

**Prarancangan Pabrik *Amyl Chloride* dari *Pentene* dan
HCl kapasitas 1.000 Ton/Tahun**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Dimas Mahessa

No. Mahasiswa : 16521042

**Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta**

2023

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRARANCANGAN
PABRIK AMYL CHLORIDE DARI PENTENE DAN HCL
DENGAN KAPASITAS 1000TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Dimas Mahessa

No. Mahasiswa 16521042

Yogyakarta, 25 Januari 2023

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

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

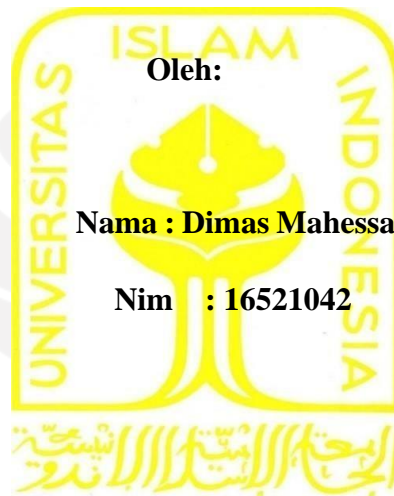


Dimas Mahessa

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE DARI
PENTENE DAN HCL DENGAN KAPASITAS 1000
TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Dimas Mahessa

Nim : 16521042

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Pembimbing I,

Pembimbing II,P



Ir. Agus Taufiq, M.Sc

Dr. Diana, ST., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE DARI
PENTENE DAN HCL DENGAN KAPASITAS 1000TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Dimas Mahessa

No. Mahasiswa : 16521042

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, Januari 2023

Tim Penguji,
Ketua Penguji

Ir. Agus Taufiq, M.Sc

Penguji I,

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

Penguji II,

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



17 Feb 2023

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri



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

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah S.W.T yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Amyl Chloride dari Pentene dan HCL dengan kapasitas 1000Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
2. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Dr. Diana, ST., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan banyak pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan,

semangat, dan motivasinya yang tiada henti-hentinya.

7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

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

Wassalamu 'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Penulis,

Dimas Mahessa

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية
الاستد بالاندية

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

1. Puji syukur saya panjatkan kepada Allah S.W.T atas rahmat dan karunia-Nya kepada saya sehingga saya mendapatkan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan dapat menyelesaikan studi saya di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Terima kasih kepada kedua orang tua saya keluarga saya yang selalu memberikan doa tiada henti, semangat, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih banyak telah berjuang dan berkorban banyak hal untuk saya hingga saya bisa mencapai tahap ini dengan penuh kasih sayang
3. Terima kasih kepada Bapak Ir. Agus Taufiq, M.Sc selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Dr. Diana, ST., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing II. Terima kasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahannya selama ini sehingga dapat menyelesaikannya tugas akhir dengan baik.
4. Terima kasih kepada Shafira, Arnold, dan Adiet sebagai teman dekat yang selalu memotivasi setiap harinya dan mengingatkan saya untuk segera dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Lalu terimakasih juga kepada teman teman dan rekan teknik kimia angkatan 2016 diantaranya Rifqi, Nadia, Mella, Sidah, yang telah menyediakan waktunya untuk sharing dan memberikan semangat pengerjaan tugas akhir hingga terselesaikan dengan baik.

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

Penulis,



Dimas Mahessa



DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	4
1.3.1 Pemilihan Proses.....	4
BAB II PERANCANGAN PRODUK	13
2.1 Spesifikasi Bahan	13
2.1.1 Bahan Baku.....	13
2.1.2 Bahan Baku Penunjang	14
2.1.3 Spesifikasi Produk	14
2.2 Pengendalian Kualitas	15
2.2.1 Pengendalian Kuantitas.....	16
2.2.2 Pengendalian Waktu	17
2.2.3 Pengendalian Bahan Proses	17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	18
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	18
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	18
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	18
3.2 Uraian Proses.....	19
3.2.1 Proses Penyiapan Bahan Baku.....	19

3.2.1 Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil.....	19
3.3 Spesifikasi Alat.....	20
3.4 Neraca Massa.....	45
3.4.1 Neraca Massa Total	45
3.4.2 Neraca Massa Alat	45
3.5 Neraca Panas	54
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	59
4.1 Lokasi Pabrik.....	59
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	62
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	65
4.4 Organisasi Perusahaan.....	67
BAB V UTILITAS.....	82
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	82
5.2 Unit Pengolahan Air	89
5.3 Unit Pembangkit Listrik	90
5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar	93
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	94
6.1 Harga Alat	95
6.2 Dasar Perhitungan	105
6.3 Perhitungan Biaya	105
6.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>).....	105
6.4 Struktur Permodalan	109
6.4.1 Perhitungan Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank.....	109
6.6 <i>Salvage Value</i>	110
6.7 Depresiasi	111
6.8 Perhitungan Biaya Produksi Total (<i>Total Production Cost</i>)	113
6.9 Laba Rugi dan Pajak.....	119
6.11 Kelayakan Proyek.....	120
7.2 Kesimpulan.....	126
7.3 Saran	126
DAFTAR PUSTAKA	128
LAMPIRAN A.....	130

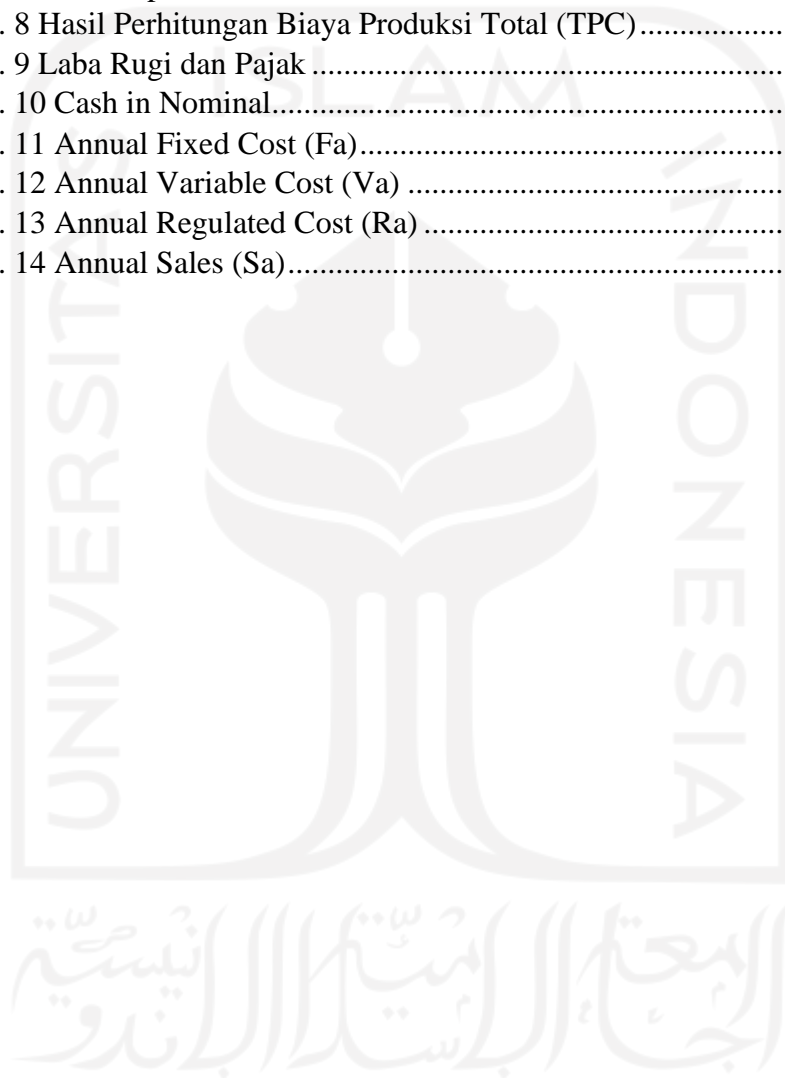
LAMPIRAN B	152
LAMPIRAN C	154
KARTU KONSULTASI PEMBIMBING I	154
KARTU KONSULTASI PEMBIMBING II	155



DAFTAR TABEL

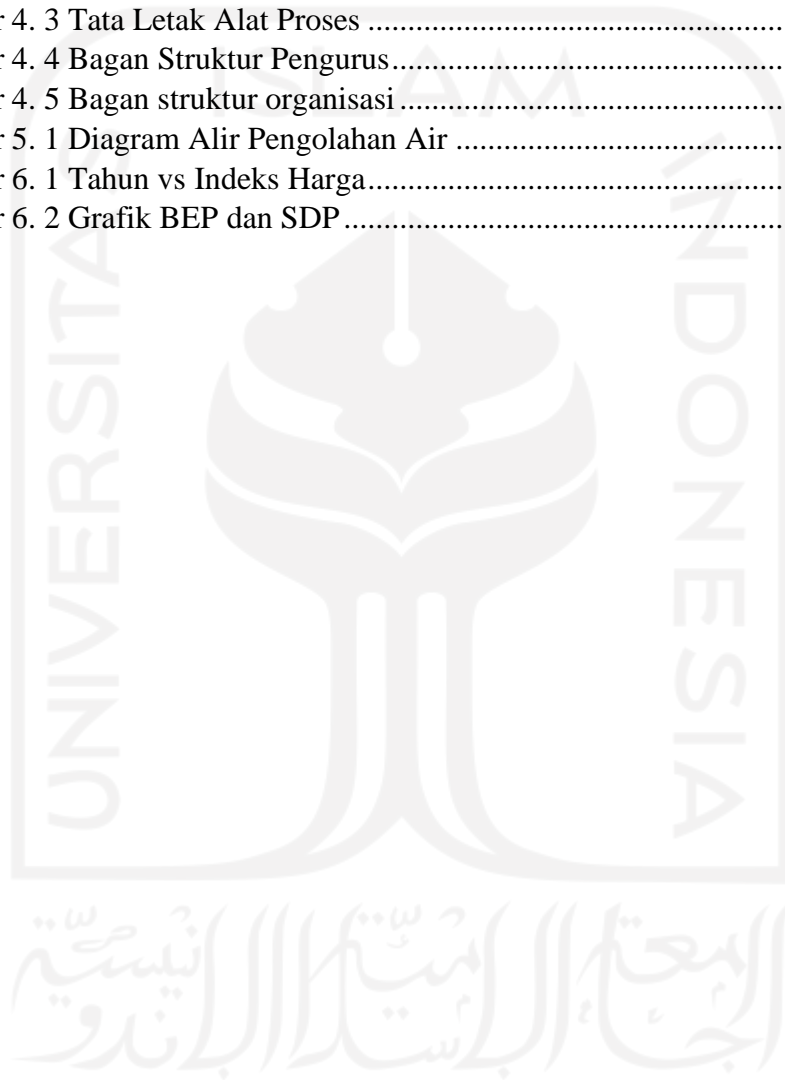
Tabel 1. 1 Data impor BPS Amyl Chloride	2
Tabel 1. 2 Negara Penghasil Produksi Amyl Chloride	2
Tabel 1. 3 Pabrik Penyedia Pentene	3
Tabel 1. 4 Daftar harga bahan dan berat molekul proses	6
Tabel 1. 5 Daftar harga bahan dan berat molekul proses	7
Tabel 1. 6 Alternatif Pemilihan Proses	7
Tabel 3. 1 Neraca Massa Total.....	45
Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Penyimpanan HCl	45
Tabel 3. 3 Neraca Massa Tangki Penyimpanan Pentene	46
Tabel 3. 4 Neraca Massa Vaporizer – 101	47
Tabel 3. 5 Neraca Massa Separator - 101	47
Tabel 3. 6 Neraca Massa Vaporizer – 102	48
Tabel 3. 7 Neraca Massa Separator - 102	49
Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor	49
Tabel 3. 9 Neraca Massa Kondensor.....	50
Tabel 3. 10 Neraca Massa Dekanter.....	51
Tabel 3. 11 Neraca Massa Distilasi.....	52
Tabel 3. 12 Neraca Massa Tangki - 103	53
Tabel 3. 13 Neraca Massa Vaporizer - 101	54
Tabel 3. 14 Neraca Panas Heat Exchanger - 101	54
Tabel 3. 15 Neraca Panas Vaporizer - 102.....	54
Tabel 3. 16 Neraca Panas Separator - 101	55
Tabel 3. 17 Neraca Panas Separator - 102	55
Tabel 3. 18 Neraca Panas Heat Exchanger - 102	56
Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor - 101	56
Tabel 3. 20 Neraca Panas Kondensor - 101	56
Tabel 3. 21 Neraca Panas Cooler - 101.....	57
Tabel 3. 22 Neraca Panas Dekanter - 101	57
Tabel 3. 23 Neraca Panas Cooler - 102.....	57
Tabel 3. 24 Menara Distilasi - 101	58
Tabel 3. 25 Neraca Panas Cooler - 103.....	58
Tabel 3. 26 Neraca Panas Cooler - 104.....	58
Tabel 4. 1 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji	78
Tabel 4. 3 Pembagian Shift dan Waktu Kerja.....	79
Tabel 4. 4 Pengaturan Jadwal Kerja Grup.....	80
Tabel 5. 1 Persyaratan Air Umpan Boiler	83
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	89
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin.....	90
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses	91
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	91
Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik	93

Tabel 6. 1 Indeks Harga	95
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses.....	98
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas	100
Tabel 6. 4 Working Capital Investment (WCI).....	108
Tabel 6. 5 Menentukan Bunga Pinjaman dan Sisa Pinjaman.....	109
Tabel 6. 6 Hasil Penjualan Produksi	110
Tabel 6. 7 Nilai Depresiasi.....	111
Tabel 6. 8 Hasil Perhitungan Biaya Produksi Total (TPC).....	113
Tabel 6. 9 Laba Rugi dan Pajak	119
Tabel 6. 10 Cash in Nominal.....	120
Tabel 6. 11 Annual Fixed Cost (Fa).....	122
Tabel 6. 12 Annual Variable Cost (Va)	122
Tabel 6. 13 Annual Regulated Cost (Ra)	122
Tabel 6. 14 Annual Sales (Sa).....	122



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor <i>Amyl Chloride</i> di Indonesia.....	3
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	18
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	18
Gambar 4. 1 Wilayah Pabrik <i>Amyl Chloride</i>	60
Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik	63
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	67
Gambar 4. 4 Bagan Struktur Pengurus.....	68
Gambar 4. 5 Bagan struktur organisasi	70
Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air	89
Gambar 6. 1 Tahun vs Indeks Harga.....	97
Gambar 6. 2 Grafik BEP dan SDP	125



ABSTRAK

Amyl chloride atau dikenal dengan 1-Chloropentane yang merupakan senyawa alkil halida yang dimanfaatkan sebagai pelarut pada sintesa organik, sintesa pada industri farmasi, cat, katalis, serta aditif pada industri petrokimia. Penggunaan amyl chloride di Indonesia diperkirakan akan meningkat seiring dengan berkembangnya industri kimia. Pabrik Amyl Chloride dengan bahan baku HCl dan pentene direncanakan akan didirikan dikawasan Cilegon, Banten dengan kapasitas 1.000 ton/tahun, beroperasi selama 330 hari. Pabrik ini diharapkan dapat mengurangi kebutuhan import amyl chloride Indonesia dan mencukupi kebutuhan dalam negeri. Proses pembuatan amyl chloride menggunakan reactor fixed bed multitube dengan bantuan katalis $AlCl_3$. Reaksi pembuatan amyl chloride berlangsung pada fasa gas-gas, bersifat eksotermis. Kondisi operasi reactor dirancang bersifat nonisothermal dengan suhu operasi $130^{\circ}C$ tanpa ada energi yang ditambahkan maupun diambil dan tekanan operasi 3 atm. Untuk kapasitas pabrik 1.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku HCl sebesar 84 kg/jam dan pentene sebanyak 124 kg/jam. Pabrik amyl chloride mempunyai unit pendukung proses yakni unit utilitas meliputi penyediaa air yang diperoleh dari kawasan industri, unit penyediaan steam dengan produksi steam 141,58 kg/jam, untuk generator cadangan sebesar 80 kWh apabila terjadi masalah suplai listrik dari PLN. Pabrik amyl chloride beroperasi selama 330 hari pertahun dengan jumlah karyawan sebanyak 108 orang. Pabrik amyl chloride membutuhkan modal tetap sebesar Rp 328.132.610.641 dan modal kerja Rp 56.068.666.796. Analisis ekonomi terhadap pabrik amyl chloride menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 181.743.293.241 pertahun dan setelah pajak keuntungan menjadi Rp 127.220.305.268 pertahun. Break Even Point (BEP) diperoleh sebesar 40%.

Kata Kunci : Amyl Chloride, 1-Chloropentane, alkil halida

ABSTRACT

Amyl chloride, also known as 1-Chloropentane, is an alkyl halide compound used as a solvent in organic synthesis, synthesis in pharmaceutical industry, paints, catalysts, and additives in petrochemical industry. The use of amyl chloride in Indonesia is expected to increase along with the development of the chemical industry. An Amyl Chloride plant with HCl and pentene as raw materials is planned to be built in the Cilegon area, Banten with capacity 1,000 tons/year, operating for 330 days. This plant is expected to reduce the need for imported amyl chloride from Indonesia and meet domestic needs. The process of making amyl chloride uses a multitube fixed bed reactor with the help of AlCl₃ catalyst. The reaction for the manufacture of amyl chloride takes place in the gaseous phase, which is exothermic. The operating conditions of the reactor are designed to be nonisothermal with an operating temperature of 130°C with no energy added or removed and an operating pressure of 3 atm. For a plant capacity of 1,000 tons/year, it requires 84 kg/hour of HCl and 124 kg/hour of pentene. The amyl chloride plant has a process support unit, namely a utility unit which includes the provision of water obtained from industrial areas, a steam supply unit with a steam production of 141.58 kg/hour, for a backup generator of 80 kWh in the event of a problem with the electricity supply from PLN. The amyl chloride plant operates for 330 days per year with a total of 108 employees. The amyl chloride factory requires fixed capital of IDR 328,132,610,641 and working capital of IDR 56,068,666,796. Economic analysis of the amyl chloride factory shows a profit before tax of IDR 181,743,293,241 per year and after profit tax of IDR 127,220,305,268 per year. Break Even Point (BEP) was obtained at 40%.

Keywords: Amyl Chloride, 1-Chloropentane, alkyl halides

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara berkembang yang mengalami peningkatan dalam sector industri, terutama industri kimia. Kondisi ini berhubungan dengan semakin meningkatnya kebutuhan akan bahan kimia sering dengan perkembangan zaman, Namun, kebutuhan bahan kimia masih belum dapat dipenuhi seluruhnya oleh industri dalam negeri, sehingga Indonesia bergantung pada produsen luar negeri. Padahal peluang pengembangan industri kimia nasional masih terbuka lebar dengan ketersediaan sumber daya alam yang melimpah (Kemenperin, 2016). Pembangunan industri kimia di Indonesia mendorong tumbuhnya sektor perekonomian dalam negeri, Sebab, industri kimia merupakan peran penting dalam menghasilkan bahan baku pada sektor manufakturnya. Manfaat kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia yaitu meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan sekaligus membuka lapangan pekerjaan.

Pemerintah berkomitmen menjadikan Indonesia sebagai produsen petrokimia nomor satu se-ASEAN (Kemenperin, 2022). Salah satu aditif yang dibutuhkan pada industri petrokimia adalah *amyl chloride* atau dikenal dengan *1-Chloropentane*, *1-Chloropentane* merupakan senyawa alkil halida yang dimanfaatkan sebagai pelarut pada sintesa organik, sintesa pada industri

farmasi, cat, katalis, serta aditif pada industri petrokimia (Alfa Aesar, 2022). Penggunaan *amyl chloride* di Indonesia diperkirakan akan meningkat seiring dengan berkembangnya industri kimia.

Pabrik *amyl chloride* didirikan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut:

- a. Karena jumlah *amyl chloride* yang diperoleh dari impor masih tinggi, dengan didirikannya pabrik *amyl chloride* dapat mengurangi ketergantungan asing dan jika memungkinkan, dapat meningkatkan devisa negara dengan mengembangkannya untuk ekspor.
- b. Mendorong pertumbuhan industri di Indonesia dan mendukung program pemerintah untuk meningkatkan industri ekstraktif guna mendukung industri hilir yang berorientasi ekspor menghadapi era pasar bebas.
- c. Memberikan kesempatan lapangan pekerjaan yang baru untuk meminimalisir peningkatan pengangguran di Indonesia serta meningkatkan perekonomian masyarakat Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi Pabrik

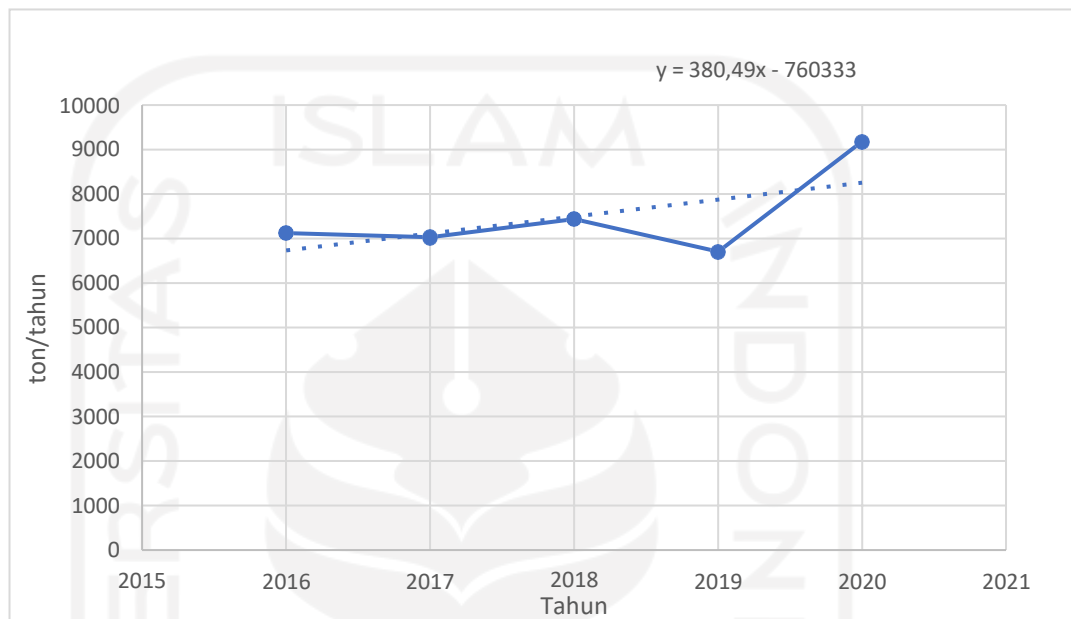
Berikut data impor *amyl chloride* dari Badan Pusat Statistik pada tahun 2016 sampai dengan tahun 2020, Tabel 1.1 menunjukkan:

Tabel 1. 1 Data impor BPS *Amyl Chloride*

Tahun	Total impor (ton/tahun)
2016	7,119,9
2017	7,028,8
2018	7,440,8

2019	6,708,1
2020	9,182,7

(sumber : Badan Pusat Statistik)



Gambar 1. 1 Grafik Impor *Amyl Chloride* di Indonesia

Dari data diatas, maka didapatkan hasil $Y = 380,49x - 760333$ dengan ini hasil kalkulasi regresi linear perkiraan kebutuhan *amyl chloride* di Indonesia pada tahun 2025 adalah 10.159,25 ton/tahun. Sedangkan kebutuhan *amyl chloride* di Indonesia setiap tahunnya rata-rata mencapai 8.447,16 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik, dilakukan beberapa pertimbangan diantaranya :

1. Melihat kapasitas pabrik yang sudah berdiri

Ada beberapa pabrik di dunia yang memproduksi *amyl chloride*, Data kapasitas produksi Pabrik *Amyl chloride* di seluruh dunia adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 2 Negara Penghasil Produksi *Amyl Chloride*

Negara	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
RRC	Shanghai Worldyang Chemical Co., Limited	800
RRC	Yancheng Longsen Chemical Co., Limited	400
RRC	Yancheng Huaye Pharmaceutical & Chemical Co., Ltd	1,800
USA	Merckmillipore	389
Total		3,389

Dari table di atas, dapat diketahui bahwa pendirian pabrik *amyl chloride* akan menguntungkan pada kapasitas 389 – 1800 ton/tahun

2. Prediksi kebutuhan *Amil chloride* di Indonesia

Kebutuhan *amyl chloride* di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat sejalan dengan perkembangan industri kimia, terutama industri petrokimia. Nilai kebutuhan *amyl chloride* berdasarkan data impor pada tahun 2025, yaitu 10,159,25 ton/tahun.

3. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor terpenting dalam memilih lokasi suatu pabrik. Untuk menekan biaya pembelian produk, ditempatkan pabrik di sebelah pabrik yang memproduksi bahan baku HCl seperti PT Asahimas Subentra Kimia Cilegon. Sedangkan untuk pentene mengimpor produk dari luar negeri. Pemilihan lokasi di Cilegon sangat strategis dikarenakan lokasi pabrik dekat dengan Pelabuhan Merak, hal ini dapat memudahkan dalam transportasi bahan baku.

Bahan utama untuk membuat *amyl chloride* adalah HCl dan Pentene. Setiap mol *amyl chloride* (BM=106,59) membutuhkan 1 mol HCl (BM=70,91) dan Pentene (BM=72,15) maka untuk memproduksi 1 ton *amyl chloride* membutuhkan 1 mol HCl dan Pentene.

Berikut adalah pabrik penyedia *pentene* :

Tabel 1. 3 Pabrik Penyedia *Pentene*

Negara	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
Shanghai, China	Beyond Industries (China) Limited	2400
Shanghai, China	Shanghai Terppon Chemical Co., Ltd	7200
Total		9600

Dengan pertimbangan perkiraan kebutuhan *amyl chloride* pada tahun 2025 berdasarkan hal tersebut ditetapkan kapasitas rancangan pabrik sebesar 1.000 ton/tahun, dengan harapan :

1. Dapat mengurangi ketergantungan impor serta menghemat devisa negara karena dengan berdirinya pabrik *amyl chloride* di Indonesia kebutuhan impor dapat berkurang.
2. Dapat memicu pertumbuhan industri kimia yang menggunakan bahan baku *amyl chloride*.
3. Dapat memberi kesempatan lapangan pekerjaan bagi masyarakat yang dapat mengurangi jumlah pengangguran untuk meningkatkan perekonomian masyarakat Indonesia.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Pemilihan Proses

1. Tinjauan Proses

Amyl Chloride adalah senyawa dengan rumus molekul $C_5H_{11}Cl$. *Amyl chloride* adalah senyawa organik yang tidak berwarna dan mudah terbakar yang larut dalam alkohol atau eter tetapi tidak larut dalam air. Nama lain untuk *Amyl Chloride* adalah 1-kloropentana dan *amyl chloride* adalah 1-pentil klorida.

Pembuatan *amyl chloride* dilakukan dengan dua cara yaitu :

a. Mereaksikan larutan HCl dan *pentene*

Uap *pentene* menghasilkan *amyl chloride* melalui reaksi dengan uap HCl dalam reaksi berikut:

Reaksi : $P = 3 \text{ atm}$

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



Reaksi antara *pentene* dan HCL terjadi pada suhu 130°C dan tekanan 3 atm, reaksi ini terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* yang berisi katalis AlCl_3 , *yield* yang didapatkan 95-99%, reaksi ini bersifat eksotermis sehingga reaktor dialiri air pendingin, campuran yang terbentuk dipisahkan dalam menara distilasi produk *amyl chloride* yang merupakan hasil bawah disimpan dalam bentuk cair, sedangkan *pentene* di *recycle* kembali sebagai umpan reaktor (Faith, Keyes, & Clark, 1975).

Untuk menghitung potensial ekonomi menggunakan persamaan sebagai berikut

:

$$\text{EP} = \text{harga produk} - \text{harga bahan baku}$$

Tabel 1. 4 Daftar harga bahan dan berat molekul proses

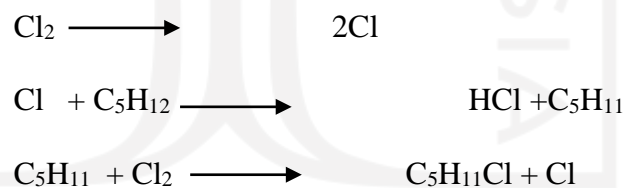
Komponen	BM	Harga (\$)
<i>Amyl Chloride</i> (C ₅ H ₁₁ Cl)	106,59	3,5/kg
<i>Pentene</i> (C ₅ H ₁₀)	70,13	2/kg
HCl	36,46	1,2/kg
AlCl ₃	133,34	3/kg

Diperoleh hasil harga potensial ekonomi (EP) adalah

$$\begin{aligned}
 EP &= [(106,59 \times 3,5)]_{\text{produk}} - [(70,13 \times 2) + (36,46 \times 1,2)]_{\text{reaktan}} \\
 &= \$189,053
 \end{aligned}$$

b. Chlorinasi bantuan panas

Reaksi ini berlangsung pada suhu 300-500⁰C, Pada suhu 400⁰C radial reaksi mengikuti :



Reaksi Chlorinasi gas *pentane* terjadi pada suhu 300-500⁰C dan tekanan 3 atm, reaksi ini terjadi dalam reaktor *fixed bed multitube* karena dioperasikan pada suhu yang tinggi proses ini tidak menggunakan katalis dalam proses chlorinasinya, *Yield* yang didapatkan 75-85%, reaksi ini bersifat eksotermis sehingga reaktor dialiri air pendingin, campuran yang terbentuk dipisahkan dalam menara fraksinasi produk *amyl chloride* yang

merupakan hasil bawah disimpan dalam bentuk cair, sedangkan *pentene* di *recycle* kembali sebagai umpan reaktor (Kirk & Othmer, 1979).

Tabel 1. 5 Daftar harga bahan dan berat molekul proses

Komponen	BM	Harga (\$)
<i>amyl chloride</i> (C ₅ H ₁₁ Cl)	106,59	3,5/kg
<i>Pentane</i> (C ₅ H ₁₂)	72,15	2/kg
<i>Chlorine</i> (Cl ₂)	70,91	0,5/kg

$$\begin{aligned}
 EP &= [(106,59 \times 3,5)]_{\text{produk}} - [(72,15 \times 2) + (70,91 \times 0,5)]_{\text{reaktan}} \\
 &= \$193,31
 \end{aligned}$$

Tabel 1. 6 Alternatif Pemilihan Proses

No	Pertimbangan	Proses I	Proses II
1	Jenis Proses	Reaksi <i>pentene</i> dan hidrogen <i>chloride</i>	Chlorinasi gas pentane
2	Produk Utama	<i>Amyl chloride</i> (**)	<i>amyl chloride</i> (**)
3	Bahan Baku	C ₅ H ₁₀ dan larutan HCl	C ₅ H ₁₂ dan Cl ₂
4	Tekanan	3 atm (**)	3 atm (**)
5	Suhu	130°C (**)	300-500 °C (*)
6	Konversi / Yield	95 - 99 % (**)	75-85% (*)
7	Fase	Gas - Gas (**)	Gas-gas (**)
8	Reaktor	<i>Fixed bed</i> (**)	<i>Fixed bed</i> (**)
9	Katalis	AlCl ₃ (*)	Tidak ada (**)

Dari Tabel 1.6 perbandingan kedua proses diatas alternatif yang dipilih yaitu proses yang pertama dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Jika dianalisa dari prosesnya, reaksi ini berlangsung pada temperatur lebih rendah dibandingkan dengan proses II sehingga dapat menghemat energi.
- b. Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian yang tinggi yaitu 99% dengan *yield* 95-99%,

(Faith, Keyes, & Clark, 1975)

1.3.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui reaksi yang berlangsung apakah eksotermis atau endotermis, reaksi yang berlangsung spontan atau tidak spontan, serta reaksi *reversible* atau *irreversible*. Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung pada perhitungan pembentukan standar $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$.

Tabel 1. 7 Data Panas Pembentukan *Amyl Chloride*

Komponen	$\Delta H_f^\circ 298$ produk	$\Delta H_f^\circ 298$ reaktan
C_5H_{10}	0	-24,89
HCl	0	-109,32
$C_5H_{11}Cl$	-171,64	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ produk} - \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ C}_5\text{H}_{11}\text{Cl} - (\Delta H_{f^{\circ}298} \text{ C}_5\text{H}_{10} + \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ HCl})$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = [-171,64 - (-24,89 - (-109,32))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = -37,42 \text{ kJ/Kmol}$$

Dari perhitungan didapat harga $\Delta H_{R^{\circ}298}$ negatif yang menandakan bahwa reaksi yang berlangsung eksotermis, sehingga menimbulkan panas.

Untuk mengetahui reaksi pembentukan *amyl chloride* berlangsung secara *irreversible* atau *reversible* dapat ditentukan dengan menghitung harga konstanta kesetimbangan (K). dimana harga ΔG dari persamaan van't hoff dapat menghitung nilai K. dengan persamaan berikut.

Dimana :

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= \Sigma \Delta G_{f^{\circ}} \text{ produk} - \Delta G_{f^{\circ}} \text{ reaktan} \\ &= \Delta G_{f^{\circ}} \text{ C}_5\text{H}_{11}\text{Cl} - (\Delta G_{f^{\circ}} \text{ C}_5\text{H}_{10} + \Delta G_{f^{\circ}} \text{ HCl}) \\ &= -866,14 \text{ kJ/mol} - (-697,04 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol}) \\ &= -169,1 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= -\Delta G^{\circ} / RT \\ &= (169100 \text{ J/mol}) / (8,314 \text{ J mol.K} \cdot 298 \text{ K}) \\ &= 68,252 \end{aligned}$$

$$K_{298} = \exp (\ln K_{298})$$

$$\begin{aligned}
&= \exp(68,252) \\
&= 4,38 \times 10^{29} \\
\ln \frac{K_{298}}{K} &= \frac{-\Delta H_{R^\circ}}{RT} \left[\frac{1}{298K} - \frac{1}{T} \right] \\
\ln \frac{K_{298}}{K} &= \frac{58500 \frac{J}{mol}}{RT \frac{J}{mol \cdot K}} \left[\frac{1}{298K} - \frac{1}{418K} \right] \\
\ln \frac{K_{298}}{K} &= 6,366 \\
K &= \frac{K_{298}}{\exp(6,366)} \\
&= \frac{4,38 \times 10^{29}}{469,656} \\
&= 7,529 \times 10^{26}
\end{aligned}$$

Karena konstanta energi Gibbs negatif, reaksi dapat berlangsung secara spontan. Pada suhu 298 K dan suhu operasi nilai K sangat besar, maka reaksi berlangsung secara *irreversible* ke arah produk.

1.3.3 Tinjauan Kinetika

Kajian mengenai kinetika dalam tahap perancangan sangat penting, karena kinetika suatu reaksi akan mempengaruhi kondisi operasi berupa suhu serta tekanan pada alat yang digunakan. Faktor yang menjadi pertimbangan adalah konstanta kecepatan reaksi (k) dimana menentukan kecepatan suatu zat atau

senyawa untuk bereaksi menjadi produk. Konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung menggunakan persamaan Arrhenius, sebagai berikut:

$$k = A \exp(E/RT)$$

dimana:

A : faktor pre-exponential

E : energi aktivasi

k : konstanta kecepatan reaksi (min^{-1})

R : konstanta gas (8,314 J/mol.K)

T : Suhu reaksi operasi (K)

Pada reaksi pembentukan *Amyl Chloride* ada pada reaksi orde dua dengan suhu reaksi sampai 484 K dengan nilai A sebesar $4,87\text{E}-10 \text{ cm}^3/\text{mol.s}$, E bernilai 2,4 kJ/mol dengan nilai R yang digunakan bernilai 8,314 J/mol.K maka diperoleh persamaan nilai k sebagai berikut:

$$k = 4,87\text{E} - 10 \exp\left(\frac{-2400}{RT}\right)$$

Reaksi adisi Amyl Chloride merupakan reaksi orde dua (NIST, 2007). Nilai k berdasarkan T disajikan pada Tabel 1.8.

Tabel 1. 8 Nilai k Berdasarkan T (NIST, 2007)

T (K)	k (T) [cm ³ /mol.s]
298	1,83E-10
300	1,84E-10
325	1,99E-10
350	2,12E-10
375	2,24E-10
400	2,35E-10
425	2,45E-10
450	2,55E-10
475	2,64E-10
484	2,67E-10

Dari data di atas, disesuaikan dengan kondisi operasi proses pada suhu 403 K dengan cara interpolasi antara suhu 400 K dan 425 K dengan perhitungan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 k(403) &= k(400) + \frac{(403 - 400)}{(425 - 400)} \times (k(425) - k(400)) \\
 &= 2,36E-10 \quad [\text{cm}^3/\text{mol.s}]
 \end{aligned}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan

2.1.1 Bahan Baku

1. Pentene (99%, *i-pentene* 1%) 1-pentene

Rumus molekul	: C ₅ H ₁₀
Warna, bentuk	: Tak berwarna cair
Berat molekul	: 70,15 g/gmol
Titik didih, (°C)	: 49,26
Suhu kritis, T _c , (°C)	: 191,78
Tekanan kritis, P _c , (atm)	: 34,8285
Densitas (gr/ml)	: 0,635

2. Larutan Hidrogen Klorida (35%)

Rumus molekul	: HCl
Warna, bentuk	: Tak berwarna cair
Berat molekul	: 36,46 g/gmol
Titik Didih (°C)	: 50,5
Suhu kritis, T _c , (°C)	: 51,65
Tekanan kritis, P _c , (atm)	: 81,5
Densitas (gr/ml)	: 1,267

2.1.2 Bahan Baku Penunjang

1. Katalis

Jenis	: AlCl_3
Fase	: Padat (Padat Kristal)
Rumus Molekul	: AlCl_3
Berat Molekul	: 133,34
Titik Lebur	: 190°C (374°C)
Diameter (D)	: 0,3175 cm
Tebal	: 0,3175 cm

2.1.3 Spesifikasi Produk

1, *Amyl Chloride* (99%)

Rumus molekul	: $\text{C}_5\text{H}_{11}\text{Cl}$
Warna, Bentuk	: Tak berwarna cair
Berat molekul	: 106,59 g/gmol
Titik didih, ($^{\circ}\text{C}$)	: 108
Titik Nyala, ($^{\circ}\text{C}$)	: 11,11
Suhu Kritis, T_c , ($^{\circ}\text{C}$)	: 295
Tekanan Kritis, P_c , (atm)	: 33,06
Densitas (gr/ml)	: 0,878

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dapat diartikan sebagai suatu kegiatan untuk memperoleh suatu produk jadi yang memenuhi standar yang diinginkan.

Operasi dikendalikan oleh pengontrol yang berpusat di ruang kontrol (*control room*) dan dilakukan melalui kontrol otomatis yang menggunakan indikator. Penyimpangan dalam indikator yang ditetapkan seperti aliran bahan baku dan produk, kontrol level, kontrol suhu, dapat dikonfirmasi dengan sinyal atau simbol yang ditentukan, yaitu cahaya atau suara contohnya seperti alarm. Jika terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan ke keadaan semula atau disesuaikan secara manual atau otomatis.

Beberapa kontrol yang digunakan yaitu kontrol tekanan operasi dan kontrol suhu, Alat kontrol yang harus dikonfigurasi dalam kondisi tertentu meliputi:

1. *Temperature Controller* (TC), merupakan alat yang digunakan untuk memonitor suhu alat dan ketika terjadi perubahan maka timbul sinyal atau bunyi berupa suara dan cahaya yang dapat dilakukan pengendalian.
2. *Temperature Indicator* (TI), adalah merupakan instrumentasi untuk mengontrol suhu perangkat.
3. *Level Controller* (LC), adalah merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengamati dan memantau ketinggian cairan dalam instrumen saat berubah.
4. *Level Indicator Controller* (LI), adalah merupakan alat yang digunakan

untuk mengontrol ketinggian air.

5. *Pressure Controller* (PC), adalah alat yang digunakan untuk memantau tekanan operasi kerja alat dan jika mengalami perubahan dapat melakukan pengendalian.
6. *Pressure Indicator* (PI), adalah alat instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat.
7. *Flow Controller* (FC), adalah alat instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan jika terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
8. *Flow Indicator* (FI), adalah alat instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

2.2.1 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan peralatan, keterlambatan pembelian bahan baku, perbaikan alat yang terlalu lama, dan lain-lain. Penyebab penyimpangan harus diidentifikasi dan dievaluasi. Selain itu, dilakukan perencanaan sesuai dengan ketentuan perusahaan.

2.2.2 Pengendalian Waktu

Pengawasan kualitas yang dimaksud adalah pengawasan terhadap produk, khususnya produk yang dihasilkan selama pemindahan dari tangki penyimpanan ke truk dan kapal. Ini membutuhkan waktu tertentu untuk mencapai jumlah kuantitas tertentu. Memiliki Standard Operating Products (SOP) akan lebih membantu.

2.2.3 Pengendalian Bahan Proses

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui apakah bahan yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan untuk proses tersebut. Jika analisis menunjukkan bahwa ini tidak dapat diterima, ada kemungkinan bahan baku akan dikembalikan ke pemasok. Kegiatan proses produksi harus menghasilkan produk yang memenuhi standar kualitas dan kuantitas produk sesuai rencana dan tepat waktu sesuai jadwal.

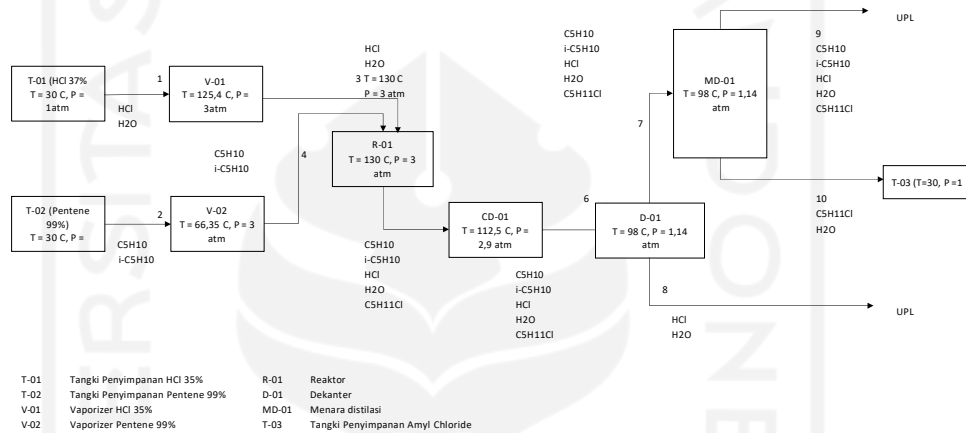
Analisis produk, analisis ini dilakukan pada spesifikasi produk yang diproses dan pemeriksaan setiap jam untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan memenuhi kondisi yang ditentukan untuk kemurnian, kadar impuritas, densitas, viskositas dan berat jenis.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

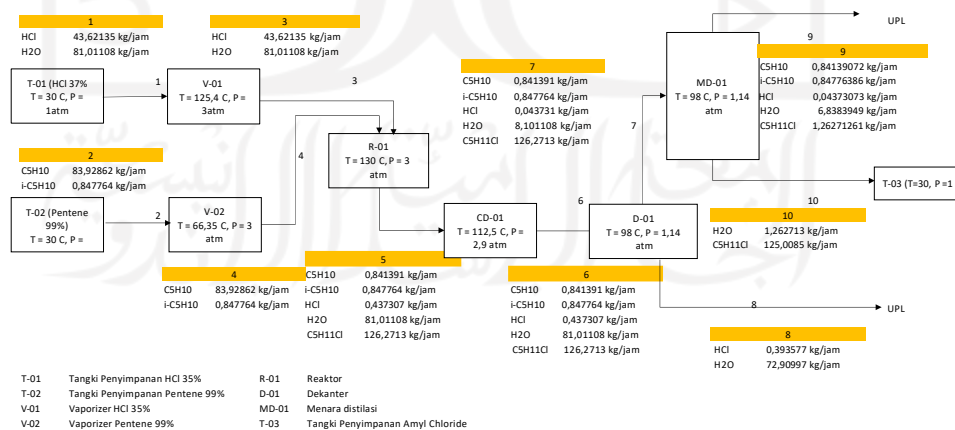
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Proses Penyiapan Bahan Baku

HCl cair dengan konsentrasi 35% dari tangki penyimpanan (T-01) pada suhu 30 C dipompa sampai tekanan 3 atm kemudian diuapkan di *vaporizer* (V-01) pada suhu 125,4 C. HCl dalam fasa gas kemudian dipanaskan di *heater* (HE-01) sampai suhu 130 C.

Pentene cair dengan konsentrasi 99% dari tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 30 C dipompa sampai tekanan 3 atm, kemudian diuapkan di *vaporizer* (V-02). *Pentene* dalam fasa gas kemudian dipanaskan di *heater* (HE-02) sampai suhu 130 C.

HCl dan *pentene* dalam fasa gas pada suhu 130 C kemudian dialirkan menuju reaktor (R-01) untuk proses pembentukan produk *amyl chloride*.

3.2.1 Proses Pembuatan dan Pemurnian Hasil

a. Tahap Reaksi

Proses pembuatan *amyl chloride* melibatkan dua reaktan yaitu HCl dan *pentene* dalam *reactor fix bed multitube*. Proses reaksi dalam fasa gas dengan penambahan katalis padat berupa $AlCl_3$.

Uap HCl dan *Pentene* yang keluar dari HE-01 dan HE-02 masuk dari atas reaktor dan bereaksi menghasilkan produk *amyl chloride* pada suhu 130 C dan tekanan 3 atm. Reaksi menghasilkan panas atau bersifat eksotermis, sehingga untuk menjaga kondisi operasi tetap di suhu 130 C dibutuhkan pendingin. Media pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 30 C yang dialirkan

secara counter current terhadap umpan masuk agar transfer panas yang terjadi lebih efektif.

Produk keluaran reaktor dalam fasa gas kemudian dicairkan dalam kondensor (CD-01) kemudian didinginkan di *cooler* (C-01) sebelum dimasukkan ke dalam decanter (D-01) untuk dilakukan proses pemisahan berdasarakan berat jenis.

b. Tahap Pemurnian

Hasil atas D-01 diumpankan ke Menara distilasi (MD-01) untuk dilakuka pemisahan berdasarkan titik didih. Hasil atas MD-01 selanjtnya masuk ke dalam kondensor (CD-02) untuk mendapatkan fasa cair yang sebagian di reflux ke MD-01 dan sebagian masuk ke unit pengolahan limbah (UPL). Produk bawah berupa amyl chloride selanjutnya masuk ke dalam reboiler (RB-01) untuk menghasilkan produk lebih murni pada fasa cair dan fasa uapnya dikembalikan ke MD-01. Selanjutnya produk bawah MD-01 didinginkan di cooler (CL-01) sampai suhu 30 C dan kemudian disimpan di tangki penyimpanan produk (T-03).

3.3 Spesifikasi Alat

1. Reaktor

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara HCl dan Pentene pada fasa gas menjadi *Amyl Chloride*

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Jumlah : 1

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Suhu : 130°C

Tekanan : 3 bar

Spesifikasi :

Diameter : 12 in = 0,3 m

Tinggi : 4,022 in = 0,102 m

Tebal Shell : 0,1875 in

Tebal Head : 0,1875 in

Volume : 0,299 m³

Bahan : Baja *Carbon SA – 283 Grade C*

Harga : Rp 1.018.876.701

2. Vaporizer – 101

Tugas : Menguapkan HCl dari tangki penyimpanan

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 5,063 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 125°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp12.690.635

3. Vaporizer – 102

Tugas : Menguapkan *pentene* dari tangka penyimpanan

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : Double Pipe

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 0,96 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 66,5°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : Carbon Steel SA – 212 Grade A

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area	: 3,35 in ²
OD	: 2,38 in
ID	: 2,067 in
Harga	: Rp9.064.739

4. Menara Distilasi (MD-101)

Tugas	: Memisahkan produk BA dari EG
Tipe	: <i>Sieve Tray</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade S-304</i>
Jumlah <i>Tray</i>	: 48 <i>Tray</i>
Tekanan Operasi	: 1 atm
Temperatur <i>feed</i>	: 90,850°C
Temperatur <i>top</i>	: 103,260°C
Temperatur <i>bottom</i>	: 112,507°C
Jumlah lubang	587
Tinggi menara	: 17,064 m
Diameter menara	: 0,439 m
Diameter lubang <i>tray</i>	: 5 mm
Tebal <i>plate</i>	: 3 mm
Tebal <i>shell</i>	: 0,635 cm
Tebal <i>head</i>	: 0,635 cm
Tebal isolasi	: 0,214 cm
Pipa masukkan <i>feed</i>	: 0,683 cm
Pipa keluaran uap kolom atas	: 2,093 cm

Pipa refluks ke kolom distilasi : 0,683 cm
 Pipa untuk distilat : 0,683 cm
 Pipa masuk ke *reboiler* : 0,683 cm
 Pipa uap keluaran *reboiler* : 0,683 cm
 Pipa untuk *bottom* : 0,683 cm

5. Reboiler - 101

Tugas : Memanaskan *pentene* keluaran V-102
 Alat : Silinder Vertikal
 Jenis : *Double Pipe*
 Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 2,91 ft²
 Kondisi Operasi :
 Suhu : 130°C
 Tekanan : 1 atm
 Spesifikasi :
 Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*
 Annulus :
Flow Area : 2,93 in²
 OD : 3,5 in
 ID : 3,068 in
 Inner Pipe :
Flow Area : 3,35 in²
 OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp65.266.123

6. Kondensor – 101

Tugas : Mengkondensasikan produk
keluaran reaktor

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 16,94 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 55°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp233.870.275

7. Kondensor – 102

Tugas : Mengkondensasikan produk keluaran reaktor
 Alat : Silinder Vertikal
 Jenis : *Double Pipe*
 Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 5,38 ft²
 Kondisi Operasi :
 Suhu : 90,85°C
 Tekanan : 1 atm
 Spesifikasi :
 Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*
 Annulus :
Flow Area : 2,93 in²
 OD : 3,5 in
 ID : 3,068 in
Inner Pipe :
Flow Area : 3,35 in²
 OD : 2,38 in
 ID : 2,067 in
 Harga : Rp114.215.716

8. *Heat Exchanger – 101*

Tugas : Memanaskan HCl keluaran V-101
 Alat : Silinder Vertikal
 Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 0,02 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 130°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : Carbon Steel SA – 212 Grade A

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp3.625.896

9. *Heat Exchanger* – 102

Tugas : Memanaskan *pentene* keluaran V-102

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 0,3 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 130°C

Tekanan : 1 atm
Spesifikasi :
Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp7.251.791

10. Cooler – 101

Tugas : Mendinginkan produk keluaran kondensor sebelum masuk dekanter

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 1,62 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 98°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp14.503.583

11. Cooler – 102

Tugas : Mendinginkan produk keluaran kondensor sebelum masuk dekanter

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 3,8517 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp18.129.479

12. Cooler – 103

Tugas : Mendinginkan produk keluaran kondensor sebelum masuk dekanter

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 0,85 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in
 ID : 2,067 in
 Harga : Rp110.589.820

13. Cooler – 104

Tugas : Mendinginkan produk keluaran kondensor sebelum masuk dekanter

Alat : Silinder Vertikal

Jenis : *Double Pipe*

Luas Permukaan Transfer Panas (A) : 11,53 ft²

Kondisi Operasi :

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Bahan : *Carbon Steel SA – 212 Grade A*

Annulus :

Flow Area : 2,93 in²

OD : 3,5 in

ID : 3,068 in

Inner Pipe :

Flow Area : 3,35 in²

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

Harga : Rp797.697.061

14. Pompa – 101

Tugas	: Memompa HCl menuju <i>vaporizer</i>
Jenis alat	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 124,6324 kg/jam
Head	: 1,6466 m
Daya motor	: 1 hp
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp7.251.791

15. Pompa – 102

Tugas	: Memompa <i>pentene</i> menuju <i>vaporizer</i>
Jenis alat	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 325,8244 kg/jam
Head	: 1,5621 m
Daya motor	: 1 hp
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp7.251.791

16. Pompa – 103

Tugas	: Memompa cairan keluaran CD-101 menuju dekanter
Jenis alat	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 369,6147 kg/jam

Head : 1,5621 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

17. Pompa – 104

Tugas : Memompa cairan keluaran decanter menuju MD
101
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 848,9977 kg/jam
Head : 13,9398 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

18. Pompa – 105

Tugas : Memompa cairan keluaran decanter menuju IPL
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 963,5596 kg/jam
Head : 3,1241 m
Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

19. Pompa – 106

Tugas : Memompa cairan keluaran Cooler-103 menuju IPL
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 9,8340 kg/jam
Head : 0,0889 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

20. Pompa – 107

Tugas : Memompa cairan keluaran *cooler* ke tangka penyimpanan produk
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 126,2713 kg/jam
Head : 0,0889 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

21. Pompa Utilitas– 101

Tugas : Mengalirkan air dari sungai ke bak ekualisasi

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 6937,0260 kg/jam

Head : 15,24 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

22. Pompa Utilitas– 102

Tugas : Mengalirkan air dari *reservoir* ke bak sedimentasi

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 6937,0260 kg/jam

Head : 3,0480 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

23. Pompa Utilitas– 103

Tugas : Mengalirkan air dari bak sedimentasi ke *clarifier*

Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 6937,0260 kg/jam
Head : 3,0480 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

24. Pompa Utilitas– 104

Tugas : Mengalirkan aluminium sulfat ke *clarifier*
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 0,8182 kg/jam
Head : 3,0480 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

25. Pompa Utilitas– 105

Tugas : Mengalirkan air dari *clarifier* ke bak pengendapan
clarifier
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 6937,0260 kg/jam

Head : 3,0480 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

26. Pompa Utilitas– 106

Tugas : Mengalirkan air dari bak pengendapan *clarifier* ke
sand filter
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 6937,0260 kg/jam
Head : 3,0480 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

27. Pompa Utilitas– 107

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih ke
hydrant fire
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 62,5 kg/jam
Head : 3,9381 m
Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

28. Pompa Utilitas– 108

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih ke
chlorinator
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 829,7897 kg/jam
Head : 0,6386 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

29. Pompa Utilitas– 109

Tugas : Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih ke
kation exchanger
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 6937,0260 kg/jam
Head : 0,6096 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

30. Pompa Utilitas– 110

Tugas : Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit ke bak air sanitasi
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 0,0037 kg/jam
Head : 0,6386 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

31. Pompa Utilitas– 111

Tugas : Mengalirkan air ke tempat sanitasi lab, dll
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 927,7897 kg/jam
Head : 0,6386 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

32. Pompa Utilitas– 112

Tugas : Mengalirkan HCl dari tangki *kation exchanger*

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 0,0017 kg/jam

Head : 0,0506 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

33. Pompa Utilitas– 113

Tugas : Mengalirkan NaOH ke Anion *Exchanger*

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 0,0234 kg/jam

Head : 0,0124 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

34. Pompa Utilitas– 114

Tugas : Mengalirkan air dari *anion exchanger* ke *softening water tank*

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 6.937,0260 kg/jam

Head : 0,1294 m

Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

35. Pompa Utilitas– 115

Tugas : Mengalirkan air dari *softening water tank* ke *cooling tower* dan umpan boiler
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 5.476,5976 kg/jam
Head : 0,1294 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah
Harga : Rp7.251.791

36. Pompa Utilitas– 116

Tugas : Mengalirkan air dari bak *cooling water* ke alat pendingin
Jenis alat : *Centrifugal pump*
Kapasitas : 4.815,4546 kg/jam
Head : 1,2892 m
Daya motor : 1 hp
Bahan : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

37. Pompa Utilitas– 117

Tugas : Mengalirkan air dari *cooling tower* ke bak *cooling water*

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 4.815,4546 kg/jam

Head : 1,2892 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

38. Pompa Utilitas– 118

Tugas : Mengalirkan air dari *deaerator* ke *boiler*

Jenis alat : *Centrifugal pump*

Kapasitas : 317,6640 kg/jam

Head : 0,3207 m

Daya motor : 1 hp

Bahan : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp7.251.791

39. Tangki Penyimpanan – 101

Tugas : Untuk menyimpan bahan baku HCl dan H₂O selama 1 minggu

Bentuk : Tangki *horizontal* berbentuk silinder

Diameter : 10,80 ft

Tinggi : 10,80 ft

Jenis *Head* : *Torispherical*

Tebal *Head* : 0,05 ft

Bahan : *Carboon Steel SA-283 Grade C*

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Harga : Rp696.171.981

40. Tangki Penyimpanan – 102

Tugas : Untuk menyimpan bahan baku *pentene* selama 1 minggu

Bentuk : Tangki *horizontal* berbentuk silinder

Diameter : 10,25 ft

Tinggi : 10,25 ft

Jenis *Head* : *Torispherical*

Tebal *Head* : 0,05 ft

Bahan : *Carboon Steel SA-283 Grade C*

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Harga : Rp658.100.075

41. Tangki Penyimpanan – 103

Tugas	: Untuk menyimpan produk <i>Amyl Chloride</i> selama 1 minggu
Bentuk	: Tangki <i>horizontal</i> berbentuk silinder
Diameter	: 11,09 ft
Tinggi	: 11,09 ft
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical</i>
Tebal <i>Head</i>	: 0,05 ft
Bahan	: <i>Carboon Steel SA-283 Grade C</i>
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Harga	: Rp128.464.001

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 1 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	1	2	8	9	10
C ₅ H ₁₀		83,9286	0,0000	0,0000	0,8414
i-C ₅ H ₁₀		0,8478	0,0000	0,0000	0,8478
HCl	43,6213		0,3936	0,0000	0,0437
H ₂ O	81,0111		72,9100	1,2627	6,8384
C ₅ H ₁₁ Cl			0,0000	125,0085	1,2627
Sub Total	124,6324	84,7764	73,3035	126,2713	9,8340
Total	209,4088		209,4088		

3.4.2 Neraca Massa Alat

1. Tangki Penyimpanan HCl

Tabel 3. 2 Neraca Massa Tangki Penyimpanan HCl

Tangki 1								
Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Aliran 1a				Aliran 1			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)

HCl	0,2101	1,1964	0,3500	43,6213	0,2101	1,1964	0,3500	43,6213
H ₂ O	0,7899	4,4969	0,6500	81,0111	0,7899	4,4969	0,6500	81,0111
Sub Total	1,0000	5,6933	1,0000	124,6324	1,0000	5,6933	1,0000	124,6324
Total		124,6324				124,6324		

2. Tangki Penyimpanan *Pentene*

Tabel 3. 3 Neraca Massa Tangki Penyimpanan *Pentene*

Tangki 2								
Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Aliran 2a				Aliran 2			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C ₅ H ₁₀	0,9900	1,1964	0,9900	83,9286	0,9900	1,1964	0,9900	83,9286
i-C ₅ H ₁₀	0,0100	0,0121	0,0100	0,8478	0,0100	0,0121	0,0100	0,8478
Sub Total	1,0000	1,2085	1,0000	84,7764	1,0000	1,2085	1,0000	84,7764
Total		84,7764				84,7764		

3. Vaporizer 1

Tabel 3. 4 Neraca Massa Vaporizer – 101

Vaporizer 1								
Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Aliran 1				Aliran 3			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
HCl	0,2101	1,1964	0,35	43,6213	0,2101	1,1964	0,35	43,6213
H ₂ O	0,7899	4,4969	0,65	81,0111	0,7899	4,4969	0,65	81,0111
Sub Total	1	5,6933	1	124,6324	1,0000	5,6933	1,00	124,6324
Total		124,6324232				124,6324		

4. Separator 1

Tabel 3. 5 Neraca Massa Separator - 101

Separator 1												
Komponen	INPUT				OUTPUT							
	Aliran 2				Aliran 4				Aliran 3			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C ₅ H ₁₀	0,9900	1,4955	0,9900	104,9108	0,9900	0,2991	0,9900	20,9822	0,9900	1,1964	0,3500	83,9286
i-C ₅ H ₁₀	0,0100	0,0151	0,0100	1,0597	0,0100	0,0030	0,0100	0,2119	0,0100	0,0121	0,6500	0,8478
Sub Total	1,0000	1,5106	1,0000	105,9705	1,0000	0,3021	1,0000	21,1941	1,0000	1,2085	1,0000	84,7764

Total	105,9705	105,9705
-------	----------	----------

5. Vaporizer 2

Tabel 3. 6 Neraca Massa Vaporizer – 102

Vaporizer 2									
Komponen	INPUT				OUTPUT				
	Aliran 2				Aliran 4				
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x		m (kg/jam)
C ₅ H ₁₀	0,99	1,1964	0,99	83,9286	0,99	1,1964	0,99		83,9286
i-C ₅ H ₁₀	0,01	0,0121	0,01	0,8478	0,01	0,0121	0,01		0,8478
Sub Total	1	1,2085	1	84,7764	1	1,2085	1		84,7764
Total		84,7764				84,7764			

6. Separator 2

Tabel 3. 7 Neraca Massa Separator - 102

Separator 2												
Komponen	INPUT				OUTPUT							
	Aliran 6				Aliran 7				Aliran 8			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
HCl	0,2101	1,4955	0,3500	54,5267	0,2101	0,2991	0,3500	10,9053	0,2101	1,1964	0,3500	43,6213
H ₂ O	0,7899	5,6211	0,6500	101,2638	0,7899	1,1242	0,6500	20,2528	0,7899	4,4969	0,6500	81,0111
Sub Total	1,0000	7,1166	1,0000	155,7905	1,0000	1,4233	1,0000	31,1581	1,0000	5,6933	1,0000	124,6324
Total	155,7905				155,7905							

7. Reaktor

Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor

Reaktor												
Komponen	INPUT								OUTPUT			
	Aliran 3 (HCl)				Aliran 4 (C ₅ H ₁₀)				Aliran 5			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C ₅ H ₁₀					0,9900	1,1964	0,9900	83,9286	0,0021	0,0120	0,0040	0,8414
i-C ₅ H ₁₀					0,0100	0,0121	0,0100	0,8478	0,0021	0,0121	0,0040	0,8478

HCl	0,2101	1,1964	0,35	43,6213					0,0021	0,0120	0,0021	0,4373
H ₂ O	0,7899	4,4969	0,65	81,0111					0,7865	4,4969	0,3869	81,0111
C ₅ H ₁₁ Cl									0,2072	1,1845	0,6030	126,2713
Sub Total	1,0000	5,6933	1,00	124,6324	1,0000	1,2085	1,0000	84,7764	1,0000	5,7175	1,0000	209,4088
Total	209,4088								209,4088			

8. Kondensor

Tabel 3. 9 Neraca Massa Kondensor

Kondensor								
Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Aliran 5				Aliran 6			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C ₅ H ₁₀	0,0021	0,0120	0,0040	0,8414	0,0021	0,0120	0,0040	0,8414
i-C ₅ H ₁₀	0,0021	0,0121	0,0040	0,8478	0,0021	0,0121	0,0040	0,8478
HCl	0,0021	0,0120	0,0021	0,4373	0,0021	0,0120	0,0021	0,4373
H ₂ O	0,7865	4,4969	0,3869	81,0111	0,7865	4,4969	0,3869	81,0111
C ₅ H ₁₁ Cl	0,2072	1,1845	0,6030	126,2713	0,2072	1,1845	0,6030	126,2713
Sub Total	1,0000	5,7175	1,0000	209,4088	1,0000	5,7175	1,0000	209,4088
Total	209,4088				209,4088			

9. Dekanter

Tabel 3. 10 Neraca Massa Dekanter

Dekanter												
Komponen	INPUT				OUTPUT							
	Aliran 6				Aliran 7				Aliran 8			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C5H10	0,0021	0,0120	0,0040	0,8414	0,0072	0,0120	0,0062	0,8414				
i-C5H10	0,0021	0,0121	0,0040	0,8478	0,0073	0,0121	0,0062	0,8478				
HCl	0,0021	0,0120	0,0021	0,4373	0,0007	0,0012	0,0003	0,0437	0,0027	0,0108	0,0054	0,3935
H2O	0,7865	4,4969	0,3869	81,0111	0,2710	0,4497	0,0595	8,1011	0,9973	4,0472	0,9946	72,9099
C5H11Cl	0,2072	1,1845	0,6030	126,2713	0,7138	1,1845	0,9277	126,2713				
Sub Total	1,0000	5,7175	1,0000	209,4088	1,0000	1,6595	1,0000	136,1053	1,000	4,0580	1,0000	73,3035
Total		209,4088						209,4088				

10. Distilasi

Tabel 3. 11 Neraca Massa Distilasi

Distilasi												
Komponen	INPUT				OUTPUT							
	Aliran 7				Aliran 9 (Bottom)				Aliran 10 (Distilat)			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
C5H10	0,0072	0,0120	0,0062	0,8414					0,0153	0,0062	0,0856	0,8414
i-C5H10	0,0073	0,0121	0,0062	0,8478					0,0154	0,0062	0,0862	0,8478
HCl	0,0007	0,0012	0,0003	0,0437					0,0008	0,0003	0,0044	0,0437
H2O	0,2710	0,4497	0,0595	8,1011	0,0564	0,0701	0,0100	1,2627	0,9392	0,3796	0,6954	6,8384
C5H11Cl	0,7138	1,1845	0,9277	126,2713	0,9436	1,1727	0,9900	125,0085	0,0293	0,0118	0,1284	1,2627
Sub Total	1,0000	1,6595	1,0000	136,1053	1,0000	1,2428	1,0000	126,2713	1,0000	0,4042	1,0000	9,8340
Total		136,1053						136,1053				

11. Tangki -103

Tabel 3. 12 Neraca Massa Tangki - 103

Tangki - 103								
Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Aliran 10				Aliran 10a			
	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)	xn	n (mol/jam)	x	m (kg/jam)
H ₂ O	0,0564	0,0701	0,0100	1,2627	0,0564	0,0701	0,0100	1,2627
C ₅ H ₁₁ Cl	0,9436	1,1727	0,9900	125,0085	0,9436	1,1727	0,9900	125,0085
Sub Total	1,0000	1,2428	1,0000	126,2713	1,0000	1,2428	1,0000	126,2713
Total	126,2713				126,2713			

12. Neraca Massa Overall

Tabel 3. 13 Neraca Massa Overall

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	1	2	12	14	13
C ₅ H ₁₀	83,9286		0,0000	0,0000	0,8414
i-C ₅ H ₁₀	0,8478		0,0000	0,0000	0,8478
HCl		43,6213	0,3936	0,0000	0,0437
H ₂ O		81,0111	72,9100	1,2627	6,8384
C ₅ H ₁₁ Cl			0,0000	125,0085	1,2627
Sub Total	84,7764	124,6324	73,3035	126,2713	9,8340
Total	209,4088		209,4088		

3.5 Neraca Panas

1. Vaporizer - 101

Tabel 3. 14 Neraca Massa Vaporizer - 101

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
Hin	2294,8422	-
Panas sensibel cair (Qs1)	-	6975,5476
panas penguapan	-	40513,2161
Panas sensibel uap (Qs2)	-	16885,2436
Hout	-	18821,4937
panas yang dilepas = Qpemanas	80900,6587	-
TOTAL	83195,5009	83195,5009

2. Heat Exchanger - 101

Tabel 3. 15 Neraca Panas Heat Exchanger - 101

Komponen	Input (kJ)	Output (KJ)
Hin	18821,4937	-
Hout	-	19691,7710
Beban Pemanas	870,2773	
TOTAL	19691,7710	19691,7710

3. Vaporizer - 102

Tabel 3. 16 Neraca Panas Vaporizer - 102

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Aliran 1	Aliran 2
Hin	4494,3680	-

Panas sensibel cair (Qs1)	-	282,1309
panas penguapan	-	6785,4065
Panas sensibel uap (Qs2)	-	5175,5308
Hout	-	5902,8254
panas yang dilepas = Qpemanas	13651,5257	-
TOTAL	18145,8937	18145,8937

4. Separator – 101

Tabel 3. 17 Neraca Panas Separator - 101

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Aliran 2	Aliran 4	Aliran 3
Bahan Masuk	9900,6789	-	-
Bahan Keluar	-	3997,853459	5902,8254
Sub Total	9900,6789	3997,8535	5902,8254
Total	9900,6789	9900,6789	

5. Separator – 102

Tabel 3. 18 Neraca Panas Separator - 102

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8
Bahan Masuk	29223,8883	-	-
Bahan Keluar	-	16385,23093	12838,6574
Sub Total	29223,8883	16385,2309	12838,6574
Total	29223,8883	29223,8883	

6. Heat Exchanger - 102

Tabel 3. 19 Neraca Panas Heat Exchanger - 102

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
H _{in}	5902,8254	-
H _{out}	-	16015,0082
Beban Pemanas	10112,1828	
TOTAL	16015,0082	16015,0082

7. Reaktor - 101

Tabel 3. 20 Neraca Panas Reaktor - 101

Komponen	Masuk (kJ) Aliran (2)	Keluar (kJ) Aliran (3)
H _{in}	13834,9064	-
ΔH_{rx}	-	-37426,2099
H _{out}	-	16528,1126
Q _{pendingin}		34733,0036
TOTAL	13834,9064	13834,9064

8. Kondensor - 101

Tabel 3. 21 Neraca Panas Kondensor - 101

Komponen	Input (kJ) Aliran 5	Output (kJ) Aliran 6
H _{in}	113499,5521	-
Q _{s 1}	1523,6322	-
Panas penguapan	209645,9744	-
Q _{s 2}	12521,4435	-
H _{out}	-	73427,9732
Q _{pendingin}	-	263762,6289
TOTAL	337190,6022	337190,6022

9. Cooler - 101

Tabel 3. 22 Neraca Panas Cooler - 101

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
Bahan Masuk	73427,9732	-
Bahan Keluar	-	53819,9356
Beban Pendingin	-	19608,0376
TOTAL	73427,9732	73427,9732

10. Decanter - 101

Tabel 3. 23 Neraca Panas Dekanter - 101

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
Bahan Masuk	53819,9356	-
Bahan Keluar	-	53819,9356
TOTAL	53819,9356	53819,9356

11. Cooler - 102

Tabel 3. 24 Neraca Panas Cooler - 102

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
Bahan Masuk	10453,1106	-
Bahan Keluar	-	708,6534
Beban Pendingin	-	9744,4572
TOTAL	10453,1106	10453,1106

12. Menara Distilasi - 101

Tabel 3. 25 Menara Distilasi - 101

Komponen	Input		Output		
	Feed	Reboiler	Hasil Atas	Hasil Bawah	Condensor
	QF (kJ)	QR	QD (kJ)	QW (kJ)	QC
C ₅ H ₁₀	7,37E+04	1,35E+05	36428,58001	1,12E+05	60275,3272
i-C ₅ H ₁₀					
HCl					
H ₂ O					
C ₅ H ₁₁ Cl					
TOTAL	208481,0448		208481,0448		

13. Cooler - 103

Tabel 3. 26 Neraca Panas Cooler - 103

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
Bahan Masuk	3.177,8510	-
Bahan Keluar	-	190,6477
Beban Pendingin	-	2.987,2033
TOTAL	3.177,8510	3.177,8510

14. Cooler - 104

Tabel 3. 27 Neraca Panas Cooler - 104

Komponen	Input (kJ)	Output (kJ)
Bahan Masuk	41.412,4166	-
Bahan Keluar	-	2.038,3772
Beban Pendingin	-	39.374,0394
TOTAL	41.412,4166	41.412,4166

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peter and timmerhaus, 1990).

Berdasarkan pertimbangan – pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik, *amyl chloride* dari penten dan HCl dengan kapasitas produksi 1.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kota Cilegon, Provinsi Banten.



Gambar 4. 1 Wilayah Pabrik *Amyl Chloride*

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik di Kota Cilegon adalah sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

Pabrik yang akan berdiri diusahakan dekat dengan sumber bahan baku utama. Pabrik harus memperoleh jumlah bahan baku yang dibutuhkan dengan mudah, layak harga, kontinyu, dan biaya transportasi yang rendah serta tidak rusak dalam perjalanan. Bahan baku pabrik *Amyl Chloride* adalah *pentene* dan larutan HCl, bahan baku *penten* di ekspor dari China dan bahan baku larutan HCl di beli dari PT. Asahimas Subentra Chemical Cilegon, sehingga bahan baku mudah terpenuhi.

2. Pemasaran Produk

Amyl chloride hasil dari produksi akan digunakan sebagai bahan intermediate dan untuk pabrik pembuatan *amyl alcohol* yang ada di Indonesia khususnya dan sebagai bahan baku proses industri kimia lainnya. Fokus area

pemasaran *amyl chloride* ada di pulau Jawa, Sumatra dan Kalimantan, dimana sarana transportasi yang tersedia sudah cukup lengkap dan memasarkan produk ke pasar internasional (ekspor) mengingat persaingan dunia industri yang semakin bebas.

3. Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung suatu proses dalam pabrik. Utilitas berperan sebagai penyuplai bahan bakar, air, dan listrik yang dibutuhkan proses dalam pabrik. Kebutuhan air pada pabrik amil klorida dipenuhi dari air sungai yang lebih dulu di proses. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina RU VI Balongan dan PLTU.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan terdiri dari tenaga kerja terampil dan tenaga kerja non-terampil. Tenaga kerja non-terampil diambil dari lingkungan masyarakat disekitar lokasi pabrik sehingga dengan demikian pendirian pabrik dapat sekaligus membuka lapangan pekerjaan. Sedangkan tenaga kerja terampil diperoleh dari lulusan sekolah menengah atas sampai perguruan tinggi baik dari sekitar lokasi parik maupun para pendatang pencari kerja.

5. Keadaan Iklim

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan berakibat bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena diperlukan perlindungan khusus pada alat-alat proses. Di daerah Cilegon merupakan daerah yang memiliki iklim

yang kering dengan curah hujan yang cukup sehingga Pendirian pabrik di Cilegon sangatlah tepat untuk menjalankan proses produksi *amyl chloride*.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

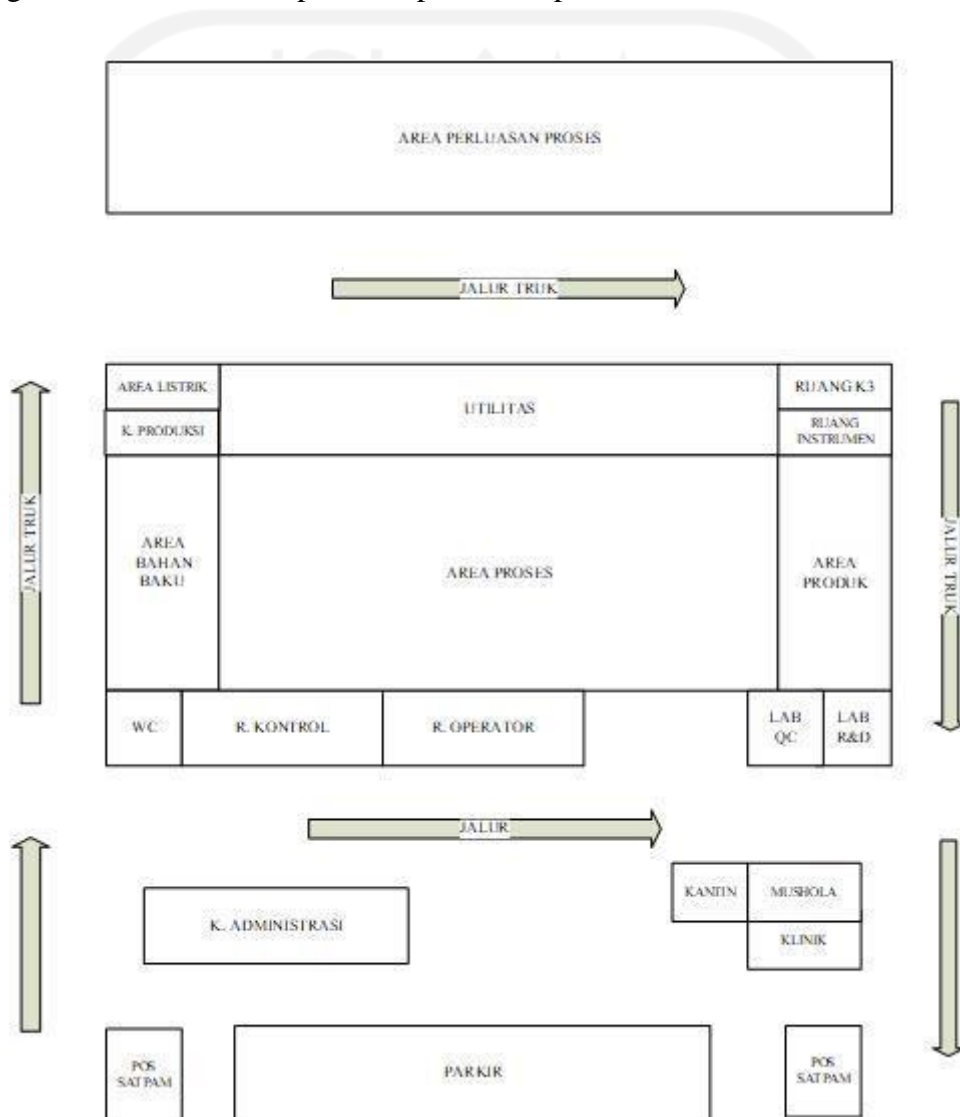
Tata letak pabrik mengatur susunan letak bangunan seperti area proses, area perlengkapan, kantor gudang, utilitas dan fasilitas lainnya guna menjamin kelancaran proses dengan baik dan efisien, serta menjaga keselamatan kerja para karyawan ataupun keamanan dari pabrik tersebut. Oleh karena itu, tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang perlu diperhatikan. Jalannya aliran proses dan aktifitas dari para pekerja yang ada menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan-bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses produksi dapat berjalan dengan efektif, efisien dan berkelanjutan.

Beberapa faktor yang diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik (*plant layout*), diantaranya adalah :

- 1) Kemudahan dalam operasi dan proses yang disesuaikan dengan kemudahan dalam memelihara peralatan serta kemudahan mengontrol hasil produksi.
- 2) Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis.
- 3) Keselamatan kerja
- 4) Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa diantara peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan-bahan berbahaya.
- 5) Adanya kemungkinan dilakukannya perluasan pabrik
- 6) Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan

7) Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis

Berdasarkan faktor tersebut diatas, maka pengaturan tata letak pabrik nanofibrillated produk dari limbah tandan kosong kelapa sawit dalam penempatan bangunan dalam kawasan pabrik dapat dilihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

1) Fasilitas umum

Fasilitas umum terdiri dari mushola sebagai tempat peribadahan, kantin, klinik, *water closet* (WC). Fasilitas umum ini diletakan sedemikian rupa sehingga seluruh

karyawan dapat memanfaatkannya. Area parkir terdiri dari parkir mobil, motor, *dump truck* pabrik, dan kendaraan operasional pabrik.

2) Area Administrasi dan Perkantoran

Area administrasi dan perkantoran merupakan daerah pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam.

3) Area Laboratorium

Area ini merupakan tempat untuk unit *quality control* (QC) dan unit *Research & Development* (R&D). Unit QC bertugas untuk monitoring, uji-tes dan memeriksa semua proses produksi yang terlibat dalam produksi suatu produk. Hal ini dilakukan baik sebelum, selama dan setelah proses produksi untuk memperoleh standar kualitas produk yang diperlukan. Unit R&D bertugas untuk mengembangkan teknologi baru untuk meningkatkan kualitas produk yang dihasilkan perusahaan.

4) Area Utilitas

Area ini diletakkan dengan area produksi untuk mempermudah distribusi air yang diperlukan untuk produksi produk dan suplai air jika terjadi situasi gawat darurat seperti ledakan atau kebakaran yang rentan terjadi di dekat area produksi.

5) Area Proses

Area produksi merupakan tempat berlangsungnya proses produksi pembentukan nanofibrillated produk, daerah ini diletakkan pada lokasi yang memudahkan suplai bahan baku dari tempat penyimpanan dan pengiriman produk ke area penyimpanan produk serta mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

6) Ruang Kontrol dan Operator

Ruang yang berfungsi sebagai ruang pusat di mana seluruh sistem produksi yang bersifat otomatis dapat dipantau dan dikendalikan oleh operator. Ruang kontrol merupakan pusat komando untuk memantau keseluruhan wilayah pabrik.

7) Kantor Produksi

Ruang yang berfungsi sebagai ruangan direktur dan jajaran manajemen yang mengatur keberlangsungan pabrik.

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

Penyusunan letak dari alat-alat proses yang optimum dapat memberikan suatu operasi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Tata letak alat proses ini sangat erat hubungannya dengan perencanaan bangunan pabrik dan bertujuan agar:

- 1) Alur proses produksi berjalan lancar dan efisien.
- 2) Karyawan dapat bekerja dengan leluasa, aman, selamat dan nyaman.

Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu :

1) Tata letak Produk atau Garis (Product Lay Out/ Line Lay Out)

Penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses batch maupun kontinyu.

2) Tata Letak Proses atau Fungsional (Process / Fungsional Lay Out)

Penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan fungsi yang sama pada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

3) Tata Letak Kelompok (Group Lay Out)

Kombinasi dari *Line Lay Out* dan *Process Lay Out*. Biasanya dipakai oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Pabrik nanofibrillated produk dari limbah tandan kosong kelapa sawit yang akan didirikan ini, dalam penyusunan tata letak alat prosesnya menggunakan tata letak produk atau garis (*Product Lay Out/ Line Lay Out*). Konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses akan tergantung kepada bagaimana peralatan proses disusun. Faktor-faktor yang di pertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses adalah :

1) Pertimbangan Ekonomis

Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat-alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan atau campuran, akibatnya akan mengurangi biaya variabel.

2) Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasan bergerak untuk para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

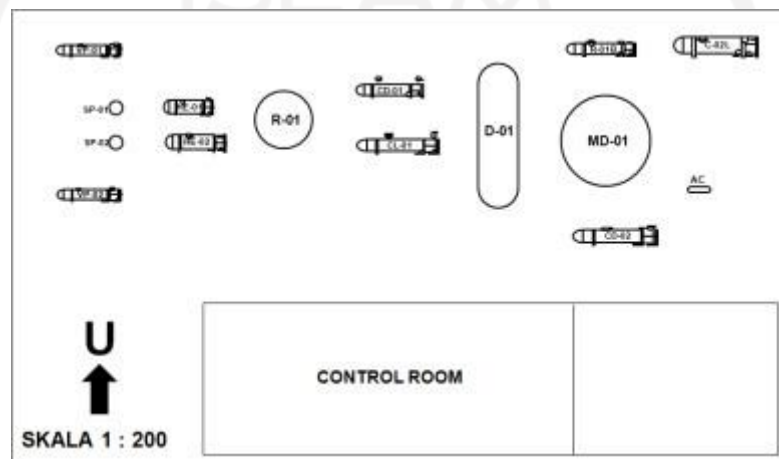
3) Kemudahan Pemeliharaan

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

4) Keamanan

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

Tata letak peralatan pada proses produksi ditunjukkan pada Gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

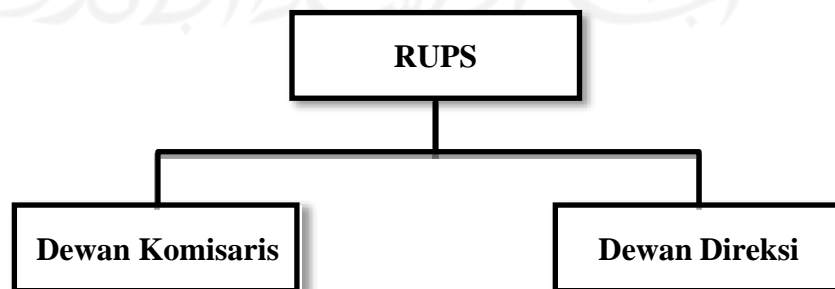
Bentuk, struktur dan manajemen suatu perusahaan sangat berpengaruh terhadap tercapainya tujuan perusahaan. Dari ketiga unsur itu tidak dapat dipisahkan dalam tercapainya tujuan suatu perusahaan. Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang diorganisir dan dijalankan untuk menyediakan barang dan jasa bagi masyarakat, dengan tujuan untuk memperoleh laba atau keuntungan yang sebesar-besarnya. Perencanaan berdirinya perusahaan diawali dengan pemberian nama perusahaan dan lokasi berdirinya perusahaan, berikut rincian tersebut :

Nama Perusahaan : Sinar Multikimia Indonesia

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
Lapangan Usaha : Industri Manufaktur
Produk : *Amyl Chloride*
Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten

Perseroan Terbatas merupakan suatu badan usaha yang didirikan oleh beberapa orang, dimana badan hukum ini memiliki kekayaan, hak dan kewajiban sendiri, yang terpisah dari pendiri (Pemegang Saham), maupun pengurusnya (Komisaris dan Direksi). Perseroan Terbatas memiliki beberapa keuntungan, antara lain :

- a. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung kepada satu pihak dan kepemilikannya bisa berganti-ganti.
- b. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
- c. Pengelolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan), sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada ditangan pengelola.
- d. Kemungkinan penambahan modal untuk perluasan lebih mudah.
- e. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta profesional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur dan dewan komisaris) serta pemegang saham diatur secara jelas.



Gambar 4. 4 Bagan Struktur Pengurus

Dari Gambar 4.4 dapat diterangkan bahwa secara hierarkis, organisasi perusahaan besar seperti Perseroan Terbatas (PT) terdiri atas beberapa tingkatan, yaitu rapat umum pemegang saham (RUPS), dewan komisaris, dewan direksi, dan tim manajemen.

a. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Rapat Umum Pemegang Saham merupakan badan tertinggi dalam Perseroan Terbatas. Menurut UU No. 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas pasal 78, RUPS minimal diadakan setahun sekali. RUPS diadakan 6 Bulan setelah tahun buku terakhir. RUPS ini membahas tentang laporan dari Dewan Direksi dan Dewan Komisaris kepada Pemegang Saham, penetapan keputusan kebijakan-kebijakan perusahaan dan pengangkatan Dewan Direksi dan Dewan Komisaris.

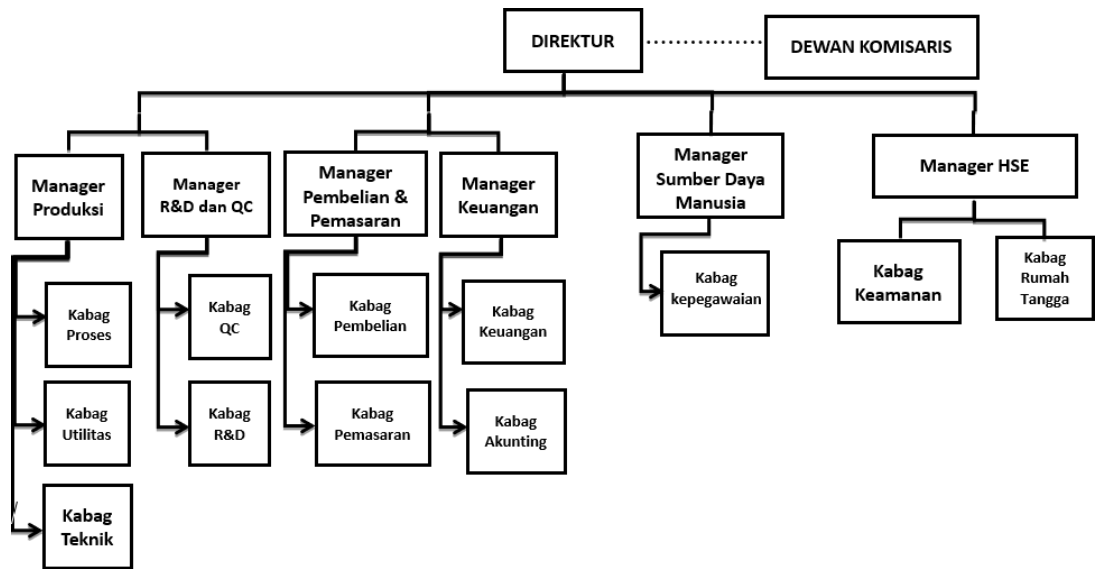
b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris diangkat dan diberhentikan oleh Rapat Umum Pemegang Saham. Dewan ini bertugas untuk melakukan pengawasan dan memberi nasihat kepada Dewan Direksi agar tidak merugikan perusahaan dan menjalankan kebijakan umum yang telah ditetapkan. Dewan Komisaris terdiri dari seorang Presiden Komisaris dan beberapa orang Dewan Komisaris.

c. Dewan Direksi

Dewan direksi diangkat dan diberhentikan oleh Rapat Umum Pemegang Saham. Dewan Direksi bertugas untuk memimpin perusahaan dan sebagai penanggung jawab dalam melaksanakan kebijakan umum perusahaan yang

telah ditetapkan oleh Rapat Umum Pemegang Saham yang terdiri dari satu Direktur. Dewan Direksi terdiri dari Direktur serta di bantu oleh beberapa Manajer yang mengepalai bagian-bagian struktur perusahaan.



Gambar 4. 5 Bagan struktur organisasi

Adapun tugas dan wewenang setiap pengurus maupun karyawan adalah sebagai berikut :

a. Rapat Umum Pemegang Saham

Tugas dan wewenang RUPS adalah :

- Menetapkan Garis Besar Haluan Perusahaan.
- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi dan Dewan Komisaris perusahaan.
- Mengesahkan besarnya anggaran perusahaan yang diajukan oleh Dewan Direksi.

- Menerima atau menolak pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan

Dewan Direksi

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- Bertanggung jawab kepada RUPS
- Mengawasi pelaksanaan operasional atau pengelolaan perusahaan oleh Direktur secara kontinyu dan teratur
- Membina dan memberi nasihat Direktur agar tidak melakukan kesalahan atau melanggar aturan RUPS

c. Direktur

Direktur dipilih oleh RUPS untuk menjalankan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan. Tugas dan wewenang Direktur adalah :

- Memberikan laporan pertanggungjawaban dalam hal yang berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan
- Bertanggung jawab kepada RUPS
- Melaksanakan dan mengarahkan kegiatan perusahaan agar sesuai dengan keputusan RUPS
- Mengangkat dan memberhentikan karyawan

d. Manajer

Secara umum, tugas manajer adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan

garis-garis yang diberikan oleh Direktur. Manajer secara operasional bertanggung jawab kepada Direktur.

