, McGraw Hill, New York
- Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D., 2003, Plant Design and Economic for Chemical Engineers, 5th ed., McGraw-Hill Book Company, New York
- Powell, S.T., 1954, Water Conditioning for Industry, McGraw Hill, Tokyo
- Rase, H.F., 2000, Handbook of Commercial Catalyst: Heterogeneous Catalysts, John Wiley and Sons, New York
- Sanders, H.J., McCullough, H.S., Keag, H.F., 1953. Acetophenone, 45, pp.2-14.
- Sinnott, Ray. Chemical Engineering Design: Chemical Engineering Volume 6. Elsevier, 2005.
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., and Abott, M., 1993, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th edition, McGraw Hill, New York
- Treybal, R.E., 1980. Mass transfer operations. New York, 466, pp.493-497.
- Ulrich, G.D., 1987, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, John Wiley & Sons Inc., New York.
- Volza.com. (2023). List of top Global Acetophenone Buyers & Importers from Indonesia. Diakses pada 15 Februari 2023, dari <https://www.volza.com/p/acetophenone/buyers/coo-indonesia/>
- Walas, S.M., 1990, Chemical Process Equipment: Design and Selection, Butterworth Publishers, Stoneham, MA, USA
- Yaws, C.L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill, New York.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan etilbenzena (C_8H_{10}) dengan oksigen (O_2) menggunakan katalis Kobalt bromida ($CoBr_2$) untuk menghasilkan asetofenon (C_8H_8O).

Jenis : Reaktor gelembung silinder tegak dengan *torispherical dish head*.

Kondisi operasi : Suhu = 126 °C (399 K)

Tekanan = 30 psi (2,041 atm)

Konversi = 90%

Reaksi :

$$\begin{array}{ccccccc} C_8H_{10} & + & O_2 & \rightarrow & C_8H_8O & + & H_2O \\ \textit{Etilbenzena} & & \textit{Oksigen} & & \textit{Asetofenon} & & \textit{Air} \end{array}$$

Alasan pemilihan reaktor:

- Reaktor gelembung cocok untuk reaksi oksidasi yang melibatkan fase gas-cair.
- Dapat diaplikasikan untuk proses yang berjalan secara kontinyu.
- Biaya operasi yang relatif murah dengan konstruksi sederhana.
- Memiliki efisiensi energi tinggi dengan perpindahan panas dan massa yang terjadi dengan baik.

1. Umpan Cairan

1) Komposisi umpan cairan

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/Jam)	wi	Mol (kmol/jam)	xi
C ₈ H ₁₀	106,17	154,902	0,761	1,459	0,822
H ₂ O	18,02	1,858	0,009	0,103	0,058
CoBr ₂	218,74	46,735	0,230	0,214	0,120
Total		203,495	1	1,776	1

2) Densitas cairan

Komponen	A	B	n	Tc (K)
C ₈ H ₁₀	0,289	0,264	0,292	617,170
H ₂ O	0,347	0,274	0,286	647,130
CoBr ₂	1,058	0,300	0,286	2154,970

(Yaws, 1999)

Menentukan densitas cairan:

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan:

ρ = Densitas komponen cairan (kg/m³)

T = Suhu operasi (K)

T_c = Suhu kritis (K)

A, B, dan n = koefisien regresi senyawa kimia

Komponen	wi	ρ_i (kg/L)	ρ_i (kg/m ³)	$\rho_c = w_i \cdot \rho_i$ (kg/m ³)
C ₈ H ₁₀	0,761	0,771	771,180	587,028
H ₂ O	0,009	0,929	928,980	8,481
CoBr ₂	0,230	3,294	3294,182	757,662
Total				1353,171

Sehingga densitas campuran (ρ_c) = 1.353,171 kg/m³
= 84,478 lb/ft³

3) Kecepatan volumetris cairan

$$F_c = \frac{\text{massa cairan}}{\rho_c}$$

$$F_c = \frac{203,495 \text{ kg/jam}}{1353,171 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_c = 0,150 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Sehingga diperoleh kecepatan volumetric cairan (F_c) = 0,150 m³/jam

4) Viskositas cairan

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$n_{liq} = e^{A + \frac{B}{T} + CT + DT^2}$$

Keterangan:

n_{liq} = viskositas cairan (cp)

A, B, C dan D = koefisien regresi senyawa kimia

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C ₈ H ₁₀	-5,259	830,650	0,011	-1,062 x 10 ⁻⁵

H ₂ O	-10,216	1792,500	0,018	-1,263 x 10 ⁻⁵
CoBr ₂	-	-	-	-

(Yaws, 1999)

Komponen	wi	Log μ	μi (Cp)	μc = μi.wi (cp)
C ₈ H ₁₀	0,761	-0,564	0,273	0,208
H ₂ O	0,009	-0,660	0,219	0,002
CoBr ₂	0,230	-	-	0
Total				0,439

Sehingga viskositas campuran (μc) = 0,210 cp atau 0,00021 kg/m.s

5) Tegangan cairan

$$\sigma = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan:

σ = tegangan cairan (dynes/cm)

A, T_c dan n = koefisien regresi senyawa kimia

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	T _c	n	σ (dynes/cm)
C ₈ H ₁₀	66,000	617,170	0,011	65,264
H ₂ O	132,674	647,130	0,955	53,114
CoBr ₂	-	-	-	0
Total				118,378

Sehingga diperoleh tegangan cairan campuran (σc) 118,378 dynes/cm atau 0,118 N/m.

6) Berat molekul campuran (BMc)

Komponen	Bm	Xi	BMc = Bm*Xi
C ₈ H ₁₀	106,165	0,822	87,229
H ₂ O	18,02	0,058	1,046
CoBr ₂	218,741	0,120	26,318
Total			114,592

Sehingga diperoleh berat molekul campuran cairan (BMc) = 114,592

kg/kmol

2. Umpan Gas

- Data fisis komponen gas

Data	Komponen gas	
	Oksigen (O ₂)	Nitrogen (N ₂)
Tekanan (P), atm	2,041	
Tetapan gas (R), atm.m ³ /mol.K	0,082	
Suhu operasi (T), K	399	
Berat molekul, kg/kmol	32	28
Suhu kritis (Tc), K	154,68	126
Tekanan kritis (Pc), atm	49,771	33,496

1) Komposisi umpan gas

Komponen	BM (kg/kmol)	Kg/Jam	wi	kmol/jam	xi
O ₂	32	1139,766	0,320	35,618	0,292
N ₂	28	2421,391	0,680	86,478	0,708
Total		3561,157	1	122	1

2) Berat molekul campuran gas

Komponen	Bm	Xi	BMc = Bm*Xi
N ₂	28	0,292	8,172
O ₂	32	0,708	22,664
Total		1	30,836

Sehingga diperoleh berat molekul campuran gas (BMc)= 30,836 Kg/kmol

3) Densitas gas

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{\text{BM}_{\text{c gas}} \times \text{Pt}}{\text{RT}} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan:

