

**PRARANCANGAN PABRIK KLOROFORM MENGGUNAKAN ASETON
DAN KALSIUM HIPOKLORIT DENGAN KAPASITAS 36.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar Skripsi pada Jurusan S.Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro

Disusun Oleh:

ZHULYA NUR CHOFIFA 40040119650002

JELITA MUTIARA HATI 40040119650018

PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI

SEKOLAH VOKASI

UNIVERSITAS DIPONEGORO

SEMARANG

2023

HALAMAN PENGESAHAN

**PRARANCANGAN PABRIK KLOOROFORM MENGGUNAKAN ASETON
DAN KALSIUM HIPOKLORIT DENGAN KAPASITAS 36.000
TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Diajukan Untuk Melengkapi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana
Terapan Teknik**

Disusun Oleh:

ZHULYA NUR CHOFIFA 40040119650002

JELITA MUTIARA HATI 40040119650018

Disetujui dan Disahkan sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, Oktober 2023

Dosen pembimbing,

Ir. Edy Supriyo, M.T.
NIP. 195904281987031003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Jelita Mutiara Hati
NIM : 40040119650018
Judul Skripsi : Prarancangan Pabrik Kloroform Menggunakan Aseton Dan Kalsium Hipoklorit Dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun
Fakultas dan Jurusan : Sekolah Vokasi/ S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya atas nama Jelita Mutiara Hati didampingi pembimbing saya bapak Ir. Edy Supriyo, M.T. dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka kami bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku.

Demikian Pernyataan ini kami buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan apapun.

Semarang, 30 Oktober 2023

Jelita Mutiara Hati

NIM. 40040119650018

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayahNya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini. Penyusunan skripsi ini tidak akan terselesaikan tanpa adanya bantuan dari semua pihak. Untuk itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin mengucapkan terimakasih kepada:

1. Prof Dr. Ir. Budiyo, M. Si selaku Dekan Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro
2. M. Endy Yulianto, S.T., M.T., selaku Ketua Program Studi dan dosen wali Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro.
3. Ir.Edy Supriyo, M.T., selaku dosen pembimbing yang telah memberikan bimbingan dan dorongan motivasi hingga terselesaikannya skripsi ini dengan baik.
4. Bapak dan ibu dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro.
5. Bapak, ibu, kakak dan adik saya yang selalu memberikan doa dan support dalam semua hal, sehingga saya bisa menyelesaikan laporan ini dengan lancar dan semangat.
6. Semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang telah membantu dalam penyusunan laporan ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan skripsi ini masih banyak kekurangan oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi sempurnanya skripsi ini.

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	i
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
INTISARI	x
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Kapasitas Rancangan.....	2
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	4
1.4 Tinjauan Proses.....	7
BAB II DESKRIPSI PROSES	10
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	10
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	10
2.1.2 Spesifikasi Produk Utama.....	11
2.1 Konsep Proses.....	11
2.1.1 Dasar Reaksi.....	11
2.1.2 Mekanisme Reaksi.....	12
2.1.3 Kondisi Operasi.....	12
2.2 Langkah Proses.....	15
2.2.1 Persiapan Bahan Baku.....	15
2.2.2 Tahap Pembentukan Produk.....	15
2.2.3 Tahap Pemurnian.....	15
2.3 Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses.....	16
2.3.1 Lokasi Pabrik.....	16
2.3.2 Lay Out Pabrik.....	18
2.3.3 Lay Out Peralatan.....	21
2.4 Diagram Alir.....	25
2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas.....	26
2.5.1 Neraca Massa.....	26

2.5.2	Neraca Panas	29
BAB III	SPEKIFIKASