

No :

**PRA RANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL
DARI BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM
KARBONAT DENGAN KAPASITAS
12.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Siva Pradita

Nama : Novia Citra Dewi

No. Mahasiswa : 14 521 042

No. Mahasiswa : 14 521 068

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Siva Pradita Nama : Novia Citra Dewi
No. Mahasiswa : 14 521 042 No. Mahasiswa : 14 521 068

Yogyakarta, 2018

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

Demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana

mestinya.



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI
BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT DENGAN**

KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama	: Siva Pradita	Nama	: Novia Citra Dewi
No. Mahasiswa	: 14 521 042	No. Mahasiswa	: 14 521 068

Yogyakarta, 15 Oktober 2018

Pembimbing I,

Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text. ATL

Pembimbing II,

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI
BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT DENGAN
KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Siva Pradita Nama : Novia Citra Dewi
No. Mahasiswa : 14 521 042 No. Mahasiswa : 14 521 068

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

Yogyakarta, 29 Oktober 2018

Tim Penguji,

Ir. Dalyono, M.S.I., C. Text. ATI.
Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc
Anggota I

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.
Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Harnono Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT karena atas rahmat, karunia serta hidayah-Nya, yang karenanya penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik. 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 12.000 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 Penelitian ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis 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. Bapak Abu Taufik dan Ibu Atun Maslichah serta Bapak Sri Waluyo dan Ibu Asih Suryawati selaku kedua orang tua dan keluarga tercinta atas semua doa-doa yang tak pernah putus dipanjatkan untuk

kesuksesan penulis serta dorongan semangat dan dukungannya selama ini.

3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
5. Bapak Ir. Dalyono, M.S.I., C.Text.ATI. dan Ibu Lilis Kistriyani, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas IslamIndonesia.
7. Semua pihak yang telah membantu kami hingga terselesaikannya laporan Tugas Tugas Akhirini.

Kami menyadari masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini.Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan.Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaatbagi pembaca pada umumnya dan bagi kami padakhususnya.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 2018

Penulis

Daftar Isi

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
ABSTRACT	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Kapasitas Pabrik	2
1.1.2 Kapasitas pabrik yang sudah ada	3
1.2 Tinjauan Pustaka	4
1.2.1 Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk	4
1.2.3 Pemilihan Proses	8
1.2.4 Kegunaan benzil alkohol	8
1.2.5 Tinjauan Termodinamika	9
1.2.6 Tinjauan Kinetika	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK	14
2.1. Spesifikasi Produk	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	17
2.3 Pengendalian Kualitas	19
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	19
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	19

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	21
BAB III PERANCANGAN PROSES	23
3.1. Uraian Proses	23
3.2. Spesifikasi Alat/ Mesin Produk.....	23
3.3 Perencanaan Produksi	42
3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku	42
3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses.....	42
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	41
4.1 LOKASI PABRIK.....	41
4.1.1 Pengadaan Bahan Baku.....	41
4.1.2 Sarana Penunjang seperti air	41
4.1.3 Tenaga Kerja	44
4.1.4 Pemasaran	44
4.1.5 Sarana Transportasi	44
4.1.6 Iklim.....	44
4.1.7 Lingkungan	44
4.1.8 Letak daerah	45
4.2 Tata Letak Pabrik.....	45
4.3 Tata Letak Alat	48
4.4 Alir proses dan Material.....	50
4.4.1 Diagram alir kualitatif.....	50
4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	51
4.4.3 NERACA MASSA.....	52
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	56
4.5.3 Unit pengadaan air	56
4.5.4 <i>Steam</i>	60
4.5.5 Udara tekan	61
4.5.6 Listrik	61
4.5.7 Bahan Bakar	61
4.5.8 Spesifikasi Alat Utilitas	63
4.6 Organisasi Perusahaan	61

4.6.3	Bentuk Perusahaan	61
4.6.4	Struktur Organisasi Perusahaan.....	61
4.6.5	Tugas dan Wewenang	62
4.6.5.1	Pemegang saham	62
4.6.6	Rencana Kerja	81
4.6.7	Sistem Penggajian Karyawan.....	82
4.7	Evaluasi Ekonomi.....	86
4.7.1	Dasar perhitungan.....	87
4.7.2	Perhitungan Biaya.....	91
4.7.3	Perhitungan Ekonomi	94
BAB V.....		118
KESIMPULAN		118
5.1	Kesimpulan.....	118
5.2	Saran	111
DAFTAR PUSTAKA		110

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Benzil Alkohol di dunia.....	4
Tabel 1.2 Daftar Energi Gibbs untuk masing-masing bahan baku dan produk.....	10
Tabel 4.1 Neraca massa total.....	52
Tabel 4.2 Neraca Massa pada <i>Mixer</i> (M-01).....	53
Tabel 4.3 Neraca Massa pada <i>Reaktor</i> (R-01).....	53
Tabel 4.4 Neraca Massa pada <i>Decanter</i> (D-01)	54
Tabel 4.5 Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01).....	56
Tabel 4.6 Pembagian kerja menurut shift	82
Tabel 4.7 Gaji karyawan	84
Tabel 4.8 Index Harga Alat	87
Tabel 4.9 Rincian Harga Alat Proses	90
Tabel 4.10 Data <i>Physical Plant Cost</i>	99
Tabel 4.11 Data <i>Fixed Capital Investment</i>	100
Tabel 4.12 Bahan Baku Pabrik Benzil Alkohol	101
Tabel 4.13 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	103
Tabel 4.14 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	106
Tabel 4.15 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	107
Tabel 4.16 <i>Manufacturing Cost (MC)</i>	107
Tabel 4.17 <i>Working Capital (WC)</i>	109
Tabel 4.18 <i>General Expanse (GE)</i>	111
Tabel 4.19 Analisa Kelayakan.....	116

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Prediksi Kapasitas	3
Gambar 4.1 Tampilan <i>Google Earth</i> Lokasi Pabrik.....	45
Gambar 4.2 Layout pabrik Benzil Alkohol skala 1:1000	Error! Bookmark not defined.
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:300.....	49
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Benzil Alkohol	50
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Benzil Alkohol	51
Gambar 4. 6 Struktur Organisasi Perusahaan.....	62
Gambar 4.7 Grafik Indeks Harga Tiap Tahun.....	88
Gambar 4.8 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi terhadap BEP dan SDP	117

ABSTRAK

Pabrik Benzil Alkohol dari Benzil Klorida, Natrium Karbonat, dan Air dirancang dengan kapasitas 12.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur, di atas tanah seluas 8.380 m² dengan jumlah karyawan sebanyak 167 orang.

Benzil Alkohol dibuat dengan mereaksikan Benzil klorida dengan Natrium Karbonat di dalam reaktor alir tangki berpengaduk yang beroperasi secara *continue* dengan waktu reaksi 1,00 jam pada suhu 110 °C, dan tekanan 2 atm dengan konversi 76%. Kemudian hasil dari reaktor dimasukkan ke dalam dekanter dengan kondisi suhu 40°C dan tekanan 1 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 diumpankan menuju unit pengolahan lanjut sementara fase ringan diumpankan menuju menara distilasi dengan suhu 153,286°C. Hasil atas menara distilasi akan diumpankan menuju unit pengolahan lanjut. Produk berupa benzil alkohol keluar pada hasil bawah menara distilasi dengan kemurnian 99% 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 18.309,210 ton/tahun, dan Natrium Karbonat diperoleh dari Pabrik Aneka Kimia Raya, Surabaya sebanyak 18.410,526 ton/tahun serta Air sebanyak 408.513,292 ton/tahun yang diolah dari sungai Bengawan Solo. Listrik 32,023 kW dari PLN dengan cadangan generator, bahan bakar minyak diesel sebanyak 43,067 kg/tahun, *steam* sebesar 2338,253 kJ/jam dan udara tekan sebanyak 37,382 m³/jam.

Dari evaluasi ekonomi pada pabrik ini diperoleh % ROI sebelum pajak 37,879% dan sesudah pajak sebesar 24,621%. POT sebelum pajak 2,1 tahun dan sesudah pajak 2,9 tahun. *Discounted Cash Flow* diperoleh nilai tingkat suku bunga (tingkat pengembalian modal) sebesar 24,74 %, BEP yaitu sebesar 47,90 % dari kapasitas produksi, sedangkan SDP pada 30,85 % dari kapasitas produksi. Berdasarkan data analisis ekonomi di atas, maka pendirian pabrik Benzil Alkohol dari Benzil Klorida, Natrium Karbonat, dan Air dapat dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut.

Kata-kata kunci : Benzil alkohol, Benzil klorida, Natrium karbonat

ABSTRACT

Benzyl alcohol factory with raw material of benzyl chloride, sodium carbonate and water with a capacity 12.000 Ton/years. The factory was established in Gresik, East java with a land area of 8.380 m² and 167 employees.

Benzyl alcohol is made by reacting Benzyl chloride with Sodium Carbonate in continuous stirred tank reactor (CSTR) that operates continuously with a reaction time of 1 hour at 110°C temperatures and pressure of 2 atm with conversion of 76%. Then the reactor result put it in decanter with a temperature of 40°C and a pressure of 1 atm to separate the heavy phase consist of Sodium Chloride, Sodium Carbonate, Water, Benzyl Alcohol and Toluene. Light phase substances such as Benzyl Alcohol, Benzyl Chloride, Toluene, and Water. Heavy phase of decanter fed to the distillation tower with temperature of 153,286°C. The results of the distillation tower will be fed to the advanced processing unit. The product in the form of benzyl alcohol exits at the bottom of the distillation tower with 99% purity which is then stored in a storage tank.

Benzyl alcohol factory is requires material from Benzyl Chloride obtained from Shandong Liaocheng Luxi Chemical Sale Co. Ltd., China as many as 18,309,210 tons / year, and Sodium Carbonate was obtained from the Aneka Kimia Raya Factory, 18,410,526 ton / year and Water as much as 408,513,292 tons / year processed from the Bengawan Solo river. Electricity for running process tools and utilities as much as 32,023 kW from PLN with reserves of generators, diesel fuel as much as 43,067 kg/year, steam as much as 2338,253 kj/hour, compressed air as much as 37,382 m³/hour.

From the economic analysis of this plant it shown Return on investment (ROI) 37,88% before tax and 24,621 after tax. Pay Out Time (POT) 2,1 years before tax and 2,9 years after tax. Discounted Cash Flow Rate (DCF) accounted for 24,74% %. Break Even Point (BEP) by 47,90 % and 30,85% Shut Down Point (SDP). From the feasibility analysis data above concluded that the plant is profitable and feasible to set.

Keywords : Benzyl alcohol, Benzyl chloride, Sodium carbonat

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LatarBelakang

Perkembangan industri di indonesia, khususnya industri kimia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan baik secara kualitas maupun kuantitas. Sejalan dengan kemajuan tersebut, maka kebutuhan bahan-bahan kimiapun semakin meningkat. Peningkatan kebutuhan itu dapat dipenuhi dengan membangun industri kimia baru.

Benzil alkohol merupakan salah satu bahan kimia yang diproduksi secara alami oleh banyak tanaman dan umumnya ditemukan dalam buah-buahan dan teh. Selain itu, benzil alkohol ditemukan dalam berbagai minyak esensial termasuk melati, eceng gondok, danalang-alang.

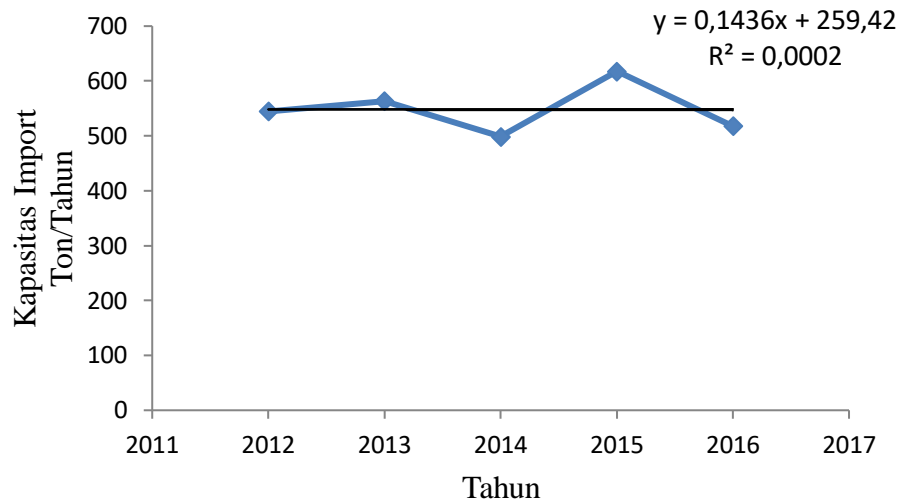
Benzil alkohol dan turunannya banyak ditemukan dalam berbagai bidang, seperti dalam pernis, pelapis, dan komposisi *coating* atau *waterproofing*. Benzil alkohol juga digunakan sebagai bahan awal untuk pembuatan parfum. Benzil alcohol digunakan sebagai pelarut umum untuk tinta, cat, lak, dan *coating epoxy resin*. Benzil alkohol merupakan precursor untuk berbagai ester, yang digunakan dalam industri sabun, parfum, dan rasa

Pabrik Benzil alkohol yang ada saat ini semuanya masih terdapat diluar negeri. Hal ini disebabkan karena benzil alkohol adalah salah satu jenis hasil produksi industri kimia yang banyak dibutuhkan oleh pasar Internasional. Ketidakmampuan produsen dalam memenuhi semua permintaan mengakibatkan ketergantungan terhadap impor dari Negara lain sehingga berakibat terjadi peningkatan dalam impor benzil alkohol. Oleh karena itu apabila pabrik benzil alcohol ini dibangun di Indonesia akan mempunyai beberapa keuntungan yaitu:

- a. Membuka lapangan kerja bagi penduduk Indonesia.
- b. Menambah devisa Negara.
- c. Kebutuhan Benzil alcohol dapat terpenuhi tanpa impor dari negara lain.
- d. Mendorong pembangunan pabrik disekitar yang menggunakan bahan baku benzil alkohol.
- e. Diharapkan dapat menembus pasar ekspor.

1.1.1 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan data import untuk benzil alkohol dari badan pusat statistik, maka grafik perkembangan kebutuhan benzil alkohol disajikan pada gambar dibawah ini



Gambar 1.1 Prediksi Kapasitas

Regresi linier terhadap data impor benzil alkohol didapatkan persamaan $y = 0,1436x + 259,42$ dengan y adalah impor benzil alkohol pada tahun tertentu dalam ton dan x adalah tahun. Pabrik benzil alkohol direncanakan dibangun pada tahun 2023 dan akan beroperasi pada tahun 2024. Dari persamaan garis linier, diperkirakan bahwa besarnya impor benzil alkohol di Indonesia untuk tahun 2023 adalah sebesar 108 ton / tahun, dengan pertimbangan kapasitas yang sangat kecil dan untuk memperoleh keuntungan ekonomis, oleh karena itu kapasitas yang digunakan adalah berdasarkan survei kapasitas yang sudah ada, berikut penjabarannya

1.1.2 Kapasitas pabrik yang sudah ada

Kapasitas pabrik yang akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal atau paling tidak sama dengan pabrik yang sedang berjalan. Pabrik benzil

alkohol yang sudah berdiri di dunia serta kapasitas produksi per tahun dapat dilihat pada tabel 1.1

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Benzil Alkohol di dunia

No.	Pabrik	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Sheetal organics	Amerika	12.000
2	Hubei Greenhome	China	20.000
3	Jinan Shijitongda Chemical	China	36.000

Berdasarkan data data pada tabel diatas, kapasitas pabrik yang sudah ada merupakan kapasitas minimal yang layak untuk didirikan. Dengan pertimbangan di atas maka kapasitas pabrik dipilih sebesar 12.000 ton / tahun.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Bahan Baku, Bahan Pembantu dan Produk

a. *Benzyl Alcohol*

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 benzaldehid atau asam benzoat, tergantung pada sifat zat pengoksidasi dan kondisi reaksi. Jadi asam nitrat sebagai zat pengoksidasi memberikan benzaldehida, 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.

(Ullman's. 1998)

b. *Benzyl Chloride*

Benzil klorida atau α -chlorotoluene, merupakan senyawa organik dengan rumus $C_6H_5CH_2Cl$. Benzil klorida adalah cairan tak berwarna yang merupakan reaktif senyawa organoklorin yang berbentuk sebuah blok bangunan kimia yang banyak digunakan. Terbentuknya benzil klorida adalah dengan mereaksikan toluene dengan klorin yang terjaud 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 perlakuan benzil klorida dengan natrium sianida. Asam

benzoat (C₆H₅COOH) dapat dibuat dengan oksidasi benzil klorida dalam kehadiran alkali KMnO₄.

c. *Natrium Carbonate*

Natrium Karbonat (juga dikenal sebagai *washing soda* atau soda abu), (Na₂CO₃) 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.

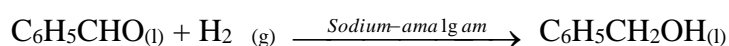
(Ullman's. 1998)

1.2.2 Macam Proses Pembuatan *Benzyl Chloride*

a. Reduksi katalis dengan benzaldehid

Reduksi diperoleh dengan menggunakan *Raney Nickel* atau Sodium amalgam dan air. Bahan pereaksi yang ekivalen dengan benzaldehid bias menggunakan asam benzoat atau turunan asam benzoat.

Persamaan reaksinya sebagai berikut :

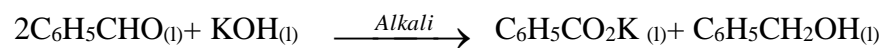


Reaksi pembuatan benzil alcohol diatas merupakan reaksi searah dengan Na amalgam sebagai katalis, yang berlangsung pada suhu 25 °C dan tekanan 3 atm.

b. Reaksi Cannizaro

Pada reaksi ini formaldehida dioksidasi menjadi asam formiat, aldehida aromatic direduksi menjadi alkohol, yang berlangsung pada fase homogen (cair-cair) pada temperatur 204-207 °C, dan tekanan 4,4-6,1 atm. Digunakan benzaldehida sebagai agen pereduksi dengan katalis berupa alkali. Kemurnian reaksi ini sebesar 60%. Pada reaksi ini hanya setengah dari aldehid yang tereduksi menjadi alkohol, setengahnya lagi teroksidasi menjadi asam.

Persamaan reaksinya sebagai berikut :

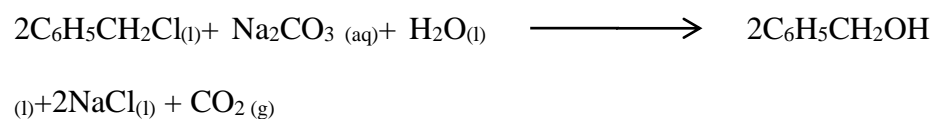


(Ullman's, 1998)

c. Reaksi Hidrolisis

Reaksi hidrolisa terjadi antara Benzil klorida dengan larutan Natrium Karbonat. Kemurnian produk yang dihasilkan sebesar 99%, berlangsung pada fase cair pada suhu 110°C dan tekanan 2 atm, tanpa menggunakan katalis.

Persamaan reaksinya sebagai berikut :



(Ullman's, 1998)

1.2.3 Pemilihan Proses

Dari beberapa cara pembuatan di atas, dipilih cara yang ketiga yaitu proses Hidrolisis yang mempunyai beberapa keuntungan antara lain :

1. Lebih ekonomis, karena bahan baku relatif murah.
2. Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian 99%.
3. Tidak menggunakan katalis.
4. Dalam langkah proses pembuatannya suhu yang digunakan 110°C dan tekanan 2 atm.

Untuk skala industri, proses III dipilih dengan pertimbangan bahwa secara teknik, ditinjau dari kondisi operasinya, reaksi berlangsung pada tekanan dan suhu yang relatif rendah, sehingga dapat meminimasi kebutuhan energy kecil, 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.

(Ullman's, 1998)

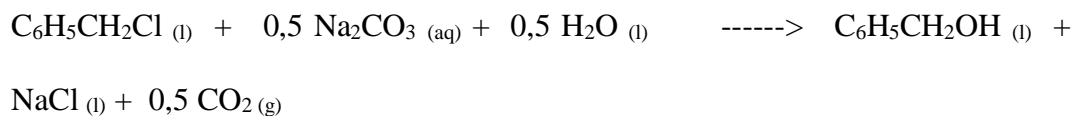
1.2.4 Kegunaan benzil alkohol

Berdasarkan sifat-sifat pelarut yang baik, benzil alkohol adalah pelarut penting untuk bahan pelapis permukaan dan resin. Benzil alkohol sendiri melarutkan ester selulosa dan eter, resin alkid, resin akrilik dan lemak. Benzil alkohol juga digunakan dalam bahan tinta ballpoint. Selain itu benzil alkohol ditambahkan dalam jumlah kecil sebagai bahan pelapis permukaan untuk meningkatkan aliran. Dalam industri tekstil, digunakan sebagai pembantu dalam

pencelupan woll, poliamida, dan poliester. Karena memiliki bau yang samar, benzil alkohol digunakan sebagai agen pelarut dan pengencer dalam bahan dasar tinta. Dalam farmasi digunakan sebagai anastesi lokal, karena pengaruhnya mikrobiotik sebagai bahan salep dan lainnya. Benzil alkohol adalah bahan awal untuk pembuatan berbagai benzil ester yang digunakan sebagai bau, stabilisator untuk parfum yang mudah menguap, dan plastik. *Benzylalcoholis* juga digunakan dalam distilasi ekstraktif m- dan p-xylenes dan m- dan p-cresols.

