

**PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL
DARI BENZIL KLORIDA DAN
NATRIUM KARBONAT
DENGAN KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Suci Ramadhani Nama : Silvi Deliana Putri

No. Mahasiswa : 18521066 No. Mahasiswa : 18521076

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

2024

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI
BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT 6.000
TON/TAHUN**

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Suci Ramadhani

Nama : Silvi Deliana Putri

No. Mahasiswa : 18521066

No. Mahasiswa : 18521076

Yogyakarta, 28 Oktober 2024

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



Suci Ramadhani



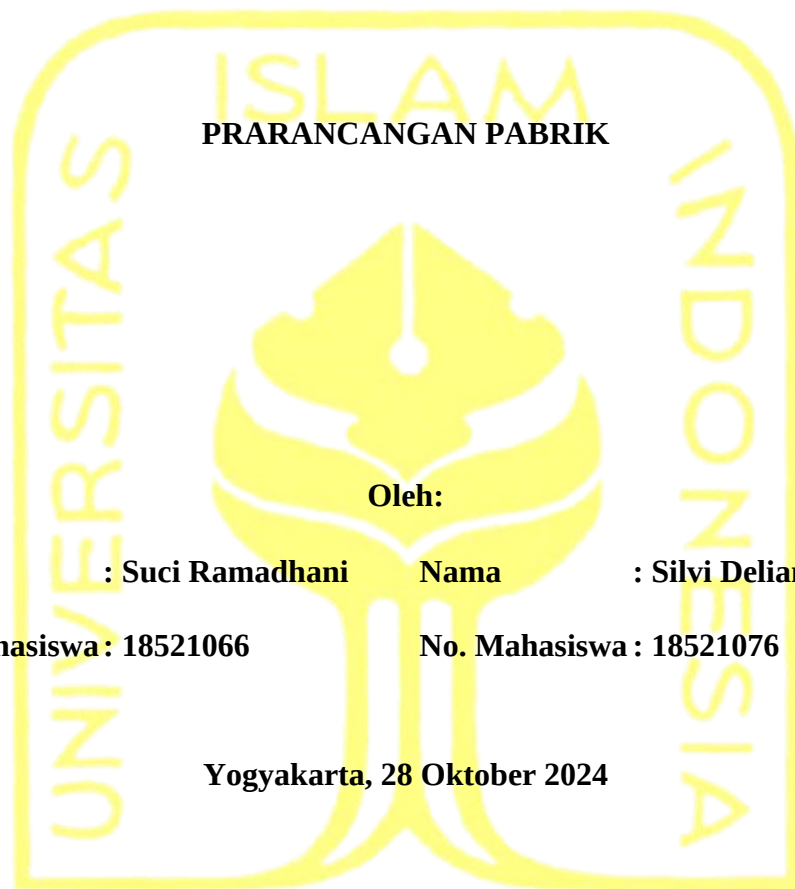
Silvi Deliana Putri

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI

BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT

DENGAN KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN



PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Suci Ramadhani

Nama : Silvi Deliana Putri

No. Mahasiswa : 18521066

No. Mahasiswa : 18521076

Yogyakarta, 28 Oktober 2024

Pembimbing I,

Pembimbing II,

A blue ink signature of Ifa Puspasari, written in a cursive style.

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

A blue ink signature of Dr. Ariany Zulkania, written in a cursive style.

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI
BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT 6.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Silvi Deliana Putri

No. Mahasiswa : 18521076

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, 25 November 2024

Tim Penguji,

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

Ketua Penguji

(.....) 12/12'24

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.

Anggota Penguji I

(.....) 3/2024

Dr. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Anggota Penguji II

(.....) 10 Desember 2024

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri



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

NIP. 995200445

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT karena atas rahmat, karunia serta hidayah-Nya, yang karenanya penyusun dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini. Tidak lupa shalawat serta salam penulis sampaikan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat, tabi'in dan keluarganya.

Laporan Tugas Akhir yang berjudul “PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT DENGAN KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah dan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesaikannya laporan Tugas Akhir ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala petunjuk dan pertolongan kepada hamba-Mu yang sedang menuntut ilmu ini beserta Rasul-Nya yang membawa kita ke zaman terang benderang.
2. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan semangat untuk kami.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., PhD., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia FTI UII yang selama kuliah dijurusan Teknik Kimia ini telah membimbing kami dengan sabar.
4. Ibu Dr. Ifa Pusparani, S.T., M.Eng., sebagai dosen pembimbing pertama yang selalu memberikan arahan dan bimbingan kepada kami selama proses pengerjaan tugas akhir.

5. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., sebagai dosen pembimbing kedua yang telah memberikan dukungan, ilmu, motivasi dan bantuan selama penyusunan tugas akhir ini.
6. Seluruh civitas akademik di lingkungan Jurusan Teknik kimia atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2018 yang telah mendukung dan memberikan semangat dan telah berjuang bersama-sama selama kuliah.
8. Semua pihak yang telah membantu dalam penulisan tugas akhir ini, yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penyusun menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, penyusun membuka diri terhadap segala saran kritik yang membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca sekalian.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 28 Oktober 2024

Penyusun

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

1. Allah SWT karena atas rahmat, karunia serta hidayah-Nya, saya dapat bertahan dan menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini. Saya bisa mendapatkan banyak pelajaran hidup semasa penyusunan tugas ini. Karena-Nya telah mendengar dan menyayangi saya selaku hamba-Nya.
2. Terima kasih kepada kedua orang tua saya Bapak Budi Purwanto dan Ibu Rabiyyatun yang selalu menyemangati dan mendukung apapun yang terjadi kepada saya, kasih sayang kedua orang tua saya sangatlah hebat sehingga dapat menjadikan saya berhasil untuk menyelesaikan Tugas Akhir saya ini. Tidak lupa kedua kakak saya Eka Budi Safitri yang selalu menyalakan api semangat saya untuk selalu berjalan kedepan, dan Agung Candra Budiyanto yang selalu menenangkan dan memberi *support* kepada adiknya ini untuk terus berjuang.
3. Terima kasih kepada Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen pembimbing I dan Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing II. Terimakasih atas bimbingan, waktu, ilmu, serta dukungannya selama ini sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik.
4. Terima kasih juga partner Tugas Akhir saya yaitu Suci Ramadhani yang selalu menemani dan saling bekerjasama untuk menyelesaikan bersama-sama. Terimakasih dan maaf apabila saya pernah melakukan kesalahan ketika kita bersama-sama berjuang. Semoga kita bisa menjadi pribadi yang sukses, aamiinn.

5. Terima kasih untuk teman-teman picnic (Rizka, Tita, Addin, Kila, Japira, Meni) yang walaupun kita sudah lama tidak bersua, kalianlah tetap teman-teman terbaikku di masa perkuliahan. Semoga takdir mempertemukan kita kembali yaa kawan. Tidak lupa Ucapan Terima kasih banyak untuk teman-teman dekat saya di-Bagi Kopi (Azmi, Kak Tika, Kak Kiki, Salma, Jaduk, Pengky, Mayang, Nopal, Kak Ines, Bang Sabil, dan semuanya), Terima kasih telah secara langsung dan tidak langsung memberikan dukungan moril kepada saya sehingga saya selalu semangat mengerjakan di Bagi Kopi Kaliurang ini.
6. Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian selalu sehat, bahagia, serta dapat meraih apa yang dicita-citakan.
7. Terakhir, Terimakasih untuk Diri Saya Sendiri, Silvi Deliana Putri yang bisa mampu menanjaki hingga sampai di titik sekarang ini. Kamu hebat Silvi!

Penulis menyadari bahwa skripsi ini masih banyak kekurangan dan jauh dari kata sempurna. Oleh sebab itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang sangat membangun agar dapat bermanfaat bagi pihak lainnya.

Penulis,

Silvi Deliana Putri

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
<i>ABSTRACT</i>	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.3. Tinjauan pustaka.....	7
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika.....	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK	18
2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	18
2.2. Spesifikasi Produk.....	20

2.3.	Pengendalian Kualitas	21
2.4.	Pengendalian Kuantitas	22
BAB III PERANCANGAN PROSES.....		24
3.1.	Diagram Alir Proses dan Material	24
3.2.	Uraian Proses.....	25
3.3.	Spesifikasi Alat Poses	27
3.4.	Neraca Massa	40
3.5.	Neraca Panas	46
3.6.	Perencanaan Produksi.....	48
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		51
4.1.	Lokasi Pabrik.....	51
4.2.	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	54
4.3.	Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	60
4.4.	Tata Letak Alat Proses	62
4.5.	Organisasi Perusahaan.....	65
4.6.	Status Karyawan.....	75
4.7.	Jam Kerja.....	76
4.8.	Jabatan dan Prasyarat	78
4.9.	Perincian Gaji Karyawan dan Jumlah Karyawan.....	80
4.10.	Pergolongan dan Gaji.....	83

4.11.	Kesejahteraan Karyawan	84
4.12.	Hari Libur Nasional	86
4.13.	Keselamatan Kerja	86
BAB V UTILITAS.....		89
A. UNIT PENDUKUNG PROSES.....		89
5.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	89
5.2.	Unit Penyedia <i>Steam</i>	98
5.3.	Unit Penyedia Listrik.....	99
5.4.	Unit Penyediaan Udara.....	101
5.5.	Unit Pengolahan Limbah.....	102
5.6.	Spesifikasi Alat-Alat Utilitas.....	106
B. LABORATORIUM		115
BAB VI ANALISA EKONOMI.....		121
6.1.	Dasar Perhitungan	124
6.2.	Perhitungan Biaya	125
6.3.	Analisa Kelayakan.....	127
BAB VII PENUTUP		138
7.1.	Kesimpulan.....	138
7.2.	Saran	139
DAFTAR PUSTAKA		141

LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR.....	147
LAMPIRAN B PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD).....	173
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	175

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Benzil Alkohol.....	4
Tabel 1. 2Daftar Pabrik Penghasil Benzil Alkohol di Dunia	6
Tabel 1. 3 Jenis – jenis Proses Pembuatan Benzil Alkohol	12
Tabel 1. 4 Harga dari ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298K	14
Tabel 1. 5 Nilai Mol Masing – Masing Komponen	16
Tabel 3. 1 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku.....	27
Tabel 3. 2 Spesifikasi Silo.....	28
Tabel 3. 3 Spesifikasi Penyimpanan Produk.....	29
Tabel 3. 4 Spesifikasi Screw Conveyor	29
Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor	30
Tabel 3. 6 Spesifikasi Mixer	31
Tabel 3. 7 Spesifikasi Dekanter	31
Tabel 3. 8 Spesifikasi Tangki Kation Anion Exchanger.....	32
Tabel 3. 9 Spesifikasi Evaporator	33
Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Distilasi	33
Tabel 3. 11 Spesifikasi Condenser	34
Tabel 3. 12 Spesifikasi Reboiler	35
Tabel 3. 13 Spesifikasi Accumulator	35
Tabel 3. 14 Spesifikasi Heat Exchanger	36
Tabel 3. 15 Spesifikasi Heat Exchanger (Lanjutan).....	37
Tabel 3. 16 Spesifikasi Cooler	37

Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa	38
Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	39
Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	40
Tabel 3. 20 Neraca Massa Mixer	41
Tabel 3. 21 Neraca Massa Tee-04.....	41
Tabel 3. 22 Neraca Massa Reaktor	41
Tabel 3. 23 Neraca Massa Dekanter	42
Tabel 3. 24 Neraca Massa Tee-01.....	42
Tabel 3. 25 Neraca Massa Evaporator	43
Tabel 3. 26 Neraca Massa Menara Distilasi.....	43
Tabel 3. 27 Neraca Massa Tee-03.....	43
Tabel 3. 28 Neraca Massa Total.....	45
Tabel 3. 29 Neraca Panas Mixer	47
Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor	47
Tabel 3. 31 Neraca Panas Dekanter	47
Tabel 3. 32 Neraca Panas Evaporator	48
Tabel 3. 33 Neraca Panas Menara Distilasi	48
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	57
Tabel 4. 2 Pembagian Jam Shift.....	76
Tabel 4. 3 Pembagian Jam Istirahat	77
Tabel 4. 4 Pembagian Jadwal Kerja	77
Tabel 4. 5 Jabatan dan Prasyarat Karyawan.....	78
Tabel 4. 6 Perincian Gaji Karyawan dan Jumlah Karyawan	80

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin.....	97
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Steam.....	97
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Proses	97
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	100
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	101
Tabel 5. 6 Pengujian Sampel.....	119
Tabel 6. 1 Harga Indeks Tahun Perancangan	123
Tabel 6.2 Harga pasar bahan baku dan produk	124
Tabel 6. 3 Physical Plant Cost (PPC).....	131
Tabel 6. 4 Direct Plant Cost (DPC).....	132
Tabel 6. 5 Fixed Capital Investment (FCI)	132
Tabel 6. 6 Working Capital Investment (WCI).....	132
Tabel 6. 7 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	132
Tabel 6. 8 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	133
Tabel 6. 9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	133
Tabel 6. 10 Total Manufacturing Cost	133
Tabel 6. 11 General Expenses.....	133
Tabel 6. 12 Total Production Cost	134
Tabel 6. 13 Fixed Cost (Fa)	134
Tabel 6. 14 Regulated Cost (Ra).....	134
Tabel 6. 15 Variable Cost (Va)	134
Tabel A. 1 perhitungan laju alir	150
Tabel A. 2 perhitungan waktu tinggal dan optimasi konversi (XA)	151

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Data Pertumbuhan Impor Benzil Alkohol di Indonesia	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	24
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	25
Gambar 4. 1 Lokasi Didirikannya Pabrik Benzil Alkohol	52
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Benzil Alkohol Skala 1 : 500	59
Gambar 4. 3 Tata letak Peralatan Pabrik dengan skala 1 : 200.....	64
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	70
Gambar 5. 1 Skema Pengolahan Air	96
Gambar 5. 2 Skema Unit Pengolahan Limbah (UPL).....	106
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga dan Tahun	122
Gambar 6. 2 Grafik BEP	137

ABSTRAK

Benzil alkohol merupakan bahan baku intermediat yang digunakan untuk bahan baku industri komersil, pelarut dan pelapis. Pabrik benzil alkohol dari benzil klorida, natrium karbonat, dan air dirancang dengan kapasitas 6.000 ton/tahun. Penempatan pabrik direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur, di atas tanah seluas 19.600 m² dengan jumlah karyawan sebanyak 172 orang. Benzil alkohol dibuat dengan mereaksikan benzil klorida dengan natrium karbonat di dalam (RATB) reaktor alir tangki berpengaduk yang dikondisikan *isothermal* dengan tekanan reaksi 2 atm pada suhu 130°C dengan konversi 95%. Kemudian hasil dari reaktor dimasukkan ke dalam dekanter dengan kondisi suhu 40°C dan tekanan 2 atm untuk memisahkan fase berat berupa natrium klorida, natrium karbonat, air, benzil alkohol dan toluena. Fase ringan berupa benzil alkohol, benzil klorida, toluena, dan air. Fase berat dekanter diumpangkan menuju *kation anion exchanger* untuk mengoptimalkan pemisahan benzil alkohol yang masih terlarut dalam air. Fase ringan dari *decanter* diumpangkan menuju menara distilasi dengan suhu 196,624°C. Hasil atas menara distilasi akan diumpangkan menuju unit pengolahan lanjut. Produk berupa benzil alkohol keluar pada hasil bawah menara distilasi dengan kemurnian 99,7% yang selanjutnya disimpan pada tangki penyimpanan. Pabrik benzil alkohol ini membutuhkan bahan baku benzil klorida diperoleh dari *Shandong Liaocheng Luxi Chemical Sale Co. Ltd*, China sebanyak 8.230 ton/tahun, dan natrium karbonat diperoleh dari Pabrik Aneka Kimia Raya, Surabaya sebanyak 4.154 ton/tahun serta kebutuhan air total keseluruhan sebanyak 110.896 kg/jam yang diolah dari sungai Bengawan Solo untuk mencapai kapasitas 6.000 ton/tahun. Untuk menghasilkan tiap ton benzil alkohol dibutuhkan sebanyak 1,3 ton benzil klorida, natrium karbonat sebanyak 0,6 ton serta air sebanyak 1,3 ton, steam sebanyak 2,1 ton, listrik sebanyak 200 kWh, serta 0,03 m³ udara tekan. Total energi listrik yang dibutuhkan untuk produksi dan perumahan adalah 201,44 kWh yang bersumber dari perusahaan listrik Negara PLN dan energi cadangan *internal generator*. Dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi perancangan pabrik benzil alkohol ini diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp43.707.471.245 dan keuntungan setelah pajak Rp34.091.827.571. Sebagai tambahan, persentase *return on investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 25,66%. Sedangkan ROI setelah pajak 20,01 %. *Payout time* (POT) pabrik sebelum pajak dibebankan adalah 2,8 tahun dan POT setelah pajak adalah 3,3 tahun. *Break even point* (BEP) menunjukkan angka yang juga menarik yaitu 52,93 % sementara itu *shut down point* (SDP) 29,09%. *Discounted cash flow rate* (DCFR) mengindikasikan nilai yang menjanjikan yaitu 21,38% di atas 9 % suku bunga bank. Dari data analisis kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata kunci : benzil alkohol, benzil klorida, natrium karbonat, RATB

ABSTRACT

Benzyl alcohol is an intermediate raw material used for commercial industrial raw materials, solvents and coatings. The benzyl alcohol plant from benzyl chloride, sodium carbonate, and water is designed with a capacity of 6,000 tons/year. The plant is located in Gresik, East Java, on a land area of 19,600 m² with 172 employees. Benzyl alcohol is made by reacting benzyl chloride with sodium carbonate in an isothermally conditioned stirred tank flow reactor (RATB) with a reaction pressure of 2 atm at 130°C with a conversion of 95%. Then the results from the reactor are put into a decanter with conditions of 40°C and 2 atm pressure to separate the heavy phase in the form of sodium chloride, sodium carbonate, water, benzyl alcohol and toluene. The light phase is benzyl alcohol, benzyl chloride, toluene, and water. The heavy phase of the decanter is fed to the cation anion exchanger to optimize the separation of benzyl alcohol that is still dissolved in water. The light phase of the decanter is fed to the distillation tower with a temperature of 196.624°C. The top of the distillation tower will be fed to the further processing unit. The product in the form of benzyl alcohol comes out at the bottom of the distillation tower with a purity of 99.7% which is then stored in the storage tank. This benzyl alcohol plant requires raw materials benzyl chloride obtained from Shandong Liaocheng Luxi Chemical Sale Co. Ltd, China as much as 8,230 tons / year, and sodium carbonate is obtained from the Aneka Kimia Raya Factory, Surabaya as much as 4,154 tons / year and the total water requirement is 110,896 kg / hour which is processed from the Bengawan Solo river to reach a capacity of 6,000 tons/year. To produce each tons of benzyl alcohol, as much as 1.3 tons of benzyl chloride, 0.6 tons of sodium carbonate and 1.3 tons of water, 2.1 tons of steam, 200 kWh of electricity, and 0.03 m³ of compressed air are needed. The total electrical energy required for production and housing is 201.44 kWh which is sourced from the state electricity company PLN and internal generator backup energy. From the calculation of the economic evaluation of this benzyl alcohol plant design, the pre-tax profit is Rp43,707,471,245 and the after-tax profit is Rp34,091,827,571. In addition, the percentage of return on investment (ROI) before tax is 25.66%. While the ROI after tax is 20.01%. The payout time (POT) of the plant before tax is charged is 2.8 years and the POT after tax is 3.3 years. The break even point (BEP) shows an interesting figure of 52.93% while the shut down point (SDP) is 29.09%. Discounted cash flow rate (DCFR) indicates a promising value of 21.38% above 9% bank interest rate. From the feasibility of analysis data above, it can be concluded that this factory is profitable and worthy to be established.

Keywords : benzyl alcohol, benzyl chloride, CSTR, sodium carbonate

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

1.1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi (IPTEK) yang pesat pada saat ini mempengaruhi perkembangan perekonomian, hal ini menjadikan suatu kesempatan bagi Indonesia untuk membangun bidang-bidang industri sebagai penunjang perekonomian, khususnya pada bidang industri kimia. Tujuan dalam pembangunan industri kimia ini dikarenakan kebutuhan dalam negeri sendiri terus menerus kurang sehingga diperlukan adanya pembangunan akan pabrik-pabrik kimia tersebut. Benzil alkohol adalah salah satunya kebutuhan tersebut. Benzil alkohol terdapat pada senyawa ester dari senyawa asetat, salisilat, dan asam sinamat. Benzil alkohol dapat ditemukan pada bahan alami seperti pada tanaman (buah dan teh) dan ekstrakt pohon. Contohnya benzil alkohol dapat ditemukan pada pohon *myroxylon balsamum* (balsam Peru dan Tolu) selain itu terdapat juga pada minyak esensial dari bunga *hyacinthus*, alang - alang, eceng gondok, dan terdapat juga dalam glukosida pada tepung jagung (Ullmann, 1914).

Indonesia sampai saat ini masih mengimpor Benzil Alkohol dari negara lain. Dapat diketahui bahwa manfaat benzil alkohol digunakan sebagai pelarut (*solvent*) pada industri kimia. Selain itu benzil alkohol

dalam industri tekstil digunakan sebagai bahan campuran dalam proses pencelupan kain. Pada industri farmasi digunakan sebagai anestesi lokal. Pada bidang lain misalnya *color photography* digunakan sebagai akselerator pengembang fotografi. Serta banyak digunakan pada bahan pembuatan parfum dan juga *coating*.

Pada saat ini Benzil alkohol dapat diperoleh dengan cara mengimpor dari luar negeri, karena dapat diketahui belum adanya pabrik benzil alkohol yang berdiri di Indonesia. Maka dari itu, pendirian pabrik benzil alkohol ini diperlukan untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia serta mengurangi pengeluaran negara dalam mengimpor benzil alkohol. Apabila pabrik benzil alkohol ini dapat didirikan di Indonesia, diharapkan dapat menambah lapangan kerja serta meningkatkan devisa negara dari nilai ekspornya karena benzil alkohol termasuk tinggi permintaan pasar tingkat internasional sebagai bahan baku yang memiliki harga relatif mahal.

1.1.2. Tujuan

Prarancangan Pabrik Benzil Alkohol dari Benzil Klorida dan Natrium Klorida bertujuan untuk:

- a. Memenuhi kebutuhan Benzil Alkohol Negara Indonesia
- b. Mengurangi impor Benzil Alkohol yang dilakukan oleh Negara Indonesia

- c. Meningkatkan pendapatan Negara Indonesia pada sektor industri Kimia
- d. Mendapatkan keuntungan dari pabrik yang didirikan
- e. Menciptakan lapangan pekerjaan baru dan ikut serta berupaya dalam mengurangi angka pengangguran di Negara Indonesia

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik dapat ditinjau dari data-data seperti data ekspor-impor, produksi, kebutuhan dalam negeri, ketersediaan bahan baku di Indonesia dan juga kapasitas pabrik yang sudah ada di seluruh dunia. Adapun negara-negara yang memproduksi Benzil Alkohol menurut badan pusat statistika diantaranya Amerika, Belgia, Brazil, China, Prancis, Jerman, India, Irlandia, Jepang, Korea, Malaysia, Belanda, Singapura, Spanyol, Swiss, Arab, dan Inggris. Namun di Indonesia belum ada yang mendirikan pabrik benzil alkohol.

1.2.1. Kebutuhan Produk Indonesia

1) Pasokan

Pasokan terdiri dari produksi dalam negeri dan impor.

1. Produksi dalam negeri

Produksi Benzil Alkohol di Indonesia sampai saat ini masih belum pernah didirikan di Indonesia, sedangkan di luar negeri terdapat

beberapa negara yang sudah mengoperasikan pabrik benzil alkohol secara komersial.

2. Impor

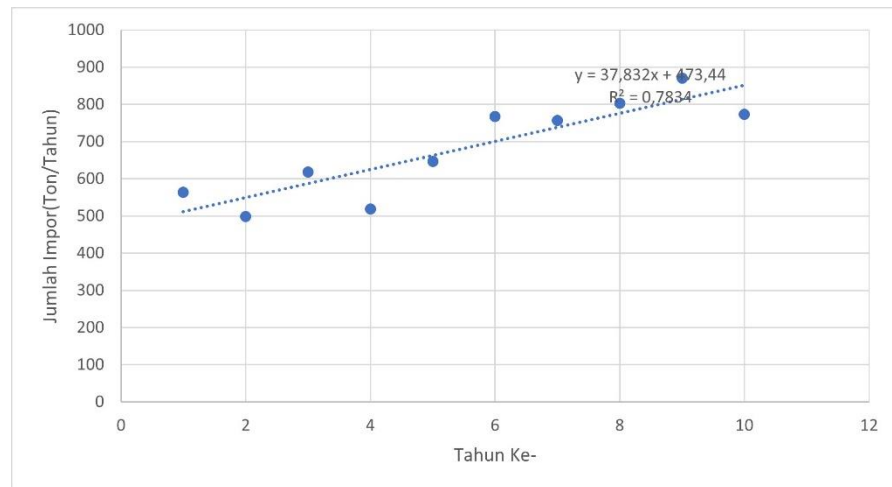
Data statistik yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan impor benzil alkohol di Indonesia mengalami peningkatan secara kuantitatif dari tahun 2018 – 2022 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Impor Benzil Alkohol

Tahun	Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)
2013	563
2014	498
2015	617
2016	518
2017	647
2018	767
2019	757
2020	802
2021	869
2022	772

(Sumber: Badan Pusat Statistik 2023)

Proses produksi Benzil Alkohol direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2028. Untuk mengetahui prediksi kebutuhan benzil alkohol pada tahun 2028 di Indonesia adalah dengan menggunakan metode regresi linear. Grafik hasil regresi linear data impor di Indonesia dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1. 1 Data Pertumbuhan Impor Benzil Alkohol di Indonesia

Dari grafik tersebut dapat diperoleh hubungan antara tahun dengan jumlah impor (ton/tahun) dan dapat diperkirakan impor pada tahun 2028 (Tahun ke 16) dalam persamaan regresi linear adalah $y = 37,832x + 473,44$. Hasil regresi linier data impor menunjukkan bahwa tahun 2028 Indonesia kemungkinan akan mengimpor benzil alkohol sebanyak 1078,752 ton atau 1100 ton. Mengingat produksi dalam negeri produk benzil alkohol berharga nol, maka supply pada tahun 2028 hanya merupakan nilai impor.

2) Permintaan

Permintaan terdiri dari ekspor dan konsumsi dalam negeri. Berdasarkan data pertumbuhan pabrik, belum adanya pabrik Benzil Alkohol yang berdiri di Indonesia, maka tidak adanya data ekspor produk Benzil Alkohol atau nilai ekspor sama dengan nol. Maka konsumsi dalam negeri bisa dianggap sama dengan proyeksi nilai impor.

3) Peluang

Di Indonesia belum ada pabrik benzil alkohol yang beroperasi, sehingga peluang penentuan kapasitas suatu pabrik yang akan didirikan bisa mengacu pada jumlah kapasitas pabrik penghasil benzil alkohol di dunia, yaitu sebagai berikut.

Tabel 1. 2 Daftar Pabrik Penghasil Benzil Alkohol di Dunia

Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)	Negara
Chemfine International Co. Ltd.	35.000	China
Geecee Vent Company	6.000	India
Gujarat Alkalies Co. Ltd.	3.000	India
Hubei Greenhome Fine Chemical Co. Ltd.	48.000	China
Inoes AG	17.000	Inggris
Jinan Shijitongda Chemical Co. Ltd.	36.000	China
Sheetal Organics	12.000	Amerika
Wuhan Biet Co.Ltd.	5.000	China
Xinggan Science & Technology Industrial Co.	16.000	China

Dikarenakan berdasarkan perhitungan pada data impor tahun terakhir, memprediksikan kapasitas yang sangat kecil maka dari itu untuk memperoleh keuntungan ekonomis kapasitas yang digunakan adalah mengacu pada daftar pabrik penghasil benzil alkohol di dunia, maka dapat dipertimbangkan kapasitas yang dipilih adalah 6.000 ton/tahun sebagai kapasitas ekonomis pabrik ini. Dengan harapan akan mampu

menutupi kebutuhan benzil alkohol dalam negeri serta sisanya akan di ekspor ke negara asia pasifik khususnya cina dan india.

1.3. Tinjauan pustaka

1.3.1. Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

a. Benzil Alkohol

Benzil alkohol adalah bahan kimia yang memiliki banyak aplikasi industri seperti pelarut untuk sistem pewarna dan sebagai campuran parfum. Sifat kimia benzil alkohol ditentukan oleh gugus hidroksil. Kelompok ini menunjukkan reaksi khas alkohol alifatik (Alkohol, Alifatik). Reaktivitas gugus hidroksil meningkat dekat dengan nukleus aromatik. Benzil alkohol kurang asam dibanding isomer kresols dan karenanya tidak larut dalam alkali berair. Jika benzil alkohol dipanaskan dengan adanya senyawa dehidrasi (misalnya, aluminium oksida), dibenzil eter, toluena, dan benzaldehida terbentuk. Dibenzil eter juga terbentuk bila benzil alkohol dipanaskan dengan asam kuat atau basa. Campuran dibuat hanya melalui aksi alkil halida pada benzil alkohol dengan adanya asetilasetonato sebagai katalis.

Oksidasi menghasilkan benzaldehyd atau asam benzoat, tergantung pada sifat zat pengoksidasi dan kondisi reaksi. Jadi asam nitrat sebagai zat pengoksidasi memberikan benzaldehyd, sedangkan natrium permanganat mono-hidrat padat menghasilkan

asam benzoat. Di bawah kondisi oppenauer oxidation, benzil alkohol dioksidasi menjadi benzaldehida. Benzaldehida juga terbentuk perlahan jika benzil alkohol terpapar udara. Benzil alkohol dapat mengalami dehidrogenasi dalam fasa gas dengan menggunakan katalis yang mengandung tembaga atau logam mulia. Produk utama dehidrogenasi adalah benzaldehida (Ullmann's, 2011).

b. Benzil Klorida

Benzil klorida atau α -klorotoluena adalah bahan kimia organik dengan rumus molekul $C_6H_5CH_2Cl$. Benzil klorida adalah cairan tak berwarna yang merupakan reaktif senyawa organoklorin yang berbentuk sebuah balok bangunan kimia yang banyak digunakan. Terbentuknya benzil klorida adalah dengan mereaksikan toluena dengan klorin yang terjadi oleh gas fasefoto. Secara industri, benzil klorida adalah precursor benzil ester yang digunakan sebagai pelunak, perasa, dan parfum. Asam fenil asetat, precursor obat-obatan, timbul melalui benzil sianida, yang dihasilkan dengan pelakuan benzil klorida dengan natrium sianida. Asam benzoat (C_6H_5COOH) dapat dibuat dengan oksidasi benzil klorida dalam kehadiran alkali $KMnO_4$.

c. Natrium Karbonat

Natrium Karbonat (juga dikenal sebagai *washing soda* atau soda abu), (Na_2CO_3) adalah garam natrium dari asam karbonat. Natrium

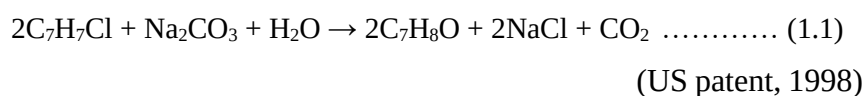
karbonat paling umum sebagai heptahidrat kristal, pengkristalan yang mudah untuk membentuk bubuk putih, yang merupakan kristal monohidrat tersebut. Natrium karbonat di dalam negeri, terkenal untuk penggunaan sehari-hari sebagai pelunak air. Bahan pelunak air diproduksi dalam jumlah besar dari garam dan kapur dalam proses yang dikenal sebagai proses Solvay (Ullmann's, 2011).

1.3.2. Macam – macam Proses Pembuatan Benzil Alkohol

Secara teori pembuatan Benzil Alkohol dapat dipisahkan menjadi empat macam proses, yaitu :

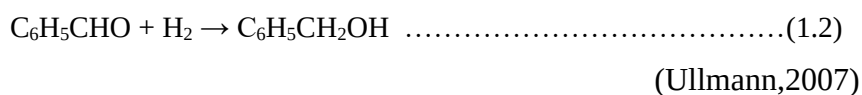
a. Hidrolisis Benzil Klorida

Reaksi hidrolisis benzil klorida merupakan sintesis benzil alkohol yang banyak dilakukan di industri. Reaksi ini terjadi dengan adanya agen penyabun sebagai sumber alkali yang akan bergabung dengan hidrogen klorida ketika terbentuk benzil alkohol. Pada proses hidrolisis ini, soda merupakan agen penyabun yang sangat baik misalnya larutan natrium karbonat atau soda ash. Reaksinya berlangsung pada fase cair dan pada tekanan 17 bar. Kondisi suhu sekitar 180°C - 275°C tanpa menggunakan katalis. Kemurniannya dapat mencapai 99% dan konversi reaksi 85%. Persamaan reaksinya adalah :



b. Hidrogenasi dan Reduksi Benzaldehida

Benzaldehida dapat dihidrogenasi untuk membentuk benzil alkohol, toluena, hidroksimetilsikloheksana, metilsikloheksana, dan produk lainnya. Akan tetapi, untuk menghasilkan benzil alkohol dari proses ini harus dipilih kondisi operasi dan katalis yang tepat. Campuran platinum-alumunium oksida-litium oksida dapat berfungsi sebagai katalis. Reaksi ini berlangsung pada suhu 70-200°C dengan tekanan hidrogen 10 - 40 bar. Proses ini juga merupakan salah satu produksi benzil alkohol di industri. Persamaan reaksi sebagai berikut:



c. Oksidasi Toluena

Oksidasi katalitik toluena ini cenderung menghasilkan yield benzil alkohol yang rendah karena kondisi reaksinya cenderung mendukung oksidasi yang menghasilkan benzaldehida dan asam benzoat. Selain itu toluena yang diperbolehkan untuk bereaksi tidak boleh lebih dari 10% karena akan cenderung menghasilkan benzil hidroperoksida. Dalam reaksi ini memerlukan zat penstabil untuk hidroperoksida tersebut. Oksidasi toluena sebagai fase cair di udara dilakukan dengan adanya asam seperti asam klorida atau asam anhidrida agar membentuk benzil ester dari asam-asam tersebut. Kemudian disaponifikasi untuk membentuk benzil alkohol.

Oksidasi toluena dengan adanya asetat anhidrida pada suhu 140 – 240°C dan tekanan 10-30 bar menghasilkan benzil asetat. Oksidasi

dihentikan setelah 10% toluena bereaksi. Setelah saponifikasi produk oksidasi, dari 10% toluena yang bereaksi maka akan menghasilkan sekitar 7% benzil alkohol sisanya adalah benzaldehida dan asam benzoat.



(Ullmann, 2007)

d. Reaksi *Cannizzao*

Pada reaksi ini formaldehida dioksidasi menjadi asam formiat, aldehida aromatik direduksi menjadi alkohol yang terjadi pada fase homogen (cair-cair) dengan kondisi suhu 204-207°C dan tekanan 4,5-6,2 bar. Benzaldehida digunakan sebagai agen pereduksi dengan menggunakan katalis alkali. Reaksi ini hanya setengah dari aldehid yang tereduksi menjadi alkohol sebagian lainnya menjadi asam sehingga kemurniannya sebesar 60%.

Persamaan reaksinya yaitu:



(Ullmann, 2007)

e. Hidrogenasi Asam Benzoic

Benzil alkohol diperoleh dari bahan baku asam benzoic melalui reaksi hidrogenasi dengan katalis SOCl_2 dan $\text{LiAl}[\text{H}_4]$. Proses ini berlangsung pada kondisi suhu 100-300°C dan tekanan 60 bar. Proses hidrogenasi asam benzoic dimulai dengan reduksi asam benzoic menggunakan SOCl_2 membentuk asam klorida dan dilanjutkan

dengan hidrogenasi menggunakan $\text{LiAl}[\text{H}_4]$ sehingga terbentuk benzil alkohol (Ullman, 2007).

1.3.3. Pemilihan Proses Pembuatan Benzil Alkohol

Tabel 1. 3 Jenis – jenis Proses Pembuatan Benzil Alkohol

Jenis Proses	Kondisi Suhu	Kodisi Tekanan	Katalis	Konversi	Bahan Baku
Hidrolisis benzil klorida	190°C	17 bar	Tidak ada	>80%	Benzil klorida, Natrium Karbonat, Air
Hidrogenasi dan Reduksi Benzaldehida	70 - 200°C	10-40 bar	Ada	65%-70%	Banzaldehid, Hidrogen
Oksidasi Toluena	140-240°C	10-30 bar	Ada	$\leq 80\%$	Toluena, Oksigen
Reaksi Canninzaio	204-207°C	4,5-6,2 bar	Ada	60%	Formaldehida, Aldehida aromatik, Banzaldehida
Hidrogenasi asam benzoic	100-300°C	60 bar	Ada	60%-65%	Asam benzoic, Hidrogen

Berdasarkan tabel di atas, proses pembuatan yang dipilih yaitu proses hidrolisis benzil klorida yang memiliki beberapa keuntungan antara lain :

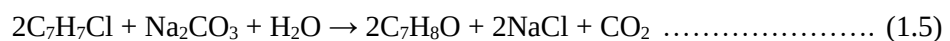
1. Lebih ekonomis, karena bahan baku relatif lebih murah dan mudah didapatkan
2. Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian 99%
3. Tidak menggunakan katalis
4. Kondisi tekanan reaktor proses hidrolisis benzil klorida relatif rendah.
5. Hasil konversi reaksi hidrolisis benzil klorida cukup besar

Untuk skala industri, proses hidrolisis dipilih dengan pertimbangan bahwa secara teknik, ditinjau dari kondisi operasinya, reaksi berlangsung pada tekanan dan suhu yang relatif rendah, sehingga dapat meminimasi kebutuhan energi, selain itu prosesnya lebih ekonomis dengan bahan baku yang mudah didapat dan lebih murah. Reaksi ini berlangsung tanpa katalis dan berlangsung pada fase cair, sehingga reaksinya homogen.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat dan arah reaksi yaitu *ekotermis* / *endotermis* dan *reversible* / *irreversible*. Berikut adalah data reaksi utama pembuatan Benzil Klorida, reaksi:



Harga dari ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298K dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel 1. 4 Harga dari ΔH_f° dan ΔG_f° masing-masing komponen pada suhu 298K

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)	ΔG_f° (kJ/mol)	Sumber
$C_6H_5CH_2Cl$	-33,3	92,4	Yaws, 1999
Na_2CO_3	-1130,68	-1044,44	Smith, 2001
H_2O	-285,83	-237,129	Smith, 2001
$C_6H_5CH_2OH$	-154,9	-11,1	Yaws, 1999
$NaCl$	-411,153	-384,138	Smith, 2001
CO_2	-393,5	-394,4	Yaws, 1999

Maka,

Reaksinya:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R(298)}^\circ &= \sum \Delta H_{f(produk)}^\circ - \sum \Delta H_{f(reaktan)}^\circ \dots\dots\dots (1.6) \\
 &= [(2 \times \Delta H_{f(C_6H_5CH_2OH)}^\circ) + (2 \times \Delta H_{f(NaCl)}^\circ) + (\Delta H_{f(CO_2)}^\circ)] - \\
 &\quad [(2 \times \Delta H_{f(C_6H_5CH_2Cl)}^\circ) + \Delta H_{f(Na_2CO_3)}^\circ + \Delta H_{f(H_2O)}^\circ] \\
 &= [(2 \times (-154,9)) + (2 \times (-411,153)) + (-393,5)] - [(2 \times \\
 &\quad -33,3) + (-1130,68) + (-285,83)] \\
 &= -42,496 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Karena harga $\Delta H_{R(298)}^\circ$ bernilai negatif, maka reaksi bersifat eksotermis.

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{R(298)}^\circ &= \sum \Delta G_{f(produk)}^\circ - \sum \Delta G_{f(reaktan)}^\circ \dots\dots\dots (1.7) \\
 &= [(2 \times \Delta G_{f(C_6H_5CH_2OH)}^\circ) + (2 \times \Delta G_{f(NaCl)}^\circ) + (\Delta G_{f(CO_2)}^\circ)] - \\
 &\quad [(2 \times \Delta G_{f(C_6H_5CH_2Cl)}^\circ) + \Delta G_{f(Na_2CO_3)}^\circ + \Delta G_{f(H_2O)}^\circ] \\
 &= [(2 \times (-11,1)) + (2 \times (-384,138)) + (-394,4)] - [(2 \times \\
 &\quad 92,4) + (-1044,44) + (-237,129)]
 \end{aligned}$$

$$= -88,107 \text{ kJ/mol}$$

Mencari nilai konstanta kesetimbangan (K) pada suhu 298K

$$\ln K_{298} = \left[\frac{-\Delta G^\circ_R}{RT} \right] \dots\dots\dots (1.8)$$

$$= \frac{-(-88,107) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{298 \text{ K} \times 8,314 \times 10^{-3} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol.k}} \right)}$$

$$= 35,562$$

$$K = e^{35,562}$$

$$= 2,782 \times 10^{15}$$

Untuk memperoleh K_{463} Dari Van't Hoff :

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{\Delta H^\circ_R}{RT^2}$$

Pada suhu 190 °C (463,15 K) besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_{463}}{K_{298}} = \frac{-\Delta H^\circ_R}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right) \dots\dots\dots (1.9)$$

$$\ln \frac{K_{463}}{2,782 \times 10^{15}} = \frac{-(-42,496) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right)}{8,314 \times 10^{-3} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol.k}} \right)} \times \left(\frac{1}{463,15} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\ln \frac{K_{463}}{2,782 \times 10^{15}} = -6,1075$$

$$\frac{K_{463}}{2,782 \times 10^{15}} = e^{-6,1075}$$

$$\frac{K_{483}}{2,782 \times 10^{15}} = 0,0022$$

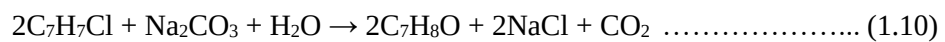
$$K_{483} = 6,120 \times 10^{12}$$

Karena harga ΔG°_R pada reaksi bernilai negatif, maka reaksi dapat berlangsung secara spontan dan Harga konstanta keseimbangan $6,120 \times 10^{12}$, maka reaksi berlangsung searah ke kanan (irreversible).

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Kinetika kimia berkaitan dengan laju reaksi kimia yang menjelaskan tentang kecepatan reaksi kimia yang terjadi dan faktor-faktor yang memengaruhi laju reaksi kimia. Tujuan dari kinetika kimia tersebut adalah untuk mengetahui laju di mana zat kimia bereaksi dan mengontrol laju reaksi kimia sehingga menghasilkan zat dengan karakteristik kimia yang diinginkan (Missen, 1999).

Reaksi yang berlangsung:



Perbandingan mol = $2\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl} : \text{Na}_2\text{CO}_3 : \text{H}_2\text{O}$ adalah 1 : 0,714 : 37,857

Waktu Tenggat = 180 menit = 3 jam

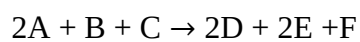
Konversi (X_A) = 85%

Tabel 1. 5 Nilai Mol Masing – Masing Komponen

Komponen	Rumus Kimia	Jumlah Mol (mol)
Benzil Klorida	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl}$	0,799
Natrium Karbonat	Na_2CO_3	0,589
Air	H_2O	31,245

(USPatent, 1998)

Dengan asumsi reaksi elemneter:



Pesamaan laju reaksi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A^2 \cdot C_B$$

Dimana:

$$-r_A = \text{Laju reaksi}$$

k = Konstanta laju reaksi, (L/kmol.jam)

C_A = Konstanta komponen A $C_6H_5CH_2Cl$, (kmol/m³)

C_B = Konstanta komponen B Na_2CO_3 , (kmol/m³)

Reaksi berlangsung secara orde 3 terhadap benzil klorida dan natrium karbonat. Komponen air dapat diabaikan karena sisa air hasil reaksi masih dalam jumlah yang besar sehingga konsentrasinya tidak mempengaruhi persamaan kecepatan reaksi.

Berdasarkan referensi, didapatkan:

$$k = 5,475 \text{ mol/Liter.min } 10^{-5}$$

(Siva, 2018)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan perancangan pabrik Benzil Alkohol dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu: spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, spesifikasi produk dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1. Benzil Klorida

Rumus Kimia	: $C_6H_5CH_2Cl$
Berat Molekul	: 126,5 g/mol
Spesifikasi Gravity	: 1,1002g/m ³
Titik Beku	: -39,2°C
Titik Didih (pada 760 mmHg)	: 179,4°C
Temperatur Kritis	: 411°C
Tekanan Kritis	: 38,5°C
Bentuk (pada 1 atm, 15°C)	: Cairan
Warna	: Tidak Bewarna
Kemurnian	: 99,6%, 0,4% Toluene
Kelarutan	: Tidak larut dalam air, larutan dalam alkohol

2.1.2. Natrium Karbonat

Berat Molekul	: 106 g/mol
Rumus Kimia	: Na_2CO_3
Spesifik Gravity (20°C)	: 2,533 g/m ³
Warna	: Putih
Titik Lebur	: 815°C
Titik Didih	: Decomposes
Bentuk	: Serbuk
Kelarutan Pada Air Dingin	: 25 gram /100 gram air
Tekanan Kritis	: 218 atm
Temperatur Kritis	: 374°C
Impuritis	: H_2O
Viskositas	: 1,050cP
Densitas	: 1kg/m ³
Kelarutan	:Larut dalam air dingin, larut sebagian dalam air dingin, tidak larut dalam aseton dan alkohol

(Perry,R.H.,1984)

2.1.3. Air

Nama senyawa	: Air
Rumus Kimia	: H_2O
Berat Molekul	: 18 gr/mol
Fase	: Cair

Kemurnian	: 100%
Titik Lebur	: 0%
Titik Didih	: 100°C
<i>Bulk density</i> /Densitas	: 0,99747 kg/m ³
Viskositas	: 0,899 cP (20°C)
Spesific hent	: 4178,43 kJ/kg.K

(Othmer, 1981)

2.2. Spesifikasi Produk

2.2.1. Benzil Alkohol

Rumus Kimia	: C ₆ H ₅ CH ₂ OH
Berat Molekul	: 108,138 g/mol
Spesifikasi <i>Grafiti</i> (pada 20°C)	: 1,043 g/m ³
Titik Beku	: -15,4°C (Lide 2003)
Titik Didih (pada 760 mmHg)	: 205,31°C (Lide 2003)
Densitas	: 1,04535 ; 1,04156 (20°C, 25°C, Dreisbach 1955)
Bentuk (pada 1 atm, 15°C)	: Cairan
Warna	: Tidak Berwarna
Kemurnian	: 99% C ₆ H ₅ CH ₂ OH, 1% C ₆ H ₅ CH ₂ Cl
Kelarutan	: Dalam air 3,5% @20°C; Larutan dalam alkohol, eter,

kloroform, aseton, benzena,
dan pelarut aromatik

2.3. Pengendalian Kualitas

Dalam menjaga konsistensi kualitas produk dan jasa yang dihasilkan sesuai dengan tuntutan kebutuhan pasar, perlu dilakukan pengendalian kualitas (*quality control*) atas aktivitas proses yang dijalani. Sehingga muncul pemikiran untuk menciptakan sistem yang dapat mencegah timbulnya masalah mengenai kualitas agar kesalahan yang pernah terjadi tidak terulang lagi.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pemilihan bahan baku yang akan digunakan dalam proses harus memiliki pengendalian kualitas didalamnya sehingga bahan baku sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan dalam desain. Pengendalian kualitas bahan baku juga dimaksudkan untuk menyesuaikan standarisasi yang akan digunakan.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Dalam proses produksi yang dilakukan perlu adanya pengawasan serta pengendalian kualitas yang baik sehingga dapat tercipta kelancaran dalam pelaksanaan proses produksi, dibutuhkan sistem kontrol diantaranya :

1. *Flow Rate Control* (FC)

Flow Rate Control merupakan instrumentasi yang berfungsi untuk mengamati laju alir cairan atau larutan yang melalui suatu alat, jika terjadi perubahan akan melakukan pengendalian.

2. *Temperature Control (TC)*

Temperature Control merupakan instrumentasi yang berfungsi untuk mengatur suhu pada alat yang digunakan. Adapun pengendalian waktu yang digunakan sesuai dengan proses yang efisien.

3. *Level Control (LC)*

Level Control merupakan instrumentasi yang berfungsi untuk mengamati ketinggian pada cairan yang ada didalam tangki. Level control akan memberikan isyarat berupa suara ataupun nyala lampu ketika tinggi cairan yang ada didalam tangki tidak sesuai dengan kondisi yang sudah ditetapkan.

4. *Weight Control (WC)*

Weight Control merupakan instrumentasi yang berfungsi untuk mengatur massa padatan pada suatu alat.

2.4. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena kesalahan opeator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

a. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

Dengan mengatur waktu agar kapasitas produksi bisa tercapai.

b. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Oleh karena diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan dalam ketersediaan bahan.

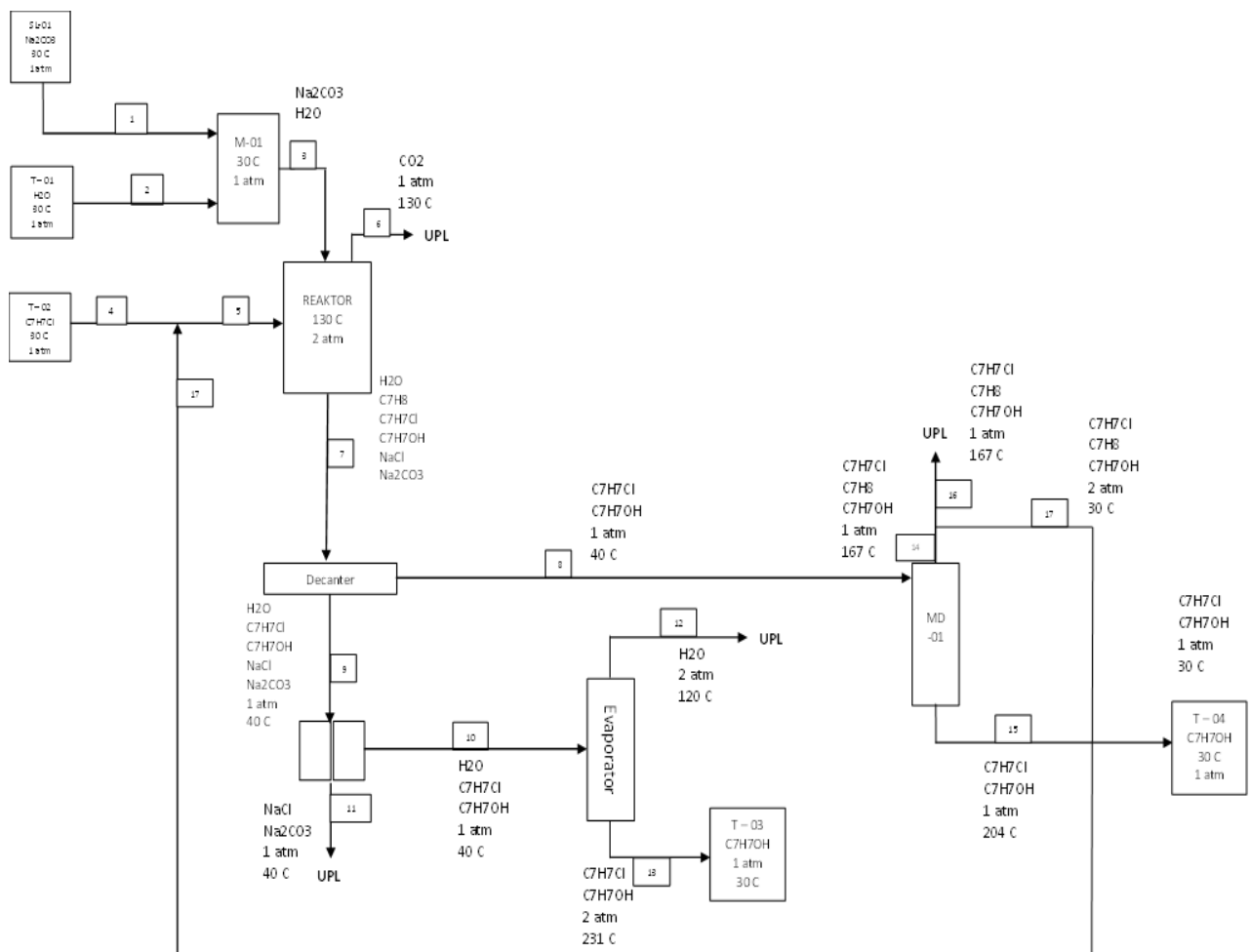
BAB III

PERANCANGAN PROSES

Pada perancangan pabrik benzil alkohol dengan metode hidrolisis harus dipilih proses yang tepat agar proses produksi benzil alkohol dapat berjalan secara efektif dan efisien, serta dapat menghasilkan kualitas produk yang diinginkan.