1. Manajer Proses

Dalam melaksanakan tugasnya, mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijaksanaan teknik operasi pabrik dan mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Dimana yang tugasnya, adalah :

a. Kepala Bagian Proses

Kepala bagian proses memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Mengawasi dan bertanggung jawab atas kelancaran produksi
- Melakukan perbaikan serta kelancaran-kelancaran mesin dan peralatan

b. Kepala Bagian Utilitas

Kepala bagian utilitas memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit-unit sarana penunjang (utilitas)

c. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut:

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit peralatan proses dan mekanik

2. Manajer R&D dan QC

a. Kepala Bagian R&D

Kepala bagian *research and development* (R&D) memiliki tugas dan kewajiban yang harus dipertanggungjawabkan, yaitu :

- Bertanggung jawab kepada Manajer R&D dan QC
- Mengontrol kualitas bahan baku dan penunjang yang akan digunakan dalam produksi serta kualitas produk yang dihasilkan
- Mengawasi kegiatan laboratorium dan pengolahan data

b. Kepala Bagian QC

Kepala bagian *research and development* (R&D) memiliki tugas dan kewajiban yang harus dipertanggungjawabkan yaitu bertanggung jawab atas penelitian dan pengembangan proses produksi

3. Manajer Pembelian dan Pemasaran

Dalam melaksanakan tugasnya, mempunyai wewenang untuk mengatur keuangan perusahaan dan melaksanakan pemasaran hasil produksi dan mendistribusikannya. Kepala departemen pembelian dan pemasaran membawahi :

a. Kepala Bagian Pembelian

Untuk menunjang pekerjaan bagian pembelian maka tanggung jawab yang harus dikerjakan, yaitu :

- Meningkatkan kerja sama dengan pihak-pihak terkait untuk kelancaran dan keamanan jalur distribusi
- Melakukan transaksi pembelian terhadap bahan baku
- Melakukan pengecekan harga pembelian bahan baku
- Melakukan pendistribusian produk

b. Kepala Bagian Pemasaran

Untuk menunjang pekerjaan bagian pembelian maka tanggung jawab yang harus dikerjakan, yaitu :

- Bertanggung jawab atas seluruh kegiatan pemasaran yang dilakukan perusahaan yang termasuk promosi
- Menentukan daerah pemasaran hasil produksi
- Mengelola seluruh kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk
- Menetapkan dan menentukan daerah penyebaran dan penyaluran barang-barang produksi sehingga jalur produksi lancar dan aman sampai ke konsumen

4. Manajer Keuangan

a. Kepala Bagian Keuangan

Pekerjaan dari kepala bagian keuangan yang harus dilaksanakan, yaitu :

- Mengawasi dan mengatur setiap pengeluaran untuk membeli bahan baku dan pemasukan dari penjualan produk
- Mengatur dan melakukan pembayaran gaji karyawan
- Mengatur dan merencanakan pembelian barang inventaris

b. Kepala Bagian Akunting

Pekerjaan dari kepala bagian keuangan yang harus dilaksanakan, yaitu :

- Melakukan pengolahan data terhadap seluruh kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan keuangan
- Mencocokkan hasil pengolahan data dengan keuangan yang terdapat di seksi keuangan

- Membuat laporan keuangan setiap bulan dan setiap tahun
- Membuat laporan neraca laba/rugi

5. Manajer Sumber Daya Manusia

Kepala Departemen Sumber Daya Manusia (SDM) melaksanakan tugas dan mempunyai wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi baik secara internal maupun eksternal. Kepala Departemen SDM membawahi :

a. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas dari kepala bagian kepegawaian akan dibantu dengan oleh kepala seksi kepegawaian dan kepala seksi diklat. Tugas yang dikerjakan yaitu :

- Mengatur pemberian pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi dibidang kesejahteraan dan keselamatan kerja beserta keluarganya
- Mengatur segala hal yang berkenaan dengan kepegawaian, seperti pengaturan jadwal kerja, cuti karyawan, dan lain-lain.
- Untuk penerimaan karyawan dan pemutusan hubungan kerja
- Memberi latihan pendidikan kepada karyawan-karyawan perusahaan
- Menangani masalah-masalah yang timbul dari karyawan yang berkenaan dengan perusahaan.

6. Manajer *Healthy Safety and Environment* (HSE)

Manajer HSE memiliki tugas untuk merencanakan, melaksanakan, dan mengendalikan seluruh program kesehatan dan lingkungan. Kepala Departemen HSE membawahi :

a. Kepala Bagian Keamanan

Untuk kepala bagian keamanan memiliki tugas yang harus dipertanggungjawabkan, yaitu

- Bertanggung jawab kepada manajemen perusahaan atas keamanan, ketertiban, rasa aman dan nyaman diseluruh area yang meliputi keamanan personil dan material di lokasi tugas
- Memberikan, menerapkan, dan mengawasi pelaksanaan Standard Operation Procedure (SOP) kepada semua bagian yang di lingkungan perusahaan baik karyawan baru, lama maupun tamu yang berada didalamnya.
- Melakukan koordinasi dengan Manajer Operasional dan Divisi/bagian terkait di lingkungan manajemen pengelola dan dan pelaksanaan kegiatan tugas-tugas pengamanan
- Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan tugas-tugas pengamanan yang dilakukan anggotanya dan kegiatan pelaksanaan pengamanan secara umum
- Melakukan pembinaan dan pelatihan serta meningkatkan kedisiplinan
- Merencanakan dan menyusun kegiatan keamanan dan pengamanan secara berkala dalam rangka pengembangan sumber daya manusia, demi terciptanya suasana aman, nyaman, tentram, dan dinamis di lingkungan
- Membuat procedure emergency agar penanggulangan berjalan dengan baik
- Mengelola regu kebakaran agar selalu siap bila suatu waktu diperlukan

Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja, tergantung kepada kedudukannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima oleh setiap karyawan terdiri dari :

- a. Gaji pokok
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf non-shift
- d. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai golongannya.

Sistem pengupahan tersebut dibedakan menjadi :

a. Upah Bulanan

Diberikan kepada karyawan tetap dimana besarnya gaji berdasarkan pada pendidikan, keahlian, dan kedudukan dalam organisasi

b. Upah Borongan

Diberikan kepada buruh borongan. Besar upah yang dibayarkan tergantung pada jenis dan banyaknya pekerjaan, biasanya diperlukan pada saat turun mesin.

c. Upah Harian

Upah harian diberikan sesuai dengan jumlah hari dan jam kerja, biasanya untuk pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu.

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

1. Lembur hari biasa

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

2. Lembur hari Minggu atau libur

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

Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik diluar jam kerjanya, juga akan diberi gaji tambahan. Berikut penggolongan gaji karyawan berdasarkan golongan dan jabatan pada tabel 6.1.berikut :

Tabel 4. 1 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan	Gaji / bulan	Total
			Minimum	(Rp)	(Rp)
1	Dewan Komisaris	5	-	30.000.000	150.000.000
2	Direktur	1	S2 - S3	50.000.000	50.000.000
3	Manajer	6	S1 - S2	18.000.000	108.000.000
4	Kepala Bagian	12	S1	12.000.000	144.000.000
5	Sekretaris Direksi	1	S1	7.000.000	7.000.000
Karyawan Shift					
7	Proses				
	Ketua Regu	3	S1	7.000.000	21.000.000
	Anggota Shift	24	D3	5.500.000	132.000.000
8	Utilitas				
	Anggota Shift	6	S1	7.000.000	42.000.000
9	Keamanan				
	Ketua Regu Shift	3	SMA/SMU/STM	4.500.000	13.500.000
	Anggota Shift	6	SMA/SMU/STM	4.500.000	27.000.000
10	K3 (HSE)	3	D3	5.500.000	16.500.000
11	Mekanik				
	Ketua Regu	3	S1	7.000.000	21.000.000
	Anggota Shift	6	D3	5.500.000	33.000.000
12	Gudang	6	SMA/SMU/STM	4.500.000	27.000.000
Karyawan Non Shift					
13	R & D dan QC				

	Ketua Laboratorium& QC	1	S1	7.000.000,00	7.000.000
	Laboratorium	1	D3	5.500.000,00	5.500.000
14	Promosi & Pemasaran	1	S1	7.000.000,00	7.000.000
		1	D3	5.500.000,00	5.500.000
15	Keuangan	2	S1	7.000.000,00	14.000.000
	Akunting	1	S1	7.000.000,00	7.000.000
16	Distribusi	1	D3	5.500.000,00	5.500.000
		1	SMA/SMU/STM	4.500.000,00	4.500.000
17	Kepegawaian	5	D3	5.500.000,00	27.500.000
	Rumah Tangga	4	SMA/SMU/STM	4.500.000,00	18.000.000
18	Dokter	1	S1	7.000.000,00	7.000.000
19	Perawat	2	D3	5.500.000,00	11.000.000
20	Supir	2	SMA/SMU/STM	4.500.000,00	9.000.000
TOTAL		108			920.500.000,00

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun sama dengan waktu kerja 24 jam setiap hari. Untuk hari kerja unit produksi adalah hari Senin sampai hari Minggu. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Karena proses produksinya berlangsung selama 24 jam dan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran maka waktu kerja karyawan diatur dalam sistem *shift* dan *non-shift*.

Jadwal kerja *shift* yang dilakukan secara bergilir berlaku bagi karyawan pada unit produksi dan pengamanan pabrik adalah hari Senin-Minggu. Pembagian kerja karyawan dibagi dalam 4 grup yang dipimpin oleh ketuanya masing-masing. Jam kerja *shift* diatur pada Tabel 4.3. sebagai berikut :

Tabel 4. 2 Pembagian *Shift* dan Waktu Kerja

Shift Jam Kerja

I	08.00-16.00
II	16.00-24.00
III	24.00-08.00

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

Tabel 4. 3 Pengaturan Jadwal Kerja Grup

Shift	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

*Jadwal hari selanjutnya kembali ke hari pertama

Keterangan : A = Grup Kerja I

B = Grup Kerja II

C = Grup Kerja III

D = Grup Kerja IV

Untuk jadwal kerja non-*shift* berlaku bagi karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan. Jam kerja ini berlaku bagi karyawan tingkat staf ke atas. Jadwal kerja regular sebagai berikut :

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



BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik digunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Air yang digunakan dalam perancangan pabrik Amyl Chloride ini bersumber dari sungai yang lebih dulu di *treatment*. Air sungai akan digunakan untuk keperluan di lingkungan pabrik sebagai :

1. Air umpan *boiler*

Uap atau steam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan *boiler* yang diperoleh dari perhitungan adalah sebanyak 155,7394 kg/jam. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan *boiler* :

Tabel 5. 1 Persyaratan Air Umpan *Boiler*

Tekanan <i>Boiler</i> (psig)	Padatan total (ppm)	Alkalinitas (ppm)	Padatan tersuspensi	Silika (ppm)
0-300	3500	700	300	125
301-450	3000	600	250	90
451-600	2500	500	150	50
601-750	2000	400	100	35
751-900	1500	300	60	20
901-1000	1250	250	40	8
1001-1500	1000	200	20	2.5
1501-2000	750	150	10	1.0
di atas 2000	500	100	5	0.5

Setiadi, Tjandra. 2007

Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler* :

a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal-hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

b. Tidak membentuk kerak pada *boiler*

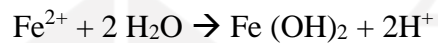
Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal-hal berikut :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

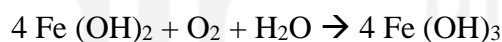
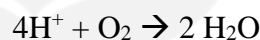
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.



Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut :



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO₂ yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO₂ kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi :

2. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air bersih pada pabrik yang digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, rumah tangga, konsumsi, dan lainnya. Berikut adalah persyaratan yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi :

a. Syarat fisika

- Air harus bersih dan tidak keruh.
- Tidak berwarna apapun.
- Tidak berasa apapun.
- Tidak berbau apapun.
- Suhu antara 10 - 25°C
- Tidak meninggalkan endapan.

b. Syarat kimiawi

- Tidak mengandung bahan kimiawi yang mengandung racun.
- Tidak mengandung zat-zat kimiawi yang berlebihan.
- Cukup yodium.
- pH air antara 6,5 – 9,2.

c. Syarat biologis

- Konduktifitas atau daya hantar.
- Pesistifitas.
- PTT atau TDS (kemampuan air bersih untuk menghantarkan arus listrik)

3. Air Proses

Air proses adalah air yang digunakan untuk kebutuhan selama proses produksi seperti pengenceran pada *cooker*, *mixer*, tangki pembibitan bakteri dan sebagai pencuci.

4. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*.

5.1.2. Unit Pengolahan Air

Berikut adalah tahapan pengolahan air :

1. Clarifier

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada di sekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar dapat memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, penambahan desinfektan, dan penggunaan *ion exchanger*.

Raw water diumpankan ke tangka terlebih dahulu dan kemudian diaduk dengan kecepatan tinggi serta ditambahkan bahan – bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan – bahan kimia selama pengadukan tersebut. Bahan – bahan kimia yang digunakan adalah :

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) sebagai flokulan yang membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan dengan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari *sand filter* akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangka penampung (*filter water reservoir*) yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

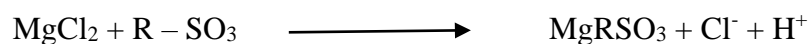
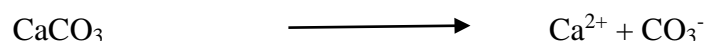
3. Dimineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga memiliki konduktivitas di bawah 0,3 Ohm dengan kadar silica kurang dari 0,02 ppm.

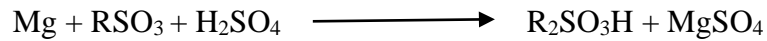
Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan *boiler*.

a. *Cation Exchanger*

Resin yang berada di dalam *cation exchanger* berupa H^+ berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion H^+ . berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *cation exchanger* :

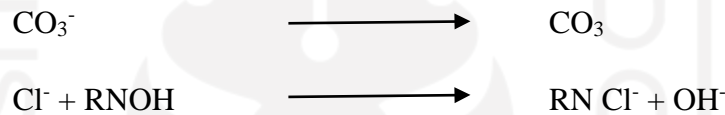


Kation resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga diregenerasi menggunakan asam sulfat dengan reaksi sebagai berikut :



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger memiliki fungsi mengikat ion – ion negative (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} . Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *anion exchanger*.

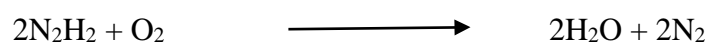


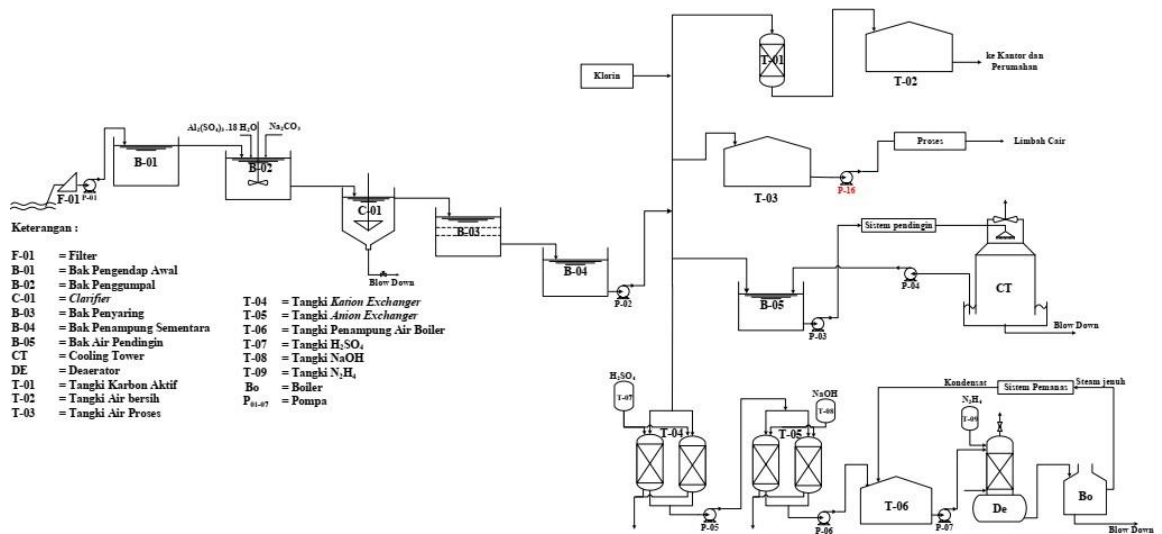
Anion resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga diregenerasi menggunakan larutan NaOH dengan reaksi sebagai berikut :



4. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses pengambilan oksigen (O_2) dari umpan boiler. Air yang telah demineralisasi dialirkan menuju *deaerator* dan diinjeksikan hidrazin (N_2H_4) untuk diikat oksigen (O_2) yang terkandung dalam air tersebut. Air yang keluar dari *deaerator* akan dipompa menuju boiler sebagai air umpan (*boiler feed water*). Pengikatan oksigen pada air umpan boiler bertujuan untuk mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *aerator* :





Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

5.2 Unit Pengolahan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Alat	Kode	Kebutuhan Steam
		(kg/jam)
<i>Heat Exchanger-01</i>	HE-01	0,4031
<i>Vaporizer-01</i>	V - 01	57,5396
<i>Heat Exchanger-02</i>	HE-02	4,6840
<i>Vaporizer-02</i>	V - 02	12,0975
Reaktor-01	R - 01	1,8889
<i>Reboiler-01</i>	RB-01	64,9682
Total		141,5813

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kehilangan panas pada alat, maka steam yang dialirkan ke unit proses +10%, sehingga

$$= 1,1 \times 141,5813 \text{ kg/jam}$$

$$= 155,7394 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan steam dibuat *over design* 20%, sehingga kebutuhan steam

$$= 1,2 \times 155,7394 \text{ kg/jam}$$

$$= 179,5976 \text{ kg/jam}$$

Air pembangkit steam 95% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 10%, sehingga *make up steam*

$$= 10\% \times 179,5976 \text{ kg/jam}$$

$$= 17,9598 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Pendingin

Alat	Kode	Kebutuhan Air
		(kg/jam)
Kondensor-01	CD-01	2526,7866
Kondensor-02	CD-02	1440,6149
<i>Cooler-01</i>	C-01	230,4749
<i>Cooler-02</i>	C-02	116,3712
<i>Cooler-03</i>	C-03	30,9906
<i>Cooler-04</i>	C-04	470,2164
Total		4815,4546

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan *amyl chloride* diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat – alat seperti boiler, dan sejumlah pompa.

Generator diesel menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Listrik tersebut didistribusi menggunakan panel. Tenaga listrik digunakan sebagai penerangan, sementara itu listrik dari generator diesel digunakan untuk menggerakkan alat proses.

Energi listrik dari generator diesel digunakan sebagai sumber energi listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi generator *diesel* yang digunakan :

Kapasitas = 80 kW

Jenis = 1 buah

Berikut adalah rincian kebutuhan listrik :

a. Kebutuhan listrik proses dan utilitas

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Pompa	P-101	1	0,75
Pompa	P-102	1	0,75
Pompa	P-103	1	0,75
Pompa	P-104	1	0,75
Pompa	P-105	1	0,75
Pompa	P-106	1	0,75
Pompa	P-107	1	0,75
Total		7	5,25

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Pompa Utilitas	P-101	1	0,75
Pompa Utilitas	P-102	1	0,75
Pompa Utilitas	P-103	1	0,75
Pompa Utilitas	P-104	1	0,75

Pompa Utilitas	P-105	1	0,75
Pompa Utilitas	P-106	1	0,75
Pompa Utilitas	P-107	1	0,75
Pompa Utilitas	P-108	1	0,75
Pompa Utilitas	P-109	1	0,75
Pompa Utilitas	P-110	1	0,75
Pompa Utilitas	P-111	1	0,75
Pompa Utilitas	P-112	1	0,75
Pompa Utilitas	P-113	1	0,75
Pompa Utilitas	P-114	1	0,75
Pompa Utilitas	P-115	1	0,75
Pompa Utilitas	P-116	1	0,75
Pompa Utilitas	P-117	1	0,75
Pompa Utilitas	P-118	1	0,75
Pompa Utilitas	P-119	1	0,75
Fan Cooling Tower	CT-101	1	0,75
Total		20	15

Jadi, total kebutuhan listrik untuk utilitas adalah sebesar = 20,25 kW

b. Peralatan bengkel

Dalam suatu pabrik diperlukan fasilitas pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik. Daya listrik yang dibutuhkan untuk fasilitas ini diperkirakan = 40 kW/hari

c. Instrumentasi

Alat – alat instrumentasi yang digunakan berupa alat – alat control dan alat – alat pendeteksi. Daya listrik yang dibutuhkan diperkirakan sebesar = 10 kW/hari

d. Penerangan lampu jalan, pendingin ruangan dan perkantoran

Alat – alat penerangan yang dibutuhkan untuk pabrik, kantor, dan lingkungan sekitar pabrik. Selain itu, dibutuhkan pendingin ruangan untuk kantor dan laboratorium. Untuk laboratorium, perlu diberikan daya listrik untuk mengoperasikan peralatan laboratorium. Alat – alat tersebut memerlukan daya listrik sebesar = 50 kW/hari

Selain itu, peralatan kantor seperti computer, intercom, pengeras suara dan lainnya, membutuhkan tenaga listrik sebesar = 40 kW/hari

Jadi, total kebutuhan listrik pada pabrik *amyl chloride* dari pentene dan HCl adalah sebesar :

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1.	Listrik untuk alat proses	5,25
2.	Listrik untuk utilitas	15
3.	Listrik untuk peralatan penunjang	140
Total		160,25

5.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan di *boiler* untuk membangkitkan *steam* saat *start up*. Kebutuhan bahan bakar sebanyak 370,0701kg/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil*.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

- a. Modal (*Capital Investment*)
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- d. Analisis Keuntungan
 1. Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
 2. Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)
- e. Analisis Kelayakan
 1. *Break Even Point (BEP)*

2. *Minimum Payback Period (MPP)*

3. *Internal Rate of Return (IRR)*

f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

6.1 Harga Alat

Harga dari suatu alat industry akan berubah seiring dengan perubahan ekonomi. Maka diperlukan perhitungan konversi harga alat sekarang terhadap harga alat beberapa tahun lalu.

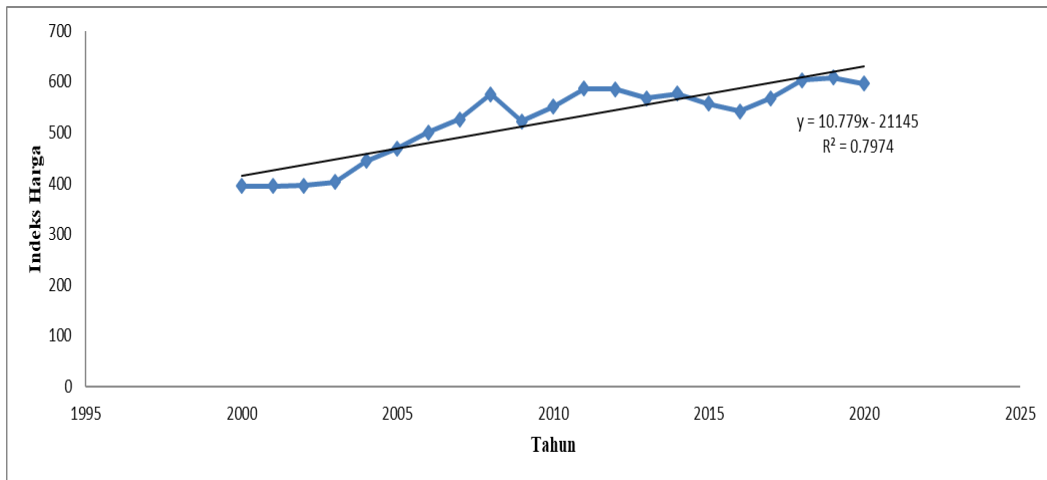
Tabel 6. 1 Indeks Harga

Tahun	Indeks
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6

2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	607.022
2019	617.801
2020	628.58
2021	639.359
2022	650.138

Sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index* (www.che.com)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 10,779x - 21145$. Pabrik *Amyl Chloride* dari *pentene* dan HCl Kapasitas 1.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2025, maka dari persamaan regresi linier diperoleh indeks sebesar 682,475. Berikut adalah grafik hasil plotting data :



Gambar 6. 1 Tahun vs Indeks Harga

Harga alat diperoleh dari situs matche (www.matche.com) dan buku karangan Peters & Timmerhaus. Perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh rumus berikut :

$$H_2 = H_1 \times \left(\frac{I_2}{I_1}\right) \times \left(\frac{K_2}{K_1}\right)^{exp}$$

Dimana :

H_2 = Harga sekarang

H_1 = Harga yang diketahui

I_2 = Index sekarang (2024)

I_1 = Index yang diketahui (2014)

K_2 = Kapasitas sekarang

K_1 = Kapasitas yang diketahui

Exp = Eksponen (*Perry* Tabel 9-40 hal 9-69)

Berikut adalah hasil perhitungan menggunakan rumus tersebut :

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

Kode	Nama Alat	Kapasitas Perhitungan		Jml	Kapasitas Alat		Harga (\$)	Exp	Harga Satuan	Harga Total
									Rp	Rp
T-101	Tangki HCl	7406,4886	gal	1	7406,4886	gal	38.400		696.171.981	696.171.981
T-102	Tangki Pentene	6323,2470	gal	1	6323,2470	gal	36.300		658.100.075	658.100.075
T-103	Tangki Amyl Chloride	8009,6066	gal	1	44536,0074	gal	39.400		128.464.001	128.464.001
R-101	Reaktor-101	79,0824	gal	1	79,0824	gal	56.200		1.018.876.701	1.018.876.701
D-101	Distilasi-101	2000	lbm	1	2000	lb m	97.700		1.771.250.065.33 20	1.771.250.065
V-101	Vaporizer-101	1,4467	ft ²	1	1,4467	ft2	700		12.690.635	12.690.635
V-102	Vaporizer-102	0,3953	ft ²	1	0,3953	ft2	500		9.064.739	9.064.739
C-101	Cooler-101	1,5970	ft ²	1	1,5970	ft2	800		14.503.583	14.503.583
C-102	Cooler-102	3,8517	ft ²	1	3,8517	ft2	1.000		18.129.479	18.129.479
C-103	Cooler-103	0,8520	ft ²	1	0,8520	ft2	6.100		110.589.820	110.589.820

C-104	Cooler-104	11,5287	ft ²	1	11,5287	ft ²	44.000		797.697.061	797.697.061
HE-101	Heat Exchanger-101	0,0209	ft ²	1	0,0209	ft ²	200		3.625.896	3.625.896
HE-102	Heat Exchanger-102	0,3016	ft ²	1	0,3016	ft ²	400		7.251.791	7.251.791
KD-101	Kondenser-101	16,7401	ft ²	1	16,7401	ft ²	12.900		233.870.275	233.870.275
KD-102	Kondenser-102	5,3852	ft ²	1	5,3852	ft ²	6.300		114.215.716	114.215.716
RB-101	Reboiler-101	4,5894	ft ²	1	4,5894	ft ²	3.600		65.266.123	65.266.123
D-101	Dekanter-101	42,350	gal	1	42,3502	gal	40.400		732.430.938	732.430.938
P-101	Pompa-101	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791
P-102	Pompa-102	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791
P-103	Pompa-103	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791
P-104	Pompa-104	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791
P-105	Pompa-105	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791
P-106	Pompa-106	1	Hp	1	1	Hp	400		7.251.791	7.251.791

P-107	Pompa-107	1	Hp	1	1	Hp	400		
TOTAL									Rp6.435.709.627

Biaya Peralatan Utama		Rp	6.435.709.627
Biaya Pengangkutan + Asuransi	10%	Rp	643,570,963
Biaya Administrasi pelabuhan	5%	Rp	321,785,481
SUBTOTAL		Rp	7.401.066.071
Bea Masuk	10%	Rp	740,106,607
TOTAL		Rp	8.141.172.678

(*) merujuk pada situs www.matche.com

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

Kode	Nama Alat	Kapasitas		Jml	Kapasitas		Harga (\$)	Exp	Harga Satuan	Harga Total
									Rp	Rp
T-104	Tangki Penampung Limbah	4554,8448	gal	1	4554,8448	gal	14800		268.316.284	268.316.284
S-101	Screen	50,1131	ft ²	1	50,1131	ft ²	1100		19.942.427	19.942.427

RV-101	Reservoir	1853,0858	gal	1	1853,0858	gal	8900		161.352.360	161.352.360
SD-101	Bak Sedimentasi	5187,2353	gal	1	5187,2353	gal	13900		251.999.753	251.999.753
CL-101	Clarifier	1729,0784	gal	1	1729,0784	gal	8900		161.352.360	161.352.360
T-105	Tangki A12(SO4)3	56,0349	gal	1	56,0349	gal	1200		21.755.374	21.755.374
T-106	Bak Pengendap clarifier	53,9190	ft ²	1	53,9190	ft ²	1200		21.755.374	21.755.374
F-101	Sand Filter	2,8010	ft ²	1	2,8010	ft ²	1200		21.755.374	21.755.374
T-107	Bak Penampung Air Bersih	96802,177	gal	1	96802,1747	gal	29.600		536.632.568	536.632.568
T-108	Tangki Water Softening Ion Exchanger	1609,2581	gal	1	1609,2581	gal	8.200		148.661.725	148.661.725
T-109	Bak Penampung Air Cooling Water	3395,9666	gal	1	3395,9666	gal	12.600		228.431.431	228.431.431
T-110	Tangki Bahan Bakar	966,1204	gal	1	966,1204	gal	6.100		110.589.820	110.589.820
ST-101	Static Mixer	0,1279	gal	1	0,1279	gal	3.700		67.079.071	67.079.071
CH-101	Chlorinator	412,7969	gal	1	412,7969	gal	42.200		765.064.000	765.064.000

T-111	Tangki Kaporit	0,4836	gal	1	0,4836	gal	100	1.812.948	1.812.948
KE-101	Kation Exhanger	1841,3570	gal		1853,0858	gal	8900	160.331.106	160.331.106
T-107	Tangki HCl	0,0002	gal	1	0,0002	gal	100	1.812.948	1.812.948
T-108	Anion Exhanger	84,3204	gal	1	84,3204	gal	2.400	43.510.749	43.510.749
T-109	Tangki NaOH	0,0041	gal	1	0,0041	gal	100	1.812.948	1.812.948
DE-101	Deareator	84,2821	gal	1	84,2821	lb/hr	2.400	43.510.749	43.510.749
PU-102	Pompa Utilitas-02	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-103	Pompa Utilitas-03	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-104	Pompa Utilitas-04	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-105	Pompa Utilitas-05	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-106	Pompa Utilitas-06	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-107	Pompa Utilitas-07	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-108	Pompa Utilitas-08	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-109	Pompa Utilitas-09	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-110	Pompa Utilitas-10	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791

PU-111	Pompa Utilitas-11	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-112	Pompa Utilitas-12	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-113	Pompa Utilitas-13	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-114	Pompa Utilitas-14	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-115	Pompa Utilitas-15	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-116	Pompa Utilitas-16	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-117	Pompa Utilitas-17	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-118	Pompa Utilitas-18	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
PU-119	Pompa Utilitas-19	1	hp	1	1	hp	400	7.251.791	7.251.791
G-101	Generator	80	kW	1	80	kW		32.967.000	32.967.000
CT-101	Cooling Tower	0,4204	Mbtu/hr	1	0,4204	Mbtu/hr	58.300	1.056.948.606	1.056.948.606
FC-101	Fan Cooling Tower	1	hp	1	1	hp	2.800	50.762.540	50.762.540
B-101	Boiler	312,13334	lb	1	312	lb	34.400	623.654.066	623.654.066
	Kendaraan Operasional Direktur			1				582.560.000	582.560.000

Kendaraan Operasional Manajer			6					280.610.000	1.683.660.000
Kendaraan Operasional Perusahaan			1					280.610.000	280.610.000
Ambulance			1					328.900.000	328.900.000
Forklift			1					516.483.000	516.483.000
Truk operasional/mobil tangki			1					530.530.000	530.530.000
TOTAL									Rp8.855.086.829

Biaya Peralatan Penunjang		Rp	8.855.086.829
Biaya Pengangkutan + Asuransi	10%	Rp	885.508.683
Biaya Administrasi pelabuhan	5%	Rp	442.754.341
SUBTOTAL		Rp	10.183.349.853
bea masuk	10%	Rp	1.018.334.985
TOTAL		Rp	11.201.684.838

TOTAL ALAT UTAMA + ALAT PENUNJANG = Rp **19.342.857.517**

6.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 1.000 ton/tahun
- b. Konstruksi : 2024
- c. Operasi per tahun : 330 hari
- d. Shut down : 30 hari
- e. Umur teknis pabrik : 10 tahun
- f. Salvage Value : 10% DFCI (tanpa harga tanah)
- g. 1\$: Rp15.303,70
- h. Bunga bank : 10,5 % per tahun (Bank Mandiri)
- i. Kenaikan harga bahan baku & produk: 10% per tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas – fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

Capital Investment terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

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

2. *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

- a. *Fixed Capital Investment/FCI* (Modal Tetap)

- Modal Investasi Tetap Langsung / *Direct Fixed Capital Investment*

(DFCI)

a. Peralatan utama dan penunjang		A	Rp	19.342.857.517
b. Pemasangan mesin dan peralatan termasuk isolasi dan pengecatan	47.0%	A	Rp	9.091.143.033
c. Instrumentasi dan kontrol terpasang	18.0%	A	Rp	3.481.714.353
d. Sistem perpipaaan	66.0%	A	Rp	12.766.285.961
e. Instalasi listrik terpasang	11.0%	A	Rp	2.127.714.327
f. Bangunan			Rp	41.250.000.000
g. Tanah			Rp	50.000.000.000
h. Fasilitas pelayanan	70%	A	Rp	13.540.000.262
Sub Total		A'	Rp	151.599.715.453
DFCI tak terduga	20%	A'	Rp	30.319.943.091
Total Modal Investasi Tetap Langsung (DFCI)		B	Rp	181.919.658.543

Keterangan :

1. Luas tanah : 20.000 m²
 Harga tanah : Rp2.500.000/m²
 Harga tanah keseluruhan : Rp50.000.000
2. Luas Bangunan : 15.000 m²
 Harga 1 m² bangunan : Rp2.750.000/m²
 Harga bangunan keseluruhan : Rp41.250.000

- Modal Investasi Tetap Tidak Langsung / *Indirect Fixed Capital*

Investment (IFCI)

a. Prainvestasi	2%	B	Rp	3.638.393.171
b. Keteknikan dan pengawasan	33%	B	Rp	60.033.487.319
c. Biaya kontraktor dan konstruksi	21%	B	Rp	38.203.128.294

d. Bunga pinjaman selama masa konstruksi		Rp	14.175.000.000
e. Trial Run		Rp	5.794.117.964
Sub Total	B'	Rp	121.844.126.748
IFCI tak terduga	20% B'	<u>Rp</u>	<u>24.368.825.350</u>
Total Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (IFCI)	C	Rp	146.212.952.097
Total Modal Investasi Tetap (FCI) = DFCI + IFCI		Rp	328.132.610.641

Keterangan : *Trial run* dilakukan selama 2 minggu

Perhitungan Biaya Trial Run

Perhitungan biaya trial run untuk masa 2 minggu dengan jumlah hari kerja 1 hari :

Perhitungan : (7 hari x 24 jam/hari x harga x kebutuhan/jam)

Komponen	Kebutuhan	Harga/satuan		Biaya
a. Persediaan bahan baku				
1. HCl (kg/jam)	124,6324	Rp	12.243	Rp 512.692.243
2. Pentene (kg/jam)	84,7764	Rp	15.304	Rp 435.923.840
3. katalis (kg/jam)	60,8068	Rp	25.404	Rp 1.544.743
Total persediaan bahan baku (a)				Rp 950.160.827
b. Persediaan sarana penunjang				
Komponen				
1. Solar (liter/jam)	18,1407	Rp	21.500	Rp 131.048.364
2. Listrik (kWh)	28,5640	Rp	1.115	Rp 10.698.706
3. Air dari PAM (m ³ /jam)				
- Air Star up	6306,3873	Rp	12.000	Rp 75.676.648
- Air make up	1147,4537	Rp	12.000	Rp 4.626.533.420
Total persediaan bahan penunjang (b)				Rp 4.843.957.137
Total biaya trial run (a + b)				Rp 5.794.117.964

b. *Working Capital Investment* (Modal Kerja)

Modal kerja dihitung untuk masa 3 bulan dengan jumlah hari kerja 90 hari:

Perhitungan : (90 hari x 24 jam/hari x harga x kebutuhan/jam)

Tabel 6. 4 *Working Capital Investment* (WCI)

Komponen	Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya/3 bulan
a. Persediaan bahan baku			
1. HCl (kg/jam)	124,6324	Rp 12.243	Rp 3.295.878.708
2. Pentene (kg/jam)	84,7764	Rp 15.304	Rp 2.802.367.545
3. katalis (kg/jam)	60,8068	Rp 25.404	Rp 3.336.645.563
Total			Rp 9.434.891.816
b. Persediaan sarana penunjang			
1. Solar (liter/jam)	18,1407	Rp 21.500	Rp 842.453.765
2. Listrik (kw)	28,5640	Rp 1.115	Rp 68.777.393
3. Air dari PAM (m ³ /jam) :			
- Air make up	1147,4537	Rp 12.000	Rp 29.742.000.556
Total			Rp 30.653.231.714
c. Biaya pengemasan & distribusi produk	2%	bahan baku	Rp 188.697.836
d. Biaya pengawasan mutu	0,5%	bahan baku	Rp 47.174.459
e. Biaya pemeliharaan dan perbaikan	2%	DHCI	Rp 3.638.393.171
f. Gaji karyawan	3	x gaji/bulan	Rp 2.761.500.000
Sub Total WCI (a s/d f)			Rp 46.723.888.996
WCI tak terduga	20%	sub total WCI	Rp 9.344.777.799
Total Modal Kerja (WCI)			Rp 56.068.666.796
Total Modal Investasi (TCI) = FCI + WCI =			Rp 384.201.277.436

6.4 Struktur Permodalan

Yang dapat dijamin	=	DFCI =	Rp181.919.658.543
Jika bank memberikan pinjaman sebesar	=	75 % DFCI =	Rp136.439.743.907
Besar pinjaman dari bank yang diambil sebesar	=		Rp135.000.000.000
Modal sendiri (TCI - Pinjaman Bank)	=		Rp249.201.277.436
Sehingga komposisi permodalan adalah	=		
Modal sendiri = (TCI - pinjaman bank)/TCI x 100%	=		64,9%
Pinjaman Bank = pinjaman bank/TCI x 100 %	=		35,1%

6.4.1 Perhitungan Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank

- Jangka waktu pinjaman 5 tahun
- *Grace Priode* 1 tahun
- Bunga bank per tahun (diasumsikan tetap selama 5 tahun) = 11% Bank Mandiri

Tabel 6. 5 Menentukan Bunga Pinjaman dan Sisa Pinjaman

Tahun	Pokok Pinjaman (Rp)	Angsuran Pokok (Rp)	Bunga (Rp)	Jumlah (Rp)	Sisa (Rp)
0	135.000.000.000	-	14.175.000.000	14.175.000.000	135.000.000.000
1	135.000.000.000	33.750.000.000	14.175.000.000	47.925.000.000	101.250.000.000
2	101.250.000.000	33.750.000.000	10.631.250.000	44.381.250.000	67.500.000.000
3	67.500.000.000	33.750.000.000	7.087.500.000	40.837.500.000	33.750.000.000
4	33.750.000.000	33.750.000.000	3.543.750.000	37.293.750.000	-

6.5 Hasil Penjualan Produk Per Tahun

1. Amyl Chloride

Hasil produksi = 1.000.000 kg/th

Harga Jual = Rp459.111 kg

Hasil penjualan produk per tahun = Rp459.111.000.000

Tabel 6. 6 Hasil Penjualan Produksi

Tahun	Kapasitas Produksi	Hasil penjualan produksi (Total Sales)
1	80%	Rp 367.288.800.000
2	90%	Rp 454.519.890.000
3	100%	Rp 555.524.310.000
4	100%	Rp 611.076.741.000
5	100%	Rp 672.184.415.100
6	100%	Rp 739.402.856.610
7	100%	Rp 813.343.142.271
8	100%	Rp 894.677.456.498
9	100%	Rp 984.145.202.148
10	100%	Rp 1.082.559.722.363

Keterangan : Terjadi kenaikan harga produk sebesar 10%/tahun

6.6 Salvage Value

Salvage value untuk masing – masing barang modal adalah sebagai berikut:

- a. Kendaraan (mobil, truk, dan forklift)

$$= 10 \% \times \text{Rp}3.340.183.000 = \text{Rp}334.018.300$$

- b. DFCI selain kendaraan, bangunan, dan tanah

$$= 10\% \times \text{Rp}87.329.475.543 = \text{Rp}8.732.947.554$$

- c. Bangunan

$$= 10 \% \times \text{Rp}41.250.000.000 = \text{Rp}4.125.000.000$$

Catatan : Tanah tidak didepresiasi. Pada akhir tahun ke-10 harga tanah diperhitungkan tetap, yaitu sebesar Rp50.000.000

Sehingga total nilai *salvage value* yang akan diperhitungkan pada akhir tahun ke-10 adalah sebesar Rp63.191.965.854

6.7 Depresiasi

- Depresiasi digolongkan pada masing – masing alat sesuai periode depresiasinya.
- Metode yang dipakai adalah Metode Garis Lurus
- Periode depresiasi menuurt SK Menteri Keuangan No.961/KMK-04/1983 adalah :
 - a. 5 tahun atau 20% / tahun untuk kendaraan
 - b. 10 tahun atau 10% / tahun untuk mesin – mesin industry kimia
 - c. 20 tahun atau 5% / tahun untuk bangunan
 - d. 5 tahun atau 20% / tahun untuk IFCI tanpa *salvage value* (amortisasi)

Berdasarkan ketentuan diatas, besarnya nilai depresiasi pada tiap tahun dapat dilihat pada Tabel 6.7.

Tabel 6. 7 Nilai Depresiasi

Tahun	Kendaraan	DFCI tanpa tanah, bangunan & kendaraan	Bangunan	Nilai depresiasi IFCI	Jumlah Nilai Depresiasi
1	Rp601.232.940	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	Rp29.242.590.419	Rp39.559.726.158
2	Rp601.232.940	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	Rp29.242.590.419	Rp39.559.726.158
3	Rp601.232.940	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	Rp29.242.590.419	Rp39.559.726.158
4	Rp601.232.940	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	Rp29.242.590.419	Rp39.559.726.158
5	Rp601.232.940	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	Rp29.242.590.419	Rp39.559.726.158
6	-	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	-	Rp9.715.902.799
7	-	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	-	Rp9.715.902.799

8	-	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	-	Rp9.715.902.799
9	-	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	-	Rp9.715.902.799
10	-	Rp7.859.652.799	Rp1.856.250.000	-	Rp9.715.902.799
					Rp246.378.144.786



6.8 Perhitungan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Berbagai macam biaya yang dikeluarkan pabrik dalam setahun (330 hari) yang berupa fixed cost dan variable cost selama 10 tahun ditunjukkan pada Tabel 6.8.