1.2.5 Tinjauan Termodinamika

Reaksi :



Kondisi operasi : $T = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm}$

Tabel 3. Data Energi Gibbs untuk masing-masing bahan baku dan produk :

Bahan Baku dan Produk	$\Delta G_f(298K) = \frac{\text{kJoule}}{\text{kgmol}}$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{OH}$	-11,10
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl}$	92,40
CO_2	-394,38

H ₂ O	-228,60
NaCl	-384,10
Na ₂ CO ₃	-1270,20

(Perry's tabel 2-196)

$$\Delta G_{298} = \Delta G_{298} \text{ produk} - \Delta G_{298} \text{ reaktan} \dots\dots\dots(2)$$

dengan,

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} \text{ reaktan} &= \Delta G_{298} \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl} + \Delta G_{298} \text{ Na}_2\text{CO}_3 + \Delta G_{298} \text{ H}_2\text{O} \\ &= (92,40) \text{ kjoule/kgmol} + (0,5 \times -1270,20) \text{ kjoule/kgmol} \\ &\quad + (0,5 \times -228,60) \text{ kjoule/kgmol} \\ &= -657 \text{ kjoule/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} \text{ produk} &= \Delta G_{298} \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{OH} + \Delta G_{298} \text{ NaCl} + \Delta G_{298} \text{ CO}_2 \\ &= (-11.10) \text{ kjoule/kgmol} + (-384.10) \text{ kjoule/kgmol} \\ &\quad + (0,5 \times -394.40) \text{ kjoule/kgmol} \\ &= -592,39 \text{ kjoule/kgmol} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= \Delta G_{298} \text{ produk} - \Delta G_{298} \text{ reaktan} \\ &= -592,39 \text{ kjoule/kgmol} - (-657) \text{ kjoule/kgmol} \end{aligned}$$

$$= 64,61 \text{ kJoule/kgmol}$$

$$\Delta G_{298} = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp[-\Delta G_{298}/RT]$$

$$= \exp[-(64,61 \text{ kJoule/kgmol}) / (8,314 \text{ kJoule/kgmol}^{-1} \text{K}^{-1})(298 \text{K})]$$

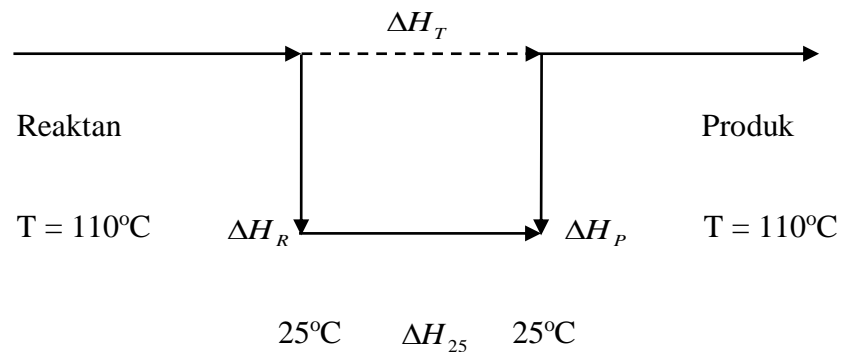
$$= 0,9742$$

Untuk memperoleh K_{423} digunakan persamaan Van't Hoff :

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = \frac{\Delta H_T}{RT^2} \dots \dots \dots (3)$$

dengan;

$$\Delta H_T = \Delta H_{\text{Reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{Produk}}$$



Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Reaktan}} &= \int_{383}^{298} C_p \text{ C}_5\text{H}_6\text{CH}_2\text{Cl} \, dT + \int_{383}^{298} C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \, dT + \int_{383}^{298} C_p \text{ H}_2\text{O} \, dT \\ &= \int_{383}^{298} (2 \times ((82,217) + (7,0948 \times 10^{-01}T) + (-1,7551 \times 10^{-03}T^2) \\ &\quad + (1,8744 \times 10^{-06}T^3)) \, dT + \int_{383}^{298} ((233,515) + (-9,5276 \times 10^{-03}T)) \, dT \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& +(-3,4665 \times 10^{-05}T^2)) + (1,5771 \times 10^{-8}T^3))dT + 383 \int^{298} (92,053) +(- \\
& 3,9953 \times 10^{-02}T) + (-2,1103 \times 10^{-04}T^2) + (5,3469 \times 10^{-07}T^3) \\
& = -49.543,928 \text{ kJoule/kgmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{f298} & = (\Delta H_{298}C_6H_5CH_2OH + \Delta H_{298} NaCl + \Delta H_{298} CO_2) - (\Delta H_{298}C_6H_5CH_2Cl \\
& + \Delta H_{298}Na_2CO_3 + \Delta H_{298}H_2O) \\
& = (2 \times ((-100,40) + (2 \times (-411,20)) + (-393,50)) - (2 \times ((18,70) + \\
& (-1130,7) + (-241,8)) \\
& = -81.6 \text{ kJoule/kgmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{Produk} & = 298 \int^{383} C_p C_6H_5CH_2OH dT + 298 \int^{383} C_p NaCl dT + 298 \int^{383} C_p CO_2 dT \\
& = 298 \int^{383} (2 \times ((97,570) + (8,6633 \times 10^{-01}T) + (-2,1388 \times 10^{-03}T^2) + \\
& (2,1700 \times 10^{-06}T^3)) dT + 298 \int^{383} (2 \times ((95,016) + (-3,1081 \times 10^{-02}T) + \\
& (9,6789 \times 10^{-07}T^2) + (5,5116 \times 10^{-09} T^3))) dT + 298 \int^{383} (-3981,02) + \\
& (5,2511 \times 10^0 T) + (-2,2708 \times 10^{-01} T^2) + (3,2866 \times 10^{-04} T^3) dT \\
& = 446.375,301 \text{ kJoule/kgmol}
\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
\Delta H_T & = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_{298} + \Delta H_{Produk} \\
& = (-49.543,928 \text{ kJoule/kgmol}) + (-81,6 \text{ kJoule/kgmol}) + (446.375,301 \\
& \text{ kJoule/kgmol}) \\
& = 381.190,404 \text{ kJoule/kgmol}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan ΔH_T diketahui bahwa reaksi yang terjadi adalah reaksi endotermis (membutuhkan panas).

Kembali ke persamaan Van't Hoff :

$$d \ln K = \frac{\Delta H_T}{RT^2} dT$$

$$\ln \frac{K}{K_{383}} = -\frac{\Delta H_T}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

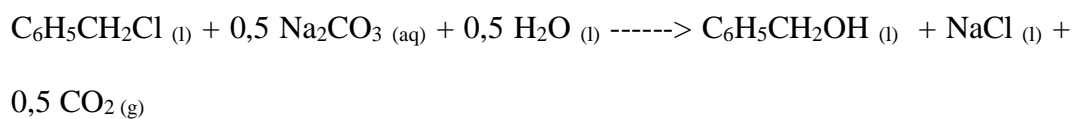
$$\ln 0,9742 - \ln K_{423} = -\frac{381.190,4043}{8.314} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{383} \right)$$

$$K_{423} = 6,6579 \cdot 10^{14}$$

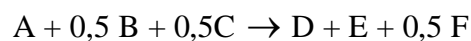
1.2.6 Tinjauan Kinetika

Kinetika berhubungan erat dengan kecepatan reaksi kimia. Konsentrasi, suhu dan tekanan sangat berpengaruh pada konstanta kecepatan reaksi maupun pada kecepatan reaksi.

Reaksi yang terjadi pada pembuatan Benzil Alkohol :



Ditulis dalam bentuk sederhana :



Maka kecepatan reaksi menjadi :

$$(-r_A) = k C_A \cdot C_b^{0,5} \cdot C_c^{0,5}$$

Dengan asumsi bahwa C_B berlebih. Maka A sebagai limiting reactant. Digunakan orde dua.

Penyelesaian persamaan reaksi :

$$\tau = \frac{C_{Ao} XA}{-rA}$$

$$\tau = \frac{C_{Ao} XA}{k C_A C_B}$$

$$\tau = \frac{C_{Ao} XA}{k C_{Ao}(1-XA) (C_{Bo} - C_{Ao}XA)}$$

$$\tau = \frac{C_{Ao} XA}{k C_{Ao}^2(1-XA) (M - XA)}$$

$$k = \frac{XA}{\tau C_{Ao} (1-XA) (M - XA)}$$

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

(*Hokkaido University* tabel 2)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Bahan baku pabrik Benzil Alkohol yang utama yaitu benzil klorida yang diperoleh dari Shandong Luxi Chemical Salo Co. Ltd, China serta Natrium Karbonat yang diperoleh dari PT. Aneka Kimia Raya, Surabaya. Sedangkan sebagai bahan baku pembantu digunakan air.

2.1. Spesifikasi Produk

a. Benzil Alkohol ($C_6H_5CH_2OH$)

Berat Molekul	= 108,138 g/mol
Spesifik Gravity	= 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	= Tak berwarna

Kemurnian	= 99 % $C_6H_5CH_2OH$, 1 % $C_6H_5CH_2Cl$
Kelarutan	= Dalam air 3,5% @ 20 oC; Larut dalam alkohol, eter, kloroform, aseton, benzena, dan pelarut aromatik.

b. Natrium Klorida (NaCl)

Berat molekul	= 58,5 g/mol
Densitas	= 2,164 g/m ³
Titik didih	= 1465 °C
Titik lebur	= 800,8°C
Warna	= Tak berwarna
Kelarutan	= 35,7 gram/100 gram air
Bentuk	= Padatan

c. Karbondioksida (CO₂)

Berat molekul	= 44 g/mol
Densitas gas	= 1,976 (pada 0°C, 1atm)
Temperatur kritis	= 31°C
Tekanan kritis	= 72,85 atm

Kelarutan dalam air = 1,713 (pada °C) ; 0,759 (pada 25°C); pada suhu di atas 80°C, CO₂ tidak dapat larut

(Perry, R.H., 1984)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

a. Benzil Klorida (C₆H₅CH₂Cl)

Berat Molekul = 126,5 g/mol

Spesifik Gravity = 1,1002 g/m³

Titik beku = -39,2°C

Titik didih pada 760 mmHg = 179,4°C

Temperatur kritis = 411 °C

Tekanan kritis = 38,5 atm

Bentuk (pada 1 atm, 15°C) = Cairan

Warna = Tak berwarna

Kemurnian = 99,6 % , 0,4 % Toluene

Kelarutan = Tak larut dalam air, larut dalam alkohol

b. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)

Berat molekul = 106 g/mol

Spesifik gravity (20°C) = 2,533 g/m³

Titik lebur = 851°C

Titik didih = decomposes

Kelarutan pada air dingin = 25 gram/100 gram air

Bentuk = Serbuk

Warna = Putih

Impuritis = H_2O

Berat Molekul = 18 g/mol

Spesifik gravity (20°C) = 1 g/m³

Titik Beku = 0°C

Titik Lebur = 0°C

Titik Didih = 100°C

Tekanan Uap Murni = 760mmHg

Temperatur Kritis = 374°C

Tekanan kritis = 218 atm

Viskositas	= 1,050 cp
Kemurnian	= 100%
Densitas	= 1 kg / m ³
Kelarutan	= 45,5 g/100 mL air @ 100oC (212 oF); larut dalam air panas dan gliserol, larut sebagian dalam air dingin, tidak larut dalam aseton dan alkohol.

(Perry,R.H.,1984)

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku utama dan bahan pembantu. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang akan digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- 1) Kemurnian dari bahan baku benzil klorida, natrium karbonat.
- 2) Kadar air.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengendalian dan pengawasan

jalannya produksi dilakukan dengan Automatic Control yang di-setting pada nilai tertentu. Beberapa alat kontrol yang digunakan adalah :

1) *Flow control*

Merupakan alat yang ditempatkan atau dipasang pada aliran proses. Flow control ini dikondisikan pada harga tertentu. Bila aliran mengalami penyimpangan dari harga yang telah ditentukan, maka akan muncul isyarat yang merupakan perintah untuk mengembalikan ke kondisi semula.

2) *Temperature control*

Jika ada penyimpangan suhu yang telah ditetapkan, maka akan timbul isyarat yang berupa suara, nyala lampu dan lain-lain.

3) *Level control*

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses yang berfungsi untuk mengontrol ketinggian fluida dalam alat proses (tangki proses). Jika ketinggian fluida di dalam alat proses tidak sesuai dengan dengan harga yang ditentukan, kran akan membuka atau menutup secara otomatis.

4) *Level indicator*

Merupakan alat yang dipasang pada tangki penyimpanan bahan baku atau produk untuk mendeteksi ketinggian fluida dalam tangki.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk menghasilkan benzil alkohol yang sesuai dengan spesifikasinya ditinjau dari sifat fisik dan kimianya. Tujuan ini tidak terlepas dari pengendalian kualitas bahan baku dan proses. Jika kualitas bahan baku dan proses terkendali dengan baik, produk yang dihasilkan akan sesuai dengan spesifikasinya

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik benzil alkohol dari bahan baku benzil klorida dan natrium karbonat perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi dapat berlangsung dengan lebih efektif dan efisien. Proses pembuatan benzil alkohol terdiri atas empat tahap, yaitu:

1. Penyiapan bahan baku
2. Pembentukan Produk
3. Proses pemurnian dan pemisahan produk
4. Proses pembentukan produk akhir

3.1. Uraian Proses

1. Penyiapan Bahan Baku

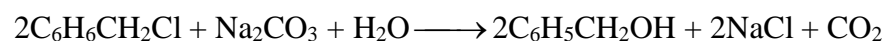
Pada tahap ini, benzil klorida sebagai bahan baku utama tersedia dalam bentuk cair yang mempunyai kemurnian 99,6% dengan toluene sebagai impurities dan natrium karbonat dalam bentuk serbuk padat. Benzil klorida yang disimpan dalam tangki (T-01) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm akan dipompa dengan pompa (P-02), dimasukkan ke dalam reaktor (R-01), lalu dipanaskan menggunakan *heat exchanger* (H-01) sehingga temperatur benzil klorida menjadi 110°C.

Natrium karbonat yang disimpan dalam gudang dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm akan ditampung dan kemudian diangkut menggunakan *bucket elevator* (BE) menuju *hopper* (HO) yang dilanjutkan dengan penggunaan *screw conveyor* (SC) dan dimasukkan ke dalam *mixer* (M-01) untuk dilarutkan dengan air yang kemudian dipompa dengan pompa (P-01) dan dipanaskan dengan *heater* (H-02) sampai suhu 110°C, lalu dimasukkan ke dalam reaktor (R-01).

2. Pembentukan Produk

Produk berupa benzil alkohol dibentuk melalui reaksi antara benzil klorida dan larutan natrium karbonat dijalankan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB), dengan waktu reaksi 0,09 jam, tekanan 2 atm dan suhu 110°C.

Reaksi yang terjadi didalam reaktor sebagai berikut :



Reaksi bersifat endotermis, sehingga untuk mempertahankan temperatur diperlukan pemanas. Pemanas yang digunakan adalah steam jenuh pada suhu 150°C yang berada dalam jaket pemanas. Hasil reaksi yang berupa uap akan terpisah lalu dibuang ke udara. Sedangkan hasil reaksi yang berupa cairan dipompa dengan pompa (P-04), kemudian dimasukkan ke dalam *decanter* (DC-01) untuk dipisahkan antara fraksi berat dan ringannya.

3. Proses pemurnian dan pemisahan produk

Produk yang keluar dari reaktor berbentuk cairan, kemudian dipompa ke *cooler* (CL-01) untuk mendinginkan produk reaktor yang suhunya sampai 50°C, kemudian hasil dipompa ke dalam *decanter* (DC-01) dengan tekanan 1 atm dan suhu 50°C.

Dalam *decanter*, akan dipisahkan larutan benzil alkohol dan larutan natrium karbonat (Na_2CO_3) sebagai fase ringan, sedangkan natrium klorida (NaCl), air sebagai fase berat. Hasil fase berat pada *Decanter* akan dialirkan ke tangki penyimpanan sebagai produk samping. Dan untuk sebagian besar fase ringan yang terdiri dari benzil Alkohol, dan masih ada sisa reaktan yaitu benzil klorida, toluena, dan air. Hasil fase ringan dari *decanter* (DC-01) akan diumpankan menuju *flash drum* (FD-01). Kemudian didalam flash drum terjadi pemisahan antara natrium karbonat sebagai hasil bawah kemudian di recycle menuju reaktor, sedangkan hasil atas berupa benzil alkohol, benzil klorida dan air diumpankan menuju menara distilasi (MD-01).

4. Proses pembentukan produk akhir

Menara distilasi berfungsi untuk memurnikan produk yaitu benzil alkohol. Dalam menara distilasi (MD-01). Benzil alkohol akan terpisahkan sebagai produk bawah dari campuran larutannya dengan kemurnian 99%, lalu didinginkan dalam *cooler* (C-03) dari suhu bawah menara 205,13°C sampai suhunya mencapai 30°C. Hasil produk akhir yaitu benzil alkohol akan disimpan pada tekanan 1 atm dalam

tangki (T-03). Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa air, toluene, benzil klorida, di recycle menuju reaktor (R-01)

3.2. Spesifikasi Alat/ Mesin Produk

1. Hooper (HO-01)

Fungsi	: Menampung bahan baku natrium karbonat
Jenis alat	: Tangki silinder vertikal dengan <i>conical bottom head</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 178 grade C</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Spesifikasi	: Diameter : 0,706 m Kedalaman : 1,412 m Tinggi <i>cone</i> : 0,706 m Tebal <i>shell</i> : 0,005 m Tebal <i>head</i> : 0,005 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 4.069

2. Accumulator (AC-01)

Fungsi	: Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD – 01)
Jenis alat	: tangki <i>silinder horisontal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 178 grade C</i>

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 153,470°C

Waktu tinggal : 5 menit

Spesifikasi : Volume tangki : 0,837 m³
Diameter tangki : 0,250 m
Panjang tangki : 1,501 m
Tebal *shell* : 0,005 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 2.209

3. *Mixer* (M-01)

Fungsi : Melarutkan natrium karbonat ke dalam air

Jenis alat : Tangki *silinder* tegak dengan *torispherical dished head*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 tipe 316*

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 30°C

Waktu tinggal : 8 menit

Spesifikasi Reaktor : Volume : 0,231 m³

Diameter : 0,480 m

Tinggi : 0,720 m

Tebal *shell* : 0,005 m

Spesifikasi Pengaduk : Tipe : *marine propeller with 3 blades and pitch 2Di*

Diameter : 0,252 m

Putaran : 9,251 rpm

Jumlah : 1

Daya motor : 0,464 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 146.721

4. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan umpan benzil klorida, natrium karbonat, dan air menjadi produk benzil alkohol

Jenis alat : Reaktor tangki alir berpengaduk

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-135*

Kondisi Operasi : Tekanan : 2 atm

Suhu : 110°C

Waktu tinggal	: 0,09 jam
Spesifikasi Reaktor	: Volume : 0,466 m ³
	Diameter : 0,761 m
	Tinggi : 0,761 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,005 m
Spesifikasi Pengaduk	: Tipe : <i>marine propeller with 3 blades and pitch 2Di</i>
	Diameter : 0,252 m
	Putaran : 14,751 rpm
	Lebar <i>baffle</i> : 2,501 m
	Daya motor : 1 Hp
Spesifikasi Jacket	: Tipe : <i>External jacket, dengan saturated steam</i>
	Temperatur : 150 °C
	Luas : 0,363 m ²
	Tebal jaket : 0,005 m
	Tinggi jaket : 0,811 m
Jumlah	: 1 unit

Harga : \$ 29.414

5. *Decanter* (DC-01)

Tugas : Memisahkan hasil keluaran reaktor (R-01) fase ringan yang berupa benzil klorida, benzil alkohol, natrium karbonat, toluena, dan air, dan fase berat natrium klorida, dan air

Jenis alat : *silinder horizontal decanter*

Bahan konstruksi : *Stainless steel 316 AISI*

Kondisi operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 50°C

Waktu tinggal : 10 menit

Spesifikasi : Diameter : 1,554 m

Panjang : 4,662 m

Tebal *shell* : 0,005 m

Tebal *head* : 0,005 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 5.896

6. Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan benzil alkohol sebagai hasil bawah menara distilasi (MD-01)

Jenis alat	: Distilasi <i>Sieve tray</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade</i>
Kondisi operasi	:
1. Kondisi operasi umpan	
Tekanan	: 1 atm
Suhu <i>bubble point</i>	: 114,999°C
Suhu <i>dew point</i>	: 191,574°C
2. Kondisi operasi <i>distilat</i>	
Tekanan	: 0,8 atm
Suhu <i>bubble point</i>	: 114,854°C
Suhu <i>dew point</i>	: 153,471°C
3. Kondisi operasi <i>bottom</i>	
Tekanan	: 1,1 atm
Suhu <i>bubble point</i>	: 205,056°C
Suhu <i>dew point</i>	: 205,131°C
4. Spesifikasi menara distilasi	
Seksi <i>rectifying</i>	: 17 plate
Seksi <i>stripping</i>	: 16 plate
Tinggi menara	: 12,240 m
Diameter puncak	: 0,822 m
Diameter dasar	: 0,822 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,005 m
Tebal <i>head</i>	: 0,005 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 369.057

7. *Screw Conveyor (SC-01)*

Fungsi : Memindahkan natrium karbonat dari gudang menuju *bucket elevator (BE-01)*

Jenis alat : *Closed belt conveyor*

Spesifikasi : Volume : 0,247 m³
 Diameter : 0,076 m
 Panjang : 5,029 m
 Daya : 0,080 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 1.279

8. *Bucket Elevator (BE-01)*

Fungsi : Memindahkan natrium karbonat dari *screw conveyor (SC-01)* menuju *hopper (HO-01)*

Jenis alat : *Centrifugal discharge bucket elevator*

Spesifikasi : Volume : 0,009 m³
 Jarak antar bucket : 0,305 m
 Tinggi elevator : 2,131 m

Jumlah bucket : 5

Daya motor : 1 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 7.324

9. Kondensor (CD-01)

Fungsi : Mengembungkan uap yang keluar dari menara distilasi (MD-01) pada suhu 153,471°C

Jenis alat : *Double pipe heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel*

Kebutuhan pendingin : 4742,921 kg/jam

Luas transfer panas : 9,035 m²

Spesifikasi *Annulus* : IPS : 4 in

OD : 4,500 in

ID : 4,026 in

Pressure drop : 0,009 psi

Spesifikasi *Inner pipe* : IPS : 3 in

OD : 3,500 in

ID : 3,068 in

Pressure drop : 0,011 psi

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 2.907

10. *Reboiler* (RB-01)

Fungsi	: Menguapkan hasil bawah menars distilasi (MD-01) pada suhu 205,130 °C pada suhu 210 °C	
Jenis alat	: <i>Kettle reboiler</i>	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>	
Kebutuhan <i>steam</i>	: 6,962 kg/jam	
Luas transfer panas	: 2,275 m ²	
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS	: 2,5 in
	OD	: 2,880 in
	ID	: 2,649 in
	<i>Pressure drop</i>	: 0,0002 psi
Spesifikasi <i>Inner pipe</i>	IPS	: 1,25 in
	OD	: 1,660 in
	ID	: 1,380 in
	<i>Pressure drop</i>	: 0,030 psi
Jumlah	: 1 unit	
Harga	: \$ 6.627	

11. Flash Drum

Fungsi	: Memisahkan benzil klorida, toluene, air, natrium karbonat, dan benzil alkohol sebelum masuk ke menara destilasi.
Jenis alat	: <i>Vertical drum</i>
Bahan konstruksi	: stainless steel 316
Suhu	: 210,06 C
Spesifikasi shell	: Diameter : 5,18 m Tinggi : 11,21 m Tebal : 0,25 in
Spesifikasi head	: Tebal : 0,25 in Tinggi : 1,10 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 46.853

12. Pompa

Nama Alat	Pompa-01 (P-01)	Pompa-02 (P-02)	Pompa-03 (P-03)	Pompa-04 (P-04)
Fungsi	Mengalirkan benzil klorida dari mobil tangki menuju Tangki-01 (T-01)	Mengalirkan bahan baku benzil klorida dari tangki (T-01) menuju <i>mixer</i> (M-01)	Mengalirkan hasil pencampuran dari <i>mixer</i> (M-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan hasil reaksi reaktor (R-01) menuju dekanter (DC-01)
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jenis Aliran	Turbulen	Turbulen	Turbulen	Turbulen
Laju Alir	561,577 kg/jam	561,577 kg/jam	4649,123 kg/jam	7523,200 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 1 in	IPS : 0,750 in	IPS : 2 in	IPS : 2 in
	ID : 1,049 in	ID : 0,824 in	ID : 2,067 in	ID : 2,067 in
	OD : 1,320 in	OD : 1,050 in	OD : 2,380 in	OD : 2,380 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 0,534 in ²	Luas area : 3,350 in ²	Luas area : 3,350 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 4,146 gpm	Kapasitas pompa : 2,931 gpm	Kapasitas pompa : 15,140 gpm	Kapasitas pompa : 26,975 gpm
	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m
	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m
	<i>Preassure head</i> : 0,233 m	<i>Preassure head</i> : 0,384 m	<i>Preassure head</i> : 0,296 m	<i>Preassure head</i> : 0,399 m
	<i>Friction head</i> : 0,016 m	<i>Friction head</i> : 0,007 m	<i>Friction head</i> : 0,003 m	<i>Friction head</i> : 0,006 m
	Daya motor : 0,05 Hp	Daya motor : 0,05 Hp	Daya motor : 0,25 Hp	Daya motor : 0,33 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	\$ 12.091	\$ 9.998	\$ 18.369	\$ 18.369

Nama Alat	Pompa-05 (P-05)	Pompa-06 (P-06)	Pompa-07 (P-07)	Pompa-08 (P-08)
Fungsi	Mengalirkan hasil pemisahan berupa fase berat dari decanter (DC-01) menuju unit pengolahan lanjut (UPL)	Mengalirkan hasil pemisahan decanter (DC-01) berupa fase ringan menuju menara distilasi (MD-01)	Mengalirkan hasil bawah flash drum (FD-01) di recycle menuju reaktorduk samping (T-03)	Mengalirkan produk akhir dari hasil bawah menara distilasi (MD-01) menuju tangki produk (T-02)
Jenis Alat	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>	Pompa <i>Centrifugal</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Jenis Aliran	Turbulen	Turbulen	Turbulen	Turbulen
Laju Alir	6968,375 kg/jam	4386,138 kg/jam	4386,138 kg/jam	2054,820 kg/jam
Spesifikasi Pompa	IPS : 2 in	IPS : 1 in	IPS : 2 in	IPS : 1,5 in
	ID : 2,067 in	ID : 1,049 in	ID : 2,067 in	ID : 1,610 in
	OD : 2,380 in	OD : 1,320 in	OD : 2,380 in	OD : 1,900 in
	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>	<i>Schedule : 40</i>
	Luas area : 3,350 in ²	Luas area : 0,864 in ²	Luas area : 3,350 in ²	Luas area : 2,040 in ²
Spesifikasi pompa	Kapasitas pompa : 24,381 gpm	Kapasitas pompa : 3,062 gpm	Kapasitas pompa : 24,212 gpm	Kapasitas pompa : 11,152 gpm
	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m	<i>Velocity head</i> : 0 m
	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m	<i>Static head</i> : 3 m
	<i>Preassure head</i> : 0 m	<i>Preassure head</i> : 0,894 m	<i>Preassure head</i> : 0 m	<i>Preassure head</i> : 0,159 m
	<i>Friction head</i> : 0,006 m	<i>Friction head</i> : 0,002 m	<i>Friction head</i> : 0,005 m	<i>Friction head</i> : 0,004 m
	Daya motor : 0,33 Hp	Daya motor : 0,05 Hp	Daya motor : 0,17 Hp	Daya motor : 0,08 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	\$ 18.369	\$ 12.091	\$ 18.369	\$ 16.509

13. Cooler

Nama Alat	<i>Cooler-01 (CO-01)</i>	<i>Cooler-02 (CO-02)</i>	<i>Cooler-03 (CO-03)</i>
Fungsi	Mendinginkan hasil keluaran Reaktor (R-01) dari suhu 110°C menjadi suhu 40°C	Mendinginkan hasil keluaran decanter menuju tangki-02 suhu 50°C menjadi suhu 30°C	Mendinginkan hasil bawah Flash Drum (FD-01) dari suhu 210°C menjadi suhu 30°C
Jenis Alat	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kebutuhan Pendingin	1439,710 kg/jam	1569,912 kg/jam	6252,172kg/jam
Luas Transfer Panas	34,281 m ²	6,532 m ²	34,281 m ²
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS : 4 in	IPS : 2 in	IPS : 4 in
	ID : 4,500 in	ID : 2,380 in	ID : 4,500 in
	OD : 4,026 in	OD : 2,067 in	OD : 4,026 in
	<i>Pressure drop</i> : 3,681 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,233 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,515 psi
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	IPS : 3 in	IPS : 1,25 in	IPS : 3 in
	ID : 3,500 in	ID : 1,660 in	ID : 3,500 in
	OD : 3,068 in	OD : 1,380 in	OD : 3,068 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,037 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,005 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,001 psi
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	\$ 4.767	\$ 2.558	\$ 3.953

Nama alat	Cooler-04 (CL-04)	Cooler-05 (CL-05)	Cooler-06 (CL-06)
Fungsi	mendinginkan hasil atas keluaran Flash drum (FD-01)	mendinginkan hasil bawah menara destilasi (MD-01)	Mendinginkan hasil atas keluaran Menara Distilasi
Jenis Alat	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kebutuhan Pendingin	21418,712 kg/jam	6708,816 kg/jam	9464,43 kg/jam
Luas Transfer Panas	56,875 ft2	69,204 ft2	129,199 ft2
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS : 4 in	IPS : 4 in	IPS : 2 in
	ID : 4,500 in	ID : 4,500 in	ID : 2,38 in
	OD : 4,026 in	OD : 4,026 in	OD : 2,067 in
	<i>Pressure drop</i> : 3,681 psi	<i>Pressure drop</i> : 3,681 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,233 psi
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	IPS : 3 in	IPS : 3 in	IPS : 1,25 in
	ID : 3,500 in	ID : 3,500 in	ID : 1,660 in
	OD : 3,068 in	OD : 3,068 in	OD : 1,380 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,037 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,037 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,005 psi
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 3.200	\$ 3.500	\$ 4300

14. Heater

Nama Alat	<i>Heater-01 (HE-01)</i>	<i>Heater-02 (HE-02)</i>	<i>Heater-3(HE-3)</i>
Fungsi	Memanaskan umpan campuran natrium karbonat dan air sebelum masuk reaktor (R-01) dari suhu 31°C menjadi suhu 110°C	Memanaskan Umpan keluar tangki (T-01) masuk reaktor (R-01) dari suhu 30°C menjadi suhu 110°C	Memanaskan Umpan keluar Decanter (DC-01) masuk menara distilasi (MD-01) dari 40°C menjadi suhu 153,287°C dengan pemanas Steam Jenuh pada suhu 170 °C
Jenis Alat	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kebutuhan <i>Steam</i>	498,239 kg/jam	32,770 kg/jam	861,147 kg/jam
Luas Transfer Panas	11,608 m ²	1,053 m ²	33,376 m ²
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS : 4 in	IPS : 2 in	IPS : 4 in
	ID : 4,500 in	ID : 2,380 in	ID : 4,500 in
	OD : 4,026 in	OD : 2,067 in	OD : 4,026 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,054 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,035 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,017 psi
Spesifikasi <i>Inner Pipe</i>	IPS : 3 in	IPS : 1,25 in	IPS : 3 in
	ID : 3,500 in	ID : 1,660 in	ID : 3,500 in
	OD : 3,068 in	OD : 1,380 in	OD : 3,068 in
	<i>Pressure drop</i> : 0,119 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,016 psi	<i>Pressure drop</i> : 0,013 psi
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	\$ 3.255	\$ 1.395	\$ 4.767

15. Tangki

Nama Alat	Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01)	Tangki Penyimpanan Produk samping Nacl (T-02)	Tangki Penyimpanan Produk Benzil alkohol (T-03)
Fungsi	Menyimpan bahan baku baku benzil klorida	Menyimpan produk samping berupa Nacl	Menyimpan produk akhir berupa benzil alkohol
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>Torispherical dishead head</i>
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 167 Grade 11	Stainless Steel SA 167 Grade 11	Stainless Steel SA 167 Grade 11
Kondisi Operasi	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 1 atm
	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C
Waktu Tinggal	7 hari	7 hari	7 hari
Spesifikasi	Volume : 641,007 m ³	Volume : 327,181 m ³	Volume : 166,929 m ³
	Diameter tangki : 12,192 m	Diameter tangki : 10,668 m	Diameter tangki : 7,620 m
	Tinggi tangki : 5,486 m	Tinggi tangki : 3,658 m	Tinggi tangki : 3,658 m
	Tebal <i>shell</i> : 0,005 m	Tebal <i>shell</i> : 0,005 m	Tebal <i>shell</i> : 0,005 m
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Harga	\$ 350.527	\$ 270.539	\$ 173.926

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas produksi pabrik. Diperkirakan kebutuhan benzil alkohol akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan dengan kapasitas produksi sebesar 12.000 ton/tahun yang bahan bakunya adalah benzil klorida yang dapat diperoleh dari luar negeri yaitu Shandong Luxi Chemical Salo Co. Ltd di China, sedangkan untuk bahan baku natrium karbonat diperoleh dari PT. Aneka Kimia Raya di Surabaya.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 LOKASI PABRIK

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan proses suatu pabrik agar pabrik tersebut dapat beroperasi dengan baik, lokasi pabrik direncanakan akan didirikan di Gresik Jawa Timur. Adapun beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik benzil alkohol ini :

4.1.1 Pengadaan Bahan Baku

Bahan baku benzil alkohol adalah benzil klorida yang diperoleh dari *Shandong Liaocheng Luxi Chemical Sale Co. Ltd, China* dan natrium karbonat dari PT. Aneka Kimia Raya, Surabaya, Jawa Timur. Oleh karena itu untuk mendapatkan kemudahan akses bahan baku ada baiknya lokasi pabrik berdekatan dengan pelabuhan dan penyedia bahan baku.

4.1.2 Sarana Penunjang seperti air

Pabrik ini memerlukan air yang relatif banyak baik untuk alat-alat pendingin, steam dan keperluan lainnya. Untuk pemenuhan kebutuhan ini pengadaan air diambil dari anak sungai Bengawan Solo.

4.1.3 Tenaga Kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak, sehingga penyedia tenaga kerja tidak begitu sulit untuk diperoleh. Tenaga kerja dengan pendidikan menengah atau kejuruan bisa di dapat dari daerah sekitar pabrik. Sedangkan untuk tenaga kerja ahli dapat diambil dari lulusan sarjana.

4.1.4 Pemasaran

Fokus pemasaran benzil alkohol ini adalah kedalam negeri agar nantinya tidak perlu mengimpor benzil alkohol dan kebutuhannya mencukupi.

4.1.5 Sarana Transportasi

Sarana transportasi baik darat maupun laut cukup memadai, sehingga penistrbusian bahan baku dan produk dapat berjalan dengan lancar.

4.1.6 Iklim

Keadaan iklim dan cuaca khususnya di daerah gresik jawa timur cukup baik.

4.1.7 Lingkungan

Lokasi pabrik benzil alkohol ini dikawasan industri, sehingga faktorn perundang-undangan dan peraturan setempat tidak jadi masalah. Setelah melalui studi kelayakan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL), masalah polusi baik polusi udara, polusi suara dan polusi air bisa diatasi.

4.1.8 Letak daerah

Pabrik akan didirikan di sebuah Kawasan Industri yang jauh dari kepadatan penduduk sehingga tersedia lahan yang cukup luas dengan infrastruktur yang cukup memadai.



Gambar 4.1 Tampilan *Google Earth* Lokasi Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik

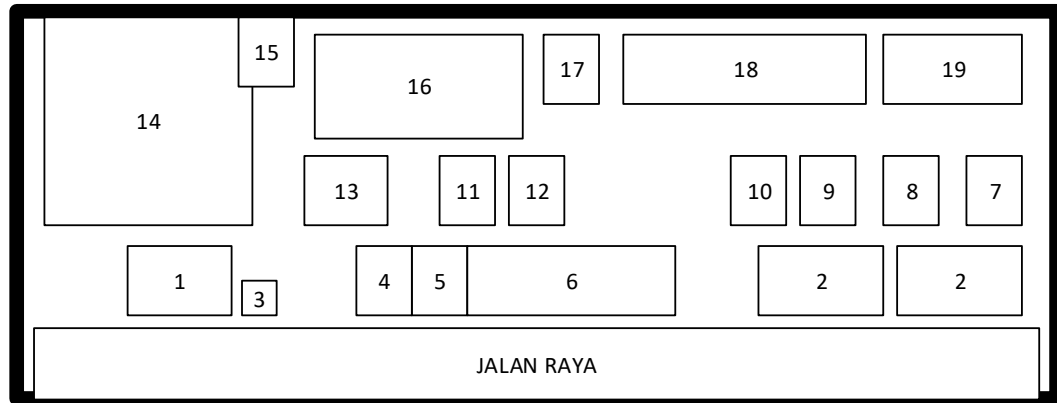
Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Untuk mencapai kondisi yang optimal, hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Pabrik Benzil Alkohol ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga penentuan *lay out* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.

3. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
4. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *out door* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*.
5. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan atau lahan. (Vilbrandt, 1959)

Secara garis besar *lay out* dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
- b. Daerah proses
Merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- c. Daerah gudang
Merupakan daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.
- d. Daerah utilitas
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan. (Vilbrandt, 1959)



Gambar 4.2 *Layout* pabrik Benzil Alkohol skala 1:1000

Keterangan :

- | | |
|----------------------|----------------------------|
| 1. Area parkir truk | 11. Bengkel |
| 2. Area Parkir utama | 12. Unit Pemadam Kebakaran |
| 3. Pos Keamanan | 13. Gudang |
| 4. Masjid | 14. Area Utilitas |
| 5. Taman | 15. Control Utilitas |
| 6. Kantor utama | 16. Area Proses |
| 7. Kantin | 17. Control Room |
| 8. Poliklinik | 18. Area Tangki |
| 9. Laboratorium | 19. Area Perluasan Pabrik |
| 10. Perpustakaan | |

4.3 Tata Letak Alat

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pada Pabrik Benzil Alkohol, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. 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.

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan *lay out* 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.

5. Pertimbangan ekonomi

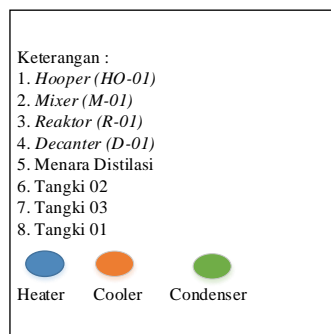
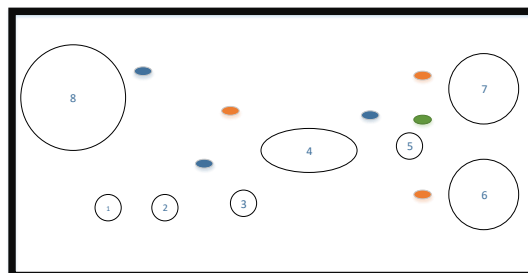
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Untuk 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 (Vilbrandt, 1959).

Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

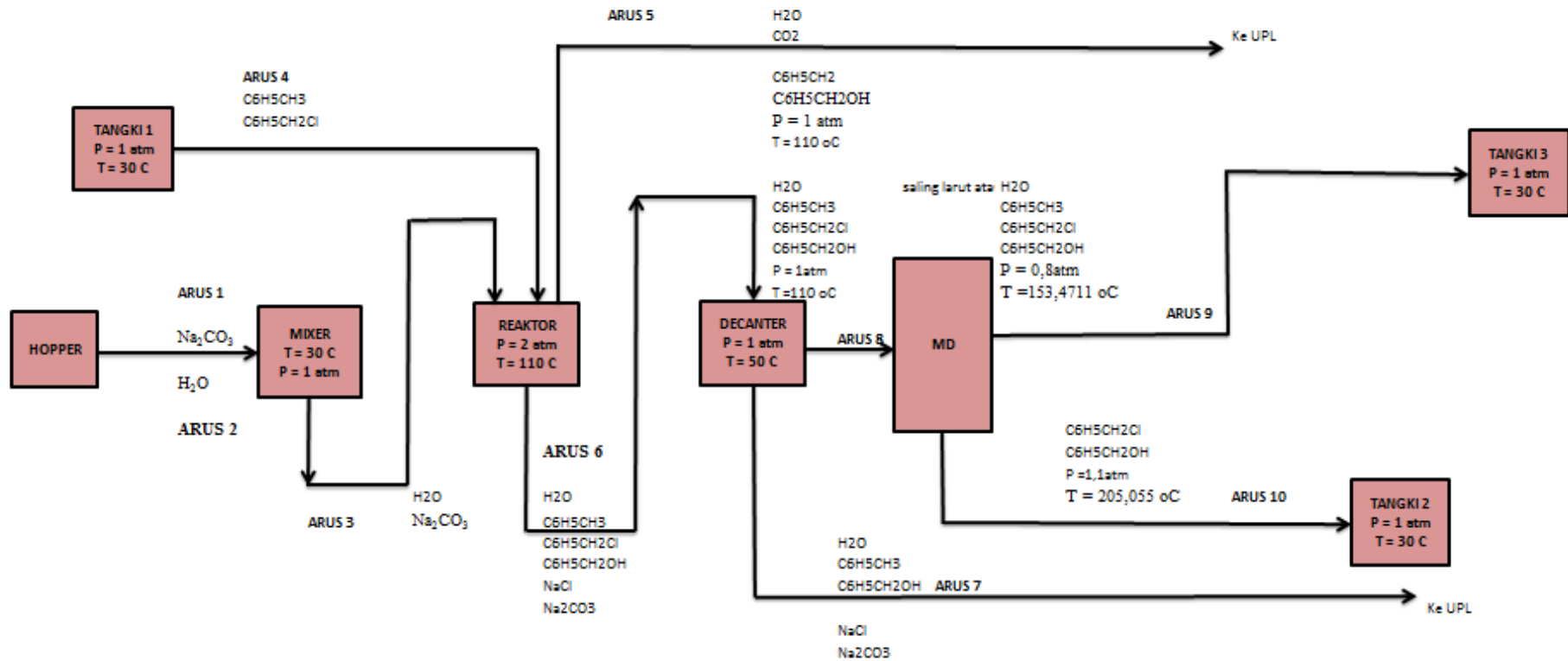
- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Dapat mengefektifkan luas lahan yang tersedia
- Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Skala 1:500

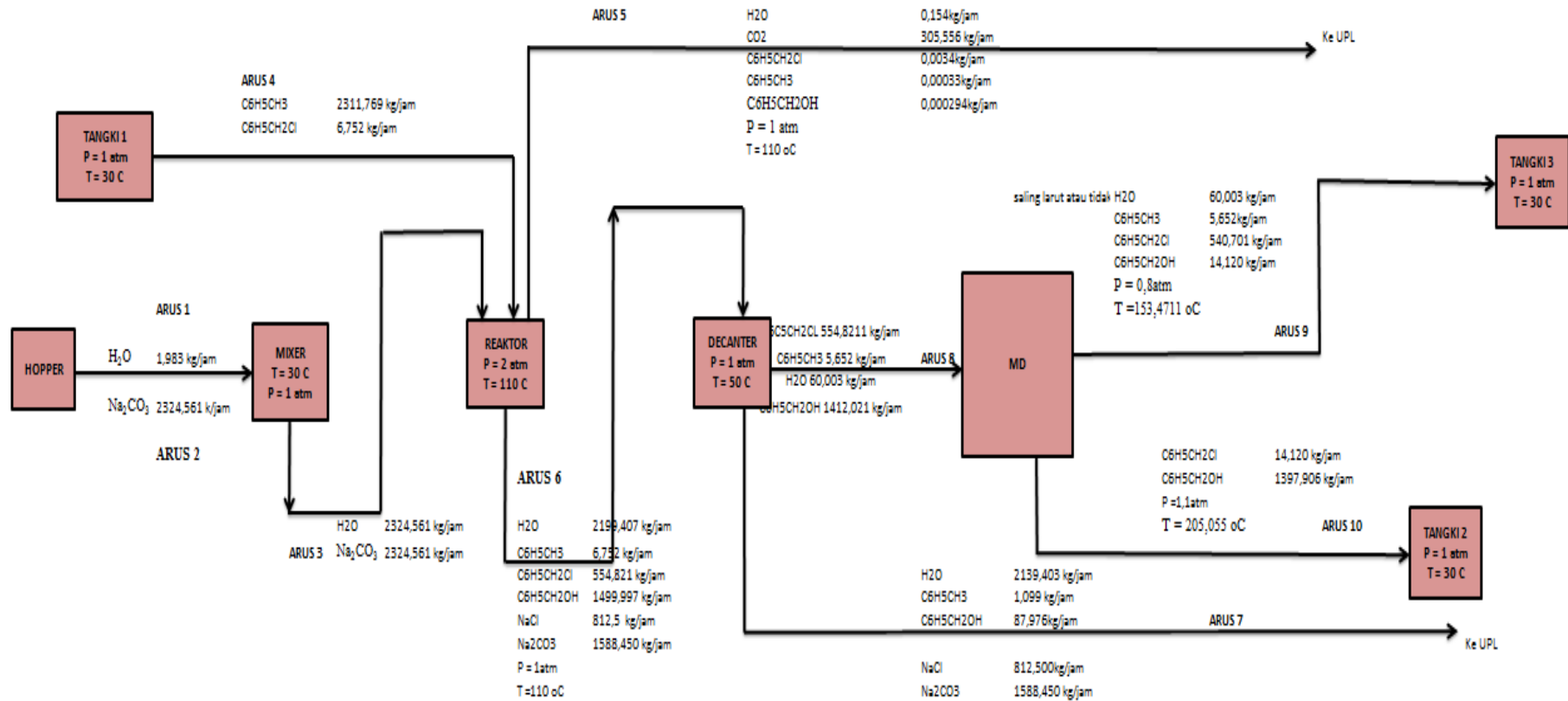
4.4 Alir proses dan Material

4.4.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Benzil Alkohol

4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Benzil Alkohol

4.4.3 NERACA MASSA

a. Neraca massa total

Tabel 4.1 Neraca massa total

Neraca Massa Masuk		Neraca Massa Keluar	
Arus 1		Arus 3	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
8,4663	893,7060	58,0320	1785,8880
Arus 2		Arus 5	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
49,5657	892,1820	6,9574	305,9787
Arus 4 (Termasuk Recycle)		Arus 6	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
125,5142	5063,0720	118,5568	4757,0933
Arus 6		Arus 7	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
118,5568	4757,0933	16,6125	862,0997
Arus 8		Arus 8	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
101,9442	3894,9936	101,9442	3894,9936
Arus 10		Arus 9	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
98,1095	3497,5295	3,8348	397,4641
Arus 11		Arus 12	
kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
84,0943	1981,6802	14,0151	1515,8493

Total Input	Total Output
18998,5765	18998,5765

b. Neraca massa per alat

- Neraca massa pada *Mixer* (M-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa pada *Mixer* (M-01)

Komponen	Input				Output	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Na ₂ CO ₃	8,4240	892,9440	0,0000	0,0000	8,4240	892,9440
H ₂ O	0,0423	0,7620	49,5657	892,1820	49,6080	892,9440
Sub Total	8,4663	893,7060	49,5657	892,1820	58,0320	1785,8880
Total	1785,8880				1785,8880	

- Neraca massa pada Reaktor (R-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa pada *Reaktor* (R-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 4		Arus 5 (Fase Uap)		Arus 6 (Fase Cair)	
	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,3904	555,3907	0,0000	0,0034	4,3904	555,3873
C ₆ H ₅ CH ₃	0,0566	5,2084	0,0000	0,0003	0,0566	5,2081
Na ₂ CO ₃	2,9449	312,1636	0,0000	0,0000	2,9449	312,1636
H ₂ O	82,5976	1486,7577	0,0058	0,1046	82,5918	1486,6531
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	14,6700	1584,3553	0,0000	0,0031	14,6699	1584,3522
NaCl	13,9031	813,3290	0,0000	0,0000	13,9031	813,3290
CO ₂	6,9515	305,8673	6,9515	305,8673	0,0000	0,0000
Sub Total	125,5142	5063,0720	6,9574	305,9787	118,5568	4757,0933
Total	5063,0720		5063,0720			

- Neraca Massa pada *Decanter* (D-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa pada *Decanter* (D-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 6		Arus 7 (Heavy Steam)		Arus 8 (Light Steam)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,3904	555,3873	0,0000	0,0000	4,3904	555,3873
C ₆ H ₅ CH ₃	0,0566	5,2081	0,0000	0,0000	0,0566	5,2081
Na ₂ CO ₃	2,9449	312,1636	0,0000	0,0000	2,9449	312,1636
H ₂ O	82,5918	1486,6531	2,7095	48,7707	79,8824	1437,8825
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	14,6699	1584,3522	0,0000	0,0000	14,6699	1584,3522
NaCl	13,9031	813,3290	13,9031	813,3290	0,0000	0,0000
Sub Total	118,5568	4757,0933	16,6125	862,0997	101,9442	3894,9936
Total	4757,0933		4757,0933			

- Neraca Massa pada *Flash Dum* (FD-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa pada *Flash Dum* (FD-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 8		Arus 9 (Fase Cair)		Arus 10 (Fase Uap)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,3904	555,3873	0,1170	14,8043	4,2734	540,5830
C ₆ H ₅ CH ₃	0,0566	5,2081	0,0003	0,0320	0,0563	5,1761
Na ₂ CO ₃	2,9449	312,1636	2,9449	312,1636	0,0000	0,0000
H ₂ O	79,8824	1437,8825	0,1440	2,5925	79,7383	1435,2900
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	14,6699	1584,3522	0,6284	67,8718	14,0415	1516,4804
Sub Total	101,9442	3894,9936	3,8348	397,4641	98,1095	3497,5295
Total	3894,9936		3894,9936			

- Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.6 Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 10		Arus 11 (Hasil Atas)		Arus 12 (Hasil Bawah)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,2734	540,5830	4,1536	525,4245	0,1198	15,1585
C ₆ H ₅ CH ₃	0,0563	5,1761	0,0563	5,1761	0,0000	0,0000
H ₂ O	79,7383	1435,2900	79,7383	1435,2900	0,0000	0,0000
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	14,0415	1516,4804	0,146200	15,7896	13,8953	1500,6908
Sub Total	98,1095	3497,5295	84,0943	1981,6802	14,0151	1515,8493
Total	3497,5295		3497,5295			

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Dalam suatu industri kimia utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya proses dalam suatu pabrik. Utilitas ini menyediakan kebutuhan air, listrik, steam dan udara tekan.

Unit utilitas yang ada pada pabrik benzil alkohol adalah :

4.5.3 Unit pengadaan air

Sumber air untuk memenuhi kebutuhan pabrik benzil alkohol berasal dari sungai Bengawan Solo. Air diperoleh dari sungai yang akan diproses terlebih dahulu. Air yang telah diproses kemudian digunakan sebagai air proses, air pendingin, air umpan *boiler*, air konsumsi dan sanitasi. Untuk air umpan boiler harus dilunakkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kesadahanannya dengan proses *demineralisasi*, *deaerasi* dan penambahan senyawa-senyawa kimia tertentu.

Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi.

Bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses pengolahan air adalah $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, Na_2CO_3 , Kaporit, HCl, NaOH.

A. Proses Pengolahan Air Sungai

Proses pengolahan air sungai meliputi:

1. Pemisahan kotoran dari air sungai

Pemisahan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik, berupa kayu, sampah dan lain-lain.

2. Pengendapan lumpur

Tahap kedua adalah penampungan air sungai kedalam bak air sungai dan selanjutnya dialirkan kebak penampung sementara yang ada di dalam pabrik. Pada fase ini, diharapkan lumpur, pasir dapat mengendap.

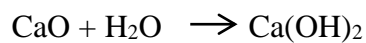
3. Flokulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mendapatkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), dengan fungsi sebagai koagulan. Selain sifat fisik, masalah yang terdapat pada air sungai adalah sifat-sifat kimianya. Hal ini dikarenakan air sungai tersebut

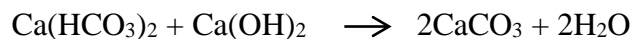
mengandung zat-zat yang terlarut di dalamnya, yang dengan sendirinya akan mempengaruhi sifat fisis dan kimia air sungai tersebut.

Sifat kimia yang sering menjadi masalah adalah kesadahan, yang terdiri dari:

- a. Kesadahan sementara, yaitu air mengandung senyawa $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$. Untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang diperoleh dari CaO yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi:

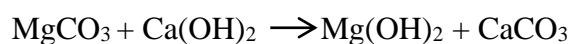
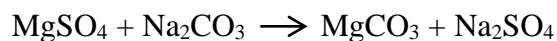
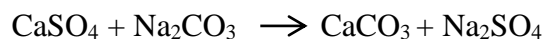


$\text{Ca}(\text{OH})_2$ ditambahkan kedalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi:



Dari reaksi diatas terlihat larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alam menjadi lebih efektif.

- b. Kesadahan tetap, yaitu air mengandung senyawa-senyawa CaSO_4 , MgSO_4 , MgCO_3 . Untuk menghilangkan kesadahan tetap digunakan Na_2CO_3 , dengan reaksi:



4. Penyaringan *sand filter*

Pada tahap ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas *chlorine* untuk membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

B. Ion Exchanger (Pertukaran Ion)

Sistem pertukaran ion ini digunakan untuk memindahkan ion-ion mineral yang tidak diharapkan pada suatu sistem penjernihan air. Suatu *ion exchanger* memiliki batas kapasitas untuk menyimpan dari ion-ion yang akan dibersihkan. Karena itu, setelah masa pemakaian pada waktu tertentu *ion exchanger* ini akan menjadi jenuh sehingga perlu diregenerasi dengan melakukan pencucian.

Proses air bersih yang dilewatkan ke *ion exchanger* ini digunakan untuk kebutuhan penyediaan *steam*, sehingga tidak menimbulkan kerak pada bagian unit tersebut. Unit *ion exchanger* ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu:

1. Unit *kation exchanger*

Kation exchanger pada umumnya digunakan untuk mengeluarkan ion-ion yang tidak diinginkan dari larutan tanpa merubah konsentrasi total ion atau pH. Resin biasanya menggunakan ion Na^+ untuk menyerap, karena ion sodium

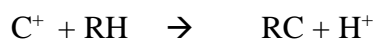
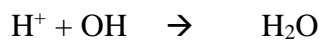
biasanya mempunyai afinitas yang rendah sehingga mempunyai kemampuan untuk mengadsorpsi metal lain.

(Rohm dan Haas, 1989)

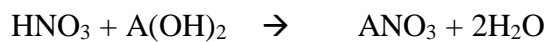
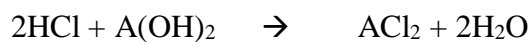
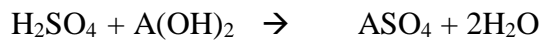
2. Unit *anion exchanger*

Anion exchanger dapat dihasilkan dari berbagai resin atau bentuk dari senyawa *styrene, divinyl benzene*. *Anion exchanger* merupakan gugus fungsi dari amina. *Anion exchanger* jenis basa kuat hanya dapat mengambil ion dari asam kuat seperti HCl dan HNO₃.

Reaksi umum yang ada pada proses tersebut adalah:



Contoh reaksi yang terjadi:



(Rohm dan Haas, 1989)

Untuk meregenerasi anion digunakan pencucian dengan basa kuat.

Reaksi yang terjadi:



COH misalnya: NaOH atau KOH

3. Air yang keluar dari *ion exchanger*, kemudian dialirkan ke tangki deaerator dengan tujuan untuk menghilangkan gas-gas korosif dengan cara menambahkan Na_2SO_3 sebagai zat pengikat.

Kebutuhan Air :

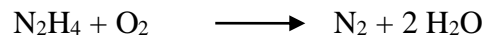
a. Kebutuhan air pendingin	= 35104,826 kg/jam
b. Kebutuhan air steam	= 2338,253 kg/jam
c. Kebutuhan air domestik	= 3951,408 kg/jam
d. Kebutuhan air <i>service water</i>	= 1000,000 kg/jam
Jumlah	= 42394,488 kg/jam
Dengan jumlah Air <i>make up</i>	= 1193,564 kg/jam

4.5.4 *Steam*

Steam yang dibuat untuk menunjang pabrik Benzil Alkohol adalah *Saturated Steam*. *Steam* yang harus dibangkitkan adalah *steam* jenuh sebanyak 2338,253 kg/jam. *Steam* digunakan untuk keperluan pemanas pada *reboiler* dan *heater*.

Sistem penyedia steam terdiri dari deaerator dan boiler. Air yang masuk di dalam *boiler* atau air yang digunakan sebagai umpan didalam *boiler* (BFW) harus bebas dari sadah, bebas logam dan mineral dan bebas gas tersuspensi. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*). *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung

dalam drum dari deaerator. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



4.5.5 Udara tekan

Unit penyedia udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti untuk menggerakkan *control valve* serta untuk pembersihan peralatan pabrik. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik, hanya saja udara tersebut harus dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *compressor*. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan *compressor* dan didistribusikan melalui pipa-pipa.

Kebutuhan udara tekan diperkirakan sebanyak 37,382 m³/jam. Udara disaring dengan penyaring udara kemudian di tekan dengan kompresor sampai diperoleh tekanan sebesar 5,921 atm. Setelah dari kompresor udara kemudian dilewatkan kedalam tangki silika gel untuk menghilangkan uap air yang terbawa sehingga diperoleh udara kering. Kemudian udara kering ditampung dalam tangki udara tekan.

4.5.6 Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik dalam pabrik, diambil dari PLN dan sebagai cadangan adalah generator set untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Listrik untuk keperluan proses
2. Listrik untuk keperluan pengolahan air
3. Listrik untuk penerangan dan AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Pada perancangan pabrik *Benzyl Alcohol* ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan. Total kebutuhan listrik pada pabrik benzil alkohol ini adalah 32,023 KW. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan:

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan.

Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 phase. Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk keperluan alat proses
2. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas
3. Listrik untuk kantor dan mess

4.5.7 Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler*, dan *generator*. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk *generator* sedangkan untuk *boiler* digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*. Untuk menjalankan generator digunakan bahan bakar:

- a. Tipe bahan : solar
- b. *Heating value* : 45766,3760
- c. Efisiensi bahan bakar : 80%

Untuk kebutuhan *fuel oil* pada *boiler* adalah 6.971.616 kg/tahun, sedangkan untuk kebutuhan solar pada *generator* adalah 43.096,290 kg/tahun

4.5.8 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Saringan Pasir

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

Luas Penampang : 49,121 ft²

Tinggi : 1,144 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 106.453

2. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai.

Kapasitas : 356,319 m³

Dimensi : Panjang = 8,9322 m ; Lebar = 8,9322 m ; Tinggi = 4,4661 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 154.278

3. Bak *Flokulator*

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

Kapasitas : 50,873 m³

Dimensi : Tinggi = 4,016 m ; Diameter = 4,016 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 41.156

4. Bak Air Bersih

Fungsi : Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter

Kapasitas : 50,873 m³

Dimensi : Panjang = 4,668 m ; Lebar = 4,668 m ; Tinggi = 2,334 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 41.156

5. Bak Air Pendingin

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin

Kapasitas : 42,125 m³

Dimensi : Panjang = 4,383 m ; Lebar = 4,383 m ; Tinggi =
2,192 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 36.157

6. *Screening*

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

Bahan : Aluminium

Dimensi : Panjang = 10 ft; Lebar = 8 ft; Diameter lubang saringan = 1 cm

Harga : \$ 27.554

7. Tangki Klorinasi (TU-01)

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

Kapasitas : 4,741 m³

Dimensi : Diameter = 1,821 m ;Tinggi = 1,821 m

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 5.453

8. Tangki Air Bersih (TU-02)

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Kapasitas	: 113,800 m ³
Dimensi	: Diameter =5,253 m ;Tinggi =5,253 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 71.035

9. Tangki *Kation Exchanger* (TU-03)

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.
Type Alat	: Tangki Silinder tegak di isi dengan butir-butir resin
Volume resin	: 23163,793 grain
Volume tangki	: 8030,112 gall
Dimensi	: D=0,493 m ; T = 1,371 m
Jumlah	:1 unit
Harga	: \$ 14.040

10. Tangki *Anion Exchanger* (TU-04)

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl,SO ₄ , dan NO ₃ .
Type Alat	: Tangki Silinder tegak di isi dengan butir-butir resin
Volume resin	: 77212,643 grain

Volume tangki : 2470,803 gall
Dimensi : D=0,493 m ; T = 1,371 m
Jumlah : 1 unit
Harga : \$ 21.280

11. Tangki H₂SO₄ (TU-05)

Fungsi : Menampung/menyimpan larutan H₂SO₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.
Jenis : Tangki silinder tegak
Volume : 1,703 m³
Dimensi : D = 1,294 m ; H= 1,294 m
Bahan : Stainless Steel
Jumlah : 1 unit
Harga : \$ 4.069

12. Tangki NaOH (TU-06)

Fungsi : Menampung/ menyimpan larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi Anion Exchanger
Jenis : Tangki silinder tegak
Volume : 1,063 m³
Dimensi : D = 1,106 m ; H= 1,106 m
Jumlah : 1 unit
Harga : \$ 3.023

13. Tangki N_2H_4 (TU-07)

Fungsi	: Menyimpan larutan N_2H_4
Jenis	: Tangki silinder tegak
Volume	: 2,852 m ³
Dimensi	: D = 1,537 m ; H= 1,537 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 5.813

14. Tangki *Service Water*

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan layanan umum
Jenis	: Tangki silinder tegak
Volume	: 28,800 m ³
Dimensi	: D = 3,323 m ; H= 3,323 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 27.903

15. *Clarifier* (C-01)

Fungsi	:Mengendapkan gumpalan-gumpalan yang terbentuk di bak flokulator
Kapasitas	: 56,369 m ³
Dimensi	: Diameter = 4,156; Tinggi = 4,156 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 85.084

16. *Cooling Tower* (CT-01)

Fungsi	: Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas Area	: 5,515 m ²
Dimensi	: Panjang = 2,348 m, Lebar = 2,348 m,
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 194.156

17. *Blower Cooling Tower*

Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Tekanan	: 17,515 psi
Power Motor	: 5 HP
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 122.190

18. *Deaerator* (D-01)

Fungsi	: Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i> .
Jenis	: Tangki silinder tegak
Volume	: 2,805 m ³
Dimensi	: D=1,529 m ; H=1,529 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$6.536

19. Boiler

Fungsi	: Membuat <i>steam</i> jenuh pada tekanan 18,8240 atm
Jenis	: <i>Water Tube Boiler</i>
Kebutuhan steam	: 2338,253 kg/jam
Volume bahan bakar	: 4821,520 gallon
Dimensi	: D= 3,317 m ; H = 6,634 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 330.530

20. Kompresor

Fungsi	: Mengompres udara menjadi udara bertekanan
Jenis	: <i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>
Daya Kompresor	: 5 HP
Dimensi	: D = 0,267 m; H= 0,534 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 8.371

21. Spesifikasi Alat Pompa

Nama Alat	Fungsi	Jenis	Kapasitas (gpm)	Daya (HP)	Jumlah (unit)	Harga
Pompa Utilitas (PU-01)	Mengalirkan air dari <i>screening</i> ke bak pengendap	<i>Centrifugal Pump</i>	255,371	0,669	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-02)	Mengalirkan air dari bak pengendap ke bak <i>flokulator</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	255,371	0,669	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-03)	Mengalirkan air dari bak <i>flokulator</i> menuju <i>clarifier</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	218,949	0,572	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-04)	Mengalirkan air dari <i>clarifier</i> menuju ke <i>sand filter</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	218,949	0,626	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-05)	Mengalirkan air dari <i>sand filter</i> ke bak air bersih	<i>Centrifugal Pump</i>	230,473	0,594	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-06)	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju area kebutuhan air	<i>Centrifugal Pump</i>	218,949	0,563	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-07)	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area kebutuhan domestic	<i>Centrifugal Pump</i>	20,407	0,053	2	\$ 18.369
Pompa Utilitas (PU-08)	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	<i>Centrifugal Pump</i>	20,407	0,053	2	\$ 18.369
Pompa Utilitas (PU-09)	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area kebutuhan domestic	<i>Centrifugal Pump</i>	20,407	0,053	2	\$ 18.369
Pompa Utilitas (PU-10)	Mengalirkan air dari tangki <i>service water</i> pendingin menuju area kebutuhan <i>service water</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	5,164	0,013	2	\$15.579

Nama Alat	Fungsi	Jenis	Kapasitas (gpm)	Daya (HP)	Jumlah (unit)	Harga
Pompa Utilitas (PU-11)	Mengalirkan air dari tangki <i>service water</i> pendingin menuju area kebutuhan <i>service water</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	5,164	0,013	2	\$ 15.579
Pompa Utilitas (PU-12)	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> menuju bak pendingin	<i>Centrifugal Pump</i>	181,301	0,464	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-13)	Mengalirkan air dari bak air pendingin ke bak <i>cooling tower</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	181,301	0,464	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-14)	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> menuju bak pendingin	<i>Centrifugal Pump</i>	181,301	0,464	2	\$ 38.366
Pompa Utilitas (PU-15)	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari TU-07 ke Tangki <i>Kation Exchanger</i> (TU-04)	<i>Centrifugal Pump</i>	0,010	0,00002683	2	\$ 6.743
Pompa Utilitas (PU-16)	Mengalirkan air dari Tangki <i>kation Exchanger</i> (TU-04) ke Tangki <i>Anion Exchanger</i> (TU-05)	<i>Centrifugal Pump</i>	12,076	0,031	2	\$ 20.229
Pompa Utilitas (PU-17)	Mengalirkan NaOH dari TU-06 ke Tangki <i>Anion Exchanger</i> (TU-05)	<i>Centrifugal Pump</i>	0,007	0,00001789	2	\$ 6.743
Pompa Utilitas (PU-18)	Mengalirkan air dari tangki <i>anion exchanger</i> (TU-05) ke tangki <i>deaerator</i> (De-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	12,076	0,031	2	\$ 20.223
Pompa Utilitas (PU-19)	Mengalirkan N ₂ H ₄ dari TU-07 ke tangki <i>deaerator</i> (De-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	0,000362	0,000000922	2	\$ 6.743
Pompa Utilitas (PU-20)	Mengalirkan air dari tangki <i>deaerator</i> (De-01) menuju <i>Boiler</i> (BO-01)	<i>Centrifugal Pump</i>	12,076	0,031	2	\$ 20.229

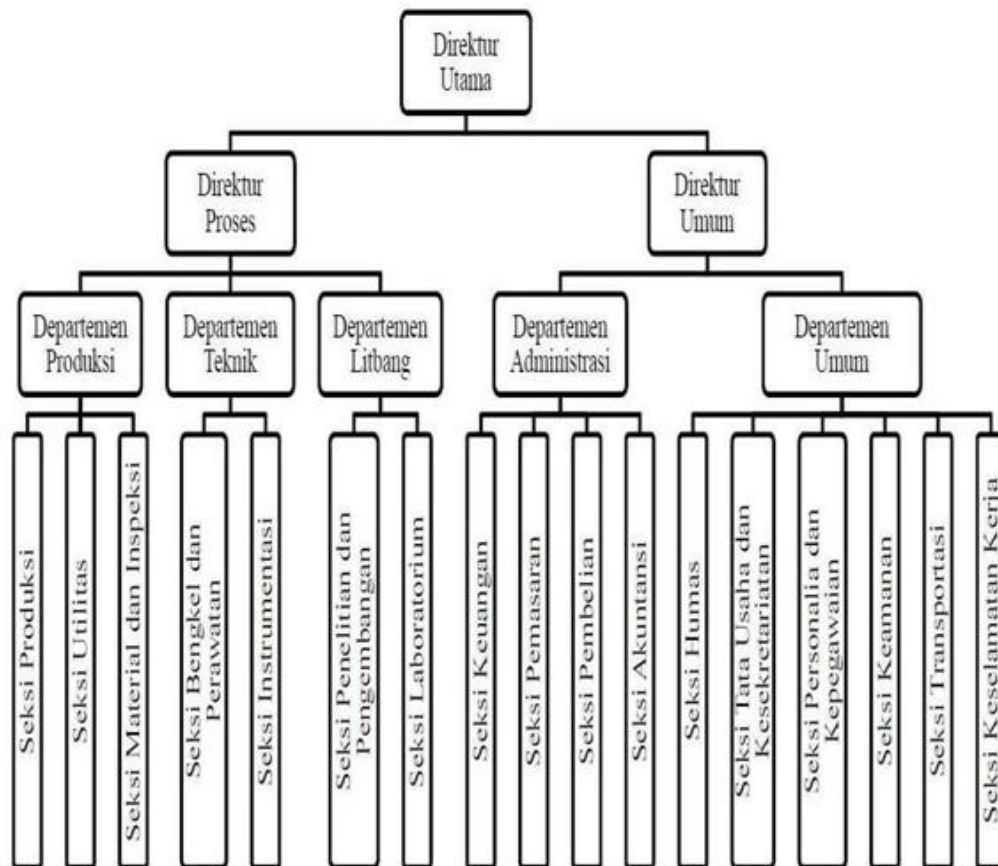
4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.3 Bentuk Perusahaan

Sesuai dengan keadaan dan kebutuhan perusahaan, maka pabrik Benzil Alkohol ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Status perusahaan ini adalah perusahaan swasta dengan kapasitas 12.000 ton/tahun.

4.6.4 Struktur Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan menggunakan sistem Staff and line (sistem garis), Hal ini disesuaikan kapasitas pabrik. Dengan sistem ini hanya ada satu otoritas garis di mana terdapat seorang atasan dan beberapa orang bawahannya. Dalam hal ini perintah (kebijaksanaan perusahaan) mengalir dari atas (direktur) kebawahannya (karyawan). Tanggung jawab, tugas dan juga wewenangnya berbeda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi ada pada rapat umum pemegang saham.



Gambar 4. 5 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.5 Tugas dan Wewenang

4.6.5.1 Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pada perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas terdapat Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), dimana pada rapat tersebut pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur

3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

4.6.5.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris meliputi :

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

4.6.5.3 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 kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur Utama membawahi :

- a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.5.4 Kepala Bagian

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

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

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

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.5.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bidang masing-masing agar memperoleh hasil-hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala bidangnya masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

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

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

7. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

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

8. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

11. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

12. Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

13. Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.6.6 Rencana Kerja

Dalam kegiatan operasi, pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330 hari dalam setahun. Pembagian jam kerja dibedakan berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

1. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga yang secara langsung menangani produksi. Kelompok kerja *shift* ini dibagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok dimana setiap hari 3 kelompok bertugas dan 1 kelompok istirahat, dengan pengaturan *shift* sebagai berikut:

Shift I (pagi) : jam 07.00–15.00 WIB

Shift II (siang) : jam 15.00–23.00 WIB

Shift III (malam) : jam 23.00–07.00 WIB

Tabel 4.7 Pembagian kerja menurut shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III	
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I
C	II		III	III	III		I	III	I		II	I
D	III	III		I	II	I		II	II	II		III

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja shift



: Libur

2. Karyawan *nonshift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas, staf seksi, dan semua karyawan bagian umum. Karyawan *non shift* bekerja selama 5 hari kerja dalam seminggu dan libur pada hari Sabtu dan Minggu serta hari-hari libur nasional. Sehingga total kerjanya 45 jam seminggu.

Dengan peraturan sebagai berikut:

Senin–Kamis : Jam 07.30–16.30 WIB

Jam 12.00–13.00 WIB (istirahat)

Jumat : Jam 07.30–17.00 WIB

Jam 11.00–13.30 WIB (istirahat)

4.6.7 Sistem Penggajian Karyawan

1. Sistem gaji pegawai di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

a. Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.

Besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut:

a. Segi jabatan / golongan

b. Segi tingkat pendidikan

c. Segi pengalamankerja/keahlian dan masa kerja

d. Segi lingkungan yang berhubungan dengan resiko kerja.

2. Fasilitas dan Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:

- Tunjangan istri/ suami

- Tunjangan anak

- Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.
3. Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan.
- Fasilitas air bersih
 - Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
 - Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
 - Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi
 - Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
 - Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
 - Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.

Tabel 4.8 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji total/Tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 28.000.000	Rp 336.000.000
5	Kepala Bagian Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
6	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji total/Tahun
9	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
10	Kepala Bagian Litbang	1	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
11	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
12	Kepala Seksi Humas	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
13	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
14	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
15	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
16	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
17	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
18	Kepala Seksi Proses	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
19	Kepala Seksi Pengendalian	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
20	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
21	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
22	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
23	Kepala Seksi Penelitian	1	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
24	Sekretaris	5	Rp 12.000.000	Rp 720.000.000
25	Karyawan Personalia	3	Rp 18.000.000	Rp 648.000.000
26	Karyawan Humas	3	Rp 12.000.000	Rp 432.000.000
27	Karyawan Keamanan	6	Rp 10.000.000	Rp 720.000.000
28	Karyawan Pembelian	4	Rp 12.000.000	Rp 576.000.000
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp 12.000.000	Rp 576.000.000
30	Karyawan Administrasi	3	Rp 12.000.000	Rp 432.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 12.000.000	Rp 432.000.000
32	Karyawan Proses (operator)	19	Rp 15.000.000	Rp 3.420.000.000
33	Karyawan Pengendalian	5	Rp 15.000.000	Rp 900.000.000
34	Karyawan Laboratorium	10	Rp 15.000.000	Rp 1.800.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	4	Rp 15.000.000	Rp 720.000.000
36	Karyawan Utilitas (operator)	10	Rp 15.000.000	Rp 1.800.000.000
37	Karyawan KKK	6	Rp 15.000.000	Rp 1.080.000.000
38	Karyawan Litbang	3	Rp 11.000.000	Rp 396.000.000
39	Medis	2	Rp 13.000.000	Rp 312.000.000
40	Paramedis	2	Rp 8.000.000	Rp 192.000.000
41	Sopir	4	Rp 5.000.000	Rp 240.000.000
42	Cleaning Service	4	Rp 5.000.000	Rp 240.000.000
43	Satpam	8	Rp 5.000.000	Rp 480.000.000
Total		131	Rp 770.000.000	Rp 22.512.000.000

4.7 Evaluasi Ekonomi

Beberapa langkah yang dipergunakan dalam perhitungan ekonomi ini adalah perkiraan/estimasi harga alat dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*, dimana perkiraan harga alat ini digunakan buku *Chemical Engineering Cost Estimation*, Aries and Newton, 1955 dan Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1981, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineering*” dengan mengambil harga *Chemical Engineering Plant Cost* pada tahun 2007 sebesar 546 ([www.che.com, 2007](http://www.che.com)), indeks pada tahun 2014 sebesar 663,944 , serta index pada tahun 2023 sebesar 771.908.

Evaluasi ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak untuk didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisis Kelayakan
 - a. *Percent return on investment (ROI)*

b. *Pay out time (POT)*

c. *Break event point (BEP) dan shut down point (SDP)*

4.7.1 Dasar perhitungan

Produksi benzil alkohol : 12.000 ton / tahun

Satu Tahun operasi : 330 hari

Umur alat : 10 tahun

Pabrik didirikan : 2023

Nilai kurs dollar 2018 : 1 \$ = Rp. 14.902,75

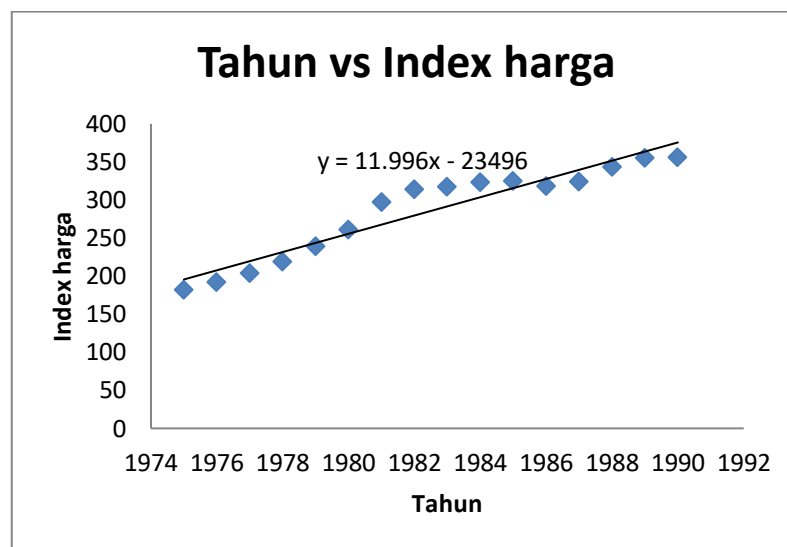
Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data indeks harga. Asumsi kenaikan harga dianggap linier, didapat persamaan linier dengan menggunakan program excel sebagai berikut :

Tabel 4.9 Index Harga Alat

Tahun	Index
1975	182
1976	192
1977	204
1978	219
1979	239
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317
1984	323
1985	325
1986	318
1987	324

Tahun	Index
1988	343
1989	355
1990	356

(sumber : Timmerhause, 1991)



Gambar 4.6 Grafik Indeks Harga Tiap Tahun

Persamaan yang diperoleh adalah

$$Y = 11,99 X - 23496$$

Dengan :

Y = indeks harga

X = tahun pembelian

Dengan menggunakan persamaan diatas didapatkan nilai index pada tahun 2023 adalah 771,908

Harga alat diperkirakan pada tahun 2023 dapat dilihat dari grafik pada referensi. Untuk mengestimasi harga alat tersebut pada masa sekarang digunakan persamaan:

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

Dimana :

E_x = harga pembelian pada tahun 2022

E_y = harga alat pada tahun 2016

N_x = indeks harga pada tahun 2022

N_y = indeks alat pada tahun 2016

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

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

E_a : harga alat a

E_b : harga alat b

C_a : kapasitas alat a

C_b : kapasitas alat b

x : eksponen

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter and Timmerhaus, "Plant Design And Economic for Chemical Engineering", 3th edition.*

Tabel 4.10 Rincian Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EX
			2023
Reaktor-01	R-01	1	\$ 29.414
Mixer-01	M-01	1	\$ 146.721
Menara Distilasi-01	MD-01	1	\$ 14.162
Decanter-01	DC-01	1	\$ 5.896
Bucket Elevator	BE-01	1	\$ 7.324
Hooper	HO-01	1	\$ 4.069
Reboiler	Rb-01	1	\$ 6.627
Tangki-02	T-02	1	\$ 270.539
Heater-01	HE-01	1	\$ 3.255
Heater-02	HE-02	1	\$ 1.395
Heater-03	HE-03	1	\$ 4.767
Cooler-01	CO-01	1	\$ 4.767
Cooler-02	CO-02	1	\$ 2.558
Cooler-03	CO-03	1	\$ 3.953
Pompa-01	P-01	2	\$ 12.091
Pompa-02	P-02	2	\$ 9.998
Pompa-03	P-03	2	\$ 18.369
Pompa-04	P-04	2	\$ 18.369
Pompa-05	P-05	2	\$ 18.369
Pompa-06	P-06	2	\$ 12.091
Pompa-07	P-07	2	\$ 18.369
Pompa-08	P-08	2	\$ 16.509
Accumulator	ACC-01	1	\$ 2.209
Tangki-03	T-03	1	\$ 173.926

4.7.2 Perhitungan Biaya

A. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya.

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Modal tetap adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya.

2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja adalah bagian yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan jumlah dari semua biaya langsung, maupun tidak langsung dan biaya-biaya tetap yang timbul akibat pembuatan suatu produk.

Manufacturing Cost meliputi:

1. Biaya produksi langsung(*direct cost*), adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
2. Biaya produksi tak langsung(*indirect cost*), adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik
3. Biaya tetap(*fixed cost*) merupakan biaya yang tidak tergantung waktu maupun jumlah produksi, meliputi: depresiasi, pajak, asuransi dan sewa.

C. Pengeluaran Umum(*General Expense*)

General expense meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

D. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan dilakukan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return On Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

$$\text{Prb} = \frac{Pb \ ra}{IF}$$

$$\text{Pra} = \frac{Pa \ ra}{IF}$$

Dengan :

Prb = % ROI sebelum pajak

Pra = % ROI setelah pajak

Pb = Keuntungan sebelum pajak

Pa = Keuntungan setelah pajak

Ra = *Annual production rate*

If = *Fixed Capital Investment*

Nilai ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 40%. (Aries and Newton, 1955)

2. *Pay Out Time(POT)*

Pay out time adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

$$D = \frac{If}{Pb\ ra + 0,1\ If}$$

Untuk pabrik beresiko rendah selama 5 tahun, sedangkan untuk pabrik beresiko tinggi selama 2 tahun. (Aries and Newton, 1955)

3. *Break Event Point (BEP)*

Break event point adalah titik impas dimana pabrik tidak mempunyai suatu keuntungan maupun kerugian.

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

Fa = *Fixed Capital* pada produksi maksimum per tahun

Ra = *Regulated Expense* pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = *Variable Expense* pada produksi maksimum per tahun

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah keadaan dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus ditutup.

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

4.7.3 Perhitungan Ekonomi

A. Fixed Capital Investment (FCI)

a. Purchased Equipment Cost (PEC)

Harga pembelian alat proses dan alat utilitas dari tempat pembelian.

Alat proses = \$ 1.160.462

Alat utilitas = \$ 1.818.716

Total PEC = alat proses + alat utilitas
 = \$ 1.160.462 + \$ 1.818.716
 = \$ 2.979.177
 = Rp. 44.397.936.724

b. Delivered Equipment Cost (DEC)

Biaya pengangkutan = 15% PEC
 = 15% x \$ 2.979.177
 = \$ 446.876,62

Biaya administrasi dan pajak = 10% PEC
 = 10% x \$ 2.979.177
 = \$ 297.917,74

Total DEC = \$ 446.876,62 + \$ 297.917,74
 = \$ 744.794,36

$$= \text{Rp. } 11.099.484.181$$

c. Biaya Pemasangan (*Instalation Cost*)

Besarnya instalasi adalah 43% dari *Purchased Equipment Cost* (PEC)

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \text{ PEC} \\ &= 11\% \times \$ 2.979.177 \\ &= \$ 327.709,52 \\ &= \text{Rp. } 4.883.773.040 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 32\% \text{ PEC} \\ &= 32\% \times \$ 2.979.177 \\ &= \$ 953.336,78 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= 5\% \times \text{labor} \\ &= 5\% \times \$ 953.336,78 \\ &= \$ 47.666,84 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp. } 15.000 / \$ 20) \\ &= 95\% \times \$ 953.336,78 \times 2 \times (\text{Rp. } 15.000 / \$ 20) \\ &= \text{Rp. } 1.811.339.889 \\ &= \$ 121.544 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya instalasi} &= \$ 327.709,52 + \$ 47.666,84 + \$ 121.544 \\ &= \$ 496.920,36 \\ &= \text{Rp. } 7.405.479.916 \end{aligned}$$

d. Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 21\% \text{ PEC} \\ &= 21\% \times \$ 2.979.177 \end{aligned}$$

	= \$ 625.627,26
Labor	= 15% PEC
	= 15% x \$ 2.979.177
	= \$ 446.876,62
Tenaga asing	= 5% Labor
	= 5% x \$ 446.876,62
	= \$ 22.343,83
Tenaga Indonesia	= 95% Labor x 2 x (Rp.15.000 / \$ 20)
	= 95% x \$ 446.876,62 x 2 x (Rp.15.000 / \$
	20)
	= Rp. 849.065.573
	= \$ 56.973,75
Total biaya pemipaan	= \$ 625.627,26 + \$ 22.343,83 + \$ 56.973,75
	= \$ 704.944,85
	= Rp. 10.505.616.810,39

e. Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

Material	= 24% x PEC
	= 24% x \$ 2.979.177
	= \$ 715.002,59
Labor	= 6% x PEC
	= 6% x \$ 2.979.177
	= \$ 178.750

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Labor} \\
 &= 5\% \times \$ 178.750 \\
 &= \$ 8.937 \\
 \\
 \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp.}15.000 / \$ 20) \\
 &= 95\% \times \$ 178.750 \times 2 \times (\text{Rp.}15.000 / \$ 20) \\
 &= \text{Rp. } 339.626.229 \\
 &= \$ 22.789 \\
 \\
 \text{Total biaya} &= \$ 715.002,59 + \$ 8.937 + \$ 22.789 \\
 &= \$ 746.729 \\
 &= \text{Rp. } 11.128.324.853
 \end{aligned}$$

f. Biaya Isolasi (*Insulation Cost*)

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= 3\% \text{ PEC} \\
 &= 3\% \times \$ 2.979.177 \\
 &= \$ 89.375 \\
 \\
 \text{Labor} &= 5\% \text{ PEC} \\
 &= 5\% \times \$ 2.979.177 \\
 &= \$ 148.958 \\
 \\
 \text{Tenaga asing} &= 5\% \text{ Labor} \\
 &= 5\% \times \$ 148.958 \\
 &= \$ 7.447 \\
 \\
 \text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \text{ Labor} \times 2 \times (\text{Rp.}15.000 / \$ 20) \\
 &= 95\% \times \$ 148.958 \times 2 \times (\text{Rp.}15.000 / \$ 20)
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 283.021.857$$

$$= \$ 18.991$$

$$\text{Total biaya insulasi} = \$ 89.375 + \$ 7.447 + \$ 18.991$$

$$= \$ 115.814$$

$$= \text{Rp. } 1.725.954.801$$

g. Biaya Listrik (*Electrical Cost*)

Biaya listrik biasanya berkisar antara 10% - 15% dari PEC. Pada pabrik *Methyl Acrylate* ini diambil biaya listrik 10% dari PEC.

$$\text{Total biaya listrik} = 10\% \text{ PEC}$$

$$= 10\% \times \$ 2.979.177$$

$$= \$ 297.917$$

$$= \text{Rp. } 4.439.793.672$$

h. Biaya Bangunan (*Building Cost*)

$$\text{Luas bangunan} = 3.300 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga bangunan} = \text{Rp. } 3.000.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Total biaya bangunan} = \text{Luas} \times \text{Harga}$$

$$= 3300 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 3.000.000 / \text{m}^2$$

$$= \text{Rp. } 9.900.000.000$$

$$= \$ 664.306$$

i. Tanah dan Perluasan Tanah (*Land and Yard Improvement*)

$$\text{Luas tanah} = 8.380 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp. } 2.500.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Total harga tanah} = \text{Luas} \times \text{Harga}$$

$$= 8.380 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 2.500.000 / \text{m}^2$$

$$= \text{Rp. } 20.950.000.000$$

$$= \$ 1.405.780$$

Tabel 4.11 Data *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 44.397.936.724	\$ 2.979.177,45
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 11.099.484.181	\$ 744.794,36
3	Instalasi cost	Rp 7.405.479.916	\$ 496.920,36
4	Pemipaan	Rp 10.505.616.810	\$ 704.944,85
5	Instrumentasi	Rp 11.128.324.853	\$ 746.729,62
6	Insulasi	Rp 1.725.954.801	\$ 115.814,52
7	Listrik	Rp 4.439.793.672	\$ 297.917,74
8	Bangunan	Rp 9.900.000.000	\$ 664.306,92
9	<i>Land and Yard Improvement</i>	Rp 20.950.000.000	\$ 1.405.780,81
	Total	Rp 121.552.590.958	\$ 8.156.386,64

a. *Engineering and Construction*

Untuk PPC lebih dari US\$ 5.000.000, *Engineering and Construction* sebesar 20% dari PPC.

$$\begin{aligned} \text{Engineering and Construction} &= 20\% \text{ PPC} \\ &= 20\% \times \$ 8.156.386 \\ &= \$ 1.631.277 \\ &= \text{Rp. } 24.310.518.191 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{DPC (Direct Plant Cost)} &= \text{PPC} + \text{Engineering and Construction} \\
 &= \$ 8.156.386 + \$ 1.631.277 \\
 &= \$ 9.787.663 \\
 &= \text{Rp. 145.863.109.150}
 \end{aligned}$$

b. *Contractor's fee*

Biasanya berkisar antara 4 % sampai 10% dari nilai *Direct Plant Cost*.

Pada analisa ini diambil nilai *contractor's fee* sebesar 4% dari nilai DPC.

$$\begin{aligned}
 \text{Contractor's fee} &= 4\% \text{DPC} \\
 &= 4\% \times \$ 9.787.663 \\
 &= \$ 391.506 \\
 &= \text{Rp. 5.834.524.366}
 \end{aligned}$$

c. *Contingency*

Nilai dari *contingency* biasanya kurang dari samadengan 10% DPC

$$\begin{aligned}
 \text{Contingency} &= 10\% \text{DPC} \\
 &= 10\% \times \$ 9.787.663 \\
 &= \$ 978.766 \\
 &= \text{Rp. 14.586.310.915}
 \end{aligned}$$

Tabel 4.12 Data *Fixed Capital Investment*

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 145.863.109.150	\$ 9.787.663,9647
2	Cotractor's fee	Rp 5.834.524.366	\$ 391.506,5586
3	Contingency	Rp 14.586.310.915	\$ 978.766,3965
	Jumlah	Rp 166.283.944.431	\$ 11.157.936,9198

B. Manufacturing Cost

Biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu produk (per tahun).

1. Direct Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu pabrik.

a. Raw Material

Tabel 4.13 Bahan Baku Pabrik Benzil Alkohol

NO	Bahan Baku	Kebutuhan (Kg/tahun)	Harga (Rp/Kg)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Benzil Klorida	18.309.210,526	18.628	341.071.983.964
2	Natrium Karbonat	18.410.526,315	3.875	71.335.542.474
Total				412.407.526.438

Total Raw material per hari : Rp 1.145.576.462

b. Tenaga Kerja

Pekerja yang berhubungan langsung dengan produksi

Total biaya tenaga kerja = total gaji/tahun + labor/tahun

$$= \text{Rp. } 19.152.000.000 + \text{Rp. } 3.456.000.000$$

$$= \text{Rp. } 22.608.000.000$$

$$= \$ 1.517.035$$

c. Supervisor

Biaya *supervisor* biasanya berkisar antara 10% sampai 25% dari

labor cost. Pada analisa kali ini diambil biaya *supervisor* sebesar 10%

dari *labor cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya } supervisor &= 10\% \text{ Labor} \\
 &= 10\% \times \text{Rp. } 22.608.000.000 \\
 &= \text{Rp. } 2.260.800.000 \\
 &= \$ 151.703
 \end{aligned}$$

d. *Maintenance*

Biaya *maintenance* biasanya berkisar antara 2% sampai 4% dari *fixed capital investment* (FCI). Pada analisa kali ini diambil biaya *maintenance* sebesar 2% dari *fixed capital*.

$$\begin{aligned}
 \text{Maintenance} &= 2\% \text{ FCI} \\
 &= 2\% \times \text{Rp. } 166.283.944.431 \\
 &= \text{Rp. } 3.325.678.889 \\
 &= \$ 223.158
 \end{aligned}$$

e. *Plant Supplies*

Biasanya nilai *plant supplies* sebesar 15% dari biaya *maintenance*.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant Supplies} &= 15\% \text{ Maintenance} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 3.325.678.889 \\
 &= \text{Rp. } 498.851.833 \\
 &= \$ 33.473
 \end{aligned}$$

f. Royalties and Patents

Nilai dari royalti dan paten biasanya berkisar antara 1 sampai 5 %.

Rincian penjualan produk *benzyl alcohol* sebagai berikut:

Produksi	= 12.000.000 kg/tahun
Harga	= \$ 3.700 /Kg
Total harga	= \$ 44.400.744 /tahun
	= Rp. 661.693.200.000 /tahun
Royalties and patents	= 1% harga penjualan
	= 1% x Rp. 661.693.200.000
	= Rp.6.616.932.000
	= \$ 444.007

g. Utilitas

Biaya kebutuhan utilitas = Rp. 1.667.952.206

= \$ 111.922

Tabel 4.14 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 412.407.526.438	\$ 27.673.250,0000
2	Labor	Rp 22.608.000.000	\$ 1.517.035,4465
3	Supervision	Rp 2.260.800.000	\$ 151.703,5446
4	Maintenance	Rp 3.325.678.889	\$ 223.158,7384
5	Plant Supplies	Rp 498.851.833	\$ 33.473,8108
6	Royalty and Patents	Rp 6.616.932.000	\$ 444.007,4483

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
7	Utilities	Rp 1.667.952.206	\$ 111.922,4442
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 449.385.741.365	\$ 30.154.551,4328

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Merupakan pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

a. *Payroll Overhead*

Pengeluaran perusahaan untuk pensiunan, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, keamanan, dan sebagainya. Besarnya *payroll overhead* ini biasanya berkisar antara 15 sampai 20% *labor cost*.

$$\text{Payroll overhead} = 15\% \text{ Labor}$$

$$= 15\% \times \text{Rp. } 22.608.000.000$$

$$= \text{Rp } 4.521.600.000$$

$$= \$ 303.407$$

b. *Laboratory*

Laboratory dibutuhkan untuk menjamin *quality control*, karenanya biaya tergantung dari produk yang dihasilkan. Nilai *laboratory* biasanya berkisar antara 10 sampai 20% *labor cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Laboratory} &= 10\% \text{ Labor} \\
 &= 10\% \times 22.608.000.000 \\
 &= \text{Rp. } 4.521.600.000 \\
 &= \$ 303.407
 \end{aligned}$$

c. *Plant Overhead*

Biaya untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan, dan *engineering*. Biaya *plant overhead* biasanya berkisar antara 50 sampai 100% labor *cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Plant overhead} &= 50\% \text{ Labor} \\
 &= 50\% \times \text{Rp. } 22.608.000.000 \\
 &= \text{Rp. } 20.347.200.000 \\
 &= \$ 1.365.331
 \end{aligned}$$

d. *Packaging and Shipping*

Biayanya sebesar 5% dari harga penjualan produknya. Biaya *container* untuk *packaging* tergantung dari sifat-sifat dan chemis produk juga nilainya.

$$\begin{aligned}
 \text{Packaging and Shipping} &= 5\% \text{ Sales Price} \\
 &= 5\% \times \text{Rp. } 661.693.200.000 \\
 &= \text{Rp. } 33.084.660.000
 \end{aligned}$$

$$= \$ 2.220.037$$

Tabel 4.15 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.521.600.000	\$ 303.407
2	<i>Laboratory</i>	Rp 4.521.600.000	\$ 303.407
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 20.347.200.000	\$ 1.365.331
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 33.084.660.000	\$ 2.220.037
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 62.475.060.000	\$ 4.192.183

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

a. *Depreciation*

Nilainya berkisar antara 8 sampai 10% dari nilai FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Depreciation} &= 9,7\% \text{ FCI} \\
 &= 9,7\% \times \text{Rp. } 166.283.944.431 \\
 &= \text{Rp. } 16.129.542.609 \\
 &= \$ 1.082.319
 \end{aligned}$$

a. *Property Taxes*

Nilainya berkisar antara 1 sampai 2% dari nilai FCI.

$$\text{Property Taxes} = 1,7\% \text{ FCI}$$

$$= 1,7\% \times \text{Rp. } 166.283.944.431$$

$$= \text{Rp. } 2.826.827.055$$

$$= \$ 189.684$$

b. Insurance

Nilai *Insurance* biasanya 1% dari nilai FCI.