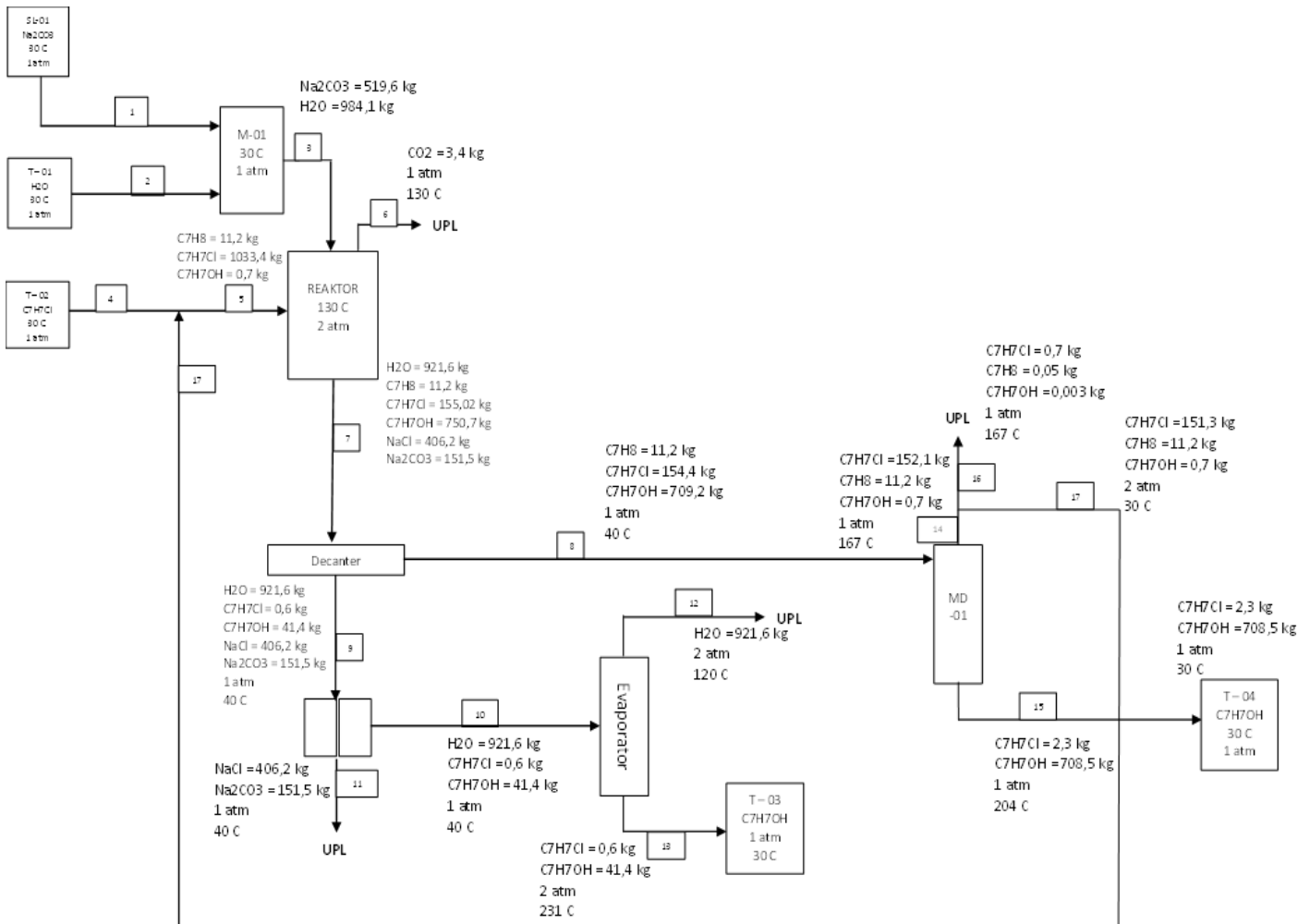
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

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

Secara garis besar, proses pembuatan benzil alkohol dengan bahan baku benzil klorida dan natrium karbonat dibagi menjadi 4 tahap proses, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi hidrolisis, tahap pemisahan benzil alkohol, dan tahap pemurnian produk (*finishing*).

3.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada tahap persiapan bahan baku, benzil klorida dalam bentuk cair disimpan dalam tangki dengan tekanan 1 bar dan suhu 35°C. benzil klorida akan dipompa sehingga bercampur dengan arus umpan natrium karbonat. Bahan baku natrium karbonat yang disimpan pada silo (S-01) dengan tekanan 1 bar dan suhu 35°C diangkut menggunakan *scow conveyor* (SC-01) dan dicampur dengan air proses di dalam *mixer*. Arus umpan natrium karbonat kemudian dipompa sehingga bercampur dengan arus umpan benzil klorida. Arus umpan yang telah bercampur dialirkan ke dalam reaktor dan diproses pada tekanan 17 bar dan suhu 190°C.

3.2.2. Tahap Proses Reaksi Hidrolisis

Reaksi hidrolisis antara benzil klorida, larutan natrium karbonat, dan air dijalankan dalam reaktor RATB. Reaktor dikondisikan isothermal pada suhu 190°C dan tekanan 17 bar sehingga terbentuk benzil alkohol.

3.2.3. Tahap Proses Pemisahan Benzil Alkohol

Air keluar dari reaktor dimasukkan ke dalam dekanter. Dalam dekanter ini sebagian besar benzil alkohol akan dipisahkan sebagai fase ringan dan air sebagai fase berat. Fase berat dekanter kemudian akan dialirkan ke dalam *Kation Anion Exchanger* untuk mengoptimalkan pemisahan benzil alkohol yang masih terlarut dalam air.

Dalam *Kation Anion Exchanger* fase berat Decanter akan dihilangkan kandungan mineral positifnya seperti Na^{2+} , Na^{+} serta kandungan mineral negatifnya seperti CO_3^{-} dan Cl^{-} yang dapat

menimbulkan pada kesadahan dalam air yang akan di alirkan menuju lingkungan. Kemudian hasil dari *kation anion exchanger* akan dialirkan menuju Evaporator untuk dilakukan pemurnian produk benzil alkohol yang terlarut dalam air.

3.2.4. Tahap Proses Pemurnian Produk (*finishing*)

Ada dua proses pemurnian, pemurnian yang pertama yaitu hasil fase ringan dari *decanter* kemudian dipompa menuju Menara Distilasi (MD-01) dengan proses destilasi akan memurnikan produk benzil klorida hingga kadar 99,7%. Benzil alkohol akan terpisah sebagai produk bawah dari campuran larutannya, kemudian ditampung dalam tangki penyimpanan benzil alcohol (T-04). Hasil atas MD-01 akan di *recycle* ke reaktor untuk diproses kembali. Pemurnian yang kedua dari fase berat decanter yang telah dihilangkan mineralnya dari kation anion exchanger dipompa menuju Evaporator untuk diuapkan kandungannya sehingga tersisa produk benzil klorida dengan kadar kemurnian 98,5% yang akan disimpan dalam tangki penyimpanan benzil alcohol (T-03).

3.3. Spesifikasi Alat Proses

3.3.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3. 1 Spesifikasi Penyimpanan Bahan Baku

Nama	Tangki Benzil Klorida
Kode	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku benzil klorida selama 7 hari produksi
Tipe	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i>

Jumlah	1
Kapasitas, <i>gal</i>	35.747,181
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Material Konstruksi	Carbon steel SA-283 Grade C
Diameter, m	9,1440
Tinggi Tangki, m	3,6576
Tebal Tangki, m	
a. Course 1	0,00635
b. Course 2	0,0047625
c. Course 3	0,0047625
Tipe	Thorispherical
Tebal <i>head</i> , m	0,0111125
Tinggi <i>head</i> , m	1,63452
Harga	\$ 2.297

3.3.2. Silo

Tabel 3. 2 Spesifikasi *Silo*

Nama	<i>Silo</i>
Kode	SL-01
Fungsi	Menyimpan Bahan Baku Natrium Karbonat selama 7 hari produksi
Tipe	Tangki silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Jumlah	1
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Material Konstruksi	Carbon steel SA-283 Grade C
Diameter, m	2,894
Tebal Silo, m	0,1875
Tebal <i>head</i> , m	0,1875
Tinggi Silo, m	7,1690
Waktu Penyimpanan, hari	7
Harga	\$ 3.627,30

3.3.3. Tangki Penyimpanan Produk

Tabel 3. 3 Spesifikasi Penyimpanan Produk

Nama	Tangki Produk	Tangki Produk
Kode	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan produk Benzil Alkohol kemurnian 99,7% dengan waktu simpan 7 hari	Menyimpan produk Benzil Alkohol kemurnian 98,5% dengan waktu simpan 7 hari
Tipe	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i>
Jumlah	1	1
Kapasitas, gal	28.679,466	1.697,686
Tekanan, atm	1	1
Suhu, °C	30	30
Material Konstruksi	Carbin steel SA-283 Grade C	Carbon steel SA-283 Grade C
Diameter, m	9,144	3,048
Tinggi Tangki, m	3,657	3,657
Tebal Tangki, m		
a. Course 1	0,25	0,25
b. Course 2	0,0047625	0,0047625
c. Course 3	0,0047625	0,0047625
Tipe	Thorispherical	Thorispherical
Tebal <i>head</i> , m	0,0111125	0,0111125
Tinggi <i>head</i> , m	1,6345	0,5847
Harga	\$ 1.692,74	\$ 362,73

3.3.4. Screw Conveyor

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Kode	SC-01
Fungsi	Mengangkut serbuk natrium karbonat menuju mixer
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30

Diameter screw, in	9
Diameter pipa, in	2,5
Panjang, m	4,572
Power Motor, Hp	0,43
Jumlah	1
Harga	\$ 4.819,76

3.3.5. Reaktor

Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor

Nama	Reaktor
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan air, natrium karbonat, dan benzil klorida
Tipe	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) berbentuk silinder tegak dengan atap dan dasar berbentuk <i>ellipsoidal</i>
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Material Konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade S type 304 (18 Cr-8 Ni)</i>
Fase	Cair
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter, m	1,9780
Tinggi <i>shell</i> , m	5,9339
Tebal <i>shell</i> , in	0,3750
Dimensi <i>Head</i>	
Tipe/jenis	<i>Ellipsoidal</i>
Tinggi <i>head</i> , m	0,3921
Tebal <i>head</i> , in	0,3750
Dimensi Pengaduk	
Jenis/Tipe	<i>Turbine with 6 blade disk standar</i>
Diameter, m	0,6593
Kecepatan, rpm	190
Daya, hp	40

Harga	\$ 64.324,19
-------	--------------

3.3.6. Mixer

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Mixer*

Nama	<i>Mixer</i>
Kode	M-01
Fungsi	Melarutkan bahan baku natrium karbonat dengan air
Tipe	<i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Jumlah	1
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	30
Material Konstruksi	<i>Stainless steel SA 289 grade C</i>
Fase	Cair
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter <i>shell</i> , m	1,0739
Tinggi <i>shell</i> , m	1,6108
Tebal <i>shell</i> , m	0,3125
Dimensi <i>Head</i>	
Tipe/Jenis	<i>Torispherical</i>
Tinggi head, m	0,2377
Tebal head, in	0,1875
Dimensi Pengaduk	
Jenis pengaduk	<i>Turbine with 6 flat blades</i>
Jumlah	2
Diameter pengaduk, m	0,3554
Kecepatan pengaduk, rpm	68,24
Daya, hP	0,5
Harga	\$ 386,91

3.3.7. Dekanter

Tabel 3. 7 Spesifikasi Dekanter

Nama	Dekanter
Kode	V-01
Fungsi	Memisahkan sebagian besar produk benzil alkohol dari hasil reaktor
Tipe	<i>Continuous gravity decanter</i>
Jumlah	1
Tekanan, atm	2
Suhu, °C	40
Material Konstruksi	<i>Stainless steel SA 240 grade C</i>
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter <i>shell</i> , m	0,477
Panjang <i>shell</i> , m	2,388
Tebal <i>shell</i> , m	0,0048
Dimensi <i>Head</i>	
Tipe/Jenis	<i>Torispherical</i>
Tinggi head, m	0,134
Tebal head, in	0,0048
Harga	\$ 18.257,43

3.3.8. Tangki *Kation Anion Exchanger*

Tabel 3. 8 Spesifikasi Tangki *Kation Anion Exchanger*

Nama	Tangki Kation	Tangki Anion
Kode	TK-01	TA-01
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang ada dalam air sebelum diumpankan ke Evaporator	Menghilangkan ion-ion negatif yang ada dalam air sebelum diumpankan ke Evaporator
Jumlah	1	1
Tekanan, atm	1	1
Suhu, °C	30	30
Material Konstruksi	Baja Karbon	Baja Karbon
Diameter, m	0,8498	0,8946
Tinggi Tangki, m	1,0198	1,0736
Harga	\$ 1.088,19	\$ 5.073,43

3.3.9. Evaporator

Tabel 3. 9 Spesifikasi Evaporator

Nama	Evaporator
Kode	EV-01
Fungsi	Menguapkan H ₂ O dari campuran produk Benzil alkohol
Tipe	<i>Long tube vertical evaporator, natural circulation</i>
Jumlah	1
Tekanan, atm	2
Suhu, °C	120
Material Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Diameter <i>shell</i> , m	2,0320
<i>Baffles Spacing</i> , m	0,3873
Diameter <i>Tube</i> , m	0,0190
Jumlah <i>Tube</i> , buah	138
Tinggi, m	2,500
Harga	\$ 133.001,15

3.3.10. Menara Distilasi

Tabel 3. 10 Spesifikasi Menara Distilasi

Nama	Menara Distilasi
Kode	MD-01
Fungsi	Memisahkan benzil alkohol dari <i>crude</i> benzil klorida dan toluena
Tipe	<i>Sieve tray tipe torispherical dished head</i>
Jumlah	1
Jenis plate	<i>Plate Column</i>
Kondisi Operasi	
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	
a. Umpan	196,624
b. Hasil atas	166,984
c. Hasil bawah	204,115

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Dimensi Kolom	
Diameter, m	0,2023
Tinggi, m	12,8182
Tebal, m	0,1875
Dimensi Head	
Jenis	<i>Torispherical dished head</i>
Tinggi head, m	0,9966
Tebal head, m	0,1875
Harga	\$ 145.092,16

3.3.11. Condenser

Tabel 3. 11 Spesifikasi Condenser

Nama	<i>Condenser</i>
Kode	CD-01
Fungsi	Mengkondensasi hasil atas menara distilasi
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah Hairpin	4
Panjang Hairpin, ft	0,0119
A, ft ²	345,059
Ud, Btu/jam/ft ² .F	0,963
Uc, Btu/jsm.ft ² .F	17,253
Rd	0,980
<i>Cold Fluid : Annulus, Produk (Light Organic)</i>	
IPS, in	4
Sch. No	40
Flow Area, in ²	3,140
OD, in	4,500
ID, in	4,026
Material konstruksi	Carbon Steel grade SA-283 Grade C
Surface Area, (ft ² /ft)	1,178
<i>Hot Fluid : Inner Pipe, Steam</i>	
IPS, in	3
Sch. No	40
Flow Area, in ²	7,38
OD, in	3,50

ID, in	3,07
Surface Area, (ft ² /ft)	0,917
Harga	\$ 725,46

3.3.12. Reboiler

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Reboiler*

Nama	<i>Reboiler</i>
Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan hasil bawah MD
Jumlah	1
Tipe	<i>Kettle Reboiler</i>
Jumlah <i>hairpins</i>	1
Panjang <i>hairpins</i> , ft	15
<i>Inner pipe</i>	
IPS, in	1,250
Flow Area, in ²	1,500
OD, in	1,660
ID, in	1,380
Surface Area ft ² /ft	0,435
<i>Annulus</i>	
IPS, in	2
Flow Area, in ²	1,190
OD, in	2,380
ID, in	2,060
Surface Area ft ² /ft	0,622
Harga	\$ 7255,46

3.3.13. Accumulator

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Accumulator*

Nama	<i>Accumulator</i>
Kode	ACC-01
Fungsi	Sebagai tempat penampungan distilat setelah keluar dari kondensor
Tipe	<i>Silinder Horizontal</i>

Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Tekanan, atm	1
Suhu, °C	167,032
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Dimensi Shell	
Diameter, m	0,2573
Tinggi, in	25,4057
Tebal, in	0,1875
Dimensi <i>Head</i>	
Jenis	<i>Torispherical Head</i>
Tinggi <i>head</i> , in	3,4398
Tebal <i>head</i> , in	0,1875
Harga	\$ 725,46

3.3.14. *Heat Exchanger*

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Nama	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperatur dari Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)	Menaikkan temperatur dari Tangki Benzil Klorida (T-02) dan Recycle menuju Reaktor
Jumlah	1	1
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchsnger</i>
Jumlah <i>hairpins</i>	5	3
Panjang <i>hairpins</i> , ft	15	15
<i>Inner pipe</i>		
IPS, in	3	3
<i>Flow Area</i> , in ²	7,880	7,880
OD, in	3,500	3,500
ID, in	3,068	3,068
<i>Surface Area</i> ft ² /ft	0,917	0,917
<i>Annulus</i>		
IPS, in	4	4

<i>Flow Area, in²</i>	3,140	3,140
OD, in	4,500	4,500
ID, in	4,065	4,065
<i>Surface Area ft²/ft</i>	1,178	1,178
Harga	\$ 1.571,83	\$ 1.209,10

Tabel 3. 15 Spesifikasi *Heat Exchanger* (Lanjutan)

Nama	<i>Heat Exchanger-03</i>	<i>Heat Exchanger-04</i>
Kode	HE-03	HE-04
Fungsi	Menaikkan temperatur dari <i>kation anion exchanger</i> menuju Evaporator	Menaikkan temperatur Dekanter menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jumlah	1	1
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah <i>hairpins</i>	6	2
Panjang <i>hairpins, ft</i>	15	15
<i>Inner pipe</i>		
IPS, in	3	3
<i>Flow Area, in²</i>	7,880	7,880
OD, in	3,500	3,500
ID, in	3,068	3,068
<i>Surface Area ft²/ft</i>	0,917	0,917
<i>Annulus</i>		
IPS, in	4	4
<i>Flow Area, in²</i>	3,140	3,140
OD, in	4,500	4,500
ID, in	4,065	4,065
<i>Surface Area ft²/ft</i>	1,178	1,178
Harga	\$ 1.330,01	\$ 1.209,10

3.3.15. Cooler

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Cooler*

Nama	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>	<i>Cooler-03</i>
Kode	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran bawah Reaktor menuju Dekanter	Menurunkan temperatur keluaran bawah Evaporator menuju Tangki-02	Menurunkan temperatur keluaran bawah Menara Distilasi menuju Tangki-03
Jumlah	1	1	1
Tipe	<i>Shell and tube</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Luas transfer panas, ft^2	3.178,044	24,998	23,959
Jumlah <i>hairpins</i>		12	11
Panjang <i>hairpins</i> , ft		12	12
Jumlah Pipa	692	<i>Inner Pipe</i>	
IPS, in		3	3
<i>Flow Area</i> , in^2		7,380	7,380
OD		3,500	3,500
ID	0,7366	3,070	3,070
Panjang tabung, m	7,315		
<i>Surface Area</i> ft^2/ft		0,917	0,917
<i>Pass</i>	2	<i>Annulus</i>	
IPS, in		4	4
<i>Flow Area</i> , in^2		3,140	3,140
OD		4,500	4,500
ID		4,026	4,026
<i>Surface Area</i> ft^2/ft		1,178	1,178
Harga	\$ 1.934,56	\$ 725,46	\$ 1.571,83

3.3.16. Pompa

Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03
Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan air dari utilitas ke Mixer	Memompa bahan baku Benzil Klorida dari T-02 menuju R-01	Mengalirkan hasil Mixer menuju Reaktor
Tipe	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1	1	1
Power motor, hP	0,0002	0,333	0,750
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pipa			
ID, in	0,269	1,049	1,380
OD, in	0,405	1,320	1,660
Flow area, in ²	0,058	0,864	1,5
Kapasitas, m ³ /jam	0,006	1,151	2,696
Harga	\$ 3.264,57	\$ 6.408,24	\$ 7.375,52

Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06
Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan hasil Reaktor menuju Dekanter	Mengalirkan hasil Dekanter menuju Menara Distilasi	Mengalirkan hasil Dekanter menuju Kation Anion
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1	1	1
Power motor, hP	0,333	0,750	0,333
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pipa			
ID, in	1,380	1,049	1,049
OD, in	1,660	1,320	1,320

<i>Flow area, in²</i>	1,5	0,864	0,864
Kapasitas, m ³ /jam	2,757	1,013	1,577
Harga	\$ 7.375,52	\$ 6.408,24	\$ 6.408,24

Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Nama	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10
Kode	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan hasil <i>kation anion exchanger</i> menuju evaporator	Mengalirkan hasil Evaporator menuju Tangki - 03	Mengalirkan hasil Menara Distilasi <i>Recycle</i>	Mengalirkan hasil Menara Distilasi menuju Tangki-04
Tipe	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jumlah	1	1	1	1
Power motor, hP	0,167	0,125	0,083	0,333
Bahan Konstruksi	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pipa				
ID, in	1,049	0,269	0,493	0,824
OD, in	1,320	0,405	0,675	1,050
Kapasitas, m ³ /jam	1,130	0,049	0,183	0,822
<i>Flow area, in²</i>	0,864	0,058	0,192	0,534
Harga	\$ 6.408,24	\$ 3.264,57	\$ 4.352,76	\$ 5.561,87

3.4. Neraca Massa

Basis Perhitungan Neraca Massa :

Kapasitas Produk : 6.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 Tahun : 330 hari kerja

1 hari kerja : 24 jam

Basis Perhitungan : 1 jam

$$= \left[6.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 757,5757576 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

3.4.1. Neraca Massa di Mixer (M-01)

Tabel 3. 20 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input		Output
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)
Na ₂ CO ₃	0	519	519
H ₂ O	979	5	984
Total	979	524	1.503

3.4.2. Neraca Massa di Tee-04

Tabel 3. 21 Neraca Massa Tee-04

Komponen	Input		Output
	Arus 4 (kg/jam)	Arus 17 (kg/jam)	Arus 5 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	882	152	1.033
C ₇ H ₈	0	11	11
C ₇ H ₇ OH	0	0	0
Total	882	163	1.044

3.4.3. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 3. 22 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	Arus 3	Arus 5	Arus 6	Arus 7

	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)	(kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	0	1.033	0	155
C ₇ H ₈	0	11	0	11
Na ₂ CO ₃	519	0	0	151
H ₂ O	984	0	0	921
C ₇ H ₇ OH	0	0	0	750
CO ₂	0	0	152	0
NaCl	0	0	0	406
Total	1.503	1.045	152	2.396

3.4.4. Neraca Massa di Dekanter (V-01)

Tabel 3. 23 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Input	Output	
	Arus 7 (kg/jam)	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	155	154	0
C ₇ H ₈	11	11	0
Na ₂ CO ₃	151	0	151
H ₂ O	921	0	921
C ₇ H ₇ OH	750	709	41
NaCl	406	0	406
Total	2.396	874	1.521

3.4.5. Neraca Massa di Tee-01 (*Kation-Anion Exchanger*)

Tabel 3. 24 Neraca Massa Tee-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 9 (kg/jam)	Arus 10 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	0	0	0
Na ₂ CO ₃	151	0	151
H ₂ O	921	921	0
C ₇ H ₇ OH	41	41	0
NaCl	406	0	406
Total	1.521	963	557

3.4.6. Neraca Massa di Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 25 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input	Output	
	Arus 10 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)	Arus 13 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	0	0	0
H ₂ O	921	921	0
C ₇ H ₇ OH	41	0	41
Total	963	921	41

3.4.7. Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 26 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input	Output	
	Arus 8 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 15 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	154	152	2
C ₇ H ₈	11	11	0
C ₇ H ₇ OH	709	0	708
Total	874	164	710

3.4.8. Neraca Massa di Tee-03

Tabel 3. 27 Neraca Massa Tee-03

Komponen	Input	Output	
	Arus 14 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)	Arus 17 (kg/jam)
C ₇ H ₇ Cl	152	0	151
C ₇ H ₈	11	0	11
C ₇ H ₇ OH	0	0	0
Total	164	0	163

3.4.9. Neraca Massa Total

Tabel 3. 28 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk			Output					
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 4 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)	Arus 13 (kg/jam)	Arus 15 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)
C_7H_7Cl	0	0	882	0	0	0	0	2	0
C_7H_8	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na_2CO_3	0	519	0	0	151	0	0	0	0
H_2O	979	4	0	0	0	921	0	0	0
C_7H_7OH	0	0	0	0	0	0	41	708	0
CO_2	0	0	0	152	0	0	0	0	0
$NaCl$	0	0	0	0	406	0	0	0	0
Sub Total	979	524	882	152	557	921	42	710	0
Total	2.385			2.385					

3.5. Neraca Panas

Dalam perhitungan neraca panas, terdapat beberapa hal yang menjadi dasar pertimbangan, yaitu:

1. Basis perhitungan adalah jam operasi
2. Suhu referensi adalah 25°C atau 298,15 K
3. Satuan massa yang digunakan adalah kmol dan kg
4. Satuan kapasitas panas yang digunakan adalah kJ/kmol dan satuan entalpi adalah kJ.

Perhitungan kapasitas panas cairan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int C_p dT = C_pA (T - T_o) + C_pB2 (T^2 - T_o) + C_pC3 (T^3 - T_o) + C_pD4 (T^4 - T_o)$$

$$\Delta H = m \cdot \int C_p dT$$

Perhitungan kapasitas panas gas:

$$C_p = A + B + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$\int C_p dT = C_pA (T-T_o) + C_pB2 (T^2 - T_o) + C_pC3 (T^3 - T_o) + C_pD4 (T^4 - T_o) + C_pE5 (T^5 - T_o)$$

$$\Delta H = m \cdot \int C_p dT$$

3.5.1. Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Tabel 3. 29 Neraca Panas *Mixer*

Komponen	Qmasuk (kJ/jam)		Qkeluar (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Na ₂ CO ₃	0	3.774	3.774
H ₂ O	20.535	103	20.638
Sub Total	20.535	3.877	24.412
Total	24.412		24.412

3.5.2. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 30 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Qmasuk (kJ/jam)		Qkeluar (kJ/jam)	
	Arus Feed	Q reaksi	Arus Keluar	Q pendingin
C ₇ H ₇ Cl	167.785		25.167	
C ₇ H ₈	2.152		2.152	
Na ₂ CO ₃	79.264		23.118	
H ₂ O	433.282		4.057.566	
C ₇ H ₇ OH	175		186.549	
CO ₂	0		2.555.954	
NaCl	0		0	
Qreaksi		10.995.566		
Qpendingin				10.779.517
Sub Total	682.659	10.995.566	898.708	10.779.517
Total	11.678.226		11.678.226	

3.5.3. Neraca Panas Dekanter (V-01)

Tabel 3. 31 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Qmasuk (kJ/jam)	Qkeluar (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₇ H ₇ Cl	33.134	33.005	128

C ₇ H ₈	3.313	3.313	0
Na ₂ CO ₃	68.522	0	68.522
H ₂ O	1.447.943	0	1.447.943
C ₇ H ₇ OH	225.128	212.690	12.437
NaCl	203.593	0	203.593
Sub Total	1.981.636	249.009	1.732.627
Total	1.981.636	1.981.636	

3.5.4. Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 32 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Qmasuk (kJ/jam)	Qkeluar (kJ/jam)	
	Arus 10	Arus 12	Arus 13
C ₇ H ₇ Cl	89	0	202
H ₂ O	370.214	369.288	0
C ₇ H ₇ OH	9.349	0	22.148
Qvap		1.972.329	
Qsteam	2.447.372	463.056	
Total	2.827.026	2.827.026	

3.5.5. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 33 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Qmasuk (kJ/jam)	Qkeluar (kJ/jam)
C ₇ H ₇ Cl	1.350	512
C ₇ H ₇ OH	676.230	3.273
Qpendingin		673.795
Total	677.581	677.581

3.6. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah

faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik itu sendiri.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

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

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

a. Material (Bahan Baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi sesuai yang diinginkan.

b. Manusia (Tenaga Kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar

keterampilannya meningkat.

c. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik penting dipertimbangkan untuk kelancaran dalam proses produksi baik dari segi ekonomis maupun operasional. Biaya minimum dalam hal kebutuhan produksi dan distribusi dibutuhkan untuk nilai ekonomis pabrik. Penempatan lokasi pabrik yang strategis dan kebutuhan sarana prasarana yang memadai dapat mempengaruhi hasil produksi hingga mempermudah kegiatan pendistribusian dan pemasaran produk. Selain itu pemilihan lokasi pendirian pabrik juga harus mempertimbangkan sosial masyarakat disekitar lingkungan pabrik, penyediaan bahan baku, utilitas, serta faktor penunjang lainnya.

Dilihat dari beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi diatas, maka diputuskan untuk memilih lokasi pabrik Benzil Alkohol yang paling tepat adalah di kawasan industri Gresik, Jawa Timur.



Gambar 4. 1 Lokasi Didirikannya Pabrik Benzil Alkohol

Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik benzil alkohol ini yaitu:

4.1.1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting bagi keberlangsungan produksi di pabrik. Bahan baku utama pembuatan benzil alkohol adalah benzil klorida (C_7H_7Cl), natrium karbonat (Na_2CO_3), serta air (H_2O).

Dapat dirincikan untuk memperoleh bahan baku benzil klorida (C_7H_7Cl) dengan cara mengimpor dari Shandong Liaocheng Luxi Chemical Sale Co. Ltd, China dan natrium karbonat (Na_2CO_3) dari Pabrik Aneka Kimia Raya, Surabaya, Jawa Timur.

Dari rincian diatas dapat menguatkan Gresik sebagai lokasi pembangunan pabrik yang tepat dikarenakan dilihat dari mudahnya akses pemasukan bahan baku maupun pendistribusian produk.

4.1.2. Sarana Transportasi

Transportasi termasuk faktor primer dalam pemilihan lokasi pabrik, hal ini mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produksi. Kawasan industri Gresik yang dipilih memiliki sarana transportasi darat yang terhubung dengan jalan tol Surabaya dan dekat dengan fasilitas jalur kereta api. Lokasi yang dipilih juga dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak Surabaya sehingga

mempermudah dalam pemasokan bahan baku dan pemasaran produk baik untuk dalam negeri maupun luar negeri dalam aktivitas ekspor impor.

4.1.3. Pasar Produk

Benzil alkohol merupakan bahan baku dan bahan intermediate, maka pemilihan lokasi di Gresik, Jawa Timur adalah tepat, karena daerah ini merupakan kawasan industri. Hal ini berarti memperpendek jarak antara pabrik benzil alkohol dengan pabrik-pabrik yang membutuhkan, diantaranya PT Unilever, PT Paragon Technology & Innovation, dan PT Avia Avian yang berada di Jawa Timur.

4.1.4. Utilitas

Utilitas adalah penunjang sarana prasarana dalam produksi. Beberapa utilitas yang dibutuhkan adalah tenaga listrik, air, dan bahan bakar. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari PT PLN dan generator pembangkit tenaga listrik yang dikelola sendiri sebagai cadangan. Kebutuhan air dapat diperoleh dari air Sungai Bengawan Solo. Kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari PT Pertamina sebagai pemasok bahan bakar IDO (Industrial Diesel Oile) dan HSD (High-Speed Diesel).

4.1.5. Tenaga Kerja

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) Kabupaten Gresik, jumlah penduduk Kabupaten Gresik pada tahun 2024 diperkirakan sekitar 1,3 juta jiwa dirujuk dari hasil sensus sebelumnya pada tahun 2020 yaitu total penduduk gresik mencapai 1.311.215 orang. Jumlah pengangguran per Agustus 2022, Tingkat Pengangguran Terbuka (TPT) di

Kabupaten Gresik tercatat sebesar 7,84% penduduk atau sekitar 102.000 orang. Jumlah pencari kerja bisa saja bertambah seiring berjalannya waktu serta arus migrasi penduduk menuju Kabupaten Gresik. Maka dari itu, berdasarkan data yang didapat jumlah tenaga kerja yang tersedia cukup banyak sehingga tidak akan kekurangan tenaga kerja.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, kantor, penyimpanan bahan dan produk, utilitas, dan lain sebagainya. Fasilitas-fasilitas tersebut diatur secara optimal dengan pengaturan tata letak pabrik yang baik dan benar agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari. Tata letak pabrik yang baik bertujuan agar:

1. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik
2. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien
3. Mempermudah penanganan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan, dan lain-lain
4. Mencegah terjadinya polusi
5. Mempermudah pemasangan pemeliharaan, dan perbaikan
6. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum

Disamping itu perlu juga diperhatikan mengenai keamanan para pekerja sehingga tata letak pabrik tersebut meliputi didalam dan diluar gedung. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan untuk mencapai hasil yang optimal dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

a. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

b. Keamanan

Kemanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri saat terjadinya keadaan darurat.

c. Luas Area Yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

d. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

e. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

f. Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- 1) Daerah administrasi/ perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari:
 - a) Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik
 - b) Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk
 - c) Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula dan masjid.

2) Daerah proses dan perluasan

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3) Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

4) Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

5) Daerah pengolahan limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:

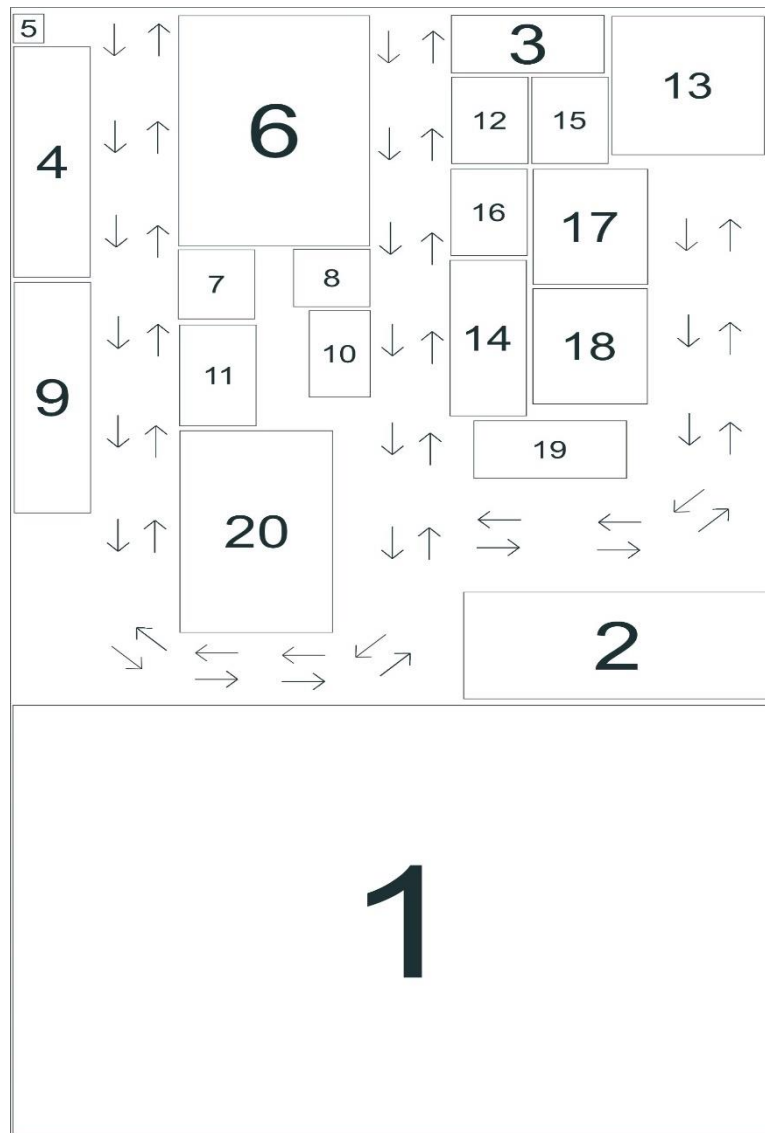
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m ²)	Panjang (m)	Lebar (m)	Jumlah
1	Ruang Proses	7500	100	75	1
2	Ruang Penyimpanan	740	40	18,5	1
3	Parkiran Tamu	200	20	10	1
4	Parkiran Karyawan	400	40	10	1
5	Pos Satpam	20	5	4	1
6	Kantor	1000	40	25	1
7	Kantin	120	12	10	1
8	Mushola	100	10	10	1
9	<i>Fire Station</i>	400	40	10	1
10	<i>Power Station</i>	120	15	8	1
11	Gudang	175	17,5	10	1
12	Klinik	150	15	10	1
13	Gedung Serbaguna	480	24	20	1

14	Utilitas	370	37	10	1
15	UPL	150	15	10	1
16	Bengkel	190	19	10	1
17	Ruang K3	300	20	15	1
18	Laboratorium	300	20	15	1
19	<i>Control Room</i>	200	20	10	1
20	Mess Karyawan	700	35	20	1
21	Pengolahan Limbah	1800	50	36	1
22	Jalan/lingkungan	2500	-	-	-
Luas Bangunan				15.715 m ²	
Panjang Tanah				196 m	
Lebar Tanah				100 m	
Luas Tanah				19.600 m ²	

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a) Mengadakan intergrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin
- d) Menggunakan seluruh area secara efektif
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan
- f) Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel



Gambar 4. 2 Layout Pabrik Benzil Alkohol Skala 1 : 500

Keterangan Gambar :

- | | |
|----------------------|----------------------|
| 1. Ruang proses | 12. Klinik |
| 2. Ruang penyimpanan | 13. Gedung serbaguna |
| 3. Parkiran tamu | 14. Utilitas |
| 4. Parkiran karyawan | 15. UPL |
| 5. Pos Satpam | 16. Bengkel |
| 6. Kantor | 17. Ruang K3 |

- | | |
|--------------------------|--------------------------|
| 7. Kantin | 18. Laboratorium |
| 8. Mushola | 19. <i>Control Rroom</i> |
| 9. <i>Fire station</i> | 20. Mess karyawan |
| 10. <i>Power station</i> | 21. Pengolahan limbah |
| 11. Gudang | |

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

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak peralatan proses pada pabrik benzil alkohol menurut Vilbrandt (1959), antara lain adalah sebagai berikut:

a. Aliran bahan baku dan produk

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

b. Aliran udara

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

c. Cahaya

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

d. Lalu lintas manusia

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

e. Pertimbangan ekonomi

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

f. Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal
5. Karyawan mendapat kepuasan kerja.

g. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

4.4. Tata Letak Alat Proses

Tata letak peralatan proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancara proses produksi lebih terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- c. Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting
- d. Jika tata letak peralatan diatur sesuai dengan urutan-urutan proses maka proses produksi akan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat angkut tambahan sehingga lebih efisien
- e. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatnya produktivitas kerja.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses pabrik benzil alkohol, yaitu:

1. Pertimbangan Ekonomis

Biaya konstruksi diminumkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan, akibatnya akan mengurangi biaya variable.

2. Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasaan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

3. Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga dapat dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

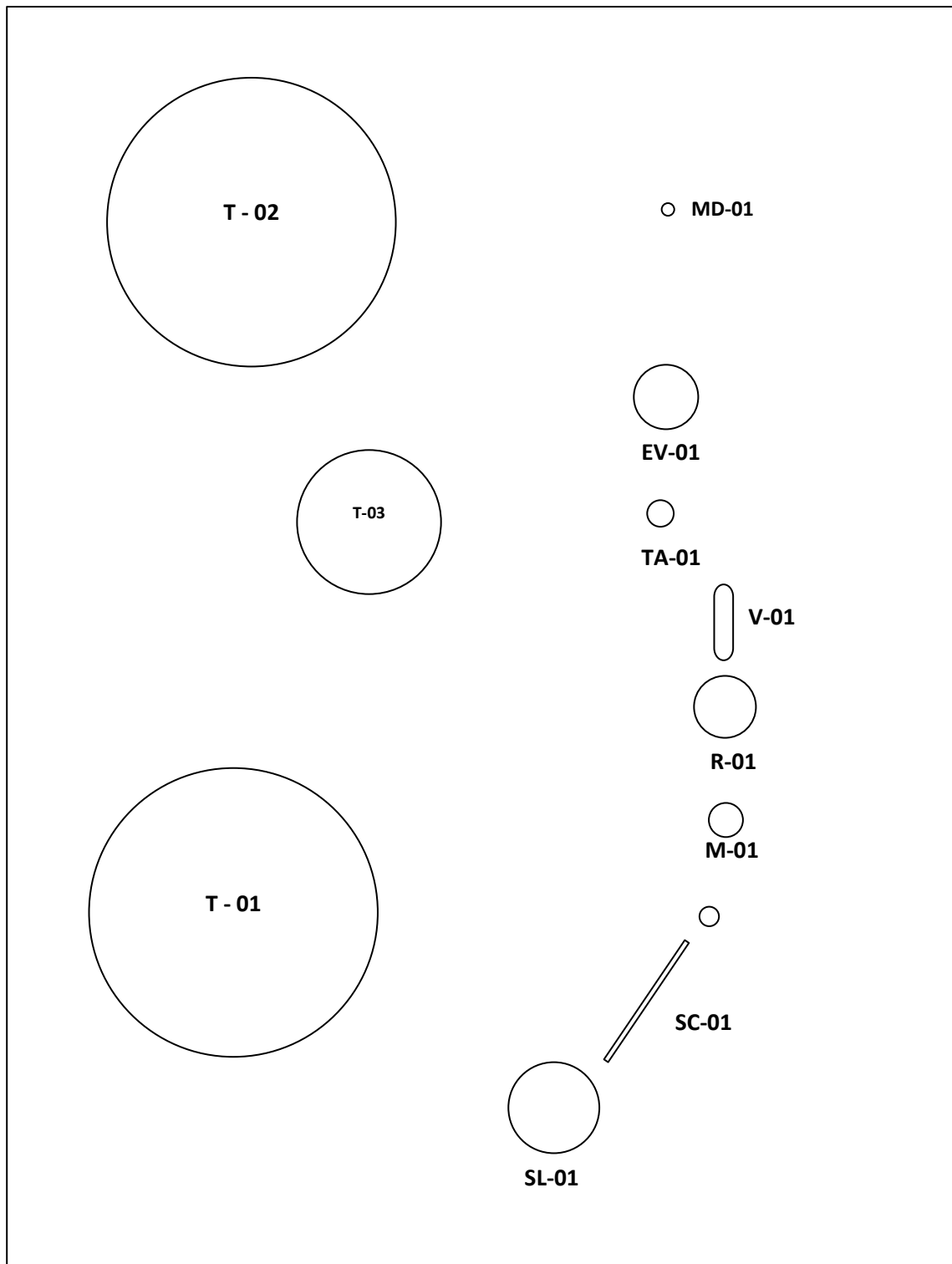
4. Kemanan

Untuk alat-alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar darurat sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.

5. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

Tata letak peralatan proses pada pabrik ini dapat dilihat pada Gambar 4.3



Gambar 4. 3 Tata letak Peralatan Pabrik dengan skala 1 : 200

4.5. Organisasi Perusahaan

4.5.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik benzil alkohol ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

a. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

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

b. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham)

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seseorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan keputusan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

c. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- 1) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
- 2) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
- 3) Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris
- 4) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staff, serta karyawan perusahaan

- 5) Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.5.2. Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam

pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seseorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

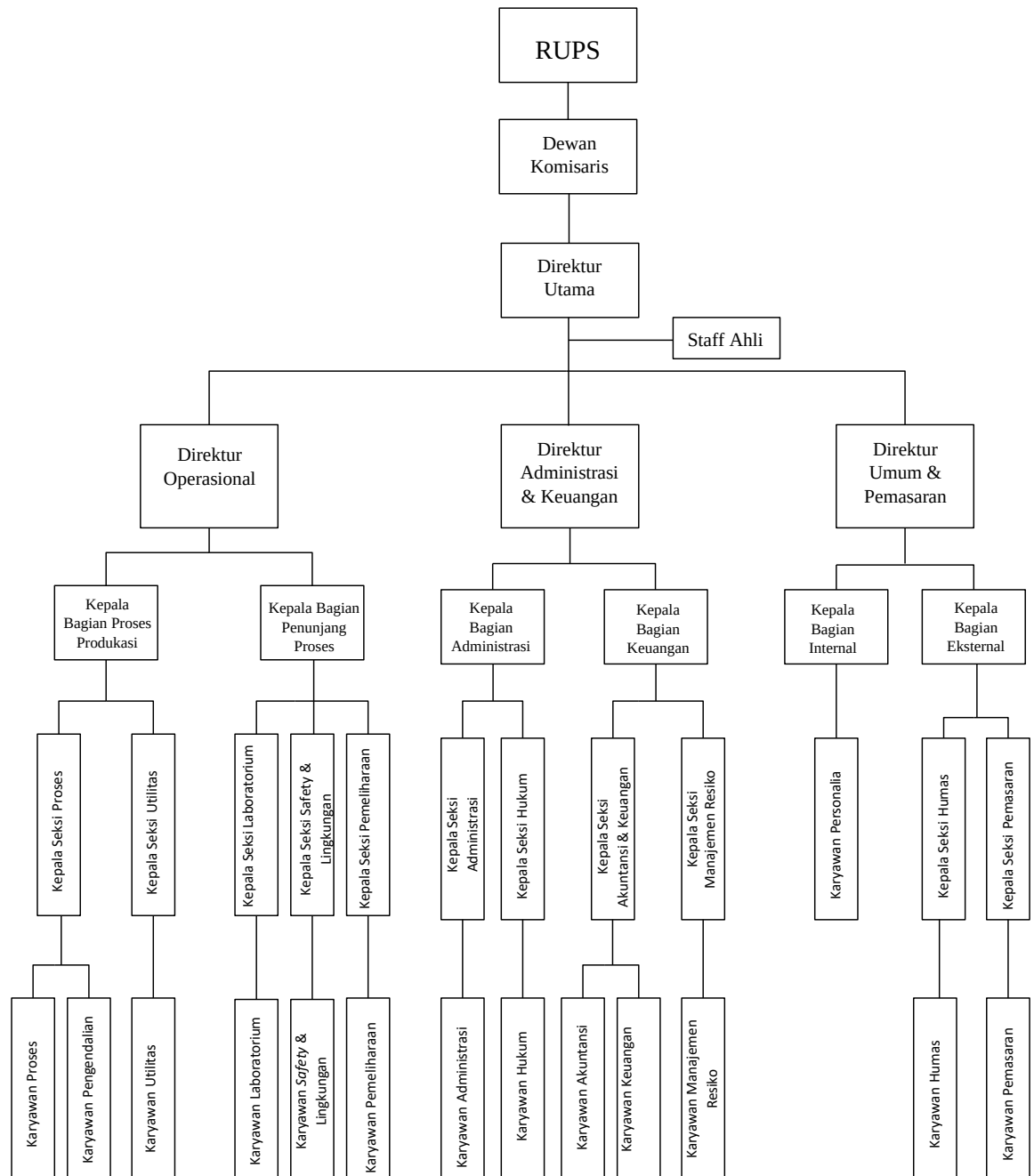
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Manager Produksi serta Manager Keuangan dan Umum. Dimana Manager Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manager Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manager membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan

tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa saksi dan masing-masing akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang
- 2) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen
- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.5.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

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

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya

perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum. Tugas Direktur Utama antara lain:

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

4. Kepala Divisi

Secara umum tugas Kepala Divisi adalah mengkoordinie, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala divisi dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala divisi ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala divisi terdiri dari :

- a. Kepala Divisi Proses

Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.

b. Kepala Divisi Teknis

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi

c. Kepala Divisi *Quality Control* dan K3

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, pengawasan mutu, dan keselamatan karyawan

d. Kepala Divisi *Budgeting* dan *Accounting*

Mengkoordinasikan perencanaan dan pembukuan keuangan

e. Kepala Divisi Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk

f. Kepala Divisi Personalia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan urusan internal perusahaan, administrasi, dan strategi hubungan masyarakat.

5. Kepala Bagian

Kepala bagian adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagian sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Divisi masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Bagian Produksi

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

b. Kepala Bagian Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumntasi.

c. Kepala Bagian *Maintainance*

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

d. Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jaab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

e. Kepala Bagian *Quality Control*

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

f. Kepala Bagian Laboratorium

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

g. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

h. Kepala Bagian Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6. Status Karyawan

Kebutuhan pekerja dan sistem penggajian bergantung pada status, posisi, tanggung jawab dan keterampilan mereka. Pembagian kelompok pada pabrik ini dibagi menjadi tiga kelompok yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang memenuhi syarat-syarat yang telah ditentukan, diterima, direkrut, diangkat dan diberhentikan menurut Surat Keputusan (SK) direktur sehingga terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan dan menerima gaji. sesuai dengan fungsi, keahlian dan.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa surat keputusan direksi (SK) dan menerima gaji harian yang dibayarkan setiap akhir pekan dan terikat oleh hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu terbatas. periode waktu. waktu. Hubungan kerja di atas terikat dengan suatu perjanjian, berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja PER-02/MEN/1993.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik pada saat dibutuhkan. Karyawan akan menerima gaji berdasarkan

produk dari perusahaan. Dengan kata lain, para karyawan ini dihubungkan oleh hubungan kerja dengan perusahaan, dan pekerjaan sehari-hari bersifat acak dan terputus-putus.

4.7. Jam Kerja

Pabrik diharapkan beroperasi 330 hari setahun atau setara dengan 24 jam kerja per hari. Hari kerja unit produksi berlangsung dari Senin sampai Minggu. Sisa hari yang bukan hari libur akan digunakan untuk perbaikan atau pemeliharaan dan penutupan. Karena proses produksi berlangsung selama 24 jam dan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, jam kerja karyawan diatur dengan sistem *shift* dan *non-shift*.

1. Sistem Shift

Jadwal kerja *shift* berlaku bagi karyawan di bagian produksi dan keselamatan pabrik, mulai Senin hingga Minggu. Karyawan dibagi menjadi empat kelompok yang dipimpin oleh manajernya masing-masing. Jadwal kerja *shift* ditentukan pada Tabel 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Pembagian Jam Shift

Shift	Jam Kerja
I	08.00 – 16.00 WIB
II	16.00 – 00.00 WIB
III	00.00 – 08.00 WIB

Waktu istirahat dibagi menjadi 2 periode agar tidak mengganggu produksi.

Jadwal istirahat pada tabel 4.3 :

Tabel 4. 3 Pembagian Jam Istirahat

Shift	Jam Istirahat Kerja
I	10.30 – 11.30 WIB 11.30 – 12.30 WIB
II	18.30 – 19.30 WIB 19.30 – 20.30 WIB
III	02.30 – 03.30 WIB 03.30 – 04.30 WIB

Karyawan *shift* terbagi atas 4 kelompok yaitu A, B, C dan D, jadwal kerja masing-masing kelompok adalah bekerja selama 3 hari berturut-turut pada *shift* yang sama dan berpindah ke *shift* berikutnya dalam 3 hari berikutnya. Dari 4 kelompok *shift* maka 3 kelompok *shift* yang bekerja dan 1 kelompok *shift* yang libur. Libur yang disediakan sebanyak 3 hari. Adapun pengaturan grup dapat dilihat pada Tabel 4.4 berikut :

Tabel 4. 4 Pembagian Jadwal Kerja

Shift	Hari													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	P		M	M	M		S	S	S		P	P
B	S	S		P	P	P		M	M	M		S	S	S
C	M		S	S	S		P	P	P		M	M	M	
D		M	M	M		S	S	S		P	P	P		M
	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
A	P		M	M	M		S	S	S		P	P	P	
B		P	P	P		M	M	M		S	S	S		P
C	S	S	S		P	P	P		M	M	M		S	S
D	M	M		S	S	S		P	P	P		M	M	M

Keterangan :

P	Shift I (Pagi)
S	Shift II (Siang)

M	Shift III (Malam)
	Libur

A = Grup Kerja I

B = Grup Kerja II

C = Grup Kerja III

D = Grup Kerja IV

2. Sistem *Non-Shift*

Untuk jadwal kerja *non-shift* berlaku bagi karyawan yang tidak terlibat langsung dalam aktivitas produksi dan keselamatan. Jadwal kerja ini berlaku untuk karyawan level staf ke atas. Jadwal kerja reguler sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 17.00 WIB
Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB
- Jum'at : 08.00 – 17.00 WIB
Istirahat : 11.00 – 13.00 WIB
- Sabtu dan Minggu : Libur

4.8. Jabatan dan Prasyarat

Jabatan dan prasyarat karyawan disajikan pada tabel 4.5

Tabel 4. 5 Jabatan dan Prasyarat Karyawan

JABATAN	PRASYARAT	
	PENDIDIKAN	PENGALAMAN KERJA
Direktur Utama	S2/S3 Teknik Kimia	5 Tahun
Direktur Operasional	S2/S3 Teknik Kimia	5 Tahun
Direktur Administrasi dan Keuangan	S2/S3	5 Tahun

Direktur Umum dan Pemasaran	S2/S3	5 Tahun
Kepala Bagian Proses Produksi	S1 Teknik Kimia	2 Tahun
Kepala Bagian Penunjang Proses	S1	2 Tahun
Kepala Bagian Administrasi	S1	2 Tahun
Kepala Bagian Keuangan	S1 Akuntansi	2 Tahun
Kepala Bagian Umum	S1	2 Tahun
Kepala Bagian Pemasaran	S1 Marketing	2 Tahun
Kepala Seksi Proses	S1 Teknik Kimia	1 Tahun
Kepala Seksi Utilitas	S1 Teknik Lingkungan	1 Tahun
Kepala Seksi Penelitian Laboratorium	S1 Kimia	1 Tahun
Kepala Seksi <i>Safety</i> dan Lingkungan	S1 Teknik Lingkungan	1 Tahun
Kepala Seksi Pemeliharaan	S1	1 Tahun
Kepala Seksi Administrasi	S1	1 Tahun
Kepala Seksi Hukum	S1/D3 Hukum	1 Tahun
Kepala Seksi Akuntansi dan Keuangan	S1 Akuntansi	1 Tahun
Kepala Seksi Manajemen Proses	S1	1 Tahun
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	S1	1 Tahun
<i>Staff</i> Ahli	S1/S2	1 Tahun
Kepala Seksi Pemasaran	S1/D3 Marketing	1 Tahun
Sekretaris	S1	1 Tahun
Dokter	S1 Kedokteran	3 Tahun
Paramedis	S1/D3 Perawat	2 Tahun
Karyawan <i>Shift</i>		
Karyawan Proses	S1 Teknik Kimia	0 Tahun
Karyawan Pengendalian	S1 Teknik Kimia	0 Tahun
Karyawan Utilitas	S1/D3	0 Tahun
Karyawan Laboratorium	S1 Kimia	0 Tahun

Karyawan <i>Safety</i> dan Lingkungan	S1 Teknik Lingkungan	0 Tahun
Karyawan Pemeliharaan	S1	0 Tahun
Karyawan <i>Non-Shift</i>		
Karyawan Proses	S1 Teknik Kimia	0 Tahun
Karyawan Pengendalian	S1 Teknik Kimia	0 Tahun
Karyawan Utilitas	S1/D3	0 Tahun
Karyawan Laboratorium	S1/D3 Kimia	0 Tahun
Karyawan <i>Safety</i> dan Lingkungan	S1 Teknik Lingkungan	0 Tahun
Karyawan Pemeliharaan	S1	0 Tahun
Karyawan Administrasi	S1	0 Tahun
Karyawan Hukum	S1 Hukum	0 Tahun
Karyawan Akuntansi	S1 Akuntansi	0 Tahun
Karyawan Keuangan	S1 Ekonomi/Ilmu Ekonomi	0 Tahun
Karyawan Manajemen Resiko	S1	0 Tahun
Karyawan Personalia	S1	0 Tahun
Karyawan Hubungan Masyarakat	S1	0 Tahun
Karyawan Pemasaran	S1/D3	0 Tahun
<i>Cleaning Service</i>	D3/SLTA	0 Tahun
Supir	S1/D3/SLTA	1 Tahun
<i>Security</i>	S1/D3/SLTA	1 Tahun
Pesuruh	S1/D3/SLTA	0 Tahun

4.9. Perincian Gaji Karyawan dan Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan dan gaji karyawan disajikan pada tabel 4.6 dibawah ini.

Tabel 4. 6 Perincian Gaji Karyawan dan Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/ Bulan (Rp)	Total Gaji /Bulan (Rp)
Direktur Utama	1	45.000.000	45.000.000
Direktur Operasional	1	30.000.000	30.000.000

Direktur Administrasi dan Keuangan	1	30.000.000	30.000.000
Direktur Umum dan Pemasaran	1	30.000.000	30.000.000
Kepala Bagian Proses Produksi	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Penunjang Proses	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
Kepala Seksi Proses	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Penelitian Laboratorium	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi <i>Safety</i> dan Lingkungan	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Hukum	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Akuntansi dan Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Manajemen Proses	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Hubungan Masyarakat	1	12.000.000	12.000.000

<i>Staff Ahli</i>	1	12.000.000	12.000.000
Kepala Seksi Pemasaran	2	12.000.000	24.000.000
Sekretaris	3	8.000.000	24.000.000
Dokter	2	10.000.000	20.000.000
Paramedis	2	6.000.000	12.000.000
<i>Karyawan Shift</i>			
Karyawan Proses	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan Pengendalian	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan Utilitas	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan Laboratorium	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan <i>Safety</i> dan Lingkungan	12	5.200.000	62.400.000
Karyawan Pemeliharaan	12	5.200.000	62.400.000
<i>Karyawan Non-Shift</i>			
Karyawan Proses	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan Pengendalian	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan Utilitas	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan Laboratorium	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan <i>Safety</i> dan Lingkungan	2	6.000.000	12.000.000
Karyawan Pemeliharaan	2	6.500.000	13.000.000
Karyawan Administrasi	3	6.500.000	19.500.000
Karyawan Hukum	3	6.500.000	19.500.000
Karyawan Akuntansi	3	6.500.000	19.500.000
Karyawan Keuangan	3	6.500.000	19.500.000
Karyawan Manajemen Resiko	4	6.500.000	26.000.000
Karyawan Personalia	4	6.500.000	26.000.000

Karyawan Hubungan Masyarakat	5	6.500.000	32.500.000
Karyawan Pemasaran	5	6.500.000	32.500.000
<i>Cleaning Service</i>	8	4.900.000	39.200.000
Supir	5	4.900.000	24.500.000
<i>Security</i>	9	4.900.000	44.100.000
Pesuruh	6	4.900.000	29.400.000
Total	172	528.700.000	1.191.400.000

4.10. Pergolongan dan Gaji

Upah tenaga kerja disesuaikan menurut golongan pekerja, tergantung kedudukannya dalam struktur organisasi dan berapa lama mereka aktif di perusahaan. Gaji yang diterima setiap pegawai meliputi:

- Gaji Pokok
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staff non-shift
- Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai golongannya.

Sistem penggajian dibagi menjadi :

- Gaji Bulanan
Dibayarkan kepada pegawai tetap yang gajinya didasarkan pada pendidikan, keterampilan, dan jabatan dalam organisasi
- Gaji Borongan

Dibayarkan kepada pekerja berdasarkan produk. Besarnya upah yang dibayarkan tergantung pada jenis dan jumlah pekerjaan, yang sering kali diperlukan pada saat mesin rusak.

c. Gaji Harian

Upah harian dibayarkan berdasarkan jumlah hari dan jam kerja, biasanya kepada pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu.

d. Gaji Lembur

Gaji ini dibayarkan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja yang ditentukan. Jumlahnya sesuai peraturan perusahaan.

Selain gaji rutin, bagi karyawan yang lembur juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan:

1) Lembur hari biasa

Untuk setiap satu jam, besarnya satu setengah kali gaji per jam.

2) Lembur hari Minggu atau libur

Jumlahnya dua kali lipat upah per jam.

Jika karyawan dipanggil ke pabrik untuk bekerja di luar jam kerja, mereka juga akan diberi upah tambahan.

4.11. Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor yang membantu meningkatkan efisiensi kerja di perusahaan ini adalah kesejahteraan karyawan. Tunjangan kerja yang diberikan perusahaan kepada karyawan antara lain:

a. Tunjangan

- 1) Tunjangan berupa gaji pokok yang dibayarkan sesuai golongan pegawai yang bersangkutan.
- 2) Tunjangan jabatan yang dibayarkan sesuai dengan jabatan yang disandang pegawai
- 3) Tunjangan lembur Jam kerja pegawai di luar jam kerja tergantung pada jumlah jam kerja.

b. Cuti

- 1) Setiap karyawan berhak mendapat cuti tahunan selama 12 hari kerja per tahun
- 2) Setiap karyawan berhak mendapat cuti tahunan selama 12 hari kerja per tahun

c. Pakaian pelindung kerja diberikan kepada setiap karyawan sebanyak 3 pasang per tahun

d. Kesehatan

- 1) Pengobatan
- 2) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan
- 3) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatu berdasarkan kebijakan perusahaan

e. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang.

4.12. Hari Libur Nasional

Karyawan diberikan waktu cuti dalam kurun waktu setahun selama menjalankan tugasnya. Hari libur tersebut antara lain:

a. Cuti Tahunan

Karyawan berhak mendapat libur 12 hari per tahun. Apabila dalam setahun hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti pada tahun yang bersangkutan akan hangus dan tidak dapat diakumulasikan

b. Hari Libur Nasional

Untuk hari pegawai bergaji (bukan shift), hari libur nasional dianggap sebagai hari libur nasional. yaitu tidak masuk kerja, sedangkan bagi pegawai yang ditugaskan pada hari libur tetap masuk kerja dengan syarat hari tersebut dihitung lembur.

c. Cuti Hamil dan Melahirkan

Pegawai perempuan adalah berhak atas cuti hamil dan cuti melahirkan.

d. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur terjadi pada saat karyawan yang sedang shift mengambil cuti. Tugas pegawai ini diambil alih oleh pegawai pada shift lain dan dianggap lembur. Bagi pekerja berupah harian, waktu lembur terjadi ketika mereka sedang bertugas di luar jam kerja, karena gangguan pabrik, perbaikan tahunan, atau pekerjaan yang harus diselesaikan dalam waktu tertentu dengan izin atasan.

4.13. Keselamatan Kerja

Saat mendirikan pabrik, keselamatan tenaga kerja harus terjamin. Keberlanjutan suatu perusahaan dipengaruhi oleh kesejahteraan karyawannya. Keselamatan kerja dalam suatu perusahaan berarti melakukan upaya untuk menciptakan pekerjaan yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran dan hal-hal berbahaya lainnya. Ruang lingkup bagian keselamatan kerja biasanya meliputi:

1. Mencegah dan Meniminalkan kecelakaan, kebakaran, resiko bahan kimia, dan penyakit akibat kerja
2. Menjamin keamanan alat instalasi, alat produksi dan bahan produksi
3. Ciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman

Jika terjadi kecelakaan di tempat kerja dapat menimbulkan banyak kerugian baik secara ekonomi maupun sosial. Upaya menjaga keselamatan kerja bagi karyawan dan pabrik itu sendiri antara lain:

1. Mempromosikan dan memberikan keterampilan dan pelatihan keselamatan kerja kepada karyawan
2. Menerapkan pemantauan proses yang ketat
3. Memberikan sanksi terhadap mereka yang melanggar perintah.

Pencegahan yang disebabkan oleh kondisi berbahaya, prioritaskan sesuai dengan tingkat bahaya yang terjadi, hilangkan sumber bahaya, kendalikan bahaya dan gunakan tindakan perlindungan diri. Resiko kecelakaan yang dapat terjadi pada pabrik ammonium klorida ini adalah bahaya yang ditimbulkan oleh bahan kimia dan bahaya mekanis lainnya. Upaya dapat dilakukan untuk

mencegah terjadinya tindakan atau kondisi tidak aman, namun hal ini tentunya harus dibarengi dengan kesadaran dan kedisiplinan yang tinggi yang bertujuan untuk menciptakan keselamatan di tempat kerja.

BAB V

UTILITAS

Utilitas adalah unit pendukung proses yang merupakan bagian penting untuk penunjang proses produksi dalam pabrik. Utilitas di pabrik benzil alkohol terdiri dari unit pengadaan air, unit pengadaan steam, unit pengadaan udara tekan, unit pengadaan listrik, unit pengadaan bahan bakar, dan unit pengolahan limbah.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik benzil alkohol, terdiri dari :

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

A. UNIT PENDUKUNG PROSES

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya sumber air diperoleh dari air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut.

Dalam perancangan pabrik benzil alkohol, sumber air yang digunakan adalah air yang berasal dari Sungai Bengawan Solo, Jawa Timur yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Alasan pemilihan air sungai adalah karena faktor-faktor berikut:

- a. Sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga dapat menghindari kekurangan air
- b. Air sungai dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah
- c. Pengolahan air sungai lebih mudah dibandingkan dengan air laut

Air sungai tersebut digunakan untuk memenuhi kegiatan di lingkungan pabrik, yaitu sebagai air konsumsi dan sanitasi, air pendingin, air proses, dan air umpan *boiler*.

5.1.1. Unit Penyediaan Air

A. Air Pendingin

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger* dan *condenser partial*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air sungai sebagai pendingin adalah:

- 1) Partikel-partikel besar/makroba (makhluk hidup sungai dan konstituen lain).

- 2) Partikel-partikel kecil/mikroba (ganggang dan mikroorganisme sungai)

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam cooling tower. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi didalam cooling tower ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air make up yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- 2) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- 3) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- 5) Tidak terdekomposisi.

B. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas.

Adapun syarat air umpan boiler, yaitu :

- 1) Tidak membuih (berbusa)
- 2) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- 3) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

4) Air umpan Boiler

C. Air Konsumsi dan Sanitasi

Air konsumsi dan sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, perkantoran, dan lain-lain. Persyaratana air konsumsi dan sanitasi meliputi syarat fisik berupa suhu normal, berwarna jernih, tidak berasa, dan tidak berbau. Syarat kimia yang juga harus dipenuhi yaitu air tidak mengandung zat organik maupun anorganik, tidak beracun, dan tidak mengandung bakteri terutama bakteri *panthogen*.

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahap-tahap pengolahan air Sungai Bengawan Solo, Jawa Timur:

1) Pengendapan Awal

Air yang berasal dari Sungai Bengawan Solo, Jawa Timur dialirkan melewati *traveling screen* untuk menyaring kotoran berukuran besar. Air tersebut kemudian dialirkan menuju bak pengendapan awal menggunakan pompa. Pada bak ini, kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya gravitasi.

2) Pengendapan dengan cara Koagulasi

Kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air digumpalkan pada flokulator. Pembentukan gumpalan (flok) dengan menambahkan tawas ($\text{Al}_3(\text{SO}_4)_3$) dan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Larutan kapur kadar 5% berfungsi sebagai pengikat garam-garam yang terlarut dalam air sungai,

sengankan larutan tawas kadar 5% berfungsi sebagai koagulan yang dapat mempercepat pengendapan flok.

3) Pemisahan dengan *clarifier*

Air dari flokulator kemudian dialirkan menggunakan pompa menuju *clarifier*. Flok yang terbentuk pada proses koagulasi akan mengendap pada bagian bawah *clarifier* dan dikeluarkan melalui pipa *blow down*. Air yang telah terpisah dari flok kemudian dialirkan menuju bak saringan pasir (*sand filter*)

4) Pemisahan dengan *sand filter*

Sand filter berfungsi untuk memisahkan partikel-partikel yang belum mengendap pada alat-alat sebelumnya. Air keluaran *sand filter* dialirkan menuju bak klorinasi. Pada bak ini akan ditambahkan klorin untuk membunuh kuman yang terdapat dalam air sungai. Air bersih ini dapat digunakan sebagai air konsumsi dan sanitasi.

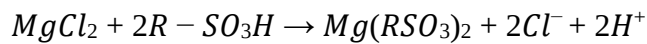
5) Demineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler :

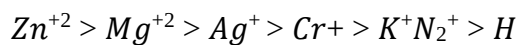
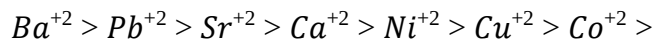
a) *Cation Exchanger*

Cation Exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Untuk *cation exchanger* berupa resin yang sering ada dipasaran yaitu kation dengan formula RSO_3H dan $(\text{RSO}_3)\text{Na}$, dimana pengganti kation-kation yang terkandung dalam air akan diganti

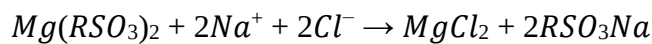
dengan ion H^+ atau Na^+ . karena disini menggunakan ion H^+ , sehingga air akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . reaksi penukar kation.



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut :

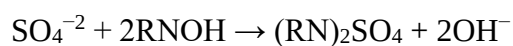


Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang akan digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :⁺



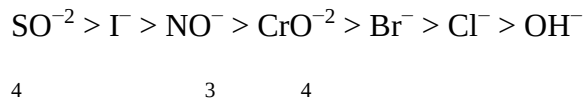
b) Anion Exchanger

Anion Exchanger memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang larut dalam air dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RSO_3H . Sehingga anion-anion seperti CO^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Sebelum di regenerasi anion yang terbentuk di dalam reaksi adalah sebagai berikut :



Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin,

karena selektivitas SO_4^{-2} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut :

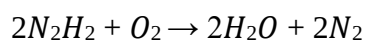


Saat resin anion telah jenuh maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl.

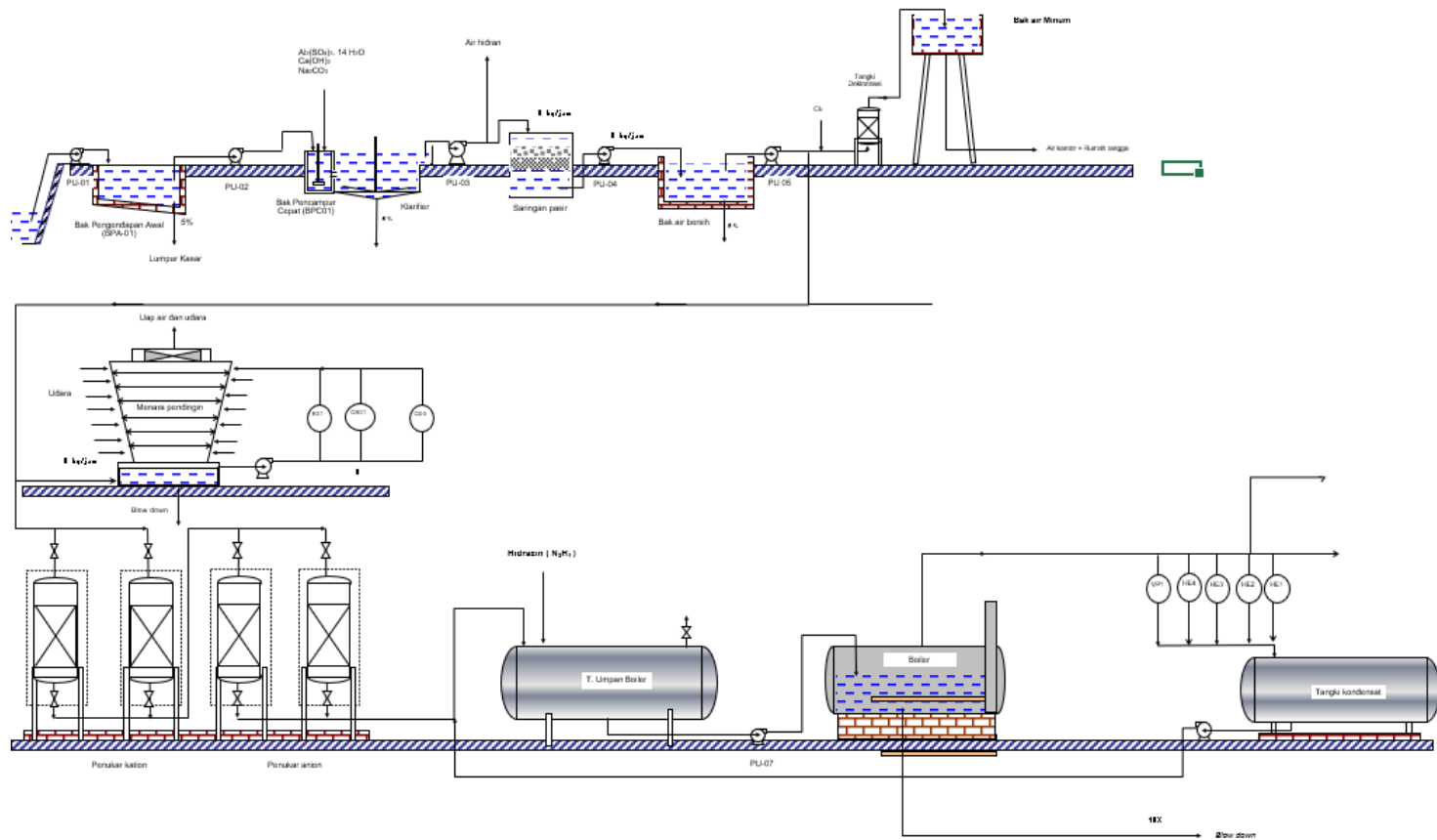
c) *Daerasi*

Daerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam daerator dan diinjeksi Hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).



Gambar 5. 1 Skema Pengolahan Air

5.1.3. Kebutuhan Air

1) Air Pendingin

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor-01	R-01	3.029
Condensor-01	CD-01	1.057
Cooler-01	CL-01	7.158
Cooler-02	CL-02	601
Cooler-03	CL-03	10.564
Jumlah		22.411

Untuk keperluan keamanan diambil kelebihan 20% maka total kebutuhan air sungai sebesar 26.893,247 kg/jam.

2) Air *Steam*

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heat Exchanger-01	HE-01	182
Heat Exchanger-02	HE-02	60
Heat Exchanger-03	HE-03	132
Heat Exchanger-04	HE-04	87
Reboiler-01	RB-01	11
Evaporator-01	EVP-01	903
Jumlah		1.378

Perancangan dibuat over design sebesar 20%. Maka kebutuhan air pembangkit listrik menjadi 1.654,231 kg/jam.

3) Kebutuhan air Proses

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Mixer-01	M-01	948
Jumlah		948

Perancangan dibuat over design sebesar 20%. Maka kebutuhan air proses menjadi 1.180,987 kg/jam.

4) Air Rumah Tangga dan Kantor

Diperkirakan kebutuhan air tiap orang adalah 100 L/hari atau sama dengan 1,023 kg/L. Jumlah karyawan pabrik adalah 172 orang. Maka, kebutuhan untuk semua karyawan adalah 700,639 kg/jam. Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor adalah 32.440,344 kg/jam.

Perkiraan kebutuhan untuk layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll adalah sebesar 500 kg/jam. Kebutuhan air total keseluruhan adalah 110.869,111 kg/jam.

5.2. Unit Penyedia *Steam*

Steam yang diproduksi pada pabrik benzil alkohol digunakan sebagai media pemanas *reboiler* dan *heat exchanger*. Jenis *steam* yang digunakan adalah *saturated steam*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan *boiler* dengan tipe *fire tube boiler*. *Steam* yang dihasilkan dari boiler ini mempunyai suhu 130°C dan tekanan 2 atm, dengan jumlah kebutuhan *steam* adalah 1.337,067 kg/jam. Perancangan kebutuhan *steam* diletakkan sebanyak 20% untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi, maka kebutuhan *steam* menjadi :

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan steam} &= 1.337,067 \text{ kg/jam} \times (1+20\%) \\ &= 1.604,480 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Spesifikasi *boiler* yang dibutuhkan adalah sebagai berikut :

Kode	: B-01
Fungsi	: Memenuhi kebutuhan <i>steam</i>
Jenis	: <i>Fire tube boiler</i>
Jumlah	: 1 buah
<i>Heating surface</i>	: 1061,318 ft ²
Suhu <i>steam</i>	: 266°F
Efisiensi	: 80%
Bahan Bakar	: <i>Solar</i>
Kebutuhan bahan bakar	: 975,946 kg/jam

5.3. Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik karena :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

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

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan jika tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, instrumentasi, penerangan, dan alat-alat kontrol. Rincian kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan Listrik untuk alat proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		hP	Watt
Mixer	M-01	0,50	372,85
Reaktor	R-01	40,00	29.827,99
Screw Conveyor	SC-01	0,43	320,65
Pompa 1	P-01	0,05	37,28
Pompa 2	P-02	0,33	248,57
Pompa 3	P-03	0,75	559,27
Pompa 4	P-04	0,33	248,57
Pompa 5	P-05	0,75	559,27
Pompa 6	P-06	0,33	248,57
Pompa 7	P-07	0,17	124,28
Pompa 8	P-08	0,13	93,21
Pompa 9	P-09	0,08	62,14

Pompa 10	P-10	0,33	248,57
Total		44,19	32.951,23

2. Kebutuhan Listrik untuk alat utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		hP	Watt
Cooling Tower	CT-01	5,00	3.728,49
Kompresor Udara Tekan	KU-01	3,00	2.237,09
Blower	BL-01	5,00	3.728,49
Pompa Utilitas 1	PU-01	7,50	5.592,75
Pompa Utilitas 2	PU-02	1,50	1.118,55
Pompa Utilitas 3	PU-03	3,00	2.237,10
Pompa Utilitas 4	PU-04	0,00	0,00
Pompa Utilitas 5	PU-05	15,00	11.185,50
Pompa Utilitas 6	PU-06	50,00	37.284,99
Pompa Utilitas 7	PU-07	5,00	3.728,50
Total		95,00	70.841,49

Kebutuhan listrik lain seperti alat-alat kontrol, penerangan, peralatan kantor, bengkel, laboratorium, dan perumahan adalah 97,65 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 201,44 Kw. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 2.000 Kw.