ρ_{gas} = densitas gas (kg/m³)

$\text{BM}_{\text{c gas}}$ = berat molekul campuran gas (kg/kmol)

Pt = tekanan total (atm)

R = tetapan gas (atm.m³/mol.K)

T = suhu operasi (K)

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{30,836 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 2,041 \text{ atm}}{0,08206 \text{ atm} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{K} \times 399 \text{ K}} = 1,898 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga diperoleh densitas campuran gas (ρ_{gas}) = 1,898 kg/m³

atau 0,002 gram/cm³

4) Kecepatan volumetris gas

$$F_g = \frac{\text{massa gas}}{\rho_g}$$

$$F_g = \frac{3.561,157 \text{ kg/jam}}{1,898 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_g = 1.876,677 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_g = 521.299,170 \text{ cm}^3/\text{s}$$

5) Viskositas gas

$$n_{liq} = A + BT + C T^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Keterangan:

n_{liq} = viskositas gas (μp)

A, B dan C = koefisien regresi senyawa kimia

T = suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C
N ₂	42,606	0,475	-0,0000988
O ₂	44,224	0,562	-0,000113

(Yaws, 1999)

Komponen	w _i	μ_i	$\mu_g = \mu \cdot w_i$ (μp)
N ₂	0,32	216,402	69,261
O ₂	0,68	250,472	170,307
Total			239,568

Sehingga diperoleh viskositas campuran gas (μg):

$$\mu_g = 239,568 \mu\text{p}$$

$$\mu_g = 0,024 \text{ cp}$$

$$\mu_g = 2,396 \times 10^{-5} \text{ Kg/m.s}$$

3. Difusivitas oksigen gas terlarut ke dalam cairan

$$D_{AL} = \frac{7,4 \times 10^{-8} (\theta L \cdot M_B)^{0,5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0,6}} \quad (\text{Perry, 1999})$$

Keterangan:

D_{AL} = difusivitas (m^2/s)

T = suhu operasi (K)

M_B = berat molekul campuran cairan (kg/kmol)

V_A = volume molar solute gas (udara)

θ = asosiasi parameter (1)

μ_L = viskositas cairan (Cp)

$$D_{AL} = \frac{7,4 \times 10^{-8} \left(1 \cdot 114,592 \frac{kg}{kmol}\right)^{0,5} (399 K)}{0,00021 \frac{kg}{m \cdot s} \cdot (0,0299 m^3/kmol)^{0,6}}$$

$$D_{AL} = 12,387 m^2/s$$

$$D_{AL} = 44593,452 m^2/jam$$

$$D_{AL} = 445934524,7 cm^2/s$$

4. Koefisien Transfer Massa di Fase Cair

$$k_L = 0,42 \sqrt[3]{\frac{\mu_1}{\rho_1}} \sqrt{\frac{D_{AL} \rho_1}{\mu_1}}$$

Keterangan:

k_L = koefisien transfer massa

μ_1 = viskositas cairan (kg/m.s)

ρ_1 = massa jenis cairan (kg/m^3)

D_{AL} = difusivitas (m^2/s)

g = percepatan gravitasi (m/s^2)

$$k_L = 0,42 \sqrt[3]{\frac{2,10 \times 10^{-4} \frac{kg}{m} \cdot s \times 9,8 \frac{m}{s^2}}{1353,171 \frac{kg}{m^3}}} \sqrt{\frac{0,001567 \frac{m^2}{s} \times 1353,171 \frac{kg}{m^3}}{2,10 \times 10^{-4} \frac{kg}{m} \cdot s}}$$

$$k_L = 67,467 \text{ m/s atau } 242.880,233 \text{ m/jam}$$

5. Konsentrasi Reaksi

Konsentrasi reaksi etilbenzena (C_8H_{10})

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \times \frac{P}{R \cdot T}$$

Keterangan:

N_x = mol C_8H_{10} (kmol/jam)

N_T = mol total (kmol/jam)

P = tekanan operasi (atm)

T = suhu operasi (K)

R = tetapan gas ($m^3 \text{ atm/kmol.K}$)

a) Konsentrasi C_8H_{10}

$$C_{A0} = \frac{1,459 \text{ kmol/jam}}{1,776 \text{ kmol/jam}} \times \frac{2,041 \text{ atm}}{0,082057 \frac{m^3 \cdot atm}{kmol \cdot K} \cdot 399 \text{ K}}$$

$$C_{A0} = 0,0512 \text{ kmol/m}^3$$

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

Diketahui Konversi reaksi (X) = 90%

$$C_A = 0,0512 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} (1 - 0,9)$$

$$C_A = 0,00512 \text{ kmol/m}^3$$

b) Konsentrasi O₂

$$C_{B0} = \frac{35,618 \text{ kmol/jam}}{1,776 \text{ kmol/jam}} \times \frac{2,041 \text{ atm}}{0,082057 \text{ m}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{kmol}} \cdot \text{K} \cdot 399 \text{ K}}$$

$$C_{B0} = 1,251 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \cdot X)$$

Diketahui Konversi reaksi (X) = 90%

$$C_B = 1,251 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} - (0,0512 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \cdot 0,9)$$

$$C_B = 1,246 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi yang terjadi adalah reaksi orde 2, dengan persamaan laju reaksinya yaitu:

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Keterangan:

-r_A : laju reaksi

k : konstanta laju reaksi (m³/kmol.jam)

C_i : konsentrasi masing-masing komponen (kmol/m³)

Dengan:

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

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A)$$

Sehingga,

$$-r_A = k \cdot [C_{A0}(1-X_A)] \cdot [C_{B0} - (C_{A0} \cdot X_A)] \quad (1)$$

$$\tau = C_{A0} \int_0^X \frac{dX_A}{-r_A} \quad (2)$$

(Levenspiel, 1999)

Substitusikan persamaan [1] ke [2]

$$\tau = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1.2 - X_A)}$$

$$k = \frac{1}{\tau C_{A0}} \int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1.2 - X_A)}$$

Penyelesaian persamaan integral diatas diselesaikan dengan persamaan

Simpson's rule. Jika pada bentuk integral dimisalkan dengan:

$$I = \int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1.2 - X_A)}$$

Maka,

$$\int_{X_0}^{X_N} I. dX = \frac{\Delta X}{3} (I_0 + 4I_1 + 2I_2 + \dots + 2. I_{N-2} + 4. I_{N-1} + 1)$$

$$\text{Dengan } \Delta X = \frac{0,9}{10} = 0,09$$

Untuk n = 10, maka:

n	Xi	Ii	Ii.koef
0	0	0,833	0,833
1	0,090	0,990	3,960
2	0,180	1,196	2,391
3	0,270	1,473	5,892
4	0,360	1,860	3,720
5	0,450	2,424	9,697
6	0,540	3,294	6,588
7	0,630	4,742	18,966
8	0,720	7,440	14,881
9	0,810	13,495	53,981