$$\text{Insurance} = 1\% \text{FCI}$$

$$= 1\% \times \text{Rp. } 166.283.944.431$$

$$= \text{Rp. } 1.662.839.444$$

$$= \$ 20.619.209.109$$

Tabel 4.16 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 16.129.542.610	\$ 1.082.320
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 2.826.827.055	\$ 189.685
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.662.839.444	\$ 111.579
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 20.619.209.109	\$ 1.383.584

Tabel 4.17 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 449.385.741.365	\$ 30.154.551,432
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 62.475.060.000	\$ 4.192.183,3219
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 20.619.209.109	\$ 1.383.584,1781
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 532.480.010.475	\$ 35.730.318,932

C. Working Capital

a. Raw Material Inventory

Persediaan bahan baku untuk kebutuhan produksi selama 7 hari.

$$\begin{aligned}
 \text{Raw material inventory} &= (7/330) \times \text{total raw material} \\
 &= (7/330) \times \text{Rp. 412.407.526.438} \\
 &= \text{Rp. 8.748.038.439} \\
 &= \$ 587.008
 \end{aligned}$$

b. Inprocess Inventory

Persediaan bahan baku dalam proses untuk satu hari proses dengan harga 50% *manufacturing cost*.

$$\begin{aligned}
 \text{Inprocess Inventory} &= (1/330) \times (50\% \text{ total manufacturing cost}) \\
 &= (1/330) \times (50\% \times \text{Rp. 532.480.010.475}) \\
 &= \text{Rp. 806.787.895} \\
 &= \$ 54.136
 \end{aligned}$$

c. Product Inventory

Biaya penyimpanan produk sebelum dikirim ke konsumen selama 7 hari.

$$\begin{aligned}
 \text{Product Inventory} &= (7/330) \times \text{total manufacturing cost} \\
 &= (7/330) \times \text{Rp. 532.480.010.475} \\
 &= \text{Rp. 11.295.030.525} \\
 &= \$ 757.915
 \end{aligned}$$

d. *Extended Credit*

Modal untuk biaya pengiriman produk sampai ke konsumen selama 7 hari.

$$\begin{aligned}
 \textit{Extended Credit} &= (7/330) \times \text{penjualan produk} \\
 &= (7/330) \times \text{Rp. 661.693.200.000} \\
 &= \text{Rp. 14.035.916.363} \\
 &= \$ 941.833
 \end{aligned}$$

e. *Available Cash*

Dana untuk pembayaran gaji, jasa, dan material selama 1 bulan.

$$\begin{aligned}
 \textit{Available Cash} &= (30/330) \times \text{total manufacturing cost} \\
 &= (30/330) \times \text{Rp. Rp. 532.480.010.475} \\
 &= \text{Rp. 48.407.273.679} \\
 &= \$ 3.248.210
 \end{aligned}$$

Tabel 4.18 *Working Capital (WC)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 8.748.038.440	\$ 587.008,33
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 806.787.895	\$ 54.136,85
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 11.295.030.525	\$ 757.915,86
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 14.035.916.364	\$ 941.833,98
5	<i>Available Cash</i>	Rp 48.407.273.680	\$ 3.248.210,81
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 83.293.046.903	\$ 5.589.105,83

D. General Expense

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

a. Administration

Biaya administrasi penggajian, audit (3-6% MC)

$$\begin{aligned}
 \text{Administration} &= 3\% \text{ manufacturing cost} \\
 &= 3\% \times \text{Rp. } 532.480.010.475 \\
 &= \$ 15.974.400.314
 \end{aligned}$$

b. Sales Expense

Penjualan, distribusi, *advertising* (5-22% MC)

$$\begin{aligned}
 \text{Sales Expense} &= 5\% \text{ manufacturing cost} \\
 &= 5\% \times \text{Rp. } 532.480.010.475 \\
 &= \text{Rp. } 26.624.000.523 \\
 &= \$ 1.786.515
 \end{aligned}$$

c. Research

Riset atau penelitian dan pengembangan bernilai 3,5% sampai 8% dari *manufacturing cost* karena *industrial chemical*.

$$\begin{aligned}
 \text{Research} &= 3,5\% \text{ manufacturing cost} \\
 &= 3,5\% \times \text{Rp. } 532.480.010.475 \\
 &= \text{Rp. } 18.636.800.366
 \end{aligned}$$

$$= \$ 1.250.561$$

d. *Finance*

Biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden para pemegang saham, nilainya berkisar antara 2 sampai 4% dari FCI+WCI

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 2\% \times \text{Capital Investment} \\ &= 2\% \times (\text{Rp. } 166.283.944.431 + \text{Rp. } 83.293.046.903) \\ &= \text{Rp. } 4.991.539.826 \\ &= \$ 334.940 \end{aligned}$$

Tabel 4.19 *General Expanse (GE)*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 15.974.400.314	\$ 1.071.909,57
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 26.624.000.524	\$ 1.786.515,95
3	<i>Research</i>	Rp 18.636.800.367	\$ 1.250.561,16
4	<i>Finance</i>	Rp 4.991.539.827	\$ 334.940,85
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 66.226.741.031	\$ 4.443.927,53

Total *production cost* = *manufacturing cost* + *general expense*

$$= \text{Rp. } 532.480.010.475 + \text{Rp. } 66.226.741.031$$

$$= \text{Rp. } 598.706.751.506$$

$$= \$ 40.174.246$$

E. Analisa keuntungan

Pabrik *Benzyl Alcohol* yang didirikan ini merupakan pabrik beresiko tinggi. Karena dilihat dari kondisi operasi, sifat-sifat bahan yang digunakan, serta produk samping yang dihasilkan.

Total penjualan	= Rp. 661.693.200.000
Total <i>production cost</i>	= Rp. 598.706.751.506
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 62.986.448.494
Pajak 50% dari keuntungan	= Rp. 22.045.256.973
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 40.941.191.521

F. Analisa Kelayakan

1. Return on Investment (ROI)

- a. ROI sebelum pajak (*industrial chemical* 11-44%)

$$\begin{aligned} ROI_b &= (\text{keuntungan sebelum pajak} / \text{fixed capital}) \times 100\% \\ &= 37,879\% \end{aligned}$$

- b. ROI sesudah pajak

$$\begin{aligned} ROI_a &= (\text{keuntungan sebelum pajak} / \text{fixed capital}) \times 100\% \\ &= 24,621\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time (POT)

- a. POT sebelum pajak

$$POT_b = \frac{\text{fixed capital}}{\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{depresiasi}}$$

$$POT_b = \frac{Rp. 166.283.944.431}{Rp. 62.986.448.494 + Rp. 16.129.542.609}$$

$$POT_b = 2,1 \text{ tahun}$$

b. POT sesudah pajak

$$POT_a = \frac{\textit{fixed capital}}{\textit{keuntungan setelah pajak + depresiasi}}$$

$$POT_b = \frac{Rp. 166.283.944.431}{Rp. 40.941.191.521 + Rp. 16.129.542.609}$$

$$POT_b = 2,9 \text{ tahun}$$

3. Break Event Point (BEP)

a. *Fixed Cost* (Fa)

Perhitungan *fixed cost* terdiri dari:

Depresiasi = Rp. 16.129.542.610

= \$ 1.082.320

Property Taxes = Rp. 2.826.827.055

= \$ 189.685

Asuransi = Rp 1.662.839.444

= \$ 111.579

Total nilai Fa = Rp. 20.619.209.109

= \$ 1.383.584

4. Regulated Cost (Ra)

Perhitungan *regulated cost* terdiri dari:

Gaji karyawan = Rp. 22.608.000.000

= \$ 1.517.035

Payroll overhead = Rp. 4.521.600.000

= \$ 303.407

Supervision = Rp. 2.260.800.000

= \$ 151.704

Plant overhead = Rp. 20.347.200.000

= \$ 1.365.332

Laboratorium = Rp. 4.521.600.000

= \$ 303.407

General Expense = Rp. 66.226.741.031

= \$ 4.443.928

Maintenance = Rp. 3.325.678.889

= \$ 223.159

Plant Supplies = Rp. 498.851.833

= \$ 33.474

Total nilai Ra = Rp. 124.310.471.753.

= \$ 8.341.445

5. Variabel Cost (Va)

Perhitungan *variabel cost* terdiri dari:

Raw material = Rp. 412.407.526.438

= \$ 27.672.785

Packaging and Shipping = Rp. 33.084.660.000

= \$ 2.220.000

Utilitas = Rp. 1.667.952.206

$$= \$ 111.921$$

$$\text{Royalty and Patent} = \text{Rp. } 6.616.932.000$$

$$= \$ 444.000$$

$$\text{Total nilai Va} = \text{Rp. } 453.777.070.644$$

$$= \$ 30.449.217$$

6. Sales (Sa)

$$\text{Biaya sales} = \text{Rp. } 661.693.200.000$$

$$\text{Maka nilai BEP} = 47,90 \%$$

7. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 30,85$$

8. Discounted Cash Flow Rate

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Salvage value} = \text{depresiasi}$$

$$= \text{Rp. } 16.129.542.610$$

$$\text{Cash flow} = \text{annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$= \text{Rp. } 52.614.306.683$$

$$\text{Working capital} = \text{Rp. } 83.293.046.903$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 166.283.944.431$$

Discounted Cash Flow adalah perbandingan besarnya presentase keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibanding dengan tingkat bunga yang berlaku di bank. Nilai dari DCF harus lebih dari 1,5% bunga bank

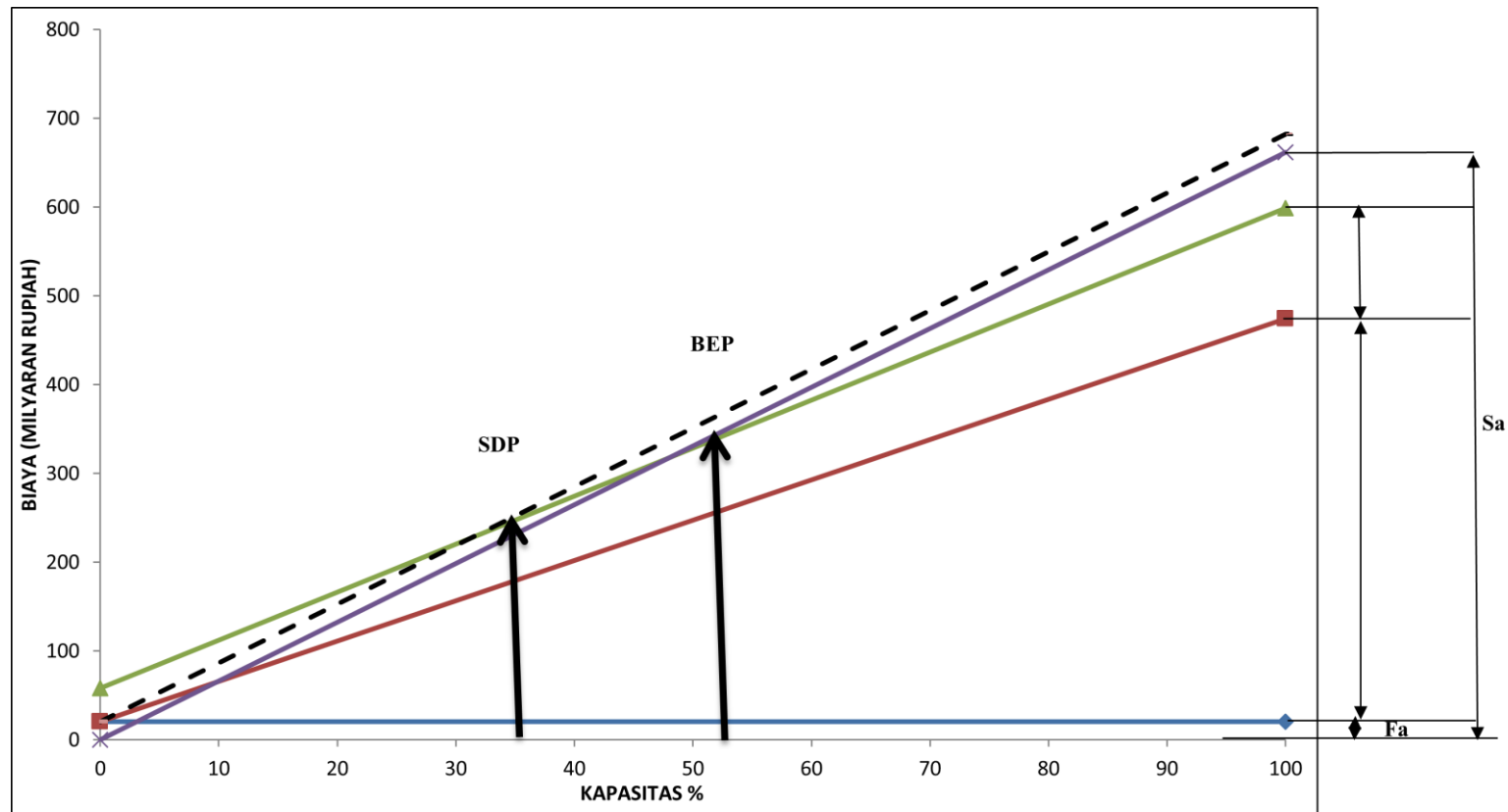
atau DCF bernilai minimum 7,125 %. Pada perhitungan ini diperoleh nilai DCF sebesar 24,74 %. Bunga bank mandiri 4,75%.

(<https://www.bankmandiri.co.id/suku-bunga-dana>, 2018)

Tabel 4.20 Analisa Kelayakan

Kriteria	Terhitung	Persyaratan
ROI sebelum pajak	37,88%	ROI before taxes
ROI setelah pajak	24,62%	minimum low 11 %, high 44%
POT sebelum pajak	2,10	POT before taxes
POT setelah pajak	2,90	maksimum, low 5 th, high 2th
BEP	47,90%	Berkisar 40 - 60%
SDP	30,85%	
DCF	24,74%	> 1,5 bunga bank = minimum = 7,125%

Dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi diatas maka dapat digambarkan grafik hubungan kapasitas produksi terhadap BEP dan SDP sebagai berikut :



Gambar 4.7 Grafik Hubungan Kapasitas Produksi terhadap BEP dan SDP

BAB V

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Prarancangan pabrik benzil alkohol dari benzil klorida dan natrium karbonat dengan kapasitas 12.000 ton/tahun, dapat disimpulkan bahwa :

1. Pabrik benzil alcohol digolongkan sebagai pabrik yang berisiko rendah dilihat dari prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (tekanan dan suhu) yang relatif
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - a. Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak Rp 62.986.448.494/tahun, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 31.493.224.247/tahun.
 - b. *Return On Investment* (ROI) :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 37,879%, dan ROI setelah pajak sebesar 18,939%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44% (Aries and Newton, 1955).
 - c. *Pay Out Time* (POT):
POT sebelum pajak selama 2,1tahun dan POT setelah pajak selama 2,9 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries and Newton, 1955).
 - d. *Break Event Point* (BEP) pada 47,90 %,

- e. dan *Shut Down Point* (SDP) pada 30,85 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
 - f. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 24,74%. Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 7,125 % (www.mandiri.go.id, 2018). Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar $1,5 \times \text{suku bunga pinjaman bank}$ ($1,5 \times 4,75\% = 7,125\%$).
3. Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik benzil alcohol dari benzil klorida dan natrium karbonat dengan kapasitas 12.000ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.
 4. Berdasarkan pertimbangan sosial, pabrik benzil alcohol dapat membuka lapangan pekerjaan serta dapat meningkat kan taraf hidup masyarakat disekitar pabrik.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Untuk perancangan lebih lanjut hendaknya limbah CO₂ dapat diolah lagi sehingga memberikan keuntungan lebih bagi perusahaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries,R.S., and Newton,R.D.,1955, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”, Mc.
Graw Hill Book Co. Inc., New York
- BPS, 2012, “ BuletinStatistikPerdaganganLuarNegeri 2012 – Impor ”, Volume 1,
BadanPusatStatistik Indonesia
- BPS, 2013, “ BuletinStatistikPerdaganganLuarNegeri 2013 – Impor ”, Volume 1,
BadanPusatStatistik Indonesia
- BPS, 2014, “ BuletinStatistikPerdaganganLuarNegeri 2014 – Impor ”, Volume 1,
BadanPusatStatistik Indonesia
- BPS, 2015 “ BuletinStatistikPerdaganganLuarNegeri 2015 – Impor”, Volume 1,
BadanPusatStatistik Indonesia
- BPS, 2016 “ BuletinStatistikPerdaganganLuarNegeri 2015 – Impor ”, Volume 1,
BadanPusatStatistik Indonesia
- Brown,G.G., 1978, ”*Unit Operation*”, Modern Asia Edition, Charles E Tuttle Co.,
Tokyo.
- Brouhton, J., “*Process Utility System*”, Gas Producers and Suppliers Association
(GPSA), Tulsa, Oklahoma, USA.
- Brownell,L.E., and Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, Wiley
Eastern Limited, New Delhi.

- Carl.L. Yaws., 1980, "*Chemical Properties*", Mc. Graw Hill, Inc.,USA
- Cheremisinoff, P. N., and Cheremisinoff, M, P., 1993, "*Cooling Tower*", PTR
Prentice-Hall, Inc., New Jersey.
- Coulson.J.M., and Richardson.J.F.,, 1983, "*An Introduction to Chemical
Engineering Design*" vol 6, Pergamon Press Ltd., Oxford
- Durrant, P.J., 1959, "*Organic Chemistry*", Long Mans, Green and Co, London.
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, Mc.
Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmers, D.F., 1949, "*Encyclopedia of Chemical Technology*"vol
3.10, The Interscience Encyclopedia Inc., New York
- Ludwig, L.E., 1964, "*Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants*"
vol 1,2, and 3, Gulf Publishing Co., New York
- Mc,Cabe, W.L., and Smith, J.C., 1976, "*Unit Operation of Chemical
Engineering*", 3rd ed., Mc. Graw Hill, Book Company, Inc., New York.
- Perry, R.H., and Chilton, C.H., 1994, "*Chemical Engineer Hand Book*", 6th
edition, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D., "*Plant Design and Economics for Chemical
Engineering*", 5th ed., Mc. Graw Hill Book Company
- Rase, F. H, 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", Vol I and II,John
Wileys and Sons, Inc., New York.

- Smith, J.M., and van Ness, H.C., 1975, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd ed., Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Sularso, dan Tahara, H., 2000, "Pompa dan Kompresor", edisi 7., PT Pradnya Paramita., Jakarta.
- Vilbrandt, F.C., and Dreyden, C.E., 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*", Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Ullmann's, 2012, "Encyclopedia Of Industrial Chemistry" Wiley – VCHVerlag GmbH and Co. KGaA, Weinheim, Germany.
- Ulrich, G.D., 1984, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Treybal, R.E.,1980, "Mass Transfer Operation's", 3 ed., McGraw Hill Book Co., Ltd., New York.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

REAKTOR-01

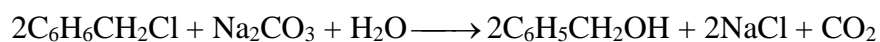
Tugas : Mereaksikan umpan benzil klorida, natrium karbonat, dan air menjadi produk benzil alkohol

Jenis : Reaktor tangki alir berpengaduk

A. Reaksi Kimia

Pembuatan benzil alkohol dapat dilakukan dengan cara penyiapan bahan baku, pembentukan produk, proses pemurnian dan pemisahan produk, proses pembentukan produk akhir. Produk berupa benzil alkohol dibentuk melalui reaksi antara benzil klorida dan larutan natrium karbonat dijalankan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB), dengan waktu reaksi 0,09 jam, tekanan 2 atm dan suhu 110°C.

Reaksi yang terjadi didalam reaktor sebagai berikut :



Reaksi bersifat endotermis, sehingga untuk mempertahankan temperatur diperlukan pemanas. Pemanas yang digunakan adalah *steam* jenuh pada suhu 150°C yang berada dalam jaket pemanas.

B. Perancangan Reaktor

Kondisi operasi :

- Suhu operasi : 110 °C
- Konversi : 76%
- Waktu reaksi : 60 menit

1. Neraca Massa di Reaktor :

Komponen	Total Umpan				Output	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam(A-4)	kmol/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl			18,274	2311,769	4,385	554,824
C ₆ H ₅ CH ₃			0,073	6,752	0,073	6,752
Na ₂ CO ₃	21,929	2324,561			14,985	1588,450
H ₂ O	129,142	2324,561			122,197	2199,561
C ₆ H ₅ CH ₂ O					13,889	1500,000
H						
NaCl					13,889	812,500
CO ₂					6,944	305,555
Sub Total	151,072	4649,122	18,348	2318,521	176,364	6967,643
Total		6967,643968			6967,643968	

Menentukan Kondisi operasi reaktor

Suhu operasi reaktor berkisar : 110 °C

Na₂CO₃ dan NaCl pada suhu reaksi berupa padatan yang terlarut, sehingga tidak mengalami kesetimbangan fase uap cair. CO₂ merupakan gas yang tidak dapat

diembunkan pada suhu operasi reaktor (jauh diatas suhu kritis CO_2), juga tidak mengalami kesetimbangan fase uap cair

Komponen yang mengalami kesetimbangan fase uap cair :

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
C ₆ H ₅ CH ₃	16,0137	3096,52	-53,67
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	16,9517	4237,04	-41,65
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	17,5482	4384,81	-73,15

Komponen	Kgmol/jam	A	B	C
H ₂ O	122,1979	18,3036	3816,44	-46,13
C ₆ H ₅ CH ₃	0,0734	16,0137	3096,52	-53,67
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,3860	16,9517	4237,04	-41,65
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	13,8889	17,5482	4384,81	-73,15
Total	140,5461			

Sehingga diperoleh kondisi operasi reaktor sebagai berikut

Suhu : 110 °C

Tekanan : 2 atm

L/V : 1000

Komponen	$\ln P^o$	P^o	$K = \frac{P^o}{P}$	$V = \frac{F_i}{L/VK+1}$	$Y =$	$L = F_i - V_i$	X
H ₂ O	6,974	1069,003	0,703	0,008	0,993	122,189	0,869
C ₆ H ₅ CH ₃	6,611	743,386	0,489	0,000	0,0004	0,073	0,0005
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,539	93,606	0,061	0,00003	0,003	4,385	0,031
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	3,396	29,868	0,019	0,00003	0,003	13,888	0,098
Total				0,0087	1,000	140,537	1,000

L/V hitung : 16244,550

Komposisi Hasil :

Komponen	Input		Output			
	Arus 3		Arus 5 (Fase Uap)		Arus 6 (Fase Cair)	
	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ CH ₂ Cl	4,386	554,824	0,00003	0,0034	4,385	554,821
C ₆ H ₅ CH ₃	0,073	6,752	0,000004	0,00033	0,073	6,751
Na ₂ CO ₃	14,985	1588,450	0,000	0,000	14,985	1588,450
H ₂ O	122,197	2199,561	0,008	0,154	122,189	2199,406
C ₆ H ₅ CH ₂ OH	13,889	1500,000	0,000027	0,003	13,889	1499,997
NaCl	13,889	812,500	0,000	0,000	13,889	812,500
CO ₂	6,944	305,555	6,944	305,555	0,000	0,000
Sub Total	176,364	6967,644	6,953	305,716	169,411	6661,927
Total	6967,6440		6967,6440			