5.4. Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 24,29 m³/jam pada tekanan 5,5 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan

compressor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai maksimal 84 ppm.

5.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari proses produksi pabrik benzil alkohol ini berupa limbah padat dan cair yang selanjutnya diolah pada Unit Pengolahan Limbah (UPL)

1. Penanganan Limbah Padat

Penanganan limbah padat mengacu pada SNI 19-2454-2002 tentang tata cara teknik operasional pengelolaan sampah.

a. Pola Pewadahan

Melakukan pewadahan sampah sesuai dengan jenis sampah yang telah terpilah, yaitu:

- 1) Sampah anorganik, seperti gelas, plastik, logam, dan lainnya dengan warna-warna terang
- 2) Sampah organik, seperti daun sisa, sayuran, kulit buah lunak, dan sisa makanan dengan warna gelap
- 3) Limbah bahan berbahaya dan beracun (B3) dengan warna merah yang diberi lambang khusus

b. Kriteria Lokasi dan Pewadahan

Lokasi penempatan wadah adalah sebagai berikut.

- 1) Wadah individual ditempatkan di halaman muka dan halaman belakang sumber sampah

- 2) Wadah komunal ditempatkan di lokasi yang dekat dengan sumber sampah, tidak mengambil lahan trotoar, dan tidak mengganggu pemakai jalan atau sarana umum lainnya

c. Pola Pengumpulan Sampah

Periodisasi 1-2 hari atau maksimal tiga hari sekali tergantung dari kondisi komposisi sampah. Semakin besar presentase sampah organik, periodisasi pelayanan maksimal satu kali dalam sehari. Periode pengumpulan sampah kering disesuaikan dengan jadwal yang telah ditentukan dan dapat dilakukan lebih dari tiga hari sekali. Sampah B3 disesuaikan dengan ketentuan yang berlaku yaitu, mempunyai daerah pelayanan tertentu dan tetap, mempunyai petugas pelaksana yang tetap dan dipindahkan secara periodik, serta pembebasan pekerjaan diusahakan merata dengan kriteria jumlah sampah terangkut, jarak tempuh, dan kondisi daerah.

d. Peralatan Pengangkut Sampah

Alat sampah harus dilengkapi dengan penutup sampah, minimal dengan jaring. Tinggi bak maksimum 1,6 meter dan sebaiknya ada alat ungkit. Kapasitas disesuaikan dengan kelas jalan yang akan dilalui. Bak truk/dasar kontener sebaiknya dilengkapi pengaman air sampah.

e. Teknik Pengolahan Sampah

Pengomposan berdasarkan proses (alami, biologis dengan cacing, biologis dengan organisme tambahan). Daur ulang disesuaikan jenis sampah organik maupun non-organik. Pengurangan volume dengan

pencacahan serta biogasifikasi atau pemanfaatan energi hasil pengolahan sampah.

f. Pemilihan Lokasi TPA

Metode pembuangan akhir sampah dilakukan dengan cara penimbunan terkendali termasuk pengolahan lindi dan gas. Lahan urug saniter termasuk pengolahan lindi dan gas. Metode penimbunan sampah untuk daerah pasang surut dengan sistem kolam (anaerob, fakultatif, dan maturasi).

2. Penanganan Limbah Cair

Limbah cair pabrik ini berupa :

a. Limbah Proses

Limbah proses berupa limbah cair yaitu limbah hasil keluaran fraksi berat ekstraktor yang tidak dapat digunakan kembali, limbah akibat zat-zat yang terbuang, bocor, atau tumpah.

b. Limbah Cair Hasil Pencucian Peralatan Pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.

c. Limbah Domestik dan Kantor

Limbah ini mengandung bahan organik yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan cair.

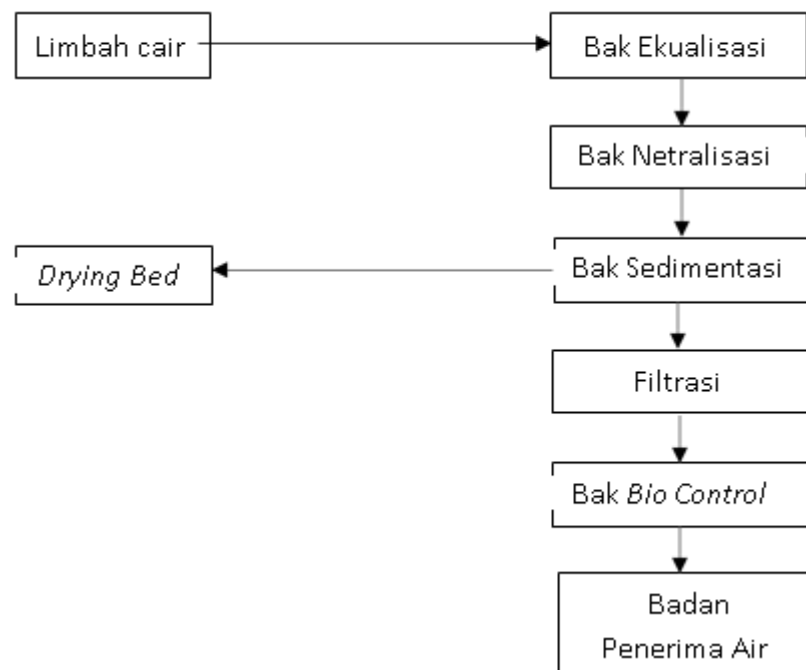
d. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium mengandung bahan- bahan kimia yang digunakan untuk menganalisis kualitas bahan baku dan produk, serta yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3, yaitu PT Ardi Restu Arta berlokasi di Kabupaten Gresik, Jawa Timur.

Pada pengolahan limbah cair berupa limbah domestik dan air dari fraksi berat ekstraktor diolah pada Unit Pengolahan Limbah (UPL) kecuali oli bekas yang akan ditampung di dalam penampungan yang selanjutnya dikirim ke badan yang berwenang. Limbah dari berbagai sumber sebelum masuk ke UPL dilewatkan melalui bak ekualisasi untuk menyamakan beban dalam pengolahan dengan jalan melakukan pengadukan pada limbah sehingga menjadi homogen. Selanjutnya, limbah dari bak ekualisasi masuk ke bak netralisasi untuk menetralkan pH agar tidak mengganggu lingkungan dan dapat berguna untuk mempermudah proses pengendapan pada bak sedimentasi. Penetralkan pH dilakukan dengan jalan penambahan $\text{Na}_2\text{CO}_3/\text{H}_2\text{SO}_4$. Limbah yang telah netral kemudian dialirkan ke bak sedimentasi untuk mengendapkan kandungan padatan yang terdapat di dalamnya dengan bantuan koagulan.

Setelah proses pengendapan, limbah disaring menggunakan media penyaring berbutir seperti kerikil, pasir, dan juga ditambahkan karbon aktif untuk menghilangkan bau. Selanjutnya, limbah dialirkan ke bak bio control yang bertujuan untuk menguji apakah limbah tersebut telah benar-benar

tidak mencemari lingkungan. Pengujian dilakukan dengan memasukkan ikan ke dalam bak bio control. Apabila ikan tersebut masih hidup normal, maka proses pengolahan air limbah dapat dikatakan sudah berhasil. Selanjutnya, limbah yang telah diolah tersebut dibuang ke badan penerima air, baik selokan maupun di laut. Skema pengolahan limbah pada UPL dapat dilihat pada Gambar 5.2.



Gambar 5. 2 Skema Unit Pengolahan Limbah (UPL)

5.6. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

5.6.1. Saringan / screening (FU-01)

Fungsi : menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
misalnya daun, ranting dan sampah lainnya.

Bahan Konstruksi : Alumunium

Jumlah Air : 143.282,298 kg/jam

Spesifikasi : (Brown, 1961)

- Ukuran lubang saringan yang digunakan berdiameter 1 cm.
- Ukuran saringan digunakan panjang 10 ft dan lebar 8 ft.

5.6.2. Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai.

Tipe : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah air : 136.118,183 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 13,778 m
- Lebar = 13,778 m
- Tinggi = 6,889 m

5.6.3. Bak Pencampur Cepat / Bak Penggumpal (BU-02)

Fungsi : Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan.

Tipe : Bak silinder tegak dilengkapi pengaduk

Bahan konstruksi : Baja karbon

Jumlah air : 45.114,736 kg/jam

Dimensi bak :

- Tinggi = 1 m
- Diameter = 1,04 m

Pengaduk :

- Jenis = *Marine propeller 3 blade* (brown, hal 507)

- Power = 0,5 Hp

5.6.4. Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5%.

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kebutuhan alum : 0,555 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 1,085 m
- Tinggi = 2,10 m

5.6.5. Klarifier (BU-03)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)

Tipe : Bak silinder tegak dengan bentuk kerucut

Jumlah air : 45.114,736 kg/jam

Dimensi bak :

- Tinggi kerucut = 1,500 m
- Diameter = 7,630 m
- Tinggi silinder = 3,815 m

5.6.6. Sand Filter (SF-01)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Bahan konstruksi : *Speheres*

Jumlah air : 110.869,111 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 3,099 m
- Lebar = 3,099 m
- Tinggi = 1,549 m

5.6.7. Bak Air Bersih (BU-04)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah disaring dari *sand filter*.

Material konstruksi : Beton bertulang

Jumlah air : 42.466,415 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 17,529 m
- Lebar = 5,843 m
- Tinggi = 4,000 m

5.6.8. Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 32.440,344 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 3,673 m
- Tinggi = 3,673 m

5.6.9. Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-02).

Jumlah air : 44.550,0939 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,478 m
- Tinggi = 0,956 m

5.6.10. Tangki Air Rumah Tangga (TU-04)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki persegi panjang

Jumlah air : 32.440,344 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 15,321 m
- Lebar = 5,107 m
- Tinggi = 4,000 m

5.6.11. Menara Pendingin (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan suhu air dari 323,15 K sampai menjadi
303,15 K

Jumlah air : 3.672,825 kg/jam

Tipe : Menara pendingin jujut tarik

Dimensi bak :

- Panjang = 3,812 m
- Lebar = 3,812 m
- Tinggi = 9,144 m

Daya motor $f_{an} = 7,5$ hP

5.6.12. *Mixed Bed* / Pengolahan *Steam* (MB-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jumlah air : 3.672,825 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 0,691 m
- Tinggi = 1,676 m
- Tebal = 0,004 m

5.6.13. Tangki NaCl (TU-05)

Fungsi : Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk Meregenerasi *Cation Exchanger*.

Jumlah NaCl : 294,163 kg

Dimensi tangki :

- Diameter = 1,388 m
- Tinggi = 1,388 m

5.6.14. Tangki NaOH (TU-06)

Fungsi : Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk Meregenerasi *Anion Exchanger*.

Jumlah NaOH : 294,163 kg

Dimensi tangki :

- Diameter = 1,756 m
- Tinggi = 1,756 m

5.6.15. *Cation Exchanger* (CE-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan

oleh kation.

Konstruksi : Baja Karbon

Jumlah air : 268,866 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 0,368 m
- Tinggi = 0,441 m

5.6.16. *Anion Exchanger* (AE-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion.

Konstruksi : Baja Karbon

Jumlah air : 268,866 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 0,251 m
- Tinggi = 0,302 m

5.6.17. Tangki Umpan Boiler (TU-07)

Fungsi : Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam serta menghilangkan CO₂ dan O₂ yang terikat yang menyebabkan kerak pada boiler

Jumlah air : 2688,668 kg/jam

Jumlah N₂H₂ : 0,161 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 2,542 m
- Tinggi = 5,085 m

5.6.18. Boiler (B-01)

Fungsi : Membuat *saturated steam*.

Tipe : Water tube

Kebutuhan bahan bakar : 108,032 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 2,785 m

- Tinggi = 5,571 m

5.6.19. Pompa Utilitas (PU)

a. Pompa Utilitas-01 (PU-01)

Fungsi : Memompa air sungai ke bak pengendap awal

Efisiensi Motor : 85%

Specific Speed : 188 rpm

Dimensi pompa :

- OD = 0,168 m

- ID = 0,154 m

b. Pompa Utilitas-02 (PU-02)

Fungsi : Memompa air dari bak pengendap awal ke bak
Clarifier.

Efisiensi Motor : 82%

Specific Speed : 1000 rpm

Dimensi tangki :

- OD = 0,219 m

- ID = 0,202 m

c. Pompa Utilitas-03 (PU-03)

Fungsi : Memompa keluaran air pendingin menuju *cooling tower*.

Efisiensi Motor : 85%

Specific Speed : 500 rpm

Dimensi tangki :

- OD = 0,219 m

- ID = 0,202 m

d. Pompa Utilitas-05 (PU-05)

Fungsi : Memompa air menuju tandon air, *cooling tower*, tangki penukar anion.

Efisiensi Motor : 85%

Specific Speed : 1000 rpm

Dimensi tangki :

- OD = 0,168 m

- ID = 0,154 m

e. Pompa Utilitas-06 (PU-06)

Fungsi : Memompa air keluaran air pendingin menuju *cooling process*.

Efisiensi Motor : 85%

Specific Speed : 1000 rpm

Dimensi tangki :

- OD = 0,457 m

- ID = 0,441 m

f. Pompa Utilitas-07 (PU-07)

Fungsi : Memompa air keluaran dari umpan *boiler* ke *boiler*.

Efisiensi Motor : 70%

Spesific Speed : 3000 rpm

Dimensi tangki :

- OD = 0,073 m

- ID = 0,062 m

B. LABORATORIUM

Laboratorium pada pabrik benzil alkohol berperan untuk memperoleh data-data sebagai bahan evaluasi unit-unit yang ada, menentukan tingkat efisien, dan pengendalian mutu. Pengendalian mutu pabrik benzil alkohol meliputi bahan baku, proses yang berlangsung, dan produk yang dihasilkan. Pengendalian mutu melalui pemeriksaan rutin dilakukan untuk menjaga supaya kualitas dari bahan baku dan produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Pemeriksaan secara rutin juga dapat mengetahui apakah proses berjalan normal atau menyimpang. Penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan diselesaikan berdasarkan hasil pemeriksaan rutin.

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

- a. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk
- b. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi

- c. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan *boiler*, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses.

1. Laboratorium Fisis

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan meliputi *specific gravity*, *viskositas*, dan kandungan air.

2. Laboratorium Analisis

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat-sifat kimianya. Salah satu contoh analisis yang dilakukan adalah kadar kandungan kimiawi dalam produk.

3. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya:

- a) Diversifikasi produk
- b) Perlindungan terhadap lingkungan

Laboratorium benzil alkohol juga mengadakan penelitian yang sifatnya tidak rutin, misalnya penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

4. Prosedur Analisis Bahan Baku

- a) Densitas

Alat : Hidrometer

Cara pengujian :

- 1) Menuang sampel ke dalam gelas ukur satu liter (usahakan tidak terbentuk gelembung)
- 2) Memasukkan termometer ke dalam gelas ukur
- 3) Memasukkan hidrometer yang telah dipilih sesuai kebutuhan sampel
- 4) Menunggu hidrometer terapung sampai konstan kemudian mencatat skala yang terbaca pada hidrometer
- 5) Mengkonversi menggunakan tabel yang tersedia

b) Viskositas

Alat : *Viscometer tube, bath, stopwatch, termometer*

Cara pengujian :

- 1) Mengisikan sampel sampai batas tertentu (sesuai kapasitas kapiler) ke dalam *viscometer tube* yang telah dipilih
- 2) Memasukkan sampel ke dalam *bath*, didiamkan selama 15 menit agar sampel sesuai dengan temperatur *bath*/temperatur pengetesan
- 3) Melakukan pengetesan dengan mengalirkan sampel melalui kapiler sambil menghitung waktu alirnya

c) Kemurnian

Alat : *Gas liquid chromatography*

Cara pengujian :

- 1) Mengambil sampel bahan baku secukupnya
- 2) Menginjeksikan sampel melalui kolom yang terdapat pada alat
- 3) Menganalisis hasil yang tercatat pada *recorder*

5. Prosedur Analisis Produk

a) Densitas

Alat : Hidrometer

Cara pengujian :

- 1) Menuang sampel ke dalam gelas ukur satu liter (usahakan tidak terbentuk gelembung)
- 2) Memasukkan termometer ke dalam gelas ukur
- 3) Memasukkan hidrometer yang telah dipilih sesuai kebutuhan sampel
- 4) Menunggu hidrometer terapung sampai konstan kemudian mencatat skala yang terbaca pada hidrometer
- 5) Mengkonversi menggunakan tabel yang tersedia

b) Viskositas

Alat : *Viscometer tube, bath, stopwatch, termometer*

Cara pengujian :

- 1) Mengisikan sampel sampai batas tertentu (sesuai kapasitas kapiler) ke dalam *viscometer tube* yang telah dipilih
- 2) Memasukkan sampel ke dalam *bath*, didiamkan selama 15 menit agar sampel sesuai dengan temperatur *bath*/temperatur pengetesan
- 3) Melakukan pengetesan dengan mengalirkan sampel melalui kapiler sambil menghitung waktu alirnya

c) Kemurnian

Alat : *Gas liquid chromatography*

Cara pengujian :

- 1) Mengambil sampel produk secukupnya
- 2) Menginjeksikan sampel melalui kolom yang terdapat pada alat *gas chromatography*
- 3) Menganalisis hasil yang tercatat pada *recorder*

6. Prosedur Analisis Air

Air yang akan dianalisis secara rutin adalah air baku, pendingin, demineralisasi, umpan *boiler*, dan limbah. Parameter yang diuji, antara lain warna, pH, kekeruhan (*turbidity*), kandungan klorin, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, sulfat, silika, dan konduktivitas air. Alat-alat yang digunakan dalam laboratorium analisis air, antara lain:

- a) pH meter untuk mengetahui tingkat keasaman dan kebasaan air
- b) Spektrofotometer untuk mengetahui konsentrasi logam berat
- c) Turbidimeter untuk analisis turbiditas (kekeruhan) pada air
- d) Konduktometer untuk mengetahui konduktivitas zat terlarut dalam air

Tabel 5. 6 Pengujian Sampel

No.	Sampel	Titik Pengambilan	Parameter yang Diuji	Metode Analisis	Alat	Frekuensi
1.	Natrium Karbonat	S-01	Densitas	ASTM E534-18	Hidrometer	4 jam sekali
			Viskositas		Viskometer	
			Kemurnian		<i>Gas Liquid Chromatography</i>	
2.	Benzil Klorida	T-01	Densitas	ASTM D5830-22	Hidrometer	4 jam sekali
			Viskositas		Viskometer	
			Kemurnian		<i>Gas Liquid Chromatography</i>	
3.	Benzil Alkohol	T-03	Densitas	ASTM JFSCAS	Hidrometer	4 jam sekali
		T-04	Viskositas		Viskometer	

			Kemurnian		<i>Gas Liquid Chromatography</i>	
4.	Air	Unit Utilitas	pH	ASTM D1293-18	pH meter	8 jam sekali
			Silika	ASTM D8016	Spektrofotometer	
			Besi	ASTM D1068	Spektrofotometer	
			Fosfat	ASTM D1091	Spektrofotometer	
			Kekeruhan	ASTM D1889	Turbidimeter	
			Konduktivitas	ASTM D1125	Konduktometer	

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor - faktor yang ditinjau adalah :

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

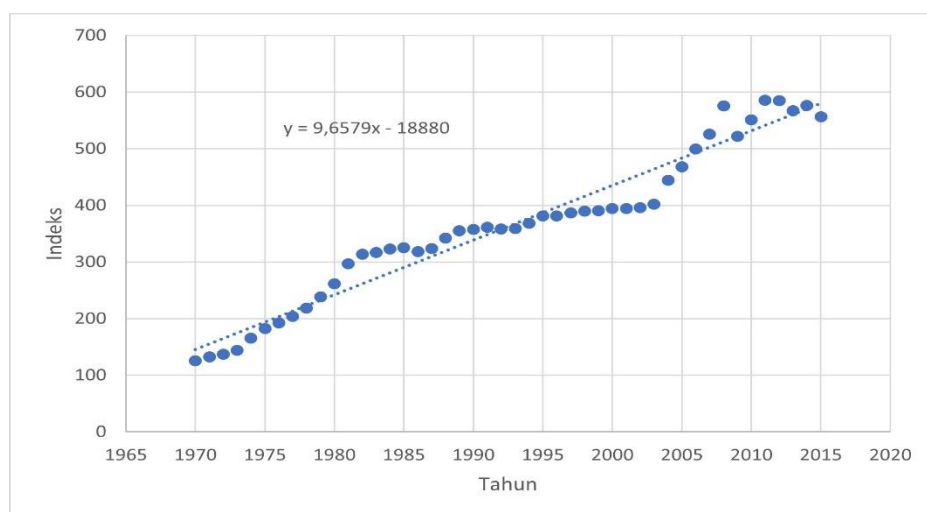
Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*), meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan Modal
- Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :
- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)
4. Penafsiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. (www.chemengonline.com).

Berdasarkan data harga indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu tahun 2028. Regresi linear dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga dan Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 9,6579x - 18880$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2028 adalah :

Tabel 6. 1 Harga Indeks Tahun Perancangan

Tahun	Indeks
2023	657,932
2024	667,590
2025	677,247
2026	686,905
2027	696,563
2028	706,221

Jadi, indeks pada tahun 2028 adalah 706,221.

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries dan Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries and Newton, 1955)

Dimana :

Ex : Harga tahun pembelian

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Nilai indeks pada tahun pembelian

Ny : Nilai indeks pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Dimana :

Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b

Ca : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b

6.1. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi Benzil Alkohol = 6.000 Ton/Tahun

Satu Tahun Operasi = 330 Hari

Umur Pabrik = 10 Tahun

Pabrik Didirikan Pada Tahun = 2028

Kurs Mata Uang = Rp. 15.707,90

Harga Benzil Klorida = Rp. 8.731 / kg

Harga Natrium Karbonat = Rp. 1.295 / kg

Harga Jual = \$ 2,8

Tabel 6.2 Harga pasar bahan baku dan produk

Senyawa	Harga/kg (USD)	Harga/kg (Rp)	Lama Penyimpanan (hari)	Sumber
---------	-------------------	------------------	-------------------------------	--------

Bahan Baku				
Benzil Klorida	0,5	5.420	15	www.m.made-in-china.com
Natrium Karbonat	0,1	1.584	15	www.echemi.com
Produk				
Benzil Alkohol	2,8	42.000	15	www.m.made-in-china.com

6.2. Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu :

a. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. Working Capital Investment

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

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman dari bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equility* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal

dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah:

- a. Investasi cepat kembali.
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lain sebagainya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum)

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expenses*

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

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries*, *legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya *sales* diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

6.3. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi, Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ capital} \times 100\%$$

2. Pay Out Time (POT)

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas

BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

- a. Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil- kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- b. Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
- c. Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point merupakan suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang

diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum.

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum.

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum.

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu kedepan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu,

maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

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

Dimana :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

d. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik benzil alkohol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 6. 3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	1.004.094	15.771.299.980
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	251.023	3.942.824.995
3.	<i>Installation Cost</i>	191.295	3.004.665.428
4.	Biaya pemipaan	585.482	9.196.169.175
5.	Biaya instrumentasi	256.140	4.023.203.701
6.	Biaya insulasi	42.754	671.548.754
7.	Biaya listrik	100.409	1.577.129.998

8.	Biaya bangunan	3.001.527	47.145.000.000
9.	Biaya tanah dan perluasan lahan	2.495.702	39.200.000.000
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		7.928.429	124.531.842.031

Tabel 6. 4 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Physical Plant Cost</i>	7.928.429	124.531.842.031
2.	<i>Engineering and construction</i>	1.585.685	24.906.368.406
Total		9.514.115	149.438.210.437

Tabel 6. 5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Plant Cost</i>	9.514.115	149.438.210.437
2.	<i>Cotractor's fee</i>	380.564	5.977.528.417
3.	<i>Contingency</i>	951.411	14.943.821.043
Total		10.846.091	170.359.559.899

Tabel 6. 6 *Working Capital Investment (WCI)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	449.559	7.061.223.427
2.	<i>Inproses Inventory</i>	1.480.026	23.246.774.293
3.	<i>Product Inventory</i>	1.076.382	16.906.744.940
4.	<i>Extended Credit</i>	1.527.272	23.988.872.727
5.	<i>Available Cash</i>	1.076.382	16.906.744.940
Total		5.609.623	88.110.360.330

Tabel 6. 7 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	4.945.149	77.673.457.697
2.	<i>Labor</i>	910.218	14.296.800.000

3.	<i>Supervision</i>	91.021	1.429680.000
4.	<i>Maintenance</i>	1.626.913	25.53.933.984
5.	<i>Plant Supplies</i>	244.037	3.833.090.097
6.	<i>Royalty and Patents</i>	336.000	5.277.552.000
7.	<i>Utilities</i>	754.215	11.846.457.783
Total		8.907.555	139.910.971.563

Tabel 6. 8 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll Overhead</i>	136.532	2.144.520.000
2.	<i>Laboratory</i>	91.021	1.429.680.000
3.	<i>Plant Overhead</i>	455.109	7.148.400.000
4.	<i>Packaging and Shipping</i>	840.000	13.193.880.000
Total		1.522.663	23.916.480.000

Tabel 6. 9 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Depreciation</i>	1.084.609	17.035.955.989
2.	<i>Property taxes</i>	216.921	3.407.191.197
3.	<i>Insurance</i>	108.460	1.703.595.598
Total		1.409.991	22.146.742.786

Tabel 6. 10 *Total Manufacturing Cost*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	8.907.555	139.910.971.563
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	1.522.663	23.916.480.000
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	1.409.991	22.146.742.786
Total		11.840.211	185.974.194.350

Tabel 6. 11 *General Expenses*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Administration</i>	336.000	5.277.552.000
2.	<i>Sales Expense</i>	840.000	13.193.880.000
3.	<i>Research</i>	672.000	10.555.104.000
4.	<i>Finance</i>	329.114	5.169.398.404
Total		2.177.114	34.195.934.404

Tabel 6. 12 *Total Production Cost*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	11.840.211	185.974.194.350
2.	<i>General Expenses(GE)</i>	2.177.114	34.195.934.404
Total		14.017.325	220.170.128.755

Tabel 6. 13 *Fixed Cost (Fa)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Depresiasi</i>	1.084.609	17.035.955.989
2.	<i>Property Taxes</i>	216.921	3.407.191.197
3.	<i>Asuransi</i>	108.460	1.703.595.598
Total		1.409.991	22.146.742.786

Tabel 6. 14 *Regulated Cost (Ra)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Gaji Karyawan</i>	910.218	14.296.800.000
2.	<i>Payroll Overhead</i>	136.532	2.144.520.000
3.	<i>Supervision</i>	91.021	1.429.680.000
4.	<i>Plant Overhead</i>	455.109	7.148.400.000
5.	<i>Laboratorium</i>	91.021	1.429.680.000
6.	<i>General Expense</i>	2.177.114	34.195.934.404
7.	<i>Maintenance</i>	1.626.913	25.553.933.984
8.	<i>Plant Supplies</i>	244.037	3.833.090.097
Total		5.731.969	90.032.038.487

Tabel 6. 15 *Variable Cost (Va)*

No.	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	4.945.149	77.673.457.697
2.	<i>Packaging</i>	672.000	10.555.104.000
3.	<i>Shipping</i>	168.000	2.638.776.000
4.	<i>Utilities</i>	754.215	11.846.457.783
5.	<i>Royalty & Patent</i>	336.000	5.277.552.000
Total		6.875.364	107.991.347.481

e. Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa) = Rp. 263.877.600.000

Total Cost = Rp. 220.170.128.755

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 43.707.471.245

Pajak Pendapatan = 22 % (PERPU Nomor 1 Tahun 2020)

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 34.091.827.571

f. Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

ROI Sebelum Pajak = 25,66 %

ROI Sesudah Pajak = 20,01 %

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi}$$

POT Sebelum Pajak = 2 Tahun 8 Bulan

POT Sesudah Pajak = 3 Tahun 3 Bulan

3. *Break Even Point (BEP)*

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

$$\text{BEP} = 52,93 \%$$

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 29,09 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\text{Umur Pabrik} = 10 \text{ Tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp. } 170.359.559.899$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp. } 82.249.199.569$$

$$\text{Salvage Value} = \text{Rp. } 17.035.955.989$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance} \\ &= \text{Rp. } 56.297.181.965 \end{aligned}$$

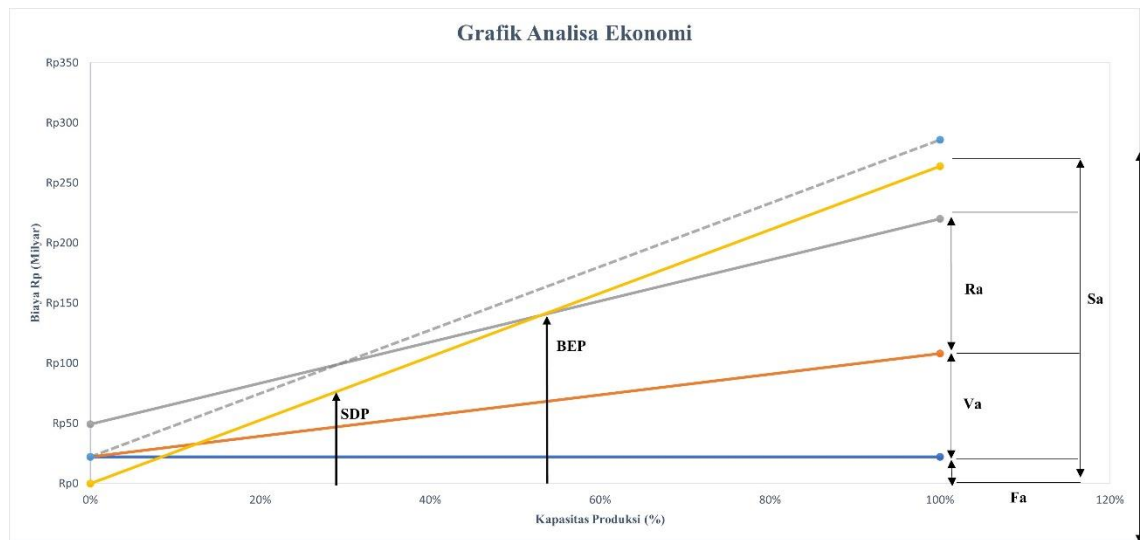
Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

$$R = \text{Rp. } 1.151.437.505.426$$

$$S = \text{Rp. } 1.433.847.975.711$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 21,38 \%$



Gambar 6. 2 Grafik BEP

Gambar 6.2 Menunjukkan perolehan nilai BEP (*Break Event Point*) dan SDP (*Shut Down Point*) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 52,93 % dan 29,09 %. Dalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti R_a , V_a , F_a , dan S_a dimana diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus diproduksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan dikatakan untung namun sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus ditutup karena mengalami kerugian yang besar.

BAB VII

PENUTUP

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan Perancangan Pabrik Benzil Alkohol dari Benzil Klorida dan Natrium Karbonat dengan Kapasitas 6.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik akan didirikan dengan kapasitas 6.000 ton/ tahun di kawasan industri Gresik, Jawa Timur, dengan luas tanah 19.600 m² dan jumlah karyawan 172 orang. Pendirian pabrik bertujuan untuk memenuhi kebutuhan benzil alkohol dalam negeri sehingga dapat mengurangi angka impor.
2. Ditinjau dari kondisi operasi, beberapa alat menggunakan suhu dan tekanan yang tidak terlalu tinggi, mudahnya perolehan bahan baku, sehingga pabrik benzil alkohol dapat dikatakan beresiko rendah.
3. Ditinjau dari segi ekonomi dengan melakukan evaluasi ekonomi, maka pabrik ini dapat dikatakan menarik untuk dikaji lebih lanjut dengan melihat beberapa indikator seperti dibawah ini :

a. *Return Of Investment* (ROI)

- 1) ROI sebelum pajak = 25,66 %
- 2) ROI sesudah pajak = 20,01 %

Memenuhi syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah yaitu minimum 11% (Aries & Newton, 1995).

b. *Pay Out Time* (POT)

1) POT sebelum pajak = 2 Tahun 8 Bulan

2) POT sesudah pajak = 3 Tahun 3 Bulan

Memenuhi syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum 5 tahun (Aries & Newton, 1995)

c. *Break Event Point* (BEP) = 52,93 %

Memenuhi standar keuntungan pabrik dengan syarat BEP untuk pabrik kimia pada umumnya yaitu 40-60% (Aries & Newton, 1995)

d. *Shut Down Point* = 29,09 %

e. *Discounted Cash Flow Rate* = 21,38 %

Memenuhi syarat minimum pabrik kimia pada umumnya adalah 1,5 x 9%(bunga)

Dari hasil seluruh tinjauan yang dilakukan mulai dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi, serta hasil analisa ekonomi disimpulkan bahwa pabrik benzil alkohol dengan kapasitas 6.000 ton/ tahun ini layak untuk didirikan.

7.2. Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik. Mempelajari lebih dalam akan seluruh konsep tersebut harapannya akan menjadikan produk bensil alkohol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri

dan ekspor keluar negeri dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba, (2024, Oktober 1). Data Harga untuk Bahan Baku dan Produk. diambil dari : <https://www.alibaba.com/>
- Aries, R. S., and Newton, R. D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company. New York.
- Badan Pusat Statistik. 2023. *Tabel Ekspor-Impor Menurut Komoditi. In The Badan Pusat Statistik Homepage*. <https://www.bps.go.id/id>
- Brown, C.G. 1978. *Unit Operation*. John Wiley and Sons: Inc., New York.
- Brownell, L and Young, E. 1959. *Process Equipment Design*. United States of America. University of Michigan.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1983. “*Chemical Engineering*”, Vol 1, Pergamon Internasional Library. New York.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F. 1988. “*Chemical Engineering Design vol. 6*”. 4th ed.. Elsevier Butterworth-Heinemann. Oxford.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 2002. *Chemical Engineering*. Vol 2, 5th ed., Oxford : Butterworth-Heinemann.
- Garrett, E. D. 1989. “*Chemical Engineering Economics*”. Van Nostrand Reinhold. New York.
- Geankoplis, Christie J. 1933. *Transport Processes and Unit Operation 3rd Edition*. Prentice Hall : New Jersey.

- Hesse, H. C. and Rushton, J. M. 1945. "*Process Equipment Design*". D VanNostrand Company: Inc, Princeton, New Jersey
- Hesse, H. C. 1959. *Process Equipment Design Edisi VII*. New York: D van Nostrand.
- Holland, F. A. and Chapman, F. S. 1966. "*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tang*". 1st ed. Reinhold Publishing Co-Chapman & Hall, Ltd. London.
- Holman, J. 1981. "*Heat Transfer*". Mc Graw Hill Book Co, Inc. New York. I. J. Karassik, J. P. Messina, P. Cooper, dan C. C. Heald. 2001. *Pump handbook*, vol. 3. McGraw-Hill. New York.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. International Student Edition, McGraw-Hill Book Company. Tokyo.
- Kirk Othmer. 1962. *Encyclopedia of Chemical Technology*. 4 nd.ed.Vol.7. Interscience Willey. New York.
- Kirk, K. E. and Othmer, D. F.. 1981. *Encyclopedia of Chemical Technology*. 3 edition, Volume 9. The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons, Inc.. New York.
- KursDollar. (2024, September 29). Kurs Dollar Hari Ini. Diambil dari: <https://kursdollar.org/>
- Ludwig, Ernest E. 2001. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume 3, 3rd edition. London: Gulf Professional Publishing.

Ludwig, E.E. 2010. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", 4th ed, vol. 1, 2, 3., Gulf Publishing Company.

Matches. (2024, Oktober 2). *Equipment Cost*. diambil dari:
<https://matche.com/equipcost/Agitator.html>

McCabe.W.L. and Smith.J.C.. 1985. *Operasi Teknik Kimia*. Jakarta: Erlangga

Megyesy, E. F. 1997. "*Pressure Vessel Handbook*". 10th ed.. Pressure Vessel Inc.:
USA. pp. 16-17

Missen, R.W., Mims. C.A., & Saville, B. A.. 1999. "*Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics*". John Wiley and Sons Inc. USA

Perry's R.H., and Green, D.W.. 1984. "*Perry's Chemical Engineering*" hand Book.
6th ed, Mc. Graw Hill Book Company: NewYork.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*
7th edition. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.

Perry's. 2008. "*Chemical Engineers Handbook*". 8th ed., New York : The MC
Graw Hill Companies.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4 th ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York.

Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E. 2003. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*". 5th ed., Mc-Graw Hill. New York.

- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. 2004. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5 th ed.. Mc Graw Hill Book Co., Inc. New York.
- Powell, S.T.. 1954. “*Water Conditioning for Industry*”. McGraw-Hill Book Company: Tokyo.
- Rase, H.F. and Barrow, M.H.. 1957. "*Project Engineering of Process Plants*". John Wiley and Sons, Inc. New York.
- Seader, J. D., & Henley, E. J. 2006. *Separation Process Principles 2nd Edition*. John Wiley & Sons, Inc.
- Silla, H. 2003. “*Chemical Process Engineering. Marcel Dekker*”, Inc. New York
- Sinnot. 2008. *Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*. Mc.Graw Hill.
- Smith, J. M., and H.C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 4th ed. Tokyo: Mc Graw Hill International book Company.
- Smith, J. M., H. C. Van Ness, and M. M. Abbott. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th edition in SI Units*. New York: McGraw Hill Companies, Inc.
- Sularso dan H.Tahara. 2000. “*Pompa dan Kompresor*”. Jakarta : PT.Pradnyza Paramita.
- Towler, Gavin and Sinnott Ray. 2008. *Chemical Engineering Design*. Elsevier, Inc.. California

- Treybal, R.E. 1981. *“Mass Transfer Operations”*. 3rd ed. McGraw-Hill Companies Inc. New York
- Ullmann, S. 2007. *Semantik an Introduction to The Science of Meaning*. Yogyakarta: Pustaka Pelajar
- Ullmann, Fritz. 2011. *Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 7th Edition. Vol. 01. Germany: Wiley-VCH
- Ullman. 1914. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Vol A 1. VCH : Germany
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*. New York: John Wiley & Sons.
- US Patent No. 5728897 A. *Process For The Preparation of Benzyl Alcohol*. United States Patent Office. USA.
- Vilbrandt, F.C., and Dreyden, C.E. 1959. *“ Chemical Engineering Plant Design”*. Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- Wallas. S.M. 1988. *Chemical Process Equipment*, Butterworth Publishers. Stoneham. USA.
- Wallas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. USA. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering.
- White, F.M., 1979, *Fluid Mechanics*, McGraw-Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Yaws, C.L., 1999, *“Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties For*

Organic and Inorganic Chemicals", New York : Mc Graw Hill Book
Companies, Inc.

LAMPIRAN A

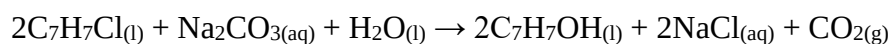
PERHITUNGAN REAKTOR

- Kode alat : R - 01
- Fungsi : Mereaksikan air, natrium karbonat dan benzil klorida
- Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk / RATB (*Continous Stirred Tank Reactor*) dengan bahan *Stainless steel SA-240 Grade S type 304* (18 Cr-8 Ni)
- Alasan pemilihan jenis dan bahan reaktor :
 1. Suhu reaksi di reaktor telah ditetapkan sehingga kondisi suhu tersebut dapat dipenuhi dengan pemakaian reaktor jenis RATB karena ada pengadukan
 2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan reaktor jenis RATB
 3. Menghindari adanya *Hot Spot* atau bagian yang suhunya sangat tinggi sebab dengan adanya pengadukan diharapkan suhu di semua titik pada reaktor adalah sama
 4. Kuat dan tahan terhadap korosi dibanding tipe lainnya
 5. Tahan terhadap suhu tinggi
 6. Mudah difabrikasi
- Kondisi Operasi :

Suhu = 130°C

Tekanan = 2 atm

Reaksi Hidrolisisnya



Model matematis reaktor asumsi :

1. Isothermal
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik
4. *Steady state*

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan :

(Rate of flow of Input) – (Rate of Flow of Output) – (Rate of Reaction) = Rate of
Acc

$$FAO.XA = (-rA).V$$

$$\frac{V}{FAO} = \frac{XA}{-rA}$$

$$\frac{V}{vo.CAO} = \frac{XA}{-rA}$$

$$\frac{\tau}{CAO} = \frac{XA}{-rA}$$

$$\tau = \frac{CAO.XA}{-rA}$$

$$\tau = \frac{CAO.XA}{k.CAO(1 - XA)}$$

Dengan,

$$FAO = vo.CAO$$

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

$$k = 1,89/\text{mol.jam}$$

Sehingga diperoleh V sebesar 10.7989 m^3

OPTIMASI REAKTOR

1. Kondisi Operasi Reaktor

$$T = 130 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 2 \text{ atm}$$

$$\text{Konversi reaksi (XA)} = 95 \%$$

2. Menghitung Laju Alir (v) Berdasarkan Neraca Massa

Tabel A. 1 perhitungan laju alir

Komponen	Input (kg/jam)	ρ (g/cm ³)	Laju alir (L/jam)
C ₇ H ₇ Cl	1033,490	0,990	1023,958
C ₇ H ₈	11,274	0,7585	8,550
Na ₂ CO ₃	519,605	05	0
H ₂ O	984,156	0,924	909,422
C ₇ H ₇ OH	0,705	0,958	0,675
CO ₂	0	0	0
NaCl	0	0,758	0
Total	2549,230		1942,606

3. Menghitung CAO

Dari perhitungan neraca massa dapat dilihat bahwa :

$$\text{FAO} = 8,159 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 1,942 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka,

$$C_{AO} = 4,200 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menghitung Waktu Tinggal Reaktor

Dalam kondisi *steady state*:

$$F_{AO} \cdot X_A = (-r_A) \cdot V$$

$$\frac{V}{F_{AO}} = \frac{X_A}{-r_A}$$

$$\frac{V}{v_o \cdot C_{AO}} = \frac{X_A}{-r_A}$$

$$\frac{\tau}{C_{AO}} = \frac{X_A}{-r_A}$$

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$\tau = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{k \cdot C_{AO}(1 - X_A)}$$

Sehingga,

$$t = 2,998 \text{ jam} = 179,894 \text{ menit} = 10793,6550 \text{ detik}$$

5. Menghitung Waktu Tinggal dan Optimasi Konversi Reaksi (X_A)

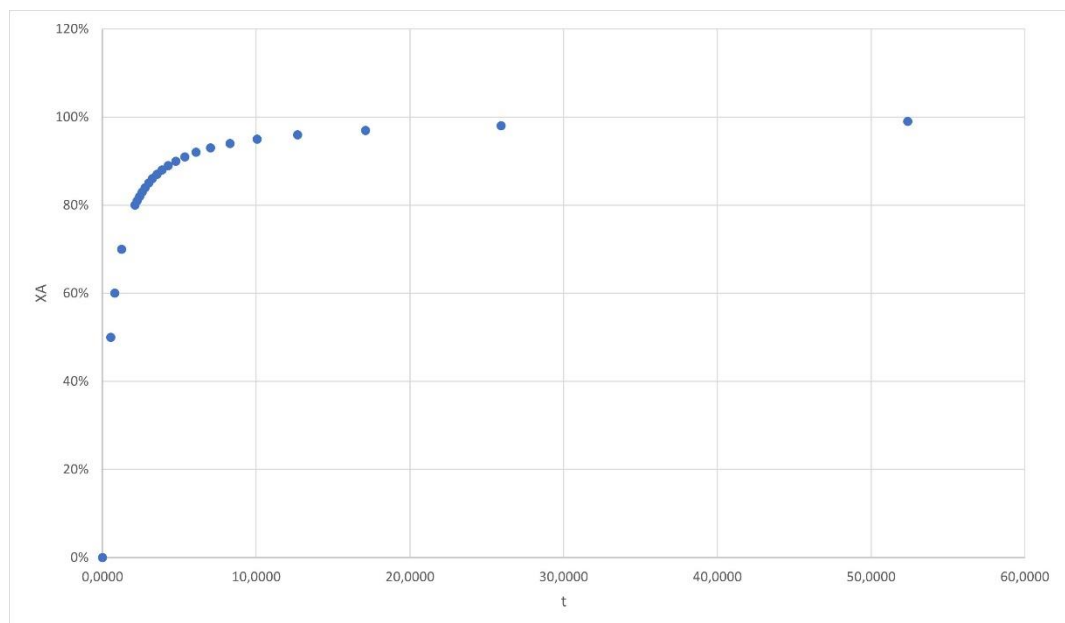
Perhitungan waktu tinggal dan optimasi konversi reaksi (X_A) disajikan pada tabel dibawah ini.

Tabel A. 2 perhitungan waktu tinggal dan optimasi konversi (X_A)

C _A	X _A	t	-r _A
4,2002	0%	0,0000	7,9386
2,1001	50%	0,5291	3,9693

0,8400	60%	0,7937	1,5877
0,2520	70%	1,2346	0,4763
0,0504	80%	2,1164	0,0953
1,690E-10	90%	4,7619	3,193,E-10
1,521E-11	91%	5,3498	2,874,E-11
1,217E-12	92%	6,0847	2,299,E-12
8,516E-14	93%	7,0295	1,609,E-13
5,109E-15	94%	8,2892	9,657,E-15
2,555E-16	95%	10,0529	4,828,E-16
1,022E-17	96%	12,6984	1,931,E-17
3,066E-19	97%	17,1076	5,794,E-19
0,0000	98%	25,9259	1,159,E-20

Dari tabel hasil perhitungan di atas, dapat dilihat bahwa pada konversi reaksi sebesar 95%, benzil klorida (A) sudah habis bereaksi, sehingga, konversi maksimum yang dapat terjadi pada reaksi adalah 95% dengan waktu tinggal (t) 10,0529 jam. Hal ini juga dapat terlihat pada grafik dibawah ini:



Dapat dilihat pada grafik bahwa kecepatan reaksi ($-r_A$) telah konstan di atas konversi reaksi 0,95 atau 95%.

A.1. Menghitung Volume Reaktor

A.1.1. Neraca Massa di Sekitar Reaktor

Komponen	Input		Output	
	Arus 3	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₇ H ₇ Cl	0	1033,490	0	155,024
C ₇ H ₈	0	11,274	0	11,274
Na ₂ CO ₃	519,605	0	0	151,551
H ₂ O	984,156	0	0	921,657
C ₇ H ₇ OH	0	0,705	0	750,700
CO ₂	0	0	152,776	0
NaCl	0	0	0	406,247
Total	1503,761	1045,469	152,776	2396,453

A.1.2. Menghitung Densitas Campuran

$$\rho_i \text{ (kg/L)} = A \cdot B^{(-1-(T/T_c)^n)}$$

Arus 3 dan 5 masuk reaktor dengan pada suhu 130°C

Komponen	Input (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 5
C ₇ H ₇ Cl	0	1033,490
C ₇ H ₈	0	11,274
Na ₂ CO ₃	519,605	0
H ₂ O	984,156	0
C ₇ H ₇ OH	0	0,705
CO ₂	0	0
NaCl	0	0
Total	1503,761	1045,469

$$x_{H_2O} = \frac{984,156 \text{ kg/jam}}{2549,230 \text{ kg/jam}}$$

$$= 0,805$$

$$\rho_i = A \cdot B^{(-1-(\frac{T}{T_c})^n)}$$

$$\rho_i = (0,347) \cdot (0,274)^{\left(-1 - \left(\frac{403,15}{647,13}\right)^{0,286}\right)}$$

$$= 0,924 \text{ kg/L}$$

$$F_{vi} = \frac{984,156 \text{ kg/jam}}{0,924 \text{ kg/L}}$$

$$= 909,422 \text{ L}$$

$$\rho_i \cdot x_{H_2O} = 0,924 \cdot \left(0,924 \frac{\text{kg}}{\text{L}}\right)$$

$$= 0,432 \text{ kg/L}$$

Dengan analogi perhitungan sebelumnya, maka diperoleh :

$$T_{\text{input}} = 130 \text{ }^{\circ}\text{C} = 403,15 \text{ K}$$

Komponen	Input (kg/jam)	ρ_i (kg/L)	Fvi (L)	xi	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/L)
C ₇ H ₇ Cl	1033,490	0,990	1023,958	0,527	0,522
C ₇ H ₈	11,274	0,758	8,550	0,004	0,003
Na ₂ CO ₃	519,605	0	0	0	0
H ₂ O	984,156	0,924	909,452	0,468	0,432
C ₇ H ₇ OH	0,705	0,958	0,675	0,0003	0,0003
CO ₂	0	0	0	0	0
NaCl	0	0,758	0	0	0
Total	2549,230		1942,606	1	0,958

Maka,

$$\rho_i \text{ campuran input} = 0,958 \text{ kg/L}$$

$$= 59,837 \text{ lb/ft}^3$$

A.1.3. Menghitung Volume Reaktor

$$\text{Volume reaktor} = \Sigma F_{vi} \cdot \tau$$

$$= 18,225 \text{ m}^3$$

$$\text{Overdesign} = 20\% \text{ (Towler, 2013)}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume } \textit{overdesign} &= 1,2 \times 18,225 \text{ m}^3 \\ &= 21,870 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 7.3 *Standard Stirred Tank Reactors* dari buku Harry Silla, hal 384. Didapatkan standarisasi reaktor :

$$\textit{Rated Capacity} = 6000 \text{ gal}$$

$$\textit{Actual Capacity} = 6601 \text{ gal}$$

$$\textit{Jacket Area} = 395 \text{ ft}^2$$

$$\textit{OD Reaktor} = 120 \text{ in}$$

$$\textit{Straight Shell} = 120 \text{ in}$$

A.2. Perancangan Reaktor

A.2.1. Menghitung Dimensi Reaktor

$$\text{Volume } \textit{head} = 0,000049 \text{ Dt}^3 \text{ (dengan Dt dalam satuan m)}$$

Berdasarkan Walas (1988), untuk reaktor dengan P = 0-250 psig, maka L/D = 3

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume } \textit{head}$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1}{4} \pi \text{Dt}^2 \cdot L + 2 (0,000049) \text{Dt}^3$$

$$18,225 \text{ m}^3 = 2,355 \text{ Dt}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Dt} &= 1,978 \text{ m} \\ &= 77,873 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{L/D} = 3$$

$$\begin{aligned}\text{L} &= 5,933 \text{ m} \\ &= 233,619 \text{ in}\end{aligned}$$

Dengan,

L_s = tinggi reaktor

D_t = diameter reaktor

A.2.2. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume head} &= 0,000049 D_t^3 \\ &= 0,469 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan total} &= 18,225 \text{ m}^3 \\ &= 643,620 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Volume cairan di silinder dinotasikan dengan V_s , maka :

$$\begin{aligned}V_s &= \text{Volume cairan total} - \text{Volume head} \\ &= 18,225 \text{ m}^3 - 0,469 \text{ m}^3 \\ &= 17,756 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tinggi cairan di silinder dinotasikan dengan H_s , maka :

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{1}{4} \pi D_t^2 \cdot H_s \\ H_s &= 5,781 \text{ m} \\ &= 227,616 \text{ in} \\ &= 18,968 \text{ ft}\end{aligned}$$

A.2.3. Menentukan Tebal Head Reaktor

Berdasarkan *Megyesy 10th edition*, hal 18 didapatkan rumus :

Tebal *Head* Dalam :

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} \quad P = \frac{2SEt}{D + 0,2t}$$

Tebal *Head* Luar :

$$t = \frac{PD}{2SE + 1,8P} \quad P = \frac{2SEt}{D - 1,8t}$$

dengan,

t = tebal *head* reaktor (in)

P = tekanan operasi (psia)

S = *allowable stress* (psia)

E = efisiensi pengelasan

D = Diameter dalam tangki (m)

Menurut (Coulson 1988, hal 810) tekanan desain berkisar antara 5 – 10% diatas tekanan kerja normal. Dalam perancangan ini diambil tekanan desain sebesar 10% diatas tekanan kerja normal.

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \frac{g \times H}{g_c \times 144} \\ &= 59,837 \text{ lb/ft}^3 ((32,174 \text{ ft/s}^2 \times 5,781 \text{ m}) / (32,174 \\ &\quad \text{gm.cm/gf.s}^2 \times 144)) \\ &= 2,402 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 2 \text{ atm} \\ &= 29,392 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 31,794 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\text{Overdesign} = 10 \%$$

$$\begin{aligned} P_{\text{Desain}} &= P + (10\% \times P_{\text{operasi}}) \\ &= 31,794 \text{ psia} + (10\% \times 29,392 \text{ psia}) \\ &= 24,733 \text{ psia} \\ &= 2,363 \text{ atm} \end{aligned}$$

Untuk *stainless steel SA-240 Grade S type 304*, maka :

$$\text{Allowable stress (S)} = 15450 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,9$$

Sehingga tebal *head* dalam reaktor t adalah :

$$t_d = 34,733 \text{ psi} \times 77,873 \text{ in} / (2 \times 15450 \text{ psi} \times 0,9 - 0,2 \times 34,733 \text{ psi})$$

$$= 0,097 \text{ in}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

Sehingga tebal *head* luar reaktor t adalah :

$$t_l = 34,733 \text{ psi} \times 77,873 \text{ in} / (2 \times 15450 \text{ psi} \times 0,9 + 1,8 \times 34,733 \text{ psi})$$

$$= 0,097 \text{ in}$$

$$= 0,002 \text{ m}$$

Digunakan tebal standar dinding reaktor 3/8 in

$$\text{Maka, OD head} = D_t + 2t_d$$

$$= 78,623 \text{ in}$$

$$= 1,997 \text{ m}$$

A.2.4. Menentukan Tebal Dinding

Berdasarkan *Megyesy 10th edition*, hal 18 didapatkan rumus :

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad P = \frac{SE t}{R + 0,6t}$$

dengan,

t_s = tebal dinding reaktor (in)

P = tekanan operasi (psia)

R = radius dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = efisiensi pengelasan

$$\begin{aligned}
 t_s &= 34,733 \text{ psi} \times 77,873 \text{ in} / (15450 \text{ psi} \times 0,9 - 0,6 \times 34,733 \text{ psi}) \\
 &= 0,194 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Sehingga, untuk perancangan diambil tebal standar dari Tabel 5.7

Brownell:

$$\begin{aligned}
 t_s &= 3/8 \text{ in} \\
 &= 0,009 \text{ m} \\
 &= 0,031 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD Reaktor} &= D_t + 2 t_s \\
 &= 1,997 \text{ m} \\
 &= 78,623 \text{ in}
 \end{aligned}$$

A.2.5. Menghitung Tinggi Head

$$\begin{aligned}
 \text{OD head} &= \text{ID shell} + 2t \\
 &= 77,873 \text{ in} + (2 \times 3/8) \\
 &= 78,623 \text{ in} \\
 &= 1,997 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Digunakan OD standar} &= 120 \text{ in (Harry Silla, hal 384)} \\
 &= 10 \text{ ft} \\
 &= 3,048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 *Brownell* untuk OD = 120 in, maka :

$$\begin{aligned}
 t &= 0,375 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 7,25 \text{ in} \\
 r &= 114 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk tebal *head* (t) 3/8 in, maka :

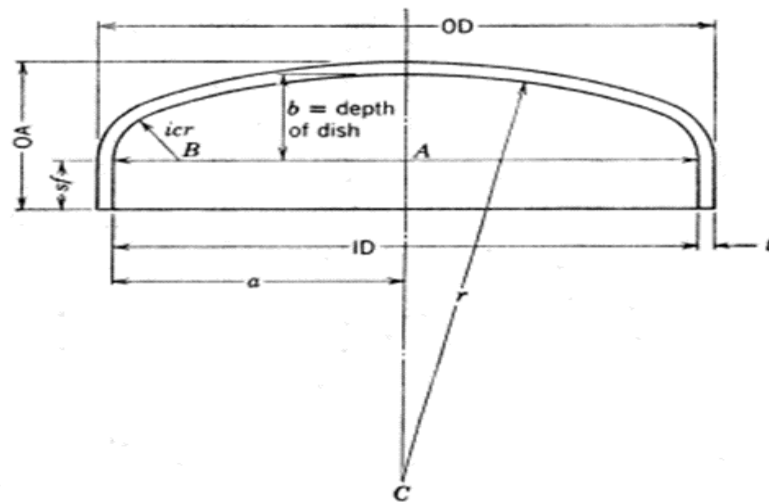
$$sf = 1,5 - 3 \text{ in (Brownell, hal. 88)}$$

$$\text{dipilih } sf = 3 \text{ in}$$

$$= 0,076 \text{ m}$$

$$= 0,250 \text{ ft}$$

Sketsa head



Dari persamaan 5.8 Brownell

$$AB = ID/2 - (icr)$$

$$= 31,686 \text{ in}$$

$$BC = r - (icr)$$

$$= 106,750 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 101,938 \text{ in}$$

$$a = ID/2$$

$$= 38,936 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 12,061 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head (OA)} &= t + b + sf \\ &= 15,436 \text{ in} \\ &= 0,392 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Reaktor Total} &= H_s + 2 \text{ OA} \\ &= 258,489 \text{ in} \\ &= 6,565 \text{ m}\end{aligned}$$

A.3. Perancangan Pengaduk

A.3.1. Menghitung Viskositas Campuran Keluar Reaktor

$$\text{Log } \mu = A + B/T + C.T + D.T^2$$

Komponen	Output (kg/jam)	xi	μ (kg/ms)	xi. μ i (kg/ms)
C ₇ H ₇ Cl	155,024	0,061	2,562E-08	1,565E-09
Na ₂ CO ₃	151,551	0,060	1,159E+01	6,920E-01
H ₂ O	921,657	0,363	0	0
C ₇ H ₇ OH	750,700	0,296	5,330E-04	1,577E-04
CO ₂	152,777	0,060	8,164E-39	4,914E-40
NaCl	406,247	0,160	5,329E-02	8,530E-03
Total	2549,230	1	1,164E+01	7,006E-01

$$\begin{aligned}\text{Maka, } \mu \text{ campuran} &= e^{((-0,773)/1)} \text{ cP} \\ &= 2,015 \text{ kg/ms} \\ &= 1,354 \text{ lbm/ft.s} \\ &= 4878,611 \text{ lbm/ft.jam}\end{aligned}$$

Dari data viskositas cairan dalam reaktor, maka dari *Julian C. Smith*, page. 242 dan *Holland*, page.5 dipilih jenis pengaduk *flate turbin blade*

Dengan Pertimbangan :

- Rentang viskositas pengaduk jenis ini sesuai dengan viskositas bahan di reaktor
- *Baffle* dapat memperbaiki transfer panas di dalam reaktor

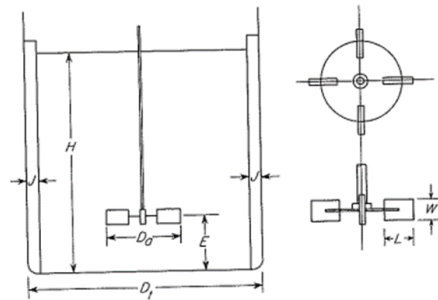


FIGURE 9.7
Measurements of turbine. (After Rushton et al.⁴²)

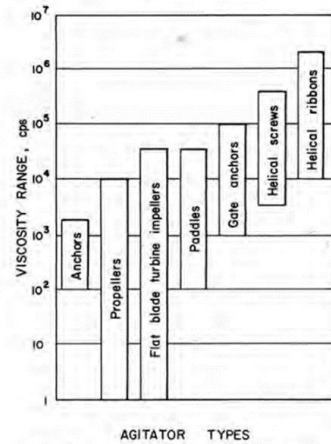


Figure 1-1. Viscosity ranges for agitators.

Berdasarkan *figure 9.7 Julian C. Smith* digunakan 4 *radial baffels* :

$$Da/Dt = 0,33$$

$$H/Dt = 1$$

$$J/Dt = 0,08$$

$$E/Dt = 0,33$$

$$W/Da = 0,20$$

$$L/Da = 0,25$$

Dengan,

Da = diameter pengaduk (ft)

Dt = diameter dalam reaktor (ft)

E = jarak pengaduk dari dasar reaktor (ft)

H = tinggi cairan dalam reaktor (ft)

W = tinggi *blade*

L = jarak dari titik tengah ke *baffle*

J = lebar *baffle*

Maka,

$$D_a = D_t/3$$

$$= 0,659 \text{ m}$$

$$= 2,163 \text{ ft}$$

$$D_t = 3 \times D_a$$

$$= 1,978 \text{ m}$$

$$= 6,489 \text{ ft}$$

$$H = H_s$$

$$= 5,781 \text{ m}$$

$$= 18,968 \text{ ft}$$

$$J = 1/12 D_t$$

$$= 0,989 \text{ m}$$

$$= 3,244 \text{ ft}$$

$$E = Dt/3$$

$$= 0,659 \text{ m}$$

$$= 2,163 \text{ ft}$$

$$W = Da/5$$

$$= 0,131 \text{ m}$$

$$= 0,432 \text{ ft}$$

$$L = Da/4$$

$$= 0,164 \text{ m}$$

$$= 0,540 \text{ ft}$$

A.3.2. Menghitung Kecepatan Rotasi Pengaduk

Dari persamaan 8.8 Rase, maka diperoleh :

$$\frac{WELH}{2DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

Dengan,

N = kecepatan putar pengaduk (rpm)

DI = diameter *impeller* (ft)

WELH = *water equivalent liquid height* (ft)

$$= H_{\text{cairan}} \times sg$$

$$= 5,996 \text{ m}$$

$$= 19,675 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah propeller} = WELH/Dt$$

$$= 3,031$$

$$\approx 4 \text{ buah}$$

$$\frac{WELH}{2DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 DI}}$$

$$N = 188,285 \text{ rpm}$$

$$= 11297,131 \text{ rph}$$

$$= 3,138 \text{ rps}$$

Digunakan *impeller speed standart* 190 rpm (Stanley M. Walas, page 288)

A.3.3. Menentukan Daya Pengaduk

$$NRe = (N Da^2 \rho) / \mu$$

$$= 113.171,457$$

Dari *figure 10.5 Stanley M. Walas*, didapatkan harga *Power Number (Np)*

$$Np = 0,38$$

Besarnya daya yang dibutuhkan untuk pengadukan dihitung menggunakan persamaan (2-5) *Holland*, page 30 :

$$P = N_p \rho N^3 Di^5$$

Dimana,

P = daya pengaduk (watt)

Np = *power number*

ρ = rapat massa fluida

N = kecepatan putar

Di = diameter pengaduk

Maka didapatkan,

$$\begin{aligned}P &= 0,38 \times 0,915 \times (3,166^3) \times (2,163^5) \\&= 523,149 \text{ ft pounds/sec} \\&= 29,539 \text{ hP} \\&= 22,027 \text{ kW}\end{aligned}$$

Diperoleh dari tabel 3.1 *Towler*, hal 111 nilai efisiensi motor

Efisiensi motor = 85%

Daya penggerak motor yang diperlukan = $P / \text{Efisiensi motor}$

Daya = 34,752 hP

Daya motor standar diperoleh dari *Ludwig, E.E., Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Publishing (2001), 3rd edition, page 628*, dipilih :

Daya motor standar = 40 hP

A.4. Neraca Panas Reaktor

Masuk	kJ/Jam	Keluar	kJ/Jam
Arus masuk	682.659,605	Arus Keluar	898.708,816
Panas Reaksi	10.995.566,945	Pendingin	10.779.517,734
Total	11.678.226,551	Total	11.678.226,551

Media pendingin yang digunakan adalah cooling water dengan suhu masuk

30 °C dan suhu keluar 35 °C

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

$$\Delta H = \Delta H (35^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C})$$

$$\Delta H = (4,1775 \times (308 - 298)) - (4,1787 \times (303 - 298))$$

$$\Delta H = 146,182 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan pendingin :

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

$$m = Q / \Delta H$$

$$m = 73.740,138 \text{ kg/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk reaktor	130	403,15	266
Suhu fluida panas keluar reaktor	130	403,15	266
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	35	308,15	95

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 175,461 \text{ °F}$$

A.4.1. Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Nilai UD untuk heavy organics (hot) dan water (cold) sebesar 5-75

Btu/ft².F jam

$$UD = 10 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A = 5.824,058 \text{ ft}^2$$

$$A = 541,072 \text{ m}^2$$

A.4.2. Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi \cdot D \cdot H$$

$$= 674,097 \text{ ft}^2$$

$$= 62,625 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih koil pendingin.

A.4.3. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = m / \text{densitas air}$$

$$Q_v = 72,081 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatannya adalah 1,5 – 2,5 m/s
(Coulson, page 527).

$$\text{Kecepatan fluida pendingin} = 2 \text{ m/s} = 7200 \text{ m/jam}$$

$$\text{Debit fluida pendingin} = 72,081 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas penampang } A = 0,010 \text{ m}^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$ID = 0,112 \text{ m} = 4,446 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar (Kern table 11 page 844)

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft} = 0,114 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,335 \text{ ft} = 0,102 \text{ m}$$

$$\text{Luas Penampang (A')} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Perpan/Panjang (a'')} = 1,1780 \text{ ft}^2/\text{ft Outside}$$

$$= 1,055 \text{ ft}^2/\text{ft Inside}$$

A.4.4. Menentukan Koefisien Transfer Panas dalam Koil (hi)

$$\rho \text{ fluida pendingin} = 1023,012 \text{ kg/m}^3 = 63,836 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ fluida pendingin} = 0,817 \text{ cp} = 1,978 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ fluida pendingin} = 3,56\text{E-}01 \text{ Btu/ft.jam.}^{\circ}\text{F}$$

$$C_p \text{ fluida pendingin} = 25428,467 \text{ Kj/Kg.K} = 6072,318 \text{ btu/lb.F}$$

$$j_H = 790 \text{ (Grafik 2.4 Kern, Page 834)}$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 43691,180 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^{\circ}\text{F}$$

A.4.5. Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 39.089,042 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^{\circ}\text{F}$$

Untuk koil, hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral \text{ koil}}} \right)$$

$$h_{io_{koil}} = 39.867,443 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^{\circ}\text{F}$$

A.4.6. Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dari reaktor ke koil dihitung dengan persamaan (*Kern persamaan 20.4 page 722*):

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

$$L_p = D_i = 2,163 \text{ ft}$$

$$N = 3,138 \text{ rps} = 11297,132 \text{ rph}$$

$$\rho = 958,511 \text{ kg/m}^3 = 59,811 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 2015,056 \text{ cp} = 1,354 \text{ lb/ft.s}$$

$$c_p = 25428,468 \text{ kJ/kg} = 6072,318 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,330 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$\text{OD} = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$D = 4,026 \text{ in} = 0,335 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 1,354$$

Sehingga didapatkan,

$$h_o = 496821,78 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

A.4.7. Menentukan U_c

Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih :

$$U_c = \frac{h_o \times h_i \text{ coil}}{h_o + h_{io} \text{ coil}}$$

$$U_c = 36905,928 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

A.4.8. Menentukan U_d

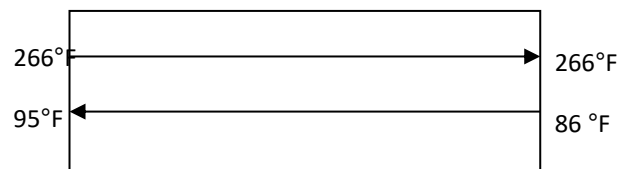
Untuk kecepatan fluida 2 m/s maka $R_d = 001$ (*Kern, page 845*)

$$U_D = \frac{h_D \times U_c}{h_D + U_c}$$

$$h_D = 1/R_d = 1000 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

$$U_d = 973,618 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.}^\circ\text{F}$$

A.4.9. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas



$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}})$$

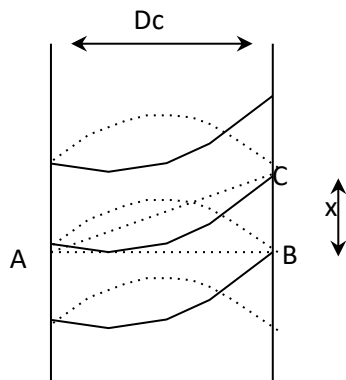
$$= 63,099 \text{ ft}^2$$

A.4.10. Menentukan Panjang Koil

$$\begin{aligned}L_{\text{pipa koil}} &= A/a'' \\&= 53,565 \text{ ft} \\&= 16,326 \text{ m}\end{aligned}$$

A.4.11. Menentukan Jumlah Lilitan

Keliling lilitan = 0,5 putaran miring + 0,5 putaran datar



$$\begin{aligned}K \text{ lilitan} &= \frac{1}{2} \pi D_c + \frac{1}{2} \pi AC \\K \text{ lilitan} &= \frac{1}{2} \pi D_c + \frac{1}{2} \pi (D_c^2 + x^2)^{1/2} \\K \text{ lilitan} &= 14,407 \text{ ft} \\N \text{ lilitan} &= L \text{ pipa koil} / K \text{ lilitan} \\N \text{ lilitan} &= 3,717 \text{ lilitan} \approx 4 \text{ lilitan}\end{aligned}$$

A.4.12. Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah ada Koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 2,062 \text{ ft} = 0,628 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil

Asumsi : semua koil tercelup dalam cairan

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah coil}(Z_c) = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{coil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = 17,756 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{coil}} = 0,669 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = 3,071 \text{ m}^2$$

$$Z_c = 5,999 \text{ m}$$

$$\text{Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah coil} = (\text{tinggi cairan setelah ada coil})/2$$

$$h_k = 2,876 \text{ m}$$

$$b+sf = 0,382 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi tumpukan coil < tinggi cairan
2. Jarak dasar tangki ke bagian bawah coil (h_k) > ($b+sf$)

A.4.13. Menentukan Pressure Drop

Faktor friksi,

$$f = 0,035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

$$Re = 141816,665 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$F = 0,00531 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

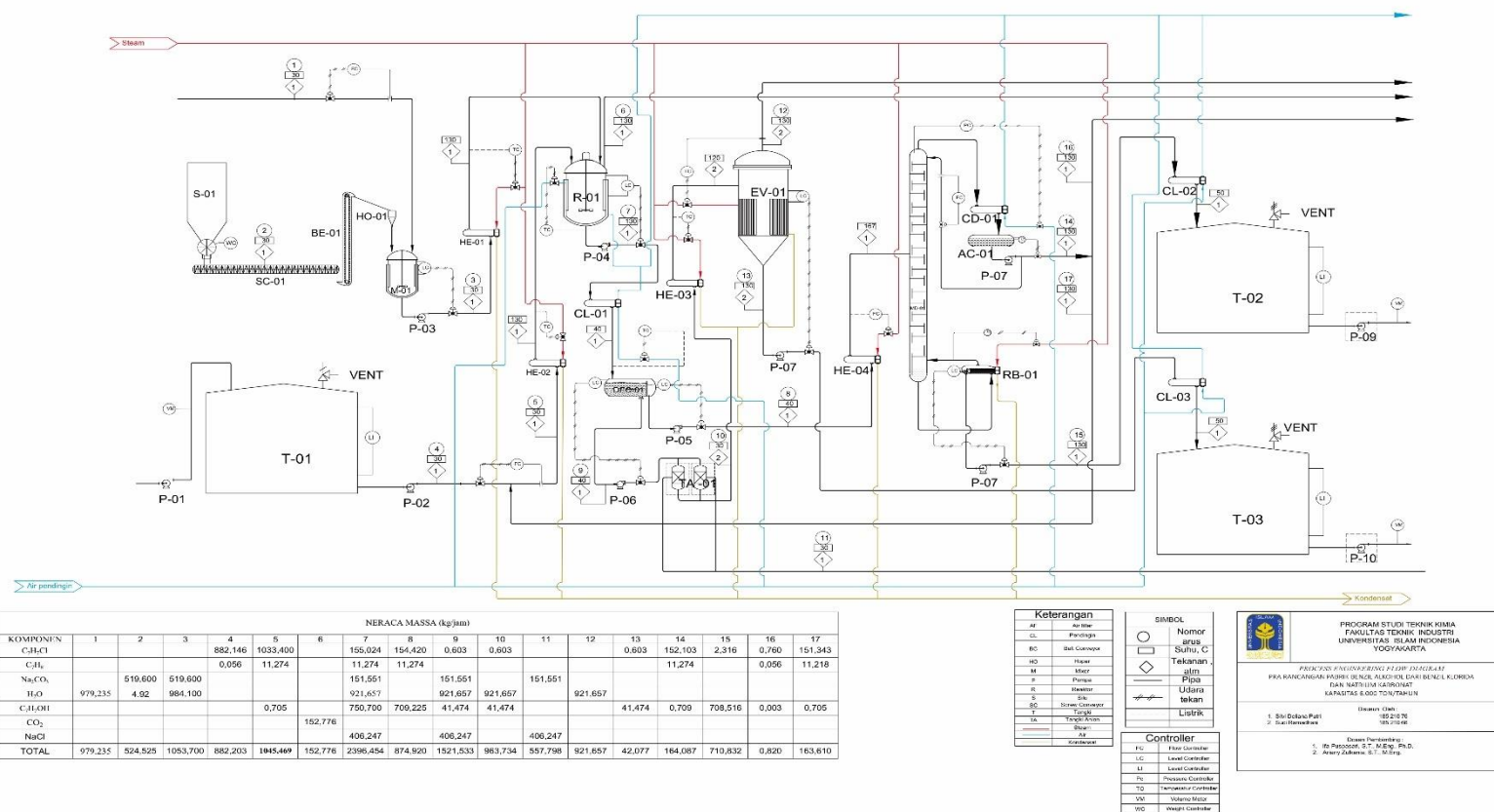
$$\Delta P_T = \frac{f \cdot v^2 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \theta t}$$

$$\Delta P_T = 0,002 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRANCANGAN PABRIK BENZYL ALKOHOL DARI BENZIL KHLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT KAPASITAS : 6.000 ton/tahun



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Silvi Deliana Putri

No. MHS : 18521076

2. Nama Mahasiswa : Suci Ramadhani

No. MHS : 18521066

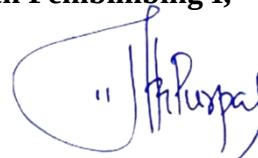
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BENZIL
ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN
NATRIUM KARBONAT DENGAN KAPASITAS
6000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : **10 November 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **09 Mei 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	23-03-2023	Pembahasan Judul Baru	
2.	16-04-2023	Kapasitas Judul baru	

Dosen Pembimbing I,



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

3. Nama Mahasiswa : Silvi Deliana Putri

No. MHS : 18521076

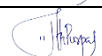
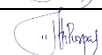
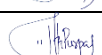
4. Nama Mahasiswa : Suci Ramadhani

No. MHS : 18521066

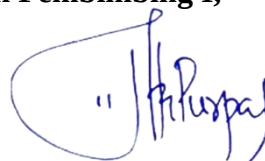
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BENZIL
ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN
NATRIUM KARBONAT DENGAN KAPASITAS
6000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : **10 Mei 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **06 November 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	07-06-2023	Tinjauan Termu dan Tinjauan Kinetika	
2.	18-07-2023	Neraca Massa	
3.	06-09-2023	Neraca Massa	
4.	26-09-2023	Perhitungan Reaktor	
5.	18-09-2023	Perhitungan Reaktor dan Dekanter	
6.	18-10-2023	Menara Distilasi	

Dosen Pembimbing I,



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

5. Nama Mahasiswa : Silvi Deliana Putri

No. MHS : 18521076

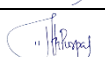
6. Nama Mahasiswa : Suci Ramadhani

No. MHS : 18521066

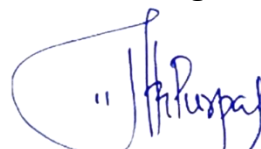
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BENZIL
ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN
NATRIUM KARBONAT DENGAN KAPASITAS
6000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : **06 Mei 2024**

Batas Akhir Bimbingan : **02 November 2024**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	04-09-2024	Neraca massa, neraca panas & diagram alir	
2.	01-10-2024	PEFD	
3.	10-10-2024	PEFD dan perhitungan reaktor	

Dosen Pembimbing I,



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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Silvi Deliana Putri

No. MHS : 18521076

2. Nama Mahasiswa : Suci Ramadhani

No. MHS : 18521066

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BENZIL
ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN
NATRIUM KARBONAT DENGAN KAPASITAS
6000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 06 Mei 2024

Batas Akhir Bimbingan : 02 November 2024

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	18-07-2024	Alat dan diagram alir	
2.	30-10-2024	Pendetailan naskah	

Dosen Pembimbing II,



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