10	0,900	33,333	33,333
Total			154,243

Sehingga,

$$\int_0^{0,9} I. dX = 4,627$$

6. Menentukan Bilangan Hatta (MH)

$$M_H^2 = \frac{k_r \cdot C_{A0} \cdot \vartheta_L}{k_L^2}$$

Keterangan:

MH = bilangan hatta

kr = konstanta kecepatan laju reaksi (L/mol.s)

C_{A0} = konsentrasi cairan mol/L

ϑ_L = difusivitas (m²/s)

KL = koefisien transfer massa (m/s)

$$M_H^2 = \frac{0,039 \frac{\text{L}}{\text{mol.s}} \cdot 0,0512 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 12,387 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}{(67,467 \text{ m/s})^2}$$

$$M_H^2 = 5,437 \times 10^{-6}$$

$$M_H = 0,002$$

Nilai MH < 0,02 maka faktor yang berpengaruh adalah reaksi kimia dan berlangsung sangat lambat (Levenspiel, 1999)

7. Menentukan Diameter Gelembung (DB)

$$D_b = \left(\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma_l}{g \cdot (\rho_l - \rho_g)} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Keterangan:

D_b = diameter gelembung (m)

d_o = diameter *orifice* (m)

(0,004-0,95) cm (Perry, hal. 1649) = 0,8 cm

σ_1 = tegangan muka cairan (kg/m.s²)

g = percepatan gravitasi (m/s²)

ρ_l = densitas cairan (kg/m³)

ρ_g = densitas gas (kg/m³)

$$D_b = \left(\frac{6 \cdot 0,8 \text{ cm} \cdot 118,378 \text{ dynes/cm}}{980 \text{ cm/s}^2 \cdot \left(1,353 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} - 0,002 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right)} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_b = 0,754 \text{ cm}$$

$$D_b = 7,542 \times 10^{-4} \text{ m}$$

8. Mencari Laju Alir Tiap Orifice (Q_{go})

$$Q_{go} = \left(\frac{d_{bo}^3 \cdot \pi \cdot g^{\frac{3}{5}}}{(6)(1,378)} \right)^{\frac{5}{6}} \quad (\text{Perry's, 1999})$$

$$Q_{go} = \left(\frac{(0,754 \text{ cm})^3 \cdot 3,14 \cdot (980 \text{ cm/s}^2)^{\frac{3}{5}}}{(6)(1,378)} \right)^{\frac{5}{6}}$$

$$Q_{go} = 6,902 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$Q_{go} = 6,902 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$$

9. Menentukan Frekuensi Gelembung (f_b)

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{\pi \cdot d_o \cdot \sigma} \quad (\text{Perry's, 1999})$$

Keterangan:

f_b = frekuensi gelembung (gelembung/detik)

ρ_l = densitas cairan (gr/cm^3)

ρ_g = densitas gas (gr/cm^3)

d_o = diameter orifice (cm)

σ = tegangan muka (dynes/cm)

Q = laju alir orifice (cm^3/s)

$$f_b = \frac{6,902 \text{ cm}^3/\text{s} \cdot 980 \text{ cm/s}^2 (1,353 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} - 0,002 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3})}{3,14 \cdot 0,9 \text{ cm} \cdot 118,378 \frac{\text{dynes}}{\text{cm}}}$$

$$f_b = 30$$

10. Menentukan Volume 1 (satu) Gelembung (V_o)

$$V_o = \frac{\pi \cdot D b^3}{6}$$

$$V_o = \frac{3,14 \cdot (0,784 \text{ cm})^3}{6}$$

$$V_o = 0,253 \text{ cm}^3$$

$$V_o = 2,526 \times 10^{-7} \text{ m}^3$$

11. Jumlah Orifice (N_b)

$$N_b = \frac{f_v g}{v_o}$$

$$N_b = \frac{521299,170 \text{ cm}^3/\text{s}}{0,253 \text{ cm}^3}$$

$$N_b = 2,064 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$$

12. Total Lubang Orifice (Nhole)

$$N_{hole} = \frac{Nb}{fb}$$

$$N_{hole} = \frac{2,064 \times 10^6}{330}$$

$$N_{hole} = 68.462,676 \text{ buah}$$

13. Menentukan Terminal Velocity

$$Vt = \sqrt{\frac{2\sigma}{Db \cdot \rho l}} + \sqrt{\frac{g \cdot Db}{2}} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

$$Vt = \sqrt{\frac{2 \cdot 118,378 \frac{\text{dynes}}{\text{cm}}}{0,784 \text{ cm} \cdot 1,378 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}}} + \sqrt{\frac{980 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2} \cdot 0,784 \text{ cm}}{2}}$$

$$Vt = 34,540 \text{ cm/s}$$

$$Vt = 0,345 \text{ m/s}$$

14. Reynold Gelembung (Re)

$$Re = \frac{\rho l \cdot Db \cdot Vt}{\mu l}$$

Keterangan:

Re = Bilangan reynold

Vt = Terminal velocity (cm/s)

Db = Diameter gelembung (cm)

ρl = densitas cairan (gr/cm³)

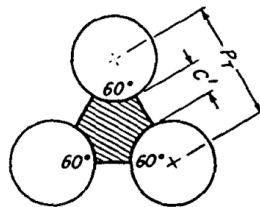
μl = Viskositas cairan (gr/cm.s)

$$Re = \frac{1,353 \frac{gr}{cm^3} \cdot 0,784 \text{ cm} \cdot 34,540 \text{ cm/s}}{0,002 \frac{gr}{cm} \cdot s}$$

$$Re = 17.491,635$$

15. Menentukan Diameter Sparger

Pada reaktor ini menggunakan *orrifice sparger*, sehingga pada bagian platnya menggunakan tipe *perforated* dengan susunan *triangular pitch*. Pemilihan *triangular pitch* dikarenakan memiliki jumlah lubang tiap satuan yang lebih luas dengan ukuran reaktor yang lebih kecil (Kern, 1983).



Gambar 1. *Triangular pitch*

Diketahui

Diameter orifice (d_o) = 0,9 cm

Nhole = 68.463 buah

1) Menentukan jarak antara pusat lubang orifice (P_t)

$$P_t = 1,25 \times d_o \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1983})$$

$$P_t = 1,25 \times 0,9 \text{ cm}$$

$$P_t = 1,125 \text{ cm}$$

2) Luas lubang orifice (L_o)

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (0,9 \text{ cm})^2$$

$$L_o = 0,636 \text{ cm}^2$$

3) Luas ΔABC

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4}\sqrt{3}Pt^2$$

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4}\sqrt{3}(1,125 \text{ cm})^2$$

$$L_{\Delta ABC} = 0,548 \text{ cm}^2$$

4) Luas lubang ΔABC

$$\Delta ABC = \frac{1}{8} \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$\Delta ABC = \frac{1}{8} \cdot 3,14 \cdot (0,9 \text{ cm})^2$$

$$\Delta ABC = 0,31793 \text{ cm}^2$$

5) Luas plate yang diperlukan tiap lubang (A_n)

$$A_n = \frac{1}{2}\sqrt{3}Pt^2$$

$$A_n = \frac{1}{2}\sqrt{3}(1,125 \text{ cm})^2$$

$$A_n = 1,096 \text{ cm}^2$$

6) Luas *sparger* (A_{sp})

$$A_{sp} = N_{hole} \times A_n$$

$$A_{sp} = 68.463 \times 1,096 \text{ cm}^2$$

$$A_{sp} = 75.039,789 \text{ cm}^2$$

$$A_{sp} = 7,504 \text{ m}^2$$

7) Diameter *sparger* (D_{sp})

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot 75.039,789 \text{ cm}^2}{3,14}}$$

$$D_{sp} = 309,180 \text{ cm}$$

8) Kecepatan supervisial gas dalam reaktor (V_{gs})

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

$$V_{gs} = \frac{521.299,170 \text{ cm}^3/\text{s}}{75.039,789 \text{ cm}^2}$$

$$V_{gs} = 6,947 \text{ cm/s}$$

9) Hold up gas (H_g)

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

$$H_g = \frac{6,947 \text{ cm/s}}{6,947 \frac{\text{cm}}{\text{s}} + 34,540 \text{ cm/s}}$$

$$H_g = 0,167$$

16. Menentukan Koefisien Transfer Fase gas (k_{ag})

1) Kecepatan massa molar O_2 (G_m)

$$G_m = \frac{F_{\text{mol } O_2}}{A_{sp}}$$

$$G_m = \frac{35,618 \text{ kmol/jam}}{75.039,789 \text{ cm}^2}$$

$$G_m = 0,0005 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \cdot \text{cm}^2$$

2) Schimidit number (Sc)

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot Dal}$$

$$Sc = \frac{2,396 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}}{1,898 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 12,387 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}$$

$$Sc = 1,019 \times 10^{-6}$$

3) Koefisien transfer fase gas (k_{ag})

$$Gm = \frac{K_{ag}.Pt}{Gm} . Sc^{0,56} = 0,281 Re^{0,4}$$

$$k_{ag} = \frac{0,281 . Re^{0,4} . Gm}{Pt . Sc^{0,56}}$$

$$k_{ag} = \frac{0,281 . 17491,635^{0,4} . 0,0005 \frac{kmol}{jam} . cm^2}{1,125 cm . (1,019 \times 10^{-6})^{0,56}}$$

$$k_{ag} = 13,379 \frac{kmol}{jam} . cm^2$$

$$k_{ag} = 1,338 \times 10^{-3} \frac{kmol}{jam} . m^2$$

17. Menentukan Konstanta Henry (H_a)

Berdasarkan data dari Tabel 23.2 (Lavenspiel, 1999). Diperoleh nilai konstanta henry (H_a) untuk senyawa gas oksigen (O_2) yaitu:

	N_2	H_2	O_2	CO	CO_2	NH_3
20°C	1.45×10^5	1.23×10^5	0.74×10^5	0.96×10^5	2600	0.020
60°C	2.16×10^5	1.34×10^5	1.13×10^5	1.48×10^5	6300	0.096

(Lavenspiel, 1999)

Sedangkan, suhu yang digunakan pada perancangan reaktor berada pada suhu 126°C. Sehingga diperlukan ekstrapolasi untuk memperoleh nilai konstanta Henry pada suhu tersebut.

Rumus ekstrapolasi:

$$\frac{(y - y_1)}{(y_2 - y_1)} = \frac{(x - x_1)}{(x_2 - x_1)}$$

Diketahui:

$$x_1 = 0,74 \times 10^5$$

$$x_2 = 1,13 \times 10^5$$

$$y_1 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$y_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$y = 126 \text{ }^\circ\text{C}$$

Sehingga,

$$\frac{(126 \text{ }^\circ\text{C} - 20 \text{ }^\circ\text{C})}{(60 \text{ }^\circ\text{C} - 20 \text{ }^\circ\text{C})} = \frac{(x - 0,74 \times 10^5)}{(1,13 \times 10^5 - 0,74 \times 10^5)}$$

$$x = 177.350$$

Maka, diperoleh nilai konstanta Henry pada suhu 126 °C adalah 117.350

18. Menentukan Volume Cairan

- Menghitung volume Cairan untuk aliran *plug flow*:

$$\frac{V}{F_{Ao}} = \int_0^X \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = F_{Ao} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{Ao}}{kC_{Ao}} \int_0^{0,9} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1,2 - X_A)}$$

$$V = \frac{0150 \text{ m}^3/\text{jam}}{(140,4 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}} \cdot \text{jam} \times 0,051 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3})} \times 4,627$$

$$V = 0,097 \text{ m}^3$$

Maka, diperoleh volume cairan sebesar = 0,097 m³ atau 96,743

liter

Dengan *over design* 20%, maka volume cairan menjadi:

$$V_{\text{caiaran}} = (1 + 0,2) \times 0,097 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{caiaran}} = 0,116 \text{ m}^3$$

19. Menentukan Waktu Tinggal Proses (τ)

$$\tau = \frac{V}{Fc}$$

$$\tau = \frac{0,116 \text{ m}^3}{0,150 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,772 \text{ jam}$$

20. Volume Design Reaktor

- 1) Volume teoritis reaktor (V_{tr})

$$V_{tr} = \frac{V_{\text{cairan}}}{1-Hg}$$

$$V_{tr} = \frac{0,116 \text{ m}^3}{1-0,167}$$

$$V_{tr} = 0,139 \text{ m}^3 \text{ atau } 139,4 \text{ liter}$$

- 2) Diameter reaktor (Dr)

Berdasarkan persamaan volume silinder *shell*:

$$V_r = \frac{1}{4} \pi \cdot Dr^2 \cdot Hr$$

Maka, persamaan diameter reaktor:

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{tr}}{\pi}}$$

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,139 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$Dr = 0,562 \text{ m} \text{ atau } 22,131 \text{ in}$$

- 3) Volume *head* to straight flane (V_h)

$$V_h = 0,000049 \cdot Dr^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$V_h = 0,000049 \cdot (0,562 \text{ m})^3$$

$$V_h = 8,704 \times 10^{-6} \text{ m}^3$$

- 4) Volume cairan dan gas dalam *shell* ($V(c+g)$)

Volume cairan dan gas dalam *shell* adalah volume cairan dengan gas volume di *head* bagian dasar.

$$V(c + g) = V_{tr} - V_h$$

$$V(c + g) = 0,139 \text{ m}^3 - 8,704 \times 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$V(c + g) = 0,139 \text{ m}^3$$

- 5) Luas penampang reaktor (A_r)

$$A_r = \frac{\pi}{4} D r^2$$

$$A_r = \frac{3,14}{4} (0,562 \text{ m})^2$$

$$A_r = 0,248 \text{ m}^2$$

- 6) Tinggi *shell* (H_{shell})