2. Neraca Panas di Reaktor :

$$\Delta H_f = A + B.T + C.T^2$$

Suhu Referensi : 25 °C

Komponen	ΔH_f^0 (kJ/mol)
C6H5CH2Cl	40,58
C6H5CH2O	42,13
Na2CO3.H2O	134,98
NaCl	130,05
CO2	6,29579
C6H5CH2OH	51,66

Komponen	A	B	C	D	E	Cp	BM
C6H5CH2Cl	82,217	7,09E-01	-1,76E-03	1,87E-06	0,00E+00	82,217	126,5
C6H5CH2O	72,865	7,04E-01	-1,71E-03	1,76E-06	0,00E+00	72,865	106
Na2CO3.H2O	172,201	-3,48E-04	7,43E-06	-3,06E-08	1,63E-09	172,201	124,026
NaCl	95,016	-3,11E-02	9,68E-07	5,51E-09	0,00E+00	95,016	58,50
CO2	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	38,421	44
C6H5CH2OH	97,570	8,66E-01	-2,14E-03	2,17E-06	0,00E+00	97,57	108

Perhitungan panas reaksi di Reaktor

- Panas reaksi standar pada suhu 25 °C dapat dicari dengan persamaan

sebagai berikut :

$$\Delta H_{r0} = \sum_{\text{Produk}} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{\text{Reaktan}} v_i \Delta H_{f0}$$

$$\Delta H_{r0} \quad : 12,446 \text{ kJ/mol}$$

- Panas kenaikan suhu umpan ari 30 °C sampai 110°C

Liquid :

From thermodynamics, the change in enthalpy, ΔH , at constant pressure is

$$\Delta H = \int C_p dT = \int (A + B T + C T^2 + D T^3) dT$$

$$\Delta H = A T + (B/2) T^2 + (C/3) T^3 + (D/4) T^4 \Big]_{T_1}^{T_2}$$

Solid :

From thermodynamics, the change in enthalpy, ΔH , at constant pressure is

$$\Delta H = \int C_p dT = \int (A + B T + C T^2) dT$$

$$\Delta H = A T + (B/2) T^2 + (C/3) T^3 \Big]_{T_1}^{T_2}$$

Gas :

From thermodynamics, the change in enthalpy, ΔH , at constant pressure is

$$\Delta H = \int C_p dT = \int (A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4) dT$$

$$\Delta H = A T + (B/2) T^2 + (C/3) T^3 + (D/4) T^4 + (E/5) T^5 \Big]_{T_1}^{T_2}$$

komponen	$\Delta H =$	Fm	$Q_c i =$
	$C_p \cdot \Delta T$		$\Delta H * F_m$
	J/mol	kmol/jam	kJ/mol
C6H5CH2Cl	1,56E+04	4,385964912	6,84E+04
Na2CO3.H2O	1,38E+04	151,0721248	2,08E+06
TOTAL			2,15E+06

- Panas reaksi standar pada suhu 110 °C

Panas reaksi standar (ΔH_{r0}) : 12,446 kJ/mol

Fm a reaksi : 2,223 kmol/jam

Panas reaksi (ΔH_r) : 2,77E+04 kJ/mol

- Panas untuk penurunan suhu produk 110°C sampai 40°C

komponen	$\Delta H =$	Fm	$Q_c i = \Delta H$
	$C_p \cdot \Delta T$		* Fm
	J/mol	kmol/jam	kJ/mol
C6H5CH2Cl	-5,76E+03	4,385964912	-2,52E+04
Na2CO3.H2O	-1,20E+04	151,0721248	-1,82E+06
NaCl	-5,92E+03	13,88888889	-8,22E+04
CO2	-2,80E+03	6,944444444	-1,94E+04
C6H5CH2OH	-1,62E+04	13,88888889	-2,25E+05
TOTAL			-2,17E+06

- Panas reaksi total

$$Q \text{ total} : Q_c + \Delta H_r + Q_h$$

$$Q_r : 9,68E+03 \text{ kJ/jam}$$

$$9,18E+03 \text{ btu/jam}$$

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat (Xi)	Cp (J/mol.K)	Cp.Xi (J/mol.K)	k (W/m.K)	k.Xi (W/m.K)
C6H5CH2Cl	554,824	0,074	82,217	6,068	1,37E-01	1,01E-02
Na2CO3.H2O	4649,123	0,618	172,201	106,510		
NaCl	812,500	0,108	95,016	10,270	5,16E+00	5,57E-01
C6H5CH2OH	1500	0,199	97,57	19,471	1,60E-01	3,19E-02
TOTAL	7516,447			142,321		0,599

- Panas masuk pada suhu 110°C

Komponen	Fm (kmol/jam)	Cp.dT (J/mol)	Enthalpy (H = KJ/jam)
C6H5CH2Cl	4,385964912	2,02E+02	8,85E+02
C6H5CH2O	14,98538012	1,91E+02	2866,7818
Na2CO3.H2O	151,0721248	1,71E+02	25899,825
NaCl	13,88888889	8,36E+01	1160,5475
TOTAL			30812,373

- Panas keluar pada suhu 40 °C

Komponen	Fm (kmol/jam)	Cp.dT (J/mol)	Enthalpy (H = Kj/jam)
C6H5CH2Cl	4,385937902	1,90E+02	832,62759
C6H5CH2O	14,98538012	1,80E+02	2700,02268
Na2CO3.H2O	137,1747	1,72E+02	23577,9416
NaCl	13,88888889	8,55E+01	1188,15488
CO2	0	3,89E+01	0
C6H5CH2OH	46,23882375	2,26E+02	10438,9461
TOTAL			38737,693

Kesimpulan

Komponen	Input (Btu/jam)	Keluar (Btu/jam)
Enthalpi Umpan	29204,49427	0
Enthalpi Reaksi	9,18E+03	0
Enthalpi Keluar	0	36716,24773
Beban Panas	0	1,66E+03
TOTAL	3,84E+04	3,84E+04

Untuk reaktor alir tangki berpengaduk orde 2 digunakan rumus sebagai berikut:

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

$$\tau = \frac{CA_o - XA}{k \quad CA \quad CB}$$

$$\tau = \frac{CA_o - XA}{k \quad CA_o(1 - XA) \quad (CB_o - CA_oXA)}$$

$$\tau = \frac{CA_o - XA}{k \quad CA_o^2(1 - XA) \quad (M - XA)}$$

$$k = \frac{XA}{\tau \quad CA_o \quad (1 - XA) \quad (M - XA)}$$

Nilai Ca_0 dapat dihitung dengan cara sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Ca_0 &= \frac{4,386 \text{ kgmol/jam}}{3577,296 \text{ l/jam}} \\ &= 0,00122 \text{ kgmol/liter} \end{aligned}$$

Perbandingan reaktan :

$$\begin{aligned} M &= \frac{nB_o}{nA_o} \\ &= 0,6 \end{aligned}$$

Konversi dengan $X_a = 0,76$

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

3. Optimasi Reaktor

Kecepatan volume umpan

Komponen	BM	Kmol/jam	Kg/jam	densitas (ρ), kg/liter	Volume (liter/jam)
C6H5CHCl	126,5	4,3860	554,8246	1,015	546,514
C6H5CH3	92	0,0734	6,7522	0,779	8,672
Na2CO3	106	14,9854	1588,4503	2,302	690,122
H2O	18	122,1979	2199,5614	0,943	2331,986
Total		141,6425938	4349,58841		3577,296

Optimasi jumlah Reaktor

a. Jumlah Reaktor : 1

$$X_{A_1} : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v : 3577,296 \text{ lt/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M = B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V k CA_0 (1 - X_{A_n})(M - X_{A_n})}{F_v}$$

$$V_{\text{coba}} = 345,467 \text{ liter}$$

$$\Theta_{\text{reaktor}} = 0,096 \text{ jam}$$

$$X_{A_0} = X_{A_1} - \frac{V k CA_0 (1 - X_{A_1})(M - X_{A_1})}{F_v}$$

$$X_{A_0} = 0,76 - \frac{345,467 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= -9,992E-16$$

b. Jumlah Reaktor : 2

$$X_{A_2} : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v : 3577,296 \text{ lt/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M = B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_n})(M - X_{A_n})}{F_v}$$

$$V_{\text{coba}} = 111,433 \text{ liter}$$

$$\Theta_{\text{reaktor}} = 0,031 \text{ jam}$$

$$X_{A_1} = X_{A_2} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_2})(M - X_{A_2})}{F_v}$$

$$X_{A_1} = 0,76 - \frac{111,433 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= 0,5149$$

$$X_{A_0} = X_{A_1} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_1})(M - X_{A_1})}{F_v}$$

$$X_{A_0} = 0,5149 - \frac{111,433 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,485 \cdot 3,159}{3577,296}$$

$$= -6,965E-04$$

c. Jumlah Reaktor : 3

$$X_{A_3} : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v : 3577,296 \text{ liter/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M = B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V k CA_0 (1 - X_{A_n})(M - X_{A_n})}{F_v}$$

$$V_{\text{coba}} = 64,637 \text{ liter}$$

$$\Theta_{\text{reaktor}} = 0,018 \text{ jam}$$

$$X_{A_2} = X_{A_3} - \frac{V k CA_0 (1 - X_{A_3})(M - X_{A_3})}{F_v}$$

$$X_{A_2} = 0,76 - \frac{64,637 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= 0,617$$

$$X_{A_1} = X_{A_2} - \frac{V k CA_0 (1 - X_{A_2})(M - X_{A_2})}{F_v}$$

$$X_{A_1} = 0,617 - \frac{64,637 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,382 \cdot 3,107}{3577,296}$$

$$=$$

0,386

$$XA_0 = XA_1 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_0 = 0,386 - \frac{64,637 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,614 \cdot 3,223}{3577,296}$$

$$= -9,901E-05$$

d. Jumlah Reaktor : 4

$$Xa_4 : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$Fv : 3577,296 \text{ liter/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M= B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$XA_{n-1} = XA_n - \frac{V kCA_0(1-XA_n)(M-XA_n)}{Fv}$$

$$V_{coba} = 45,313 \text{ liter}$$

$$\Theta \text{ reaktor} = 0,069 \text{ jam}$$

$$XA_3 = XA_4 - \frac{V kCA_0(1-XA_4)(M-XA_4)}{Fv}$$

$$XA_3 = 0,76 - \frac{45,313 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= 0,6603$$

$$XA_2 = XA_3 - \frac{V kCA_0(1-XA_3)(M-XA_3)}{Fv}$$

$$XA_2 = 0,6603 - \frac{45,313 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,339 \cdot 3,085}{3577,296}$$

$$= 0,517$$

$$XA_1 = XA_2 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_1 = 0,517 - \frac{45,313 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,483 \cdot 3,158}{3577,296}$$

$$= 0,308$$

$$XA_0 = XA_1 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_0 = 0,308 - \frac{45,313 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,691 \cdot 3,262}{3577,296}$$

$$= -4,747E-04$$

e. Jumlah Reaktor : 5

$$Xa_5 : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$Fv : 3577,296 \text{ liter/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M= B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$XA_{n-1} = XA_n - \frac{V kCA_0(1-XA_n)(M-XA_n)}{Fv}$$

$$Vcoba = 2306,902 \text{ liter}$$

$$\Theta \text{ reaktor} = 0,051 \text{ jam}$$

$$XA_4 = XA_5 - \frac{V kCA_0(1-XA_5)(M-XA_5)}{Fv}$$

$$XA_4 = 0,76 - \frac{2306,902 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= -4,315$$

$$XA_3 = XA_4 - \frac{V kCA_0(1-XA_4)(M-XA_4)}{Fv}$$

$$XA_3 = -4,315 - \frac{2306,902 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 5,315 \cdot 5,574}{3577,296}$$

$$= -210,621$$

$$XA_2 = XA_3 - \frac{V kCA_0(1-XA_3)(M-XA_3)}{Fv}$$

$$XA_2 = -210,621 - \frac{2306,902 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 211,6 \cdot 108,727}{3577,296}$$

$$= -160434,298$$

$$XA_1 = XA_2 - \frac{V kCA_0(1-XA_2)(M-XA_2)}{Fv}$$

$$XA_1 = -160434,298 - \frac{2306,902 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 1,604E+05 \cdot 80220,565}{3577,296}$$

$$= -89622037304$$

$$XA_0 = XA_1 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_0 = -8,962E+10 - \frac{2306,902 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 8,962E10 \cdot 44811018655,3}{3577,296}$$

$$= -2,79658E+22$$

f. Jumlah Reaktor : 6

$$X_{A_6} : 0,76$$

$$K : 8807,323 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v : 3577,296 \text{ liter/jam}$$

$$CA_0 : 0,001226 \text{ kgmol/liter}$$

$$M = B/A : 3,416$$

Persamaan umum

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_n})(M - X_{A_n})}{F_v}$$

$$V_{\text{coba}} = 314,186 \text{ liter}$$

$$\Theta_{\text{reaktor}} = 0,040 \text{ jam}$$

$$X_{A_5} = X_{A_6} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_6})(M - X_{A_6})}{F_v}$$

$$X_{A_5} = 0,76 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,24 \cdot 3,036}{3577,296}$$

$$= 0,068$$

$$X_{A_4} = X_{A_5} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_5})(M - X_{A_5})}{F_v}$$

$$X_{A_4} = 0,068 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,931 \cdot 3,382}{3577,296}$$

$$=$$

-2,918

$$XA_3 = XA_4 - \frac{V kCA_0(1-XA_4)(M-XA_4)}{Fv}$$

$$XA_3 = -2,918 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 3,918 \cdot 4,875}{3577,296}$$

$$= -21,036$$

$$XA_2 = XA_3 - \frac{V kCA_0(1-XA_3)(M-XA_3)}{Fv}$$

$$XA_2 = -21,036 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 0,22 \cdot 13,934}{3577,296}$$

$$= -312,251$$

$$XA_1 = XA_1 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_1 = -312,251 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 3,133E+02 \cdot 159,542}{3577,296}$$

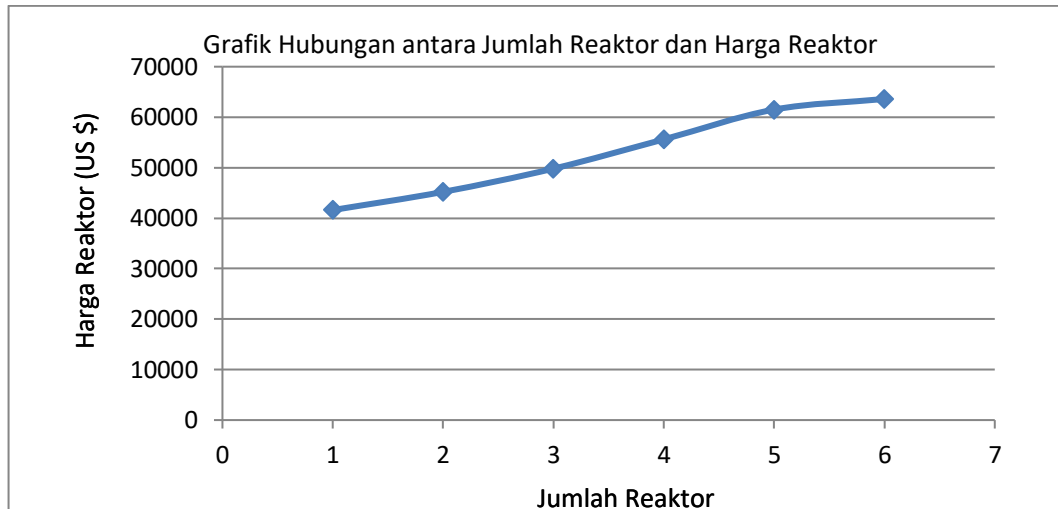
$$= -47709,834$$

$$XA_0 = XA_1 - \frac{V kCA_0(1-XA_1)(M-XA_1)}{Fv}$$

$$XA_0 = -47709,834 - \frac{314,186 \cdot 8807,323 \cdot 0,001226 \cdot 4,771E+04 \cdot 23859,333}{3577,296}$$

$$= -1079598663$$

Dari hasil optimasi didapat jumlah reaktor yang digunakan yaitu 1 buah reaktor dengan volume perancangan reaktor sebesar $0,345 \text{ m}^3$



4. Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:1 ($D:H = 1:1$) (Brownell hal 43)

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot \text{Volume shell}}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,345}{3,14}}$$

$$\begin{aligned} D &= 0,761 \text{ m} \\ &= 29,946 \text{ in} \\ &= 2,496 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\mathbf{D = H}$$

$$\begin{aligned} H &= 0,761 \text{ m} \\ &= 29,946 \text{ in} \\ &= 2,496 \text{ ft} \end{aligned}$$

Bentuk Reaktor yang dipilih adalah *vertical vessel* dengan *formed head* dengan bentuk *torespherical dishead head* (Brownell, hal 88)

$$V_{\text{dish}} = 0.000049D_s^3$$

Dimana :

D_s : diameter shell, in

V_{dish} : volume dish, ft³

$$\begin{aligned} V_{\text{dish}} &= 0,000049 \times 29,946^3 \\ &= 1,316 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$\begin{aligned} V_{\text{sf}} &= \frac{3,14}{4} 29,946^2 \frac{2}{144} \\ &= 0,815 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 2 (1,316 + 0,815) \\ &= 4,261 \text{ ft}^3 \\ &= 0,121 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 0,345 + 0,121 \\ &= 0,466 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Bottom}} = 0.5 V_{\text{Head}}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{bottom}} &= 0,5 \times 0,121 \\ &= 0,060 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{Cairan}} = V_{\text{Shell}} - V_{\text{Bottom}}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= 0,345 - 0,060 \\ &= 0,285 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi cairan

$$h_{\text{Cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{cairan}} &= \frac{4,0,285}{3,14 \cdot 0,761^2} \\ &= 0,628 \text{ m} \\ &= 2,060 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung tebal shell menggunakan persamaan 13.1 (Brownll and young, 1959; hal 254)

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

Keterangan :

Ts : tebal shell

P : tekanan

R : jari – jari

: $\frac{1}{2}D$

E : efisiensi pengelasan (E=0.85)

C : faktor koreksi (C=0.125)

F : tegangan yang diijinkan (tabel 13.2 Coulson 4ed, hal: 812)

Tekanan sistem (P)

$$P_{\text{Tot}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Operasi}}$$

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

Tekanan Hidrostatik

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho gh}{gc}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= 1841,003 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 12,785 \text{ lb/in}^2 \\ &= 12,785 \text{ psi} \\ P_{\text{total}} &= 29,392 \text{ psi} + 12,785 \text{ psi} \\ &= 42,177 \text{ psi} \\ P_{\text{design}} &= 1,1 \times 42,177 \text{ psi} \\ &= 46,394 \text{ psi} \\ r &= 0,5 \times 29,946 \text{ in} \\ &= 14,973 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0,85 \\
 C &= 0,125 \\
 F &= 145 \text{ N/mm}^2 \\
 &= 21030,472 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

(tabel 13.2 Coulson vol 6 hal 812)

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{46,394 \text{ psi} \cdot 14,973 \text{ n}}{(21030,472 \text{ psi} \cdot 0,85) - (0,6 \cdot 46,394 \text{ psi})} + 0,125 \\
 &= 0,164 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ts standart = 0,188 in

Menghitung tebal head (th) digunakan persamaan 7.77 Brownell and Young hal:138)

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

$$P = P_{\text{Design}} - P_{\text{Lingkungan}}$$

$$\begin{aligned}
 P &= 46,394 \text{ psi} - 29,392 \text{ psi} \\
 &= 17,002 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$OD = ID_{\text{shell}} + 2ts$$

$$\begin{aligned}
 OD &= 29,946 \text{ in} + 2 \cdot 0,164 \text{ in} \\
 &= 30,274 \text{ in} \\
 &= 0,769 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dicari ukuran OD standar pada tabel 5.7 Brownell hal: 90 di dapat

OD	: 32 in
ts	: $\frac{1}{5}$ in
icr	: 2 in
r	: 30 in
E	: 0,850
C	: 0,125
f	: 145 N/mm ²
	: 21030,472 psi

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

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} + \left(3 + \sqrt{\frac{30}{2}} \right) \\ &= 1,718 \text{ in} \end{aligned}$$

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0,2P)} + C$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{17,002 \text{ psi} \cdot 30 \text{ in} \cdot 1,718 \text{ in}}{(2 \cdot 21030,472 \text{ psi} \cdot 0,850) - (0,2 \cdot 17,002 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,149 \text{ in} \end{aligned}$$

$$th \text{ standar} = 0,188 \text{ in}$$

Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran Head dan Bottom reaktor. Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. *Flanged and Standard Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

2. *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

3. *Elliptical Dished Head*

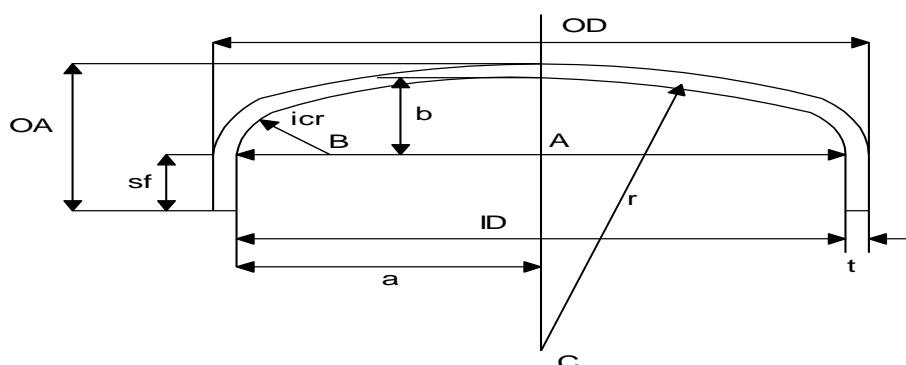
Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *Torispherical Flanged and Dished Head*

Gambar *Torispherical Flanged and Dished Head*:



$$S_f = 2 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$\begin{aligned} ID &= 32 \text{ in} - (2 \cdot 0,188 \text{ in}) \\ &= 31,624 \text{ in} \end{aligned}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{31,624 \text{ in}}{2} \\ &= 15,812 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AB = a - icr$$

$$\begin{aligned} AB &= 15,812 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 13,812 \text{ in} \end{aligned}$$

$$BC = r - icr$$

$$\begin{aligned} BC &= 30 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 28 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{28 \text{ in}^2 - 13,812 \text{ in}^2} \\ &= 24,536 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC$$

$$\begin{aligned} b &= 30 \text{ in} - 24,536 \text{ in} \\ &= 5,464 \text{ in} \end{aligned}$$

$$h_{\text{Head}} = th + b + sf$$

$$\begin{aligned} h_{\text{Head}} &= 0,188 \text{ in} + 5,464 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 5,852 \text{ in} \\ &= 0,149 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{Reaktor}} &= 2 \times 0,149 \text{ m} + 0,761 \text{ m} \\ &= 1,158 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Spesifikasi pengaduk

Tabel perhitungan viskositas

komponen	A	B	C	D	log μ	μ
Benzil Klorida (A)	-6,4178	1128,1	0,011724	-9,55E-06	-0,384	0,4122
Natrium Karbonat (B)	-8,0291	1,27E+03	1,61E-02	-1,35E-05	-0,524	0,2992
H2O (C)	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	-0,598	0,2521
Benzil Alkohol (D)	-25,0704	4,21E+03	4,97E-02	-3,50E-05	-0,189	0,6465
Natrium Klorida (E)	-0,9169	1,08E+03	-7,62E-05	1,11E-08	1,871	74,3688
Toluena (T)	-5,1649	8,11E+02	1,05E-02	-1,05E-05	-0,583	0,2610