Tabel 6. 8 Hasil Perhitungan Biaya Produksi Total (TPC)

TAHUN				I		II	
KAPASITAS PRODUKSI				80%		90%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp17.889.424.803	-	Rp22.138.163.194
b.	Gaji Karyawan			Rp12.794.950.000		Rp14.074.445.000	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp3.638.393.171	-	Rp3.820.312.829	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp1.836.444.000	-	Rp2.272.599.450
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp89.447.124	-	Rp110.690.816
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp357.788.496	-	Rp442.763.264
g.	Biaya sarana penunjang			Rp252.183.776	Rp89.976.687.680	Rp253.444.694	Rp111.346.151.004
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp16.685.526.946	Rp110.149.792.104	Rp18.148.202.524	Rp136.310.367.728
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp3.286.668.634	-	Rp3.578.951.566	-
2.	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
	Depresiasi			Rp39.559.726.158	-	Rp39.559.726.158	-
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp50.000.000	-	Rp55.000.000	-
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp909.598.293	-	Rp1.000.558.122	-
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp40.519.324.451	-	Rp40.615.284.280	-
B.	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)						
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp639.747.500	-	Rp703.722.250	-

b.	Biaya distribusi dan penjualan	25%	f	-	Rp89.447.124	-	Rp110.690.816
c.	Bunga Bank			Rp14.175.000.000	-	Rp10.631.250.000	-
	Total Pengeluaran Umum			Rp14.814.747.500	Rp89.447.124	Rp11.334.972.250	Rp110.690.816
Total Biaya				Rp75.306.267.532	Rp110.239.239.228	Rp73.677.410.620	Rp136.421.058.544
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp185.545.506.759		Rp210.098.469.164	

TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp27.057.755.015	-	Rp29.763.530.516
b.	Gaji Karyawan			Rp15.481.889.500	-	Rp17.030.078.450	-
	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp4.011.328.471	-	Rp4.211.894.894	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp2.777.621.550	-	Rp3.055.383.705
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp135.288.775	-	Rp148.817.653
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp541.155.100	-	Rp595.270.610
g.	Biaya sarana penunjang			Rp254.711.918	Rp136.089.740.116	Rp255.985.478	Rp149.698.714.128
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp19.747.929.889	Rp166.601.560.557	Rp21.497.958.822	Rp183.261.716.612
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp3.898.643.594	-	Rp4.248.394.669	-
2.	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
	Depresiasi			Rp39.559.726.158	-	Rp39.559.726.158	-
	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th			Rp60.500.000	-	Rp66.550.000	-
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.100.613.934	-	Rp1.155.644.631	-
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp40.720.840.093	-	Rp40.781.920.789	-
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp774.094.475	-	Rp851.503.923	-
b.	Biaya distribusi dan penjualan	25%	f	-	Rp135.288.775	-	Rp148.817.653
c.	Bunga Bank			Rp7.087.500.000	-	Rp3.543.750.000	-
	Total Pengeluaran Umum			Rp7.861.594.475	Rp135.288.775	Rp4.395.253.923	Rp148.817.653
Total Biaya				Rp72.229.008.051	Rp166.736.849.332	Rp70.923.528.203	Rp183.410.534.265
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp238.965.857.382		Rp254.334.062.467	

TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp32.739.883.568	-	Rp36.013.871.925
b.	Gaji Karyawan			Rp18.733.086.295	-	Rp20.606.394.925	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp4.422.489.639	-	Rp4.643.614.121	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp3.360.922.076	-	Rp3.697.014.283
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp163.699.418	-	Rp180.069.360
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp654.797.671	-	Rp720.277.438
g.	Biaya sarana penunjang			Rp257.265.405	Rp164.668.585.541	Rp258.551.732	Rp181.135.444.095
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp23.412.841.339	Rp201.587.888.273	Rp25.508.560.778	Rp221.746.677.101
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp4.631.115.187	-	Rp5.050.001.809	-
2.	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
	Depresiasi			Rp39.559.726.158	-	Rp9.715.902.799	-
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan), kenaikan 10 % /th			Rp73.205.000	-	Rp80.525.500	-
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.271.209.094	-	Rp1.398.330.003	-
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp40.904.140.252	-	Rp11.194.758.302	-

B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)					
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp936.654.315	-	Rp1.030.319.746
b.	Biaya distribusi dan penjualan	25%	f	-	Rp163.699.418	-
c.	Bunga Bank			-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			Rp936.654.315	Rp163.699.418	Rp1.030.319.746
	Total Biaya			Rp69.884.751.093	Rp201.751.587.691	Rp42.783.640.635
	Total Biaya Produksi (TPC)			Rp271,636,338,784		Rp264.710.387.096

TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp39.615.259.117	-	Rp43.576.785.029
b.	Gaji Karyawan			Rp22.667.034.417	-	Rp24.933.737.859	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp4.875.794.827	-	Rp5.119.584.569	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp4.066.715.711	-	Rp4.473.387.282
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp198.076.296	-	Rp217.883.925
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp792.305.182	-	Rp871.535.701
g.	Biaya sarana penunjang			Rp259.844.491	Rp199.248.988.504	Rp261.143.713	Rp219.173.887.355
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp27.802.673.735	Rp243.921.344.811	Rp30.314.466.140	Rp268.313.479.292
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp5.508.565.849	-	Rp6.010.664.485	-
2.	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
	Depresiasi			Rp9.715.902.799	-	Rp9.715.902.799	-
	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th			Rp88.578.050	-	Rp97.435.855	-
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.538.163.004	-	Rp1.691.979.304	-
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp11.342.643.853	-	Rp11.505.317.958	-

B.	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)					
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp1.133.351.721	-	Rp1.246.686.893
b.	Biaya distribusi dan penjualan	25%	f	-	Rp198,076,296	-
c.	Bunga Bank			-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			Rp1.133.351.721	Rp198,076,296	Rp1.246.686.893
	Total Biaya			Rp45.787.235.157	Rp244.119.421.107	Rp49.077.135.477
	Total Biaya Produksi (TPC)			Rp289.906.656.264		Rp317.608.498.694

TAHUN				IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variable Cost</i>
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			-	Rp47.934.463.532	-	Rp52.727.909.885
b.	Gaji Karyawan			Rp27.427.111.645	-	Rp30.169.822.809	-
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp5.375.563.797	-	Rp5.644.341.987	-
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	-	Rp4.920.726.011	-	Rp263.639.549
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	-	Rp239.672.318	-	Rp263.639.549
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	-	Rp958.689.271	-	Rp1.006.623.734
g.	Biaya sarana penunjang			Rp262.449.432	Rp241.091.276.090	Rp263.761.679	Rp265.200.403.699
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp33.065.124.873	Rp295.144.827.221	Rp36.077.926.475	Rp319.462.216.417
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp6.560.535.088	-	Rp7.162.832.959	-
2.	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
	Depresiasi			Rp9.715.902.799	-	Rp9.715.902.799	-
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th			Rp107.179.441	-	Rp117.897.385	-
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.861.177.235	-	Rp2.047.294.958	-
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp11.684.259.474	-	Rp11.881.095.141	-

B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)					
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp1.371.355.582	-	Rp1.508.491.140
b.	Biaya distribusi dan penjualan	25%	f	-	Rp239.672.318	-
c.	Bunga Bank			-	-	-
	Total Pengeluaran Umum			Rp1.371.355.582	Rp239.672.318	Rp1.508.491.140
	Total Biaya			Rp52.681.275.017	Rp295.384.499.539	Rp56.630.345.716
	Total Biaya Produksi (TPC)			Rp348.065.774.556		Rp376.344.218.067

6.9 Laba Rugi dan Pajak

Berdasarkan UU No.10 tahun 1994 sebagai berikut :

Penghasilan Kena Pajak	Tarif Pajak (%)
- s/d Rp. 25 juta	10%
- Rp. 25 juta s/d 50 juta	15%
- > Rp 50 juta	30%
Dalam perhitungan ini PPh dianggap rata-rata 30%	

Tabel 6. 9 Laba Rugi dan Pajak

Tahun	Penjualan (Rp)	Pengeluaran (Rp)	Laba sebelum pajak (Rp)	PPH 30% (Rp)	Laba setelah pajak (Rp)
1	367.288.800.000	185.545.506.759	181.743.293.241	54.522.987.972	127.220.305.268
2	454.519.890.000	210.098.469.164	244.421.420.836	73.326.426.251	171.094.994.585
3	555.524.310.000	238.965.857.382	316.558.452.618	94.967.535.785	221.590.916.832
4	611.076.741.000	254.334.062.467	356.742.678.533	107.022.803.560	249.719.874.973
5	672.184.415.100	271.636.338.784	400.548.076.316	120.164.422.895	280.383.653.421
6	739.402.856.610	264.710.387.096	474.692.469.514	142.407.740.854	332.284.728.660
7	813.343.142.271	289.906.656.264	523.436.486.007	157.030.945.802	366.405.540.205
8	894.677.456.498	317.608.498.694	577.068.957.804	173.120.687.341	403.948.270.463
9	984.145.202.148	348.065.774.556	636.079.427.592	190.823.828.277	445.255.599.314
10	1.082.559.722.363	376.344.218.067	706.215.504.296	211.864.651.289	494.350.853.007

Jumlah nominal aliran masuk = Laba setelah pajak + depresiasi + *salvage value*

Tabel 6. 10 Cash in Nominal

Tahun	Laba setelah pajak (Rp)	Depresiasi (Rp)	Salvage value+ tanah (Rp)	Cash in Nominal (Rp)
1	127.220.305.268	39.559.726.158	-	166.780.031.427
2	171.094.994.585	39.559.726.158	-	210.654.720.743
3	221,590.916.832	39.559.726.158	-	261.150.642.991
4	249.719.874.973	39.559.726.158	-	289.279.601.131
5	280.383.653.421	39.559.726.158	334.018.300	320.277.397.879
6	332.284.728.660	9.715.902.799	-	342.000.631.459
7	366.405.540.205	9.715.902.799	-	376.121.443.004
8	403.948.270.463	9.715.902.799	-	413.664.173.262
9	445.255.599.314	9.715.902.799	-	454.971.502.113
10	494.350.853.007	9.715.902.799	63.191.965.854	567.258.721.661

6.11 Kelayakan Proyek

6.11. 1 Return On Investment

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

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

ROI Sebelum Pajak = 16%

ROI Sesudah Pajak = 11%

6.13.2 Pay Out Time

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

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

$$POT = 3,81 \text{ Tahun (sebelum pajak)}$$

$$POT = 4,86 \text{ Tahun (setelah pajak)}$$

6.11.2 Break Even Point

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

Rumus Umum :

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

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan rumus diatas, besarnya BEP pada tahun pertama sampai dengan tahun ke-10 dapat dilihat pada Tabel 6.9

Tabel 6. 11 *Annual Fixed Cost (Fa)*

<i>Type of Expense</i>	Biaya (US\$)
Depresiasi	976461,502
<i>Property Taxes</i>	390584,601
Asuransi	97646,150
Total Fixed Cost (Fa)	1464692,253

Tabel 6. 12 *Annual Variable Cost (Va)*

Variabel Cost (Va)	Biaya (US\$)
Raw Material	1462324,401
Utilitas	496702,255
Packaging & Transportation	1829622,902
Royalty & Patent	914811,451
Total Variabel Cost	4703461,009

Tabel 6. 13 *Annual Regulated Cost (Ra)*

<i>Regulated Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Labour</i>	721786,235
<i>Supervision</i>	180446,559
<i>Laboratorium</i>	144357,247
<i>Maintenance</i>	976461,502
<i>Payroll Overhead</i>	144357,247
<i>Plant Supplies</i>	146469,225
<i>Plant Overhead</i>	577428,988
<i>General Expenses</i>	4002228,676
Total Regulated Cost (Ra)	6.893.535,68

Tabel 6. 14 *Annual Sales (Sa)*

<i>Sales</i>	Biaya (US\$)
<i>Annual sales cost</i>	18.296.229,02

Sehingga BEP pada tahun pertama sebesar 40% (pabrik memenuhi kelayakan)
(BEP untuk pabrik kimia pada umumnya 40-60%)

6.11.3 Shut Down Point

Shut Down Point merupakan Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

$$SDP = 24\%$$

6.11.5 Discounted Cash Flow Rate of Return

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

mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di cut dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

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

Dimana :

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash Flow (Profit after taxes + Depresiasi + Finance)*

n = Umur Pabrik = 10 tahun

I = Nilai DCFR

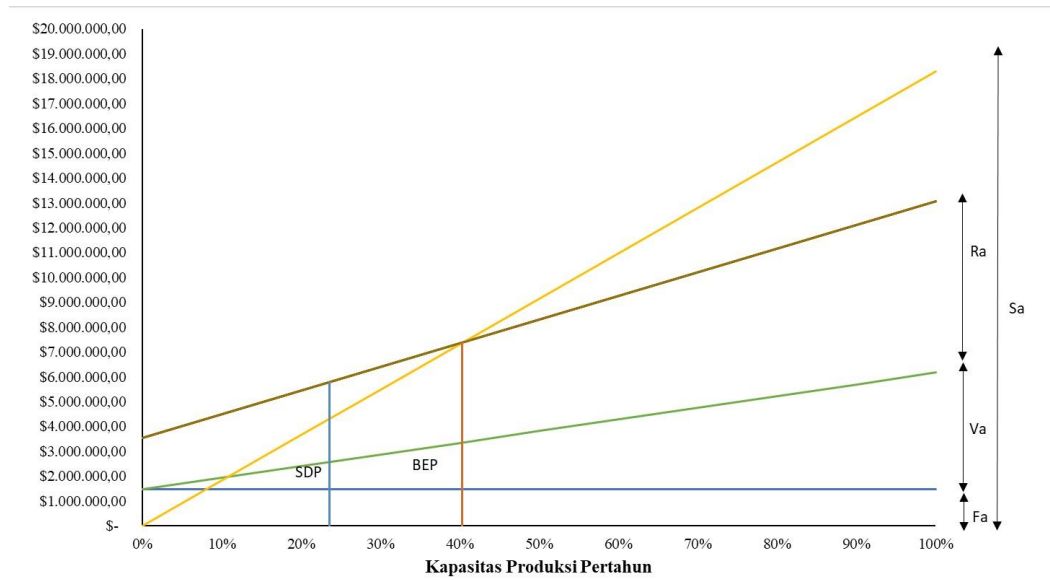
DCFR : 32,31%

Minimum nilai DFCR : 1,5 x bunga pinjaman bank (Aries Newton)

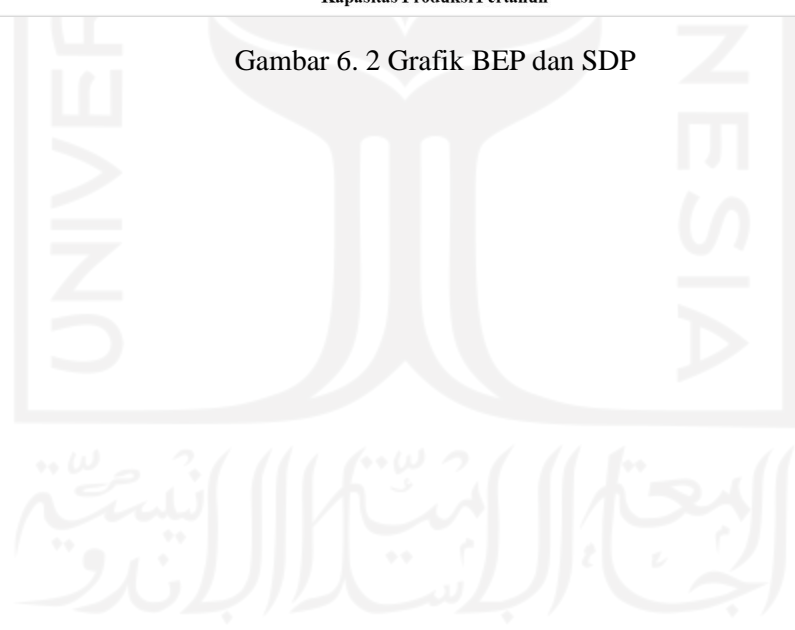
Bunga bank : 10,5%

Kesimpulan : Memenuhi Syarat (1,5 x 10,5 x 8%)

Syarat minimum DFCR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 10,5\% : 8\%$)



Gambar 6. 2 Grafik BEP dan SDP



BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.2 Kesimpulan

Pabrik *amyl chloride* dari pentene dan HCl dengan kapasitas 1.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi yang digunakan tidak terlalu tinggi
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - a. *Break Event Point* (BEP) pada tahun ke – 6 adalah 8,27%
 - b. *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 49,10%
 - c. Nilai *Net Cash Flow Present Value* pada tingkat bunga berjalan (10,5%) sebesar Rp1.476.436.351.603.

Maka, perancangan pabrik ini *feasible* (layak).

7.3 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Amyl Chloride dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa yang mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S, and Newton, R.D. (1995). *Chemical engineering Cost Estimation*. New York : Mc. Graw Hill Book Co Inc.
- Alfa Aesar. (2022, Juni 12). *Catalog*. From Alfa Aesar by Thermo Fisher Scientific: <https://www.alfa.com/en/catalog/A11703/>
- Brown, G. G. (1978). *Unit Operation*. Modern Asia edition. Tokyo : Charles Tuttle Co.
- Brownell, L.E., and Young, E. H. (1979). *Process Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Ltd.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. (1985). *An Introduction to Chemical engineering design*. London : Pergamon Press.
- Faith, W., Keyes, D., & Clark, R. (1975). *Industrial Chemistry*. London: John Wiley and Sons.
- Geankoplis. (1980). *Transport Processes & Unit Operations*. Boston: Allyn & bacon.
- Kemenperin. (2016, Juli 27). *Artikel*. From Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: <https://kemenperin.go.id/artikel/15802/Peluang-Pengembangan-Industri-Kimia-Nasional-Terbuka-Lebar>
- Kemenperin. (2022, Januari 23). *Artikel*. From Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: <https://www.kemenperin.go.id/artikel/23265/Menperin-Targetkan-Industri-Petrokimia-Peringkat-Satu-di-ASEAN>
- Kern, D.Q. (1965). *Process Heat transfer*. Tokyo:Mc. Graw Hill book Co.
- Kirk, R., & Othmer, D. (1979). *Encyclopedia of Chemical Technology* (Vol. 1.2).
- Levenspiel, O., (1962). *Chemical reaction Engineering*, 2nd edition. New York : John Wiley and Sons Inc.
- Mc. Cabe, W. L., Smith, J. C., and Harriot, P.(1985). *Unit Operation of Chemical Engineering* 4th edition. Singapore: Mc. Graw Hill Book Co.
- Perry, R. H., and Green, D. W., (1986). *Perrys's Chemical handbook*, 6th edition. New York: Mc. Graw Hill Book Co.
- Peters, M.S., and timmerhaus, K.D., (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineering* 4th edition. Singapore: Mc Graw Hill Book.
- Smith, J. M., and van Ness, H. C. (1975). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3rd edition. Tokyo: Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd.
- Yaws, C. (1999). *Thermodynamics and Physichal Properties Data*. Singapore : Mc Graw Hill Book Co

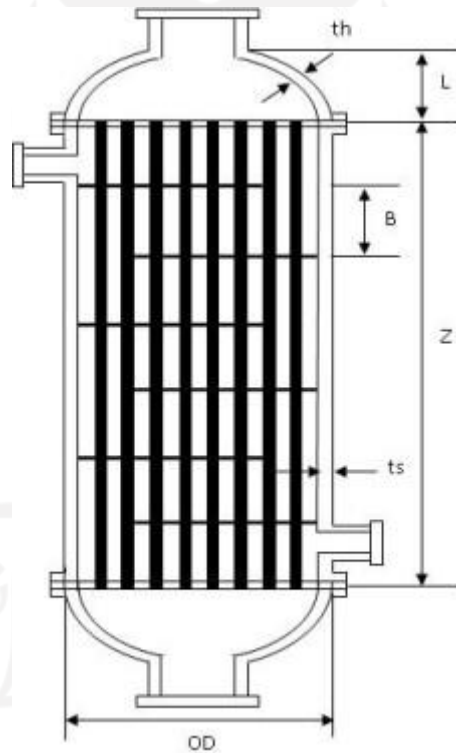
[www. Alibaba.com/chemicals](http://www.Alibaba.com/chemicals) suplyer, diakses pada 10 Maret 2022

www. Matche.com/equipcost, diakses pada 15 September 2022



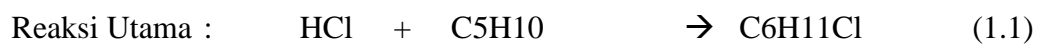
LAMPIRAN A

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara HCl dan Pentene pada fasa gas menjadi *Amyl Chloride*
- Kondisi Operasi : Suhu = 130 C
Tekanan = 3 atm



Gambar L.A. 1 Reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan perimbangan sebagai (Hill, 1997) berikut :

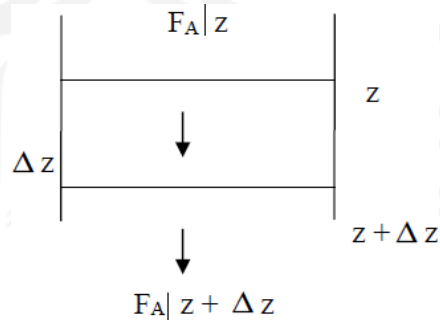
- a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. Umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. Pengendalian suhu relative mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa pada elemen volume :

$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang Bereaksi} = 0 \quad (1.2)$$



Gambar L.A. 2 Neraca Massa Reaktor

$$\text{Input} - \text{Output} - \text{Yang Bereaksi} = 0 \quad (1.2)$$

$$FA|z - (FA|_{z+\Delta z} + (-ra)\Delta v) = 0 \quad (1.3)$$

$$\Delta v = \frac{\pi Di^2}{4} \varepsilon \Delta z \quad (1.4)$$

Δv = Volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$FA|z - (FA|_{z+\Delta z} + (-ra)\frac{\pi Di^2}{4} \varepsilon \Delta z) = 0 \quad (1.5)$$

$$\frac{FA|_{z+\Delta z} - FA|z}{\Delta z} = (-ra)\frac{\pi Di^2}{4} \varepsilon \quad (1.6)$$

$$\frac{-FA}{\Delta z} = \frac{-ra \pi Di^2}{4} \varepsilon \quad (1.7)$$

$$\text{Dimana } FA = -FA_0(1 - X_A) \quad (1.8)$$

$$\Delta FA = -FA_0 \cdot \Delta X_A \quad (1.9)$$

$$FA_0 \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A)\pi Di^2}{4} \varepsilon \quad (2.0)$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A)\pi Di^2}{4 FA_0} \varepsilon \quad (2.1)$$

$$\text{Lim } \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{-(r_A)\pi Di^2 \varepsilon}{4 FA_0} \quad (2.2)$$

Dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = Perubahan konversi persatuan panjang

ε = Porositas

$(-r_A)$ = Kecepatan reaksi = $k \cdot C_A \cdot C_B$

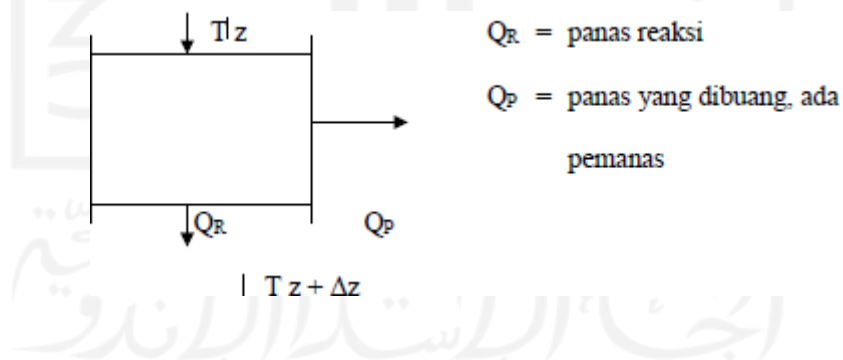
Z = Tebal tumpukan katalisator

Di = Diameter dalam pipa

Tabel L.A. 1 Komposisi dengan Perhitungan Kapasitas

Komponen	Input	Output
C ₅ H ₁₀	83,9286	0,8414
i-C ₅ H ₁₀	0,8478	0,8478
HCl	43,6213	0,4373
H ₂ O		81,0111
C ₅ H ₁₁ Cl		126,2713
Jumlah	209,4088	209,4088

b. Neraca panas elemen volume



Gambar L.A. 3 Neraca Panas Elemen Volume

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Acc} \quad (2.3)$$

$$\sum m.C_p (T|_z - T_o) - [\sum m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P] \quad (2.4)$$

$$\sum m.C_p (T_z - T_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P \quad (2.5)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P \quad (2.6)$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A_0} \Delta X_A \quad (2.7)$$

$$Q_P = UA (T - T_s) \quad (2.8)$$

$$A = \pi D_o \Delta Z \quad (2.9)$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta Z (T - T_s) \quad (3.0)$$

$$(\Sigma m.C_p)(-\Delta T) = \frac{\Delta H_R F_{A_0} \Delta X_A}{\Delta z} + U \pi D_o \Delta z (T - T_s) \quad (3.1)$$

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R F_{A_0} (\Delta X_A)}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s) \quad (3.2)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\frac{\Delta H_R F_{A_0} (\Delta X_A)}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)} \quad (3.3)$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\frac{\Delta H_R F_{A_0} (\Delta X_A)}{\Delta Z} + U \pi D_o \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)} \quad (3.4)$$

Dimana :

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = Suhu penelitian

Cp = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pendingin

Pendingin yang dipakai adalah air dengan suhu 28 C

Sifat Pendingin

$$C_p = 3,596 \text{ kJ/kg}$$

$$k = 33698,268 \text{ kJ/m.s.K}$$

$$K_\mu = 0,0005718 \text{ kg/m.s}$$

Panas Reaksi

Basis 1 gmol

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = \Delta H_f^{\circ}298 \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ}298 \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = \Delta H_f^{\circ} \text{ C}_5\text{H}_{11}\text{Cl} - (\Delta H_f^{\circ} \text{ C}_5\text{H}_{10} + \Delta H_f^{\circ} \text{ HCl})$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = [-171,64 - (-24,89 - (-109,32))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = -37,42 \text{ kJ/Kmol}$$

Menentukan pendingin yang dibutuhkan :

Pendingin yang dipakai = 1,88 kg/jam

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator

(Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 (Chemical Reactor Design For Process Plants, 1990).

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{G}{\rho g D p} \cdot \frac{1-s}{s^3} \cdot \left[\frac{150(1-s)\mu + 1,75G}{D p} \right] \quad (3.9)$$

Dimana :

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

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas partikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

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

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel L.A. 2 Umpan Y_1 Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	y_i
C_5H_{10}	83,9286	70,15	1,1964	0,1733
i- C_5H_{10}	0,8478	70,15	0,0121	0,0018
HCl	43,6213	36,46	1,1964	0,1733
H_2O	81,0111	18,02	4,4969	0,6516
$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{Cl}$				
Total	209,4088		6,9018	1,000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 6,9018$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.K}$$

$$P = 3 \text{ atm}$$

$$T = 403 \text{ K}$$

$$V = \frac{zn.R.T}{P} = 76,072 \text{ m}^3/\text{jam} \quad (4.0)$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z} \quad (4.1)$$

$$= 2,7528 \text{ Kg/m}^3$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2 \quad (4.2)$$

Tabel L.A. 3 Data Viskositas (Chemical properties handbook, 1980)

Komponen	A	B	C
C ₅ H ₁₀	-2.903	2.71E-01	-6.83E-05
i-C ₅ H ₁₀	-2.321	3.01E-01	-1.22E-04
HCl	-9.118	5.55E-01	-1.11E-04
H ₂ O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05
C ₅ H ₁₁ Cl	-7.208	2.70E-01	-4.78E-05

Tabel L.A. 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen Feed	massa	Xi	μ pada Tavg	μi
C ₅ H ₁₀	83.9286	0.4008	9.5051E-03	0.0038
i-C ₅ H ₁₀	0.8478	0.0040	9.9244E-03	0.0000

HCl	43.6213	0.2083	1.9652E-02	0.0041
H ₂ O	81.0111	0.3869	1.3343E-02	0.0052
Total	209.4088	1.0000		0.0131

e. Menentukan konduktivitas Umpun Reaktor

Data Konduktivitas Umpun Masuk Reaktor (Chemical Properties Handbook, 1980)

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \quad (4.3)$$

Tabel L.A. 5 Perhitungan Konduktivitas Umpun Reaktor

Komponen Feed	massa	Xi	k (W/m F)	k (Btu/ft.jam.F)	xk
C ₅ H ₁₀	83.9286	0.4008	0.0099	0.0104	0.0041
i-C ₅ H ₁₀	0.8478	0.0040	0.0071	0.0074	0.0000
HCl	43.6213	0.2083	0.0131	0.0137	0.0028
H ₂ O	81.0111	0.3869	0.0166	0.0172	0.0067
C ₅ H ₁₁ Cl					
Total	209.4088	1.0000			0.0137

$$K \text{ campuran} = 0,0148 \text{ W/m/K}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (4.4)$$

Tabel L.A. 6 Data Kapasitas Panas (Chemical Properties, 1990)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₅ H ₁₀	37.101	0.23664	0.00011834	-2.1139E-07	6.8054E-11
i-C ₅ H ₁₀	19.735	0.11636	0.00051261	-5.6745E-07	1.7045E-10
HCl	29.244	-0.0012615	0.000001121	4.9676E-09	-2.4963E-12
H ₂ O	33.933	-0.0084186	0.000029906	-1.7825E-08	3.6934E-12
C ₅ H ₁₁ Cl	22.357	0.41358	-0.00012716	-4.7751E-11	2.7004E-11

Tabel L.A. 7 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

Komponen			Cp	Cp (Btu/gr	Cp	
Feed	massa	Xi	(J/mol F)	F)	(Btu/lb F)	xCp
C ₅ H ₁₀	83.9286	0.4008	104.7826	0.001415749	0.6422	0.2574
i-C ₅ H ₁₀	0.8478	0.0040	77.1303	0.00104213	0.4727	0.0019
HCl	43.6213	0.2083	29.0688	0.000755674	0.3428	0.0714
H ₂ O	81.0111	0.3869	33.4927	0.001762139	0.7993	0.3092
C ₅ H ₁₁ Cl						
Total	209.4088	0.4048				0.6399

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut :

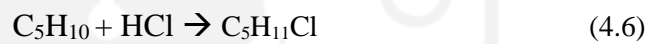
$$\Delta H_{Rekso} = (n \times H_F)_{produk} - (n \times H_F)_{reaktan} \quad (4.5)$$

$$H_F = A + BT + CT^2$$

Tabel L.A. 8 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor (Chemical properties, 1998)

Komponen	n (Kmol)	A	B	C	H _F (KJ/Kmol)	H _F x n	ΔH _{rekso} (kJ/Kmol)
C ₅ H ₁₀	1.1845	5.8660E+00	-1.0485E-01	4.9179E-05	-2.1012E+01	-2.4888E+01	- 3.7426E+01
HCl	1.1845				-9.2300E+01	-1.0932E+02	
C ₅ H ₁₁ Cl	1.1845	-1.4490E+02	-1.1865E-01	5.8940E-05	-1.4490E+02	-1.7164E+02	

Reaksi



$$\Delta H_R = \Delta H_F \text{ Produk} - \Delta H_F \text{ Reaktan} \quad (4.7)$$

$$\Delta H_R = -171,64 - (-24,89 + (-109,32))$$

$$\Delta H_R = -37,42 \text{ kJ/Kmol}$$

Jadi, reaksi yang terjadi dalam proses pembuatan *Amyl Chloride* adalah reaksi eksotermis.

h. Data sifat katalis

Jenis : AlCl₃

Ukuran : 0,364 mm

Densitas : 2,398 g/cm³

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith,1971) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	7,5	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter *tube*

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = \text{diameter katalisator} = 0,364 \text{ cm}$$

$$D_{\text{tube}} = 4.826 \text{ cm} = 1.90 = \text{in}$$

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

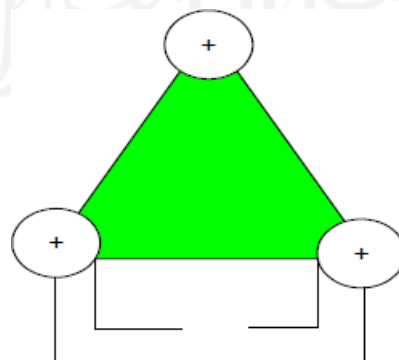
Dari table 10 Kern dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut :

Outside diameter	= 1.90 in
Tebal tube	= 0,125 in
BWG	= 10
Inside diameter	= 1.610 in
L	= 153 in
Flow area per pipe	= 2.040
Surface per in ft	= 0.498
Volume satu tube	= $(1-X).1/4 \pi ID^2 L$ = 20562.2823 cm ³ /s
Jumlah tube	= volume katalis : volume satu tube = 16 buah

Dari tabel 9 Kern dipilih tube standar untuk diameter $\frac{3}{4}$ in :

Nt	= 16 buah
P (tube pitch)	= 1 in
N (jumlah pass)	= 2

Pola = triangular pitch



b. Menghitung diameter dalam reaktor

$$ID_s = \sqrt{\frac{4.Nt.P^2}{\pi}} \quad (5.4)$$

$$ID_s = 9,9781 \text{ in}$$

Jadi, diameter dalam reaktor = 9,9781 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (*Shell*) dihitung dengan persamaan (*Brownell*, 1980) :

$$t_s = \frac{P.ID_s}{2f.E} + C \quad (5.5)$$

Dimana :

t_s = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p,251)

ID_s = diameter dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Baja *Carbon SA – 283 grade C* (*Brownell* tabel 13)

E = 0,8

f = 12.650

C = 0,125

ID_s = 12 in

$$P = 47,863$$

$$\begin{aligned} \text{Maka :} \quad \frac{P}{t} &= \frac{47,863 \times 12}{2 \times 12.650 \times 0,8} + C \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Dpilih tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in = 0,005 m

$$\text{Diameter luar reaktor} = ID + 2ts \quad (5.6)$$

$$= 9,9781 \text{ in} + 2 (0,1875) \text{ in}$$

$$= 10,3531 \text{ in}$$

$$\text{Diambil ODs} = 12 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell hal.89)}$$

Didapat :

$$I_{cr} = 0,75$$

$$r = 12$$

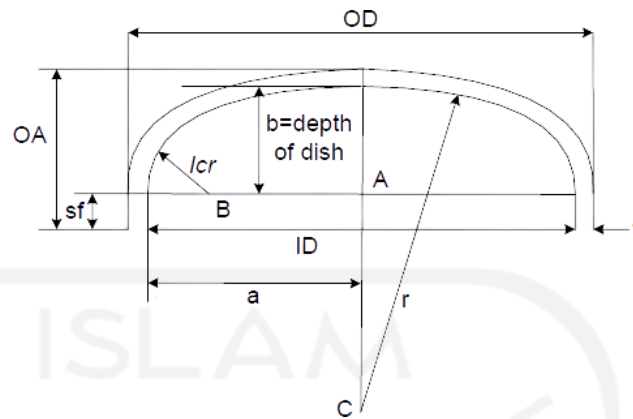
5. Menghitung head reactor

a. Menghitung tebal head reactor

Bentuk head : *Thorispherical Head*

Bahan yang digunakan : Bahan baja Carbon SA - 283 grade C

(Brownell tabel 13)



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan (Brownell, 1979) :

$$th = \frac{P \times r \times W}{(2.F.E) - (0,2 \times P)} + C \quad (5.7)$$

P = tekanan design, psi = 47,863 psi

r = jari-jari, in = 14 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12.650

E = efisiensi penengelasan = 0,8

C = faktor korosi, in = 0,125

W = 1,73

Maka

$$th = \frac{47,863 \times 14 \times 1,73}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 47,863)} + 0,125$$

$$= 0,183 \text{ in}$$

Dipilih tebal head reactor standar = $3/16 = 0,1875$ in (Tabel 5.4

Brownell)

b. Menghitung tinggi head reactor

$$\text{ODs} = 12 \text{ in}$$

$$ts = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{didapat : icr} = 0,750$$

$$r = 12$$

$$a = \text{IDs}/2 = 4,9890 \text{ in} \quad (5.8)$$

$$\text{AB} = a - \text{icr} = 3,1140 \quad (5.9)$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 10,1250 \quad (5.10)$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 9,6342 \quad (5.11)$$

$$b = r - AC = 2,3658 \text{ in} \quad (5.12)$$

Dari table 5.6 Brownell hal 88, dengan $t_h = 0,1875 \text{ in}$ didapat sf

$= 1 \frac{1}{2} - 2$, perancangan digunakan sf $= 1,75$

Tinggi head reactor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} h_H &= t_h + b + sf \\ &= 4,3033 \text{ in} = 0,1093 \text{ m} = 0,3586 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reactor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reactor total} &= \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 153,543 \text{ in} + (2 \times 4,3033) \text{ in} \\ &= 162,1499 \text{ in} \\ &= 13,5125 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung diameter pendingin

a. Diameter pendingin masuk

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (5.8) \\ D_{opt} &= 6,3985 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix K Brownell dipilih ukuran standard :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 7,981 \text{ in} \\ \text{OD} &= 8,625 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Diameter pendingin keluar reactor

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (5.9) \\ D_{opt} &= 6,3985 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel kern 1980 dipilih ukuran standard :

$$ID = 7,981 \text{ in}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

7. Menghitung volume reactor

a. Volume head (Vh)

$$\begin{aligned} V &= 0,000049 \times ID_s^3 & (6.0) \\ &= 7,9770E-07 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Volume Shell (Vs)

$$\begin{aligned} V &= (3,14/4) \times ID_s^2 \times Z & (6.1) \\ &= 0,0050 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Volume reactor (Vr)

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume head} + \text{Volume shell} & (6.2) \\ &= 0,0050 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

8. Spesifikasi nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (6.3)$$

$$D_{opt} = 1,7387 \text{ in}$$

Dari appendix K, P 390, brownell 1959 dipilih ukuran standard :

$$ID : 2,067 \text{ in}$$

OD : 2,38 in

b. Diameter saluran gas keluar reactor

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \quad (6.4)$$

$$D_{opt} = 1,6378 \text{ in}$$

Dari appendix K, P 390, brownell 1959 dipilih ukuran standard :

ID : 2,067 in

OD: 2,38in

Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range

Kutta Stage 1

Δz	0.1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0.0000	403.0000	323
0.10	0.0579	402.9999	323.0003
0.20	0.1124	402.9998	323.0005
0.30	0.1638	402.9997	323.0008
0.40	0.2122	402.9995	323.0011
0.50	0.2577	402.9994	323.0014
0.60	0.3007	402.9993	323.0016
0.70	0.3412	402.9992	323.0019
0.80	0.3793	402.9990	323.0022
0.90	0.4152	402.9989	323.0024
1.00	0.4491	402.9988	323.0027
1.10	0.4809	402.9987	323.0030
1.20	0.5110	402.9985	323.0033

1.30	0.5393	402.9984	323.0035
1.40	0.5659	402.9983	323.0038
1.50	0.5911	402.9981	323.0041
1.60	0.6147	402.9980	323.0043
1.70	0.6370	402.9978	323.0046
1.80	0.6580	402.9977	323.0049
1.90	0.6778	402.9976	323.0052
2.00	0.6965	402.9974	323.0054
2.10	0.7140	402.9973	323.0057
2.20	0.7306	402.9971	323.0060
2.30	0.7462	402.9970	323.0063
2.40	0.7608	402.9968	323.0065
2.50	0.7747	402.9967	323.0068
2.60	0.7877	402.9965	323.0071
2.70	0.8000	402.9964	323.0073
2.80	0.8116	402.9962	323.0076
2.90	0.8225	402.9961	323.0079
3.00	0.8328	402.9959	323.0082
3.10	0.8424	402.9958	323.0084
3.20	0.8516	402.9956	323.0087
3.30	0.8601	402.9955	323.0090
3.40	0.8682	402.9953	323.0092
3.50	0.8759	402.9952	323.0095
3.60	0.8830	402.9950	323.0098
3.70	0.8898	402.9949	323.0101
3.80	0.8962	402.9947	323.0103
3.90	0.9022	402.9946	323.0106
4.00	0.9078	402.9944	323.0109
4.10	0.9132	402.9943	323.0111
4.20	0.9182	402.9941	323.0114

4.30	0.9229	402.9939	323.0117
4.40	0.9274	402.9938	323.0120
4.50	0.9316	402.9936	323.0122
4.60	0.9356	402.9935	323.0125
4.70	0.9393	402.9933	323.0128
4.80	0.9428	402.9932	323.0130
4.90	0.9461	402.9930	323.0133
5.00	0.9492	402.9929	323.0136

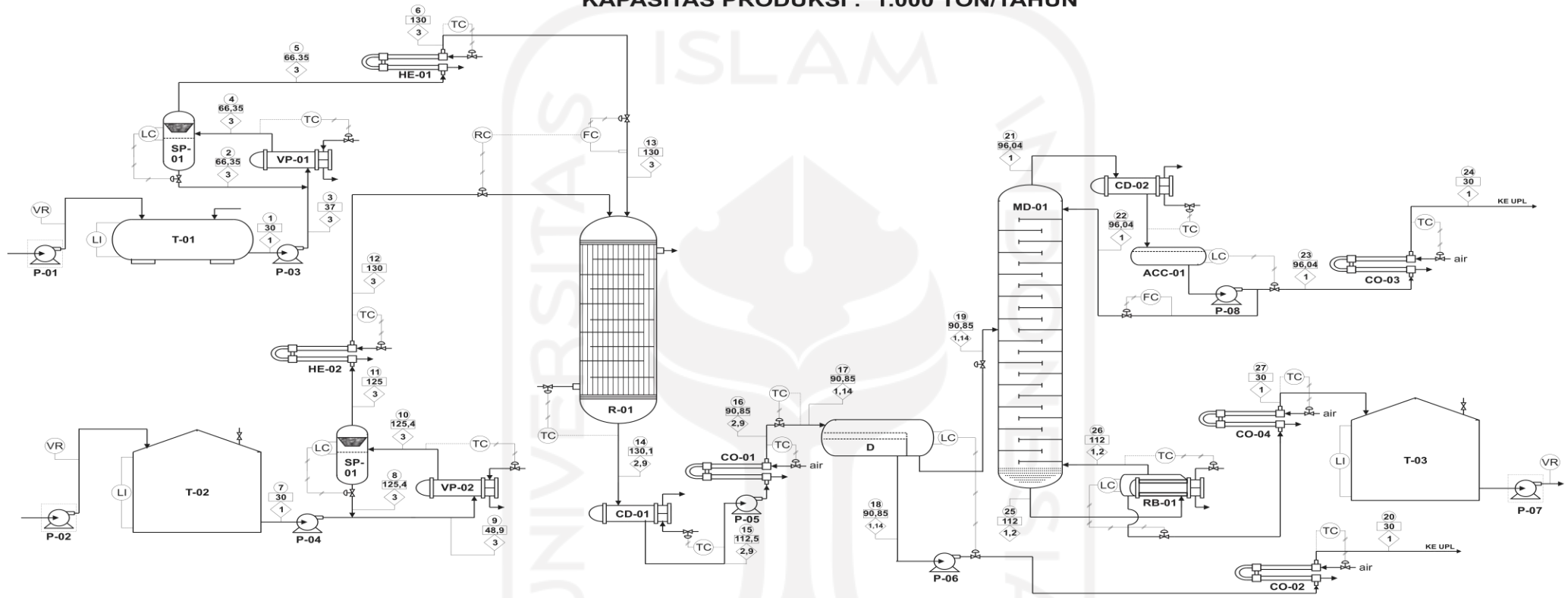


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE DARI PENTENE DAN HCL
KAPASITAS PRODUKSI : 1.000 TON/TAHUN



Komponen	NOMOR ARUS																											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	
C5H10	83.929	20.982	104.91	104.91	83.929	83.929							83.929	0.8414	0.8414	0.8414	0.8414		0.8414		2.4751	1.6347	0.8414	0.8414		0	0	0
i-C5H10	0.8478	0.2119	1.0597	1.0597	0.8478	0.8478							0.8478	0.8478	0.8478	0.8478	0.8478		0.8478		2.4948	1.6471	0.8478	0.8478		0	0	0
HCl							43.621	10.905	54.527	54.527	43.621	43.621		0.4373	0.4373	0.4373	0.4373	0.3936	0.0437	0.3936	0.1287	0.085	0.0437	0.0437		0	0	0
H2O							81.011	20.253	101.26	101.26	81.011	81.011		81.011	81.011	81.011	81.011	72.91	8.1011	72.91	20.124	13.286	6.8384	6.8384	2.3395	1.0768	1.26271	
C5H11Cl														126.27	126.27	126.27	126.27		126.27		3.7535	2.478	1.2627	1.2627	231.59	106.59	125.009	
JUMLAH	84.776	21.194	105.97	105.97	84.776	84.776	124.63	31.158	155.79	155.79	124.63	124.63	84.776	209.41	209.41	209.41	209.41	73.304	136.11	73.304	28.977	19.13	9.834	9.834	233.92	107.67	126.271	

KETERANGAN	
ACC	Accumulator
CD	Condenser
CO	Cooler
D	Decanter
HE	Heater
MD	Menara Destilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
VP	Vaporizer
LC	Level Controller
LI	Level Indicator
TC	Temperature Controller
FC	Flow Controller
VR	Volume Recorder
PC	Pressure Controller
	Nomor Arus
	Temperatur (°C)
	Tekanan
	Udara Tekan
	Sambungan Listrik
	Pipa


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE DARI PENTENA DAN HCL
 KAPASITAS PRODUKSI : 1.000 TON/TAHUN









Dikerjakan Oleh:
DIMAS MAHESSA (16521042)
 Dosen Pembimbing :
1. Ir. Agus Taufiq, M.Sc
2. Dr. Diana, S.T, M.Sc

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRARANCANGAN

KARTU KONSULTASI PEMBIMBING I










No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10 Juni 2022	Pengenalan mahasiswa bimbingan pra rancangan pabrik	
2	11 Juni 2022	Konfirmasi pemilihan judul pra rancangan pabrik	
3	9 Oktober 2022	Pelaporan progress luaran tahapan pra rancangan pabrik	
4	21 November 2022	Bimbingan Utilitas	
5	22 November 2022	Bimbingan Ekonomi	
6	24 November 2022	Bimbingan Struktur	
7	28 November 2022	Bimbingan Naskah	
8	30 November 2022	Tanda tangan naskah	

Pembimbing,



Agus Taufiq, Ir., M.Sc.

KARTU KONSULTASI PEMBIMBING II

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23 May 2022	Bimbingan luaran 1-2	
2	31 Agustus 2022	Revisi luaran 1-2	
3	5 September 2022	Bimbingan diagram alir kualitatif	
4	7 September 2022	Bimbingan diagram alir kuantitatif	
5	10 September 2022	Bimbingan perhitungan dimensi reactor	
6	6 Oktober 2022	Bimbingan pengerjaan PEFD	
7	9 November 2022	Bimbingan alat kecil(alat penukar panas,transportasi,penyimpanan bahan)	
8	13 November 2022	Revisi perhitungan alat	
9	20 November 2022	Acc Perhitungan	

Pembimbing,



Diana, Dr., S.T., M.Sc