Tinggi *shell* = Tinggi cairan dan gas dalam *shell*

$$H_{shell} = \frac{\text{Volume cairan dan gas dalam shell}}{\text{Luas penampang reaktor}}$$

$$H_{shell} = \frac{0,139 \text{ m}^3}{0,248 \text{ m}^2}$$

$$H_{shell} = 0,562 \text{ m}$$

21. Menentukan Pressure Drop

- 1) Pressure drop gas melalui orifice (ΔP_o)

$$\Delta P_o = 0,5 \times \frac{\rho_g \cdot v_o^2}{0,9}$$

$$\Delta P_o = 0,5 \times \frac{1,818 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (2,526 \times 10^{-7} \text{ m}^3)^2}{0,9}$$

$$\Delta P_o = 6,728 \times 10^{-14} \text{ kg/m.s}^2$$

- 2) Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka ($\Delta P\sigma$)

$$\Delta P\sigma = \frac{6 \cdot \sigma L}{Db}$$

$$\Delta P\sigma = \frac{6 \cdot 0,118 \text{ N/m}}{7,844 \times 10^{-4} \text{ m}}$$

$$\Delta P\sigma = 905,434 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

- 3) Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatik (ΔPh)

$$\Delta Ph = \rho L \cdot g \cdot H$$

Keterangan:

ρ = densitas campuran cairan (kg/m^3)

g = percepatan gravitasi (m/s^2)

H = tinggi cairan dan gas pada reaktor (m)

$$\Delta Ph = 1353,171 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 0,562 \text{ m}$$

$$\Delta Ph = 7454,039 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}^2$$

- 4) Pressure drop total

$$\Delta Pt = \Delta P_o + \Delta P\sigma + \Delta Ph$$

$$\Delta Pt = 6,728 \times 10^{-14} \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}^2 + 905,434 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}^2 + 7454,039 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}^2$$

$$\Delta Pt = 8359,473 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{s}^2$$

22. Menentukan Jarak *Sparger*

$$ID = \frac{Dr - \left(\sqrt{\frac{Asp \cdot A}{3,14}} \right)}{2}$$

$$ID = \frac{0,562 \text{ m} - \left(\sqrt{\frac{7,504 \text{ m}^2 \cdot A}{3,14}} \right)}{2}$$

$$ID = 0,591 \text{ m}$$

23. Mechanical Desain (Perancangan Tebal Dinding dan Head Reaktor)

1) Tebal dinding reaktor

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

Dimana:

t_s = Tebal dinding minimum (in)

P_d = Tekanan desain = 1,2 x P operasi = (1,2 x 30 psi) = 36 psi

r_i = Jari-jari reaktor = 0,5 x D_r = (0,5 x 47,067 in) = 23,534 in

E = Efisiensi sambungan (*double welded butt joint*) = 80%

C = Faktor korosi (umumnya 1/8) = 0,125 in

Material yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 Grade C*, yang memiliki nilai maksimum *allowable stress* (f) = 12.650 psi (Brownell & Young, 1959).

Sehingga,

$$t_s = \frac{36 \text{ in} \cdot 23,534 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 36 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,164 \text{ in}$$

Diperoleh tebal *shell* yang mendekati adalah 3/16 in atau 0,188 in

- Menghitung diameter luar reaktor

Berdasarkan nilai t_s diperoleh nilai OD_{reaktor} sebagai berikut:

$$OD_{\text{reaktor}} = D_t + 2t_s$$

$$OD_{\text{reaktor}} = 22,131 \text{ in} + 2(0,188 \text{ in})$$

$$OD_{\text{reaktor}} = 22,51 \text{ in}$$

OD_{reaktor} yang mendekati berdasarkan tabel 5.7 (Brownell, 1959):

$$OD_{\text{reaktor}} = 24 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh nilai i_{cr} dan r sebagai berikut:

$$i_{cr} = 1,5 \text{ in}$$

$$r = 24 \text{ in}$$

- Standarisasi diameter dalam reaktor

$$ID_{\text{reaktor}} = OD_{\text{reaktor}} - 2ts$$

$$ID_{\text{reaktor}} = 24 \text{ in} - 2(0,188 \text{ in})$$

$$ID_{\text{reaktor}} = 23,625 \text{ in}$$

Rasio tinggi tangki dengan diameter tangki lebih kecil dari dua ($H_s/D_s < 2$) (Ulrich, 1984, Tabel 4.27, hal. 248)

Sehingga, dipilih $H/ID = 1,2 \rightarrow H = 1,2 ID$

$$H = 1 \times ID$$

$$H = 1 \times 23,625 \text{ in}$$

$$H = 28,35 \text{ in atau } 0,720 \text{ m}$$

2) Tebal *head* (t_{head})

Tipe *head* yang digunakan adalah *torispherical head*. Sehingga, tebal *head*

dapat dihitung dengan persamaan:

$$\frac{i_{cr}}{ID} > 6\% \text{ Maka } th = \frac{0,855 Pd \cdot rc}{f \cdot E - 0,1 Pd + C}$$

Dimana:

th = Tebal *head* reaktor (in)

Pd = Tekanan desain = 36 psi

rc = *Radius of disk* = $OD = 48 \text{ in}$

f = Maksimum *allowable stress* = 12.650 psi

C = Faktor korosif (umumnya 1/8) = 0,125 in

E = Efisiensi sambungan = 80%

$$th = \frac{(0,855) (36 \text{ psi}) (24 \text{ in})}{(12.650 \text{ psi}) (0,8) - 0,1 (36 \text{ psi}) + 0,125 \text{ in}}$$

$$th = 0,197 \text{ in atau } 0,0050 \text{ m}$$

Berdasarkan tabel 5.6 (Brownell, 1959) diperoleh tebal *head* standar yang mendekati adalah (1/4 in) atau 0,250 in. Sehingga, diperoleh nilai *standard straight flange* (sf) dan *inside corner radius* (icr) sebagai berikut:

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

3) Menghitung tinggi *head*

- Menghitung diameter luar *head*

$$OD_{head} = ID + 2th$$

$$OD_{head} = 23,625 \text{ in} + 2 (0,250 \text{ in})$$

$$OD_{head} = 24 \text{ in}$$

OD_{head} yang mendekati berdasarkan tabel 5.7 (Brownell, 1959) adalah

$$OD_{head} = 24 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh nilai icr dan r sebagai berikut:

$$icr = 1,5 \text{ in}$$

$$r = 24 \text{ in}$$

- Standarisasi diameter dalam *head*

$$ID_{head} = OD_{head} - 2th$$

$$ID_{head} = 24 \text{ in} - 2 (0,250 \text{ in})$$

$$ID_{head} = 23,5 \text{ in}$$

- Menghitung tinggi *head* (*overall dimension*)

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 24 \text{ in} - \sqrt{(24 \text{ in} - 1,5 \text{ in})^2 - \left(\frac{23,5 \text{ in}}{2} - 1,5 \text{ in}\right)^2}$$

$$b = 3,970 \text{ in}$$

maka,

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 0,25 \text{ in} + 3,970 \text{ in} + 2,5 \text{ in}$$

$$OA = 6,720 \text{ in} \text{ atau } 0,171 \text{ m}$$

24. Volume Total Reaktor

- 1) *Volume strength flange* (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{1}{4} \pi D^2 sf$$

$$V_{sf} = \frac{1}{4} (3,14) (23,625 \text{ in})^2 (2,5 \text{ in})$$

$$V_{sf} = 1095,4 \text{ in}^3 \text{ atau } 0,018 \text{ m}^3$$

- 2) *Volume total head* ($V_{t \text{ head}}$)

$$V_{t \text{ head}} = V_{head} + V_{sf}$$

$$V_{t \text{ head}} = (8,704 \times 10^{-6} \text{ m}^3) + (0,018 \text{ m}^3)$$

$$V_{t \text{ head}} = 0,018 \text{ m}^3$$

- 3) *Volume total* (V_t)

$$V_{total} = V_{silinder \text{ reaktor}} + (2 \times V_{t \text{ head}})$$

$$V_{total} = 0,116 \text{ m}^3 + (2 \times 0,018 \text{ m}^3)$$

$$V_{total} = 0,152 \text{ m}^3$$

- 4) *Tinggi total reaktor* (H_{tr})

$$H_{tr} = H_{shell} + (2 \times H_{head})$$

$$H_{tr} = 0,720 \text{ m} + (2 \times 0,171 \text{ m})$$

$$H_{tr} = 1,061 \text{ m}$$

25. Neraca Panas

$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_{in}) = 126 \text{ }^\circ\text{C} = 399 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_{ref}) = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

1) Menghitung panas masuk pada reaktor

- Nilai kapasitas panas untuk umpan masuk arus 3 (fluida cair):

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₈ H ₁₀	1,021,E+02	5,596,E-01	-1,561,E-03	2,015,E-06
H ₂ O	9,205,E+01	-3,995,E-02	-2,110,E-04	5,347,E-07
CoBr ₂	2,835,E+02	-3,881,E-01	2,547,E-04	-4,983,E-08

(Yaws, 1999)

Komponen	Mol (kmol/jam)	fCp (kJ/kmol K)	Qinput (kJ/jam)
C ₈ H ₁₀	1,459	19.523,305	28.485,253
H ₂ O	0,103	7.618,074	786,227
CoBr ₂	0,214	17.899,554	3.824,357
Total	1,776	45.040,933	33.095,838

Sehingga, diperoleh nilai panas masuk pada arus 3 sebesar =

33.095,838 kJ/jam

- Nilai kapasitas panas untuk umpan masuk arus 4 (fluida gas)

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
O ₂	29,526	-8,900E-03	3,808E-05	-3,263E-08	8,861E-12
N ₂	29,342	-3,540E-03	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13

(Yaws, 1999)

Hasil perhitungan kapasitas panas umpan gas:

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\int C_p$ (kJ/kmol K)	Q _{input} (kJ/jam)
O ₂	35,618	3.010,625	10.7231,514
N ₂	86,478	2.945,005	254.678,827
Total	122,096	5.955,630	361.910,341

Sehingga, diperoleh nilai panas masuk pada arus 4 sebesar =

361.910,341 kJ/jam

2) Menghitung panas keluar pada reaktor

- Nilai kapasitas panas keluar arus 6 (fluida cair):

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₈ H ₁₀	1,021,E+02	5,596,E-01	-1,561,E-03	2,015,E-06
H ₂ O	9,205,E+01	-3,995,E-02	-2,110,E-04	5,347,E-07
CoBr ₂	2,835,E+02	-3,881,E-01	2,547,E-04	-4,983,E-08
C ₈ H ₈ O	30,911	1,135	-2,641E-03	2,476E-06

(Yaws, 1999)

Komponen	Mol (kmol/jam)	fCp (kJ/kmol K)	Qinput (Kj/jam)
C ₈ H ₁₀	0,146	19.523,305	2.848,525
H ₂ O	1,418	7.618,074	10.801,088
CoBr ₂	0,214	17.899,554	3.824,357
C ₈ H ₈ O	1,313	21.274,746	27.936,899
Total	3,091	66.315,679	45.410,870

Sehingga, diperoleh nilai panas keluar pada arus 6 sebesar =

45.410,870 kJ/jam

- Nilai kapasitas panas keluar reaktor pada arus 5 (fluida gas)

Komponen	Tetapan kapasitas panas fase cair (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
O ₂	29,526	-8,900E-03	3,808E-05	-3,263E-08	8,861E-12
N ₂	29,342	-3,540E-03	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13

(Yaws, 1999)

Hasil perhitungan kapasitas panas umpan gas:

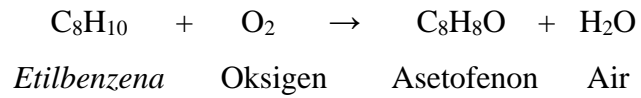
Komponen	Mol (Kmol/jam)	fCp (kJ/kmol K)	Qinput (kJ /jam)
O ₂	34,305	3.010,625	103.278,232
N ₂	86,478	2.945,005	254.678,827
Total	120,783	5.955,630	357.957,059

Sehingga, diperoleh nilai panas keluar pada arus 5 sebesar =

357.957,059 kJ/jam

3) Menghitung panas reaksi pada reaktor

Persamaan reaksi:



- $\Delta H_f 399^\circ\text{K}$

Komponen	$\Delta H_f 399^\circ\text{K}$ (kJ/kmol)	A	B	C
C ₈ H ₁₀	22,161	5,810E+01	-1,113E-01	5,318E-05
O ₂	0	-	-	-
C ₈ H ₈ O	-94,65	-5,736E+01	-1,128E-01	4,846E-05
H ₂ O	-241,8	-	-	-

Perhitungan panas pembentukan reaktan (reaksi 1):

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₈ H ₁₀ (liquid)	1,459	22	32,334
O ₂ (gas)	35,618	0	0
$\Sigma \Delta H_f$ Reaktan			32,334

Perhitungan panas pembentukan produk (reaksi 2):

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f Produk (kJ/jam)
C ₈ H ₈ O (liquid)	1,313	-94,653	-124,293
H ₂ O (liquid)	1,418	-241,800	-342,830
$\Sigma \Delta H_f$ Produk			- 467,123

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

$$\Delta H_R = (-467,123) - (32,334)$$

$$\Delta H_R = -499,457 \text{ kJ/jam}$$

Karena ΔH_R bernilai negatif maka reaksi berjalan eksotermis.

4) Menghitung panas yang diserap pendingin

$$H_{in} + \Delta H_R = H_{out} + Q_{pendinginan}$$

$$Q_{pendinginan} = H_{in} - H_{out} + \Delta H_R$$

$$Q_{pendinginan} = (33.095,838 + 361.910,341) - (45.410,870 + 357.957,059 + (-499,457))$$

$$Q_{pendinginan} = -8.861,207$$

$$Q_{pendinginan} = |-8.861,207|$$

$$Q_{pendinginan} = 8.861,207 \text{ kJ/jam}$$

5) Neraca panas pada reaktor

Neraca Panas Reaktor		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas umpan arus 3	33.095,838	
Panas umpan arus 4	361.910,341	
Panas reaksi		499,457
Panas keluar arus 5		357.957,059
Panas keluar arus 6		45.410,870
Panas yang diserap pendingin	8.861,207	
Total	403.867,3858	403.867,3858

26. Perancangan Pendingin

Reaksi yang berjalan pada sistem adalah reaksi eksotermis sehingga diperlukan pendingin untuk mempertahankan suhu dalam reaktor sebesar 126°C. Sehingga, diperlukan pendingin untuk mempertahankan suhu tersebut. Media pendingin yang digunakan adalah berupa jaket pendingin.

Diketahui:

- Suhu operasi : 126°C = 399 K = 258,8 °F
- Suhu pendingin masuk : 30°C = 303 K = 86 °F
- Suhu pendingin keluar : 45°C = 318 K = 113 °F
- *Heat capacity* air pendingin (C_p) = 0,075 kJ/mol.K

1) Kebutuhan air pendingin

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$\Delta H = 0,075 \text{ kJ/mol.K} \cdot (318-303) \text{ K}$$

$$\Delta H = 1,130 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan air pendingin:

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

Diketahui:

$$Q_{\text{Pendingin}} = 8.861,207 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 1,130 \text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{8.861,207 \text{ kJ/jam}}{1,130 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 7.844,639 \text{ kg/jam atau } 17.297,429 \text{ lb/jam}$$

2) Menentukan Nilai ΔT LMTD

<i>Hot fluid (F)</i>		<i>Cold fluid (F)</i>	$\Delta T, F$
258,8	<i>Higher</i>	113	145,8
258,8	<i>Lower</i>	86	172,8

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = 158,918 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T \text{ LMTD Actual} = F_T \cdot \Delta T \text{ LMTD}$$

Diketahui :

$$\text{Faktor koreksi LMTD } F_T = 1 \quad (\text{Fig. 16.17. Kern, 1950})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 158,918 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T \text{ LMTD Actual} = (1) \cdot 158,918 \text{ } ^\circ F$$

$$\Delta T \text{ LMTD Actual} = 158,918 \text{ } ^\circ F$$

3) Pemilihan Pendingin

a) Menghitung Luas Transfer Panas (A yang dibutuhkan)

Pada tabel 8, Kern diperoleh *overall heat transfer* U_d dengan *hot fluid* masuk kategori *light organics* dan *cold fluid* yaitu *water* dengan nilai U_d *overall* = 75 – 150 Btu/jam.ft².°F

Dipilih nilai U_d = 75 Btu/jam.ft².°F

$$A \text{ kebutuhan} = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T \text{ LMTD}}$$

Diketahui:

$$Q_{\text{Pendingin}} = 8.861,207 \text{ kJ/jam atau } 8.400,425 \text{ Btu/jam}$$

$$U_d = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 158,918 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A \text{ kebutuhan} = \frac{8400,425 \text{ Btu/jam}}{\left(75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\right) \cdot (158,918^\circ\text{F})}$$

$$A \text{ kebutuhan} = 0,705 \text{ ft}^2 \text{ atau } 0,065 \text{ m}^2$$

b) Menghitung Luas Perpindahan Panas yang Tersedia (A tersedia)

A tersedia = luas selimut reaktor x luas penampang reaktor

$$A = (\pi \times D_r \times H_s) + \left(\frac{1}{4} \times D_r^2\right)$$

Diketahui:

Diameter luar reaktor (D_r) = 24 inch atau 1,999 ft

Tinggi reaktor (H_s) = 28 inch atau 2,362 ft

$$A = (3,14 \cdot 1,999 \text{ ft} \cdot 2,362 \text{ ft}) + \left(\frac{1}{4} \cdot (1,999 \text{ ft})^2\right)$$

$$A = 17,962 \text{ ft}^2 \text{ atau } 1,669 \text{ m}^2$$

Berdasarkan hasil perhitungan luas transfer panas yang dibutuhkan dan luas perpindahan panas yang tersedia. Diperoleh nilai luas perpindahan panas pada reaktor lebih besar dari pada luas transfer panas yang dibutuhkan. Sehingga, pemilihan pendingin yang cocok adalah berupa jaket pendingin (Kern, 1950).

4) Perancangan Jaket Pendingin

a) Menghitung Volume Air Pendingin

$$V_{\text{air pendingin}} = \frac{m_{\text{air pendingin}}}{\rho_{\text{air pendingin}}}$$

Diketahui:

$$m_{\text{air pendingin}} = 7.844,639 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{air pendingin}} = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$V_{\text{air pendingin}} = \frac{7.844,639 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{\text{air pendingin}} = 7,845 \text{ m}^3$$

b) Menghitung Dimensi Jacket Pendingin

- Menghitung *inner diameter* (ID) jaket

Asumsi jarak jaket (j_w) = 2 in

ID jaket = OD reaktor + 2 j_w

ID jaket = 24 inch + 2 (2 inch)

ID jaket = 28 inch

- Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket = tinggi *shell* reaktor

Tinggi jaket = 28,35 inch

- Menghitung tebal dinding jaket

$$t_j = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

Diketahui:

Tekanan desain (P_d) = 30 Psi x 1,2 = 36 Psi

Jari-jari dalam reaktor (r_i) = 14 inch

Maximum allowable stress (f) = 12650 psi

Efisiensi sambungan (E) = 80%

Corrosion allowance (C) = 0,125 inch

Maka,

$$t_j = \frac{(36 \text{ Psi}) \cdot (14 \text{ inch})}{(12650 \text{ Psi}) \cdot (0,8) - 0,6 \cdot (36 \text{ Psi})} + 0,125$$

$$t_j = 0,175 \text{ inch}$$

Distandarisasi menggunakan tabel 5.7, Brownell dan young.

Sehingga, diperoleh tebal jaket adalah 0,188 inch.

- Standarisasi outer diameter (OD) jaket

$$OD_j = ID + 2 \cdot t_j$$

$$OD_j = 28 \text{ inch} + (2 \cdot 0,188 \text{ inch})$$

$$OD_j = 28,375 \text{ inch}$$

Maka,

$$OD_j \text{ standar} = 30 \text{ inch}$$

- Standarisasi inner diameter (ID) jaket

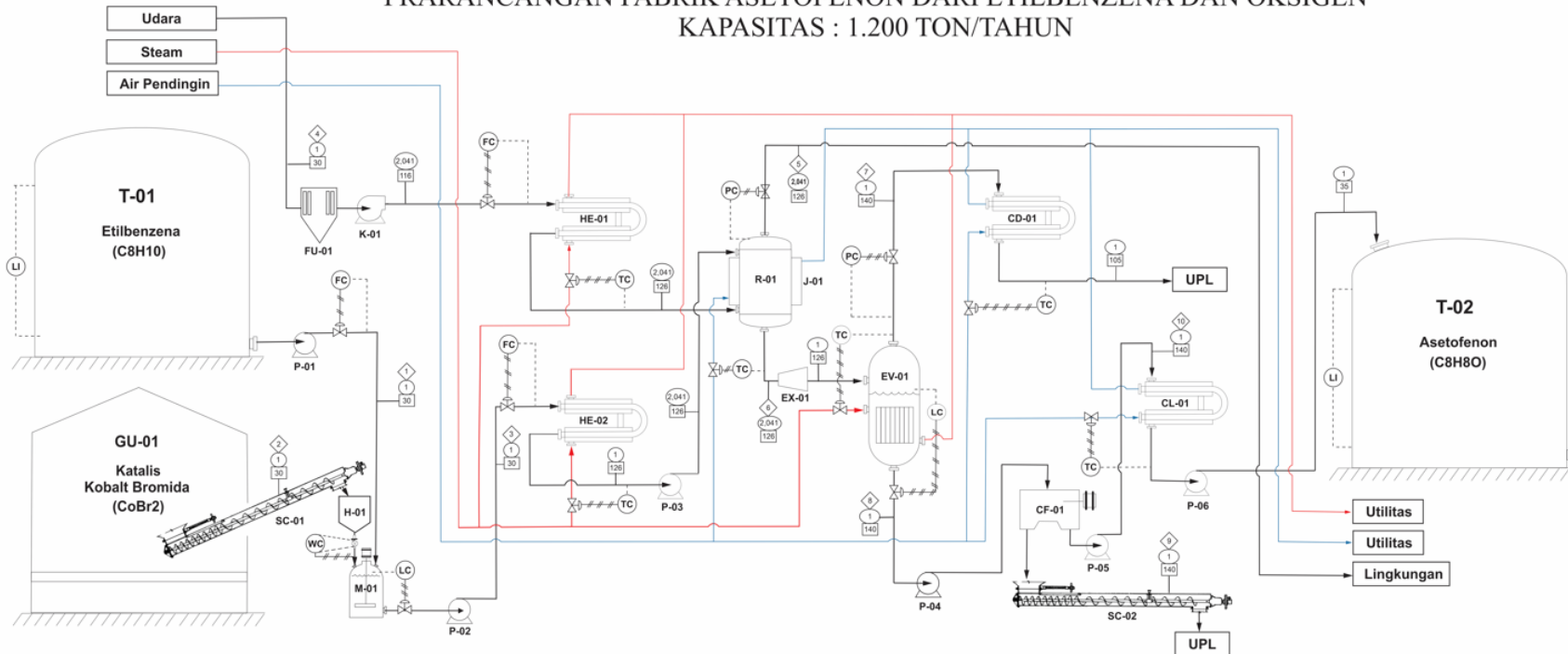
$$ID_j \text{ standar} = OD_j \text{ standar} - 2 \cdot t_j$$

$$ID_j \text{ standar} = 30 \text{ inch} - (2 \cdot 0,188 \text{ inch})$$

$$ID_j \text{ standar} = 29,625 \text{ inch}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA DAN OKSIGEN KAPASITAS : 1.200 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)									
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C8H10	154,902		154,902			15,490	13,941	1,549	0,001	1,549
H ₂ O	1,858		1,858			25,521	25,521			
COBr ₂		46,735	46,735			46,735		46,735	46,735	
C ₈ H ₈ O						157,776		157,776	7,810	149,966
O ₂				1139,766	1097,747					
N ₂				2421,391	2421,391					
Total	156,759	46,735	203,495	3561,157	3519,137	245,522	39,462	206,060	54,546	151,515

KETERANGAN			
T	Tangki	FC	Flow Controller
M	Mixer	LC	Level Controller
SC	Screw Conveyor	LI	Level Indicator
R	Reaktor	TC	Temp. Controller
EV	Evaporator	WC	Weight Controller
CF	Centrifuge	○	Tekanan (atm)
HE	Heater	□	Temperatur (°C)
CL	Cooler	◇	Nomor Arus
CD	Condensor	—	Pipa
K	Kompresor	—/—	Sinyal Pneumatic
P	Pompa	- - -	Sinyal Electric
EX	Expansion Valve	—	Pipa Steam
FU	Filter Udara	—	Pipa Air Pendingin
H	Hooper		
J	Jaket Pendingin		
GU	Gudang		

 JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA KAPASITAS PRODUKSI : 1.200 TON/TAHUN	
Dikerjakan oleh :	
NAMA	1. Firdaus Zaenudin Putra 2. Gita Perdani Damayanti
DOSEN PEMBIMBING :	1. Dr. Suharno Rusdi 2. Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Firdaus Zaenudin Putra

No. MHS : 19521160




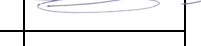




2. Nama Mahasiswa : Gita Perdani Damayanti

No. MHS : 19521201

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA
KAPASITAS 1.200 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 06 Oktober 2023

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf dosen
1	16 Nov 22	Perkenalan dan diskusi mengenai prarancangan pabrik	
2	23 Mei 23	Diskusi mengenai reaktor	
3	30 Mei 23	Konsultasi perancangan <i>reactor</i>	
4	05 Jun 23	Konsultasi alat proses	
5	10 Jul 23	Konsultasi utilitas	
6	24 Jul 23	Konsultasi alat proses pemisahan	
7	02 Agt 23	Diskusi mengenai PEFD	
8	07 Agt 23	Konsultasi Analisa ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 09 Agustus 2023

Dosen Pembimbing 1














Suharno Rusdi, Ph.D




1. Nama Mahasiswa : Firdaus Zaenudin Putra
No. MHS : 19521160
2. Nama Mahasiswa : Gita Perdani Damayanti
No. MHS : 19521201

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASETOFENON DARI ETILBENZENA
KAPASITAS 1.200 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 6 Oktober 2023

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf dosen
1	23 Okt 22	Perkenalan dan diskusi mengenai tahap prarancangan pabrik	
2	11 Nov 22	Penentuan kapasitas pabrik	
3	21 Des 22	Pemilihan proses dan studi kinetika	
4	3 jan 22	Studi termodinamika dan kinetika	
5	17 jan 23	Perancangan diagram alir kualitatif	
6	2 Mar 23	Perancangan neraca massa	
7	20 Mar 23	Perancangan diagram alir kuantitatif	
8	04 Apr 23	Konsultasi perancangan reaktor kimia	
9	23 Mei 23	Konsultasi progress perancangan alat proses	
10	06 Jun 23	Konsultasi progress perancangan alat pemanas dan alat-alat proses lainnya	
11	08 Juli 23	Konsultasi hasil perancangan alat proses dan pengantar alat penyedia proses (utilitas)	

12	21 Juli 23	Konsultasi PEFD dan hasil perancangan utilitas pabrik	
13	01 Agt 23	Konsultasi hasil perancangan lokasi pabrik, tata letak pabrik, tata letak alat, serta hasil analisa ekonomi pabrik.	
14	04 Agt 23	Konsultasi hasil revisi BAB IV dan Analisa ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 09 Agustus 2023

Dosen Pembimbing 2



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