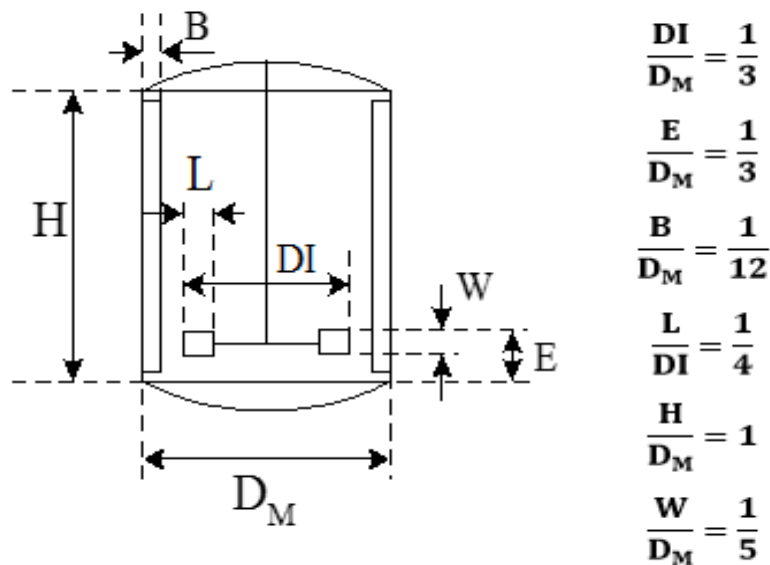
Menghitung densitas campuran dan viskositas campuran

Komponen	Massa	Fraksi Massa	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$	μ (cP)	$\mu \cdot x$
Benzil Klorida (A)	554,825	0,083	1015,205	83,935	0,412	0,034
Natrium Karbonat (B)	2324,561	0,346	2301,694	797,298	0,299	0,104
H ₂ O (C)	2324,561	0,346	943,214	326,726	0,252	0,087
Benzil Alkohol (D)	1500,000	0,224	958,132	214,165	0,647	0,145
Toluena (T)	6,752	0,001	778,544	0,783	0,261	0,000
total	6710,700	1,000	5996,790	1422,907	1,871	0,370

Dipilih Turbin dengan mempertimbangkan alasan sebagai berikut :

1. Jenis pengaduk ini efektif untuk jangkauan viscositas yang sangat luas
2. Pencampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari Buku Unit Operation Mc Cabe L. Warren edisi 5 hal : 243



$$D_M = 29,946 \text{ m}$$

$$\frac{D_I}{D_M} = \frac{1}{3}$$

$$D_I = \frac{29,946 \text{ m}}{3} = 9,982 \text{ m}$$

$$\frac{E}{D_M} = \frac{1}{3}$$

$$E = \frac{29,946 \text{ m}}{3}$$
$$= 9,982 \text{ m}$$

$$\frac{B}{D_M} = \frac{1}{12}$$

$$B = \frac{29,946 \text{ m}}{12}$$
$$= 2,496 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D_I} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{9,982 \text{ m}}{4}$$
$$= 2,496 \text{ m}$$

$$\frac{W}{D_M} = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{29,946 \text{ m}}{5}$$
$$= 5,989 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D_M} = 1$$

$$H = \frac{29,946 \text{ m}}{1}$$
$$= 29,946 \text{ m}$$

Perancangn pengaduk

Jenis pengaduk : Marine propeler with 3 blades and 4 baffles

Diameter Impeler : $Da = ID / 3 = 10,541\text{m}$

Posisi sudut impeler : $E = Da = 10,541\text{ m}$

Lebar impeler : $W = Da / 5 = 2,1083\text{ m}$

Kedalaman baffle : $J = ID / 12 = 2,635\text{ m}$

Panjang sudu impeler : $L = Da / 4 = 2,635\text{ m}$

Menghitung kecepatan pengadukan :

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):

Dimana WELH adalah Water Equivalen Liquid High

$$\begin{aligned} WELH &= (\rho \text{ larutan})/(\rho \text{ air}) \times Dt \\ &= 0,761 \times \frac{5996,790}{326,726} \\ &= 13,960\text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{a impeller} &= \frac{WELH}{D} \\ &= \frac{13,960}{29,9464}\text{ m} \\ &= 0,4662 \end{aligned}$$

Putaran pengaduk :

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

$$\begin{aligned} N &= \sqrt{(WELH/(2.Da)) \times (600/(\pi.Da))} \\ &= \sqrt{\frac{13,960}{2 \cdot 10,5413} \times \left(\frac{600}{3,14 \times 10,5413} \right)} \\ &= 14,751\text{ rpm} \end{aligned}$$

Dengan :

$$N : 14,751 \text{ rpm} = 0,2458 \text{ rps}$$

$$\rho : 1422,907 \text{ kg/m}^3 = 88,826 \text{ lb/ft}^3$$

$$gc : 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$\mu : 0,3698 \text{ cp} = 0,0002 \text{ lb/ft}\cdot\text{s}$$

$$Di : 9,982 \text{ m} = 32,7498 \text{ ft}$$

Bilangan Reynold :

$$\text{Re} = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu}$$

(Brown, page 508)

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{0,2458 \text{ rps} \cdot 32,7498 \text{ ft}^2 \cdot 88,826 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,0002 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{s}} \\ &= 94252943,268 \end{aligned}$$

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc}$$

$$Np = Po = 1,5$$

$$p = \frac{1,5 \cdot 88,826 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \cdot 0,2458 \text{ rps}^3 \cdot 32,7498 \text{ ft}^5}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 0,00096 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} : 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} : \text{Daya motor} &= \frac{P}{\eta} = \frac{0,00096}{80\%} \\ &= 0,0012 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\text{Dipakai standar NEMA} = 1 \text{ HP}$$

PERANCANGAN PENDINGIN REAKTOR

Beban Panas Pendingin

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

$$Q \text{ pendingin} = 58483,508 \text{ KJ/Jam}$$

Medium Pendingin

Dipilih :

Air pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

$$\text{Suhu air masuk (Tc1)} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$= 86^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar (Tc2)} = 35^{\circ}\text{C}$$

$$= 95^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c,avg} = \text{Suhu air rata-rata}$$

$$= 1/2 (T_{c1} + T_{c2})$$

$$T_{c,avg} = 32,5^{\circ}\text{C}$$

$$= 90,5^{\circ}\text{F}$$

$$= 305,650 \text{ K}$$

$$T_r = 32,5^{\circ}\text{C}$$

$$= 313,150 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

$$\text{Berat molekul, BM} = 18,015$$

$$\begin{aligned} \text{Konduktifitas panas, kc} &= 0,591 \text{ W/m.K} \\ &= 0,342 \text{ Btu.ft/hr.ft}^2.\text{°C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_c &= 0,988 \text{ g/cm}^3 \\ &= 988,240 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61,694 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas panas, Cpc} &= 4,186 \text{ Kj/kg.K} \\ &= 75,411 \text{ kj/kmol.K} \\ &= 1,799 \text{ Btu/lb.°C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_c &= 0,002 \text{ Pa.s} \\ &= 0,001 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Beda Suhu Logaritmik (ΔT_{lm})

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{c1}) - (T_R - T_{c2})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{lm} &= 7,213\text{°C} \\ &= 44,984\text{°F} \end{aligned}$$

Dari tabel 8 hal 840 Kern, dapat diketahui fluida panas ini merupakan light organik, sedangkan fluida dingin adalah air.

Dalam system *cooler* maka :

Nilai UD =75-150, diambil UD= 100 Btu/j.ft².°F

- a. Menghitung Luas permukaan panas yang dibutuhkan (Aj)

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

$$A_j = 13,001 \text{ ft}^2$$

$$= 1,208 \text{ m}^2$$

$$= 1872,127 \text{ in}^2$$

$$\text{Over design} = 10\%$$

$$\text{Maka, } A_j = 2,600 \text{ ft}^2$$

$$= 0,242 \text{ m}^2$$

$$= 374,425 \text{ in}^2$$

$$\text{Overall } A_j = 15,601 \text{ ft}^2$$

$$= 1,449 \text{ m}^2$$

$$= 2246,553 \text{ in}^2$$

- b. Menghitung luas penampang *shell* tangki (At)

$$A_t = \pi \cdot D \cdot L$$

$$\text{Dimana, } D = 0,761 \text{ m}$$

$$L = 2,496 \text{ m}$$

$$\pi = 3,14$$

$$t_s = 3/16 \text{ in}$$

$$A_t = 5,960 \text{ m}^2$$

$$= 64,157 \text{ ft}^2$$

$$A_b = \pi/4 \cdot D^2$$

$$= 0,454 \text{ m}^2$$

$$= 4,889 \text{ ft}^2$$

$$A_r = A_t + A_b$$

$$= 4,415 \text{ m}^2$$

$$= 69,045 \text{ ft}^2$$

Karena $A_j < A_r$, maka dipilih pendingin reaktor menggunakan jaket.

PERANCANGAN UKURAN JAKET

$$\text{Diameter luar reaktor, OD} = 30,274 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam reaktor, ID} = 3/16 \text{ in}$$

Jarak antara dinding reaktor

Dengan :

$$\text{dinding jaket, L} = 2,5 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

$$F = 18750$$

$$P = 29,392 \text{ in}$$

$$B = 5,644 \text{ in}$$

- a. Menghitung luas penampang *shell* tangki (A_t)

$$\begin{aligned} D_j &= D_r + 2 t_s + L \\ &= 33,102 \text{ in} \end{aligned}$$

- b. Menghitung *flow area*

$$\begin{aligned} A_f &= \frac{\pi (D_j - D_r)^2}{4} \\ &= 6,277 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- c. Tebal dinding *shell* jaket

$$\begin{aligned} t_j &= \frac{P \cdot D_j}{2fE - P} \\ &= 0,030 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, $t_s = 3/16 \text{ in}$

- d. Tinggi *shell* jaket

$$\begin{aligned} L_j &= \frac{A - (\pi/4 \cdot D^2)}{\pi \cdot D} \\ &= 23,633 \text{ in} \\ &= 0,600 \text{ m} \end{aligned}$$

- e. Sumbu pendek *head bottom* jaket

$$\begin{aligned} B_j &= b + L + t_j \\ &= 8,331 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0,212 \text{ m}$$

f. Tinggi jaket

$$\begin{aligned} Z_j &= L_j + B_j \\ &= 31,964 \text{ in} \\ &= 0,812 \text{ m} \end{aligned}$$

Kebutuhan Medium Pendingin (w_c)

$$Q_c = Q_H$$

$$Q_c = w_c \cdot C_{p_c} \cdot \Delta T_c$$

$$w_c = \frac{Q_c}{C_{p_c} \Delta T_c}$$

Dengan :

$$\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1}$$

$$= 5^\circ\text{C}$$

$$= 41^\circ\text{F}$$

$$1 \text{ lb} = 0,454 \text{ Kg}$$

Diperoleh :

$$W_c = 792,611 \text{ lb/jam}$$

$$= 359,522 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi *Jacket*

Diameter Ekuivalen Jacket (D_e)

Agar Jacket (*Annulus*) dapat diperlakukan seperti pipa atau *tube* maka perlu ada koreksi terhadap diameter yang disebut Diameter Ekuivalen.

Diameter ekivalen didefinisikan sebagai 4 kali jari-jari hidraulik yaitu jari-jari ekivalen pipa terhadap *annulus* yang mempunyai luas permukaan yang sama dengan *annulus*. Sedangkan jari-jari hidraulik diperoleh dari rasio *flow area* terhadap *wetted perimeter*.

Wetted Perimeter

Untuk Koefisien Transfer Panas (WPC)

$$WP_c = 4\pi D_1$$

Dimana :

D_1 = Diameter luar reactor

$$= 0,769 \text{ m}$$

$$= 0,234 \text{ ft}$$

$$WP_c = 9,658 \text{ m}$$

Untuk *Pressure Drop* (WPF)

$$WP_f = 4\pi(D_2 + D_1)$$

Dimana :

D_2 = Diameter dalam Jacket

$$= 33,102 \text{ in}$$

$$= 0,841 \text{ m}$$

$$WP_f = 20,219 \text{ m}$$

Flow Area (A_f)

$$A_f = \pi(D_2^2 - D_1^2)$$

Diperoleh :

$$A_f = 0,363 \text{ m}^2$$

Diameter Ekivalen

$$D_e = 4r_h = \frac{4A_f}{WP}$$

Untuk Koefisien Transfer Panas (De)

$$De = 0,150 \text{ m}$$

$$= 0,493 \text{ ft}$$

Untuk *Pressure Drop* (De')

$$De' = 0,072 \text{ m}$$

$$= 0,236 \text{ ft}$$

Kecepatan Medium di Dalam Jaket (vc)

Diketahui :

Volumetrik Flowrate

$$F_v = 0,364 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_c = 1,00 \text{ m/jam}$$

$$= 3,281 \text{ ft/jam}$$

Koefisien Perpindahan Panas di Dinding Luar Reaktor (h_o)

$$h_o = 150(1 + 0.011 T_{c,avg}) \frac{v_c^{0.8}}{D_e^{0.2}}$$

$$h_o = 1466,015 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Koefisien Perpindahan Panas di Dalam Reaktor Koil (h_i)

Fluks massa fluida dalam reaktor (G_o)

$$G_i = (g \cdot b \cdot \Delta T \cdot \rho_f^2 \cdot OD)^{1/2}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi bumi

$$= 9,807 \text{ m/dtk}^2$$

$$= 416990564,500 \text{ ft/jam}^2$$

$T_f = T_r$

= Suhu reaksi

$$= 40^\circ\text{C}$$

$$= 104^\circ\text{F}$$

$$= 564^\circ\text{R}$$

B = Koefisien ekspansi termal

$$= 1/T_f$$

$$= 0,002 \text{ 1/R}$$

$$\Delta T = T_f - T_{c,avg}$$

$$= 13,5^\circ\text{F}$$

$$\rho_f = \text{Densitas fluida}$$

$$= 5996,790 \text{ kg/m}^3$$

$$= 374,368 \text{ lb/ft}^3$$

Diperoleh :

$$G_i = 572602,119 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

Bilangan Reynolds didalam Reaktor (Re_i)

$$Re_i = \frac{OD \cdot G_i}{\mu_f}$$

Dengan :

$$\mu_f = \text{Viskositas fluida}$$

$$= 0,370 \text{ Pa.dtk}$$

$$= 894,615 \text{ lb/ft.jam}$$

Diperoleh :

$$Re_i = 150,109$$

Untuk $100 \leq Re_o \leq 100000$, maka h_i dapat dicari dengan persamaan berikut

(Chohey, 1984)

$$h_i = C_{pf} G_i \left(\frac{k_f}{C_{pf} \mu_f} \right)^{\frac{3}{4}} \left(\frac{0.53}{Re_i^{\frac{1}{2}}} \right)$$

Dengan :

C_{pf} = Kapasitas panas fluida

$$= 34 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

k_f = Konduktifitas panas fluida

$$= 0,346 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Diperoleh :

$$h_i = 165,132 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien Perpindahan Panas di dalam Koil dengan Dasar Diameter Luar (h_{io})

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

$$h_{io} = 1758,173 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 799,429 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Cek Dirt Factor

Untuk $T_f < 240$ oF, $T_c < 125$ oF, $v_c < 3$ ft/dtk, dan air pendingin yang digunakan berasal dari *cooling tower* yang make up-nya tidak di-treatment kembali maka $R_{d,min} = 0,03$. (Table 12, Kern, 1965 : hal 845)

Syarat :

$R_d > R_{d,min}$

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C + U_D}$$

$R_d = 0,778 > R_{d,min}$ (memenuhi syarat)

Cek Pressure Drop

Syarat :

$\Delta P < 10$ psi

Bilangan Reynolds dalam jaket (Re_i)

$$Re_i = \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c}$$

$Re_i = 315,748$

Faktor friksi untuk pipa baja (f)

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re_i^{0.42}}$$

f = 0,027

Pressure Drop

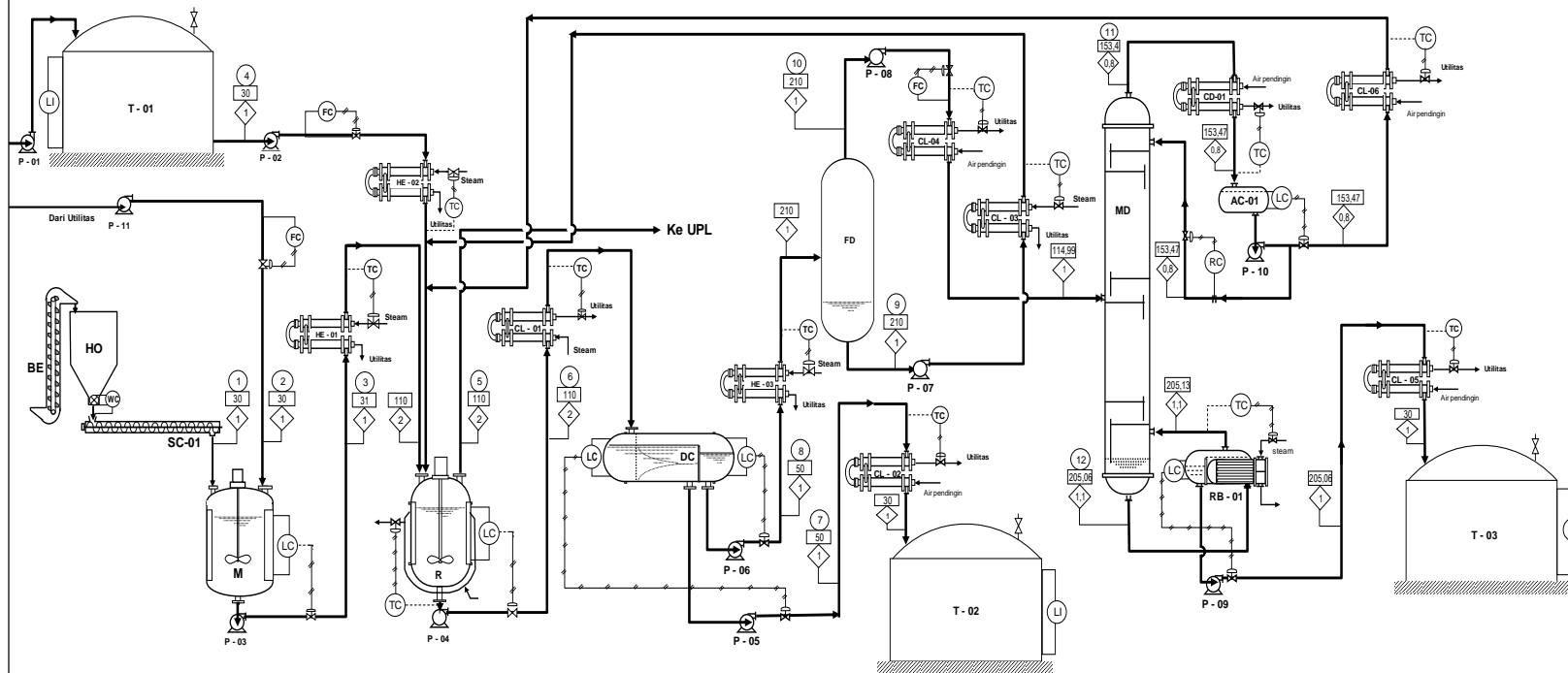
$$\Delta P = \frac{4 f G_i^2 L_i}{2 g \rho_c^2 ID}$$

$$\Delta P = 0,001 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi syarat)}$$

LAMPIRAN B

PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PERANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI BENZIL KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT
DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN



NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS (Kg/Jam)												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
1	CO2	-	-	-	305,867	305,8673	-	-	-	-	-	-	-	-
2	H2O	0,762	892,182	892,944	1486,757	0,1046	1486,653	48,7707	1437,883	2,5925	1434,29	1435,290	-	-
3	C6H5CH3	-	-	-	5,208	-	5,208	-	5,208	0,032	5,1761	5,176	-	-
4	C6H5CH2Cl	-	-	-	555,391	0,0034	555,387	-	555,387	14,804	540,583	525,425	15,1585	-
5	C6H5CH2OH	-	-	-	1584,355	0,0003	1584,352	-	1584,352	67,872	1516,480	15,790	1500,691	-
6	Na2CO3	892,944	-	892,944	312,164	-	312,164	-	312,164	312,1636	-	-	-	-
7	NaCl	-	-	-	813,329	-	813,329	813,329	-	-	-	-	-	-
Total		893,706	892,182	1785,888	5063,071	305,976	4757,093	862,100	3894,984	397,464	3496,530	1981,680	1515,8493	-

ALAT	KETERANGAN
AC	Accumulator
BE	Bucket Elevator
CD	Condenser
CL	Cooler
HO	Hooper
HE	Heater
P	Pompa
R	Reaktor
T	Tangki
M	Mixer
MD	Menara Distilasi
DC	Decanter
RB	Reboiler
FD	Flash Drum

SIMBOL	KETERANGAN
(FC)	Flow Controller
(LC)	Level Controller
(LI)	Level Indicator
(PI)	Pressure Indicator
(TC)	Temperature Controller
(RC)	Reflux control
(N)	Nomor Atus
(S)	Suhu, C
(T)	Tekanan, atm
(U)	Ukura Tekan
(---)	Listrik
(—)	Pipa

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PERANCANGAN PABRIK BENZIL ALKOHOL DARI BENZIL
KLORIDA DAN NATRIUM KARBONAT DENGAN
KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
 1. Siva Pradina (14 521 042)
 2. Nova Czca Dewi (14 521 068)

Dosen Pembimbing:
 Pembimbing 1 : Ir. Daryono, M.S.I., C.Text., ATL.
 Pembimbing 2 : Lis Kstiyani, S.T., M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

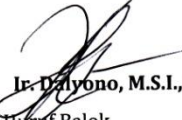
Nama Mahasiswa : Siva Pradita
 No. MHS : 14521042
 Nama Mahasiswa : Novia Citra Dewi
 No. MHS : 14521068
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Kimia Benzil Alkohol dari Benzil klorida dan Natrium karbonat dengan kapasitas 12.000 ton / tahun .
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	21-3-18	pembahasan judul	1
2.	23-5-18	konultasi bab 1	1
3.	26-7-18	konultasi bab 2	1
4.	25-9-18	konultasi bab 3	2
5.	27-9-18	konultasi bab 4 dan 5	2
6.	1-10-18	revisi bab 3	2
7.	12-10-18	revisi bab 4	2
8.	15-10-18	konultasi akhir	2

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 15 oktober 2018

Pembimbing,















Ir. Daryono, M.S.I., C.Text. ATI.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

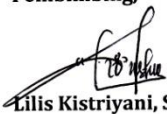
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Siva Pradita
 No. MHS : 14521042
 Nama Mahasiswa : Novia Citra Dewi
 No. MHS : 14521068
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Kimia Benzil Alkohol dari
 Benzil Klorida dan Natrium Karbonat dengan
 Kapasitas 12.000 ton / tahun .
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20-3-18	Pembahasan Judul	
2.	26-3-18	Konsultasi bab 1	
3.	22-5-18	revisi bab 1	
4.	30-5-18	Konsultasi bab 2	
5.	25-7-18	revisi bab 2	
6.	10-8-18	Konsultasi alat	
7.	23-8-18	Konsultasi alat	
8.	24-9-18	Konsultasi alat	
9.	1-10-18	Konsultasi utilitas dan evaluasi ekonomi	
10.	11-10-18	Konsultasi bab 1-5 dan PEFD	
11.	15-10-18	Konsultasi akhir	
12.	15-10-18	Acc	

Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, 15 oktober 2018
 Pembimbing,


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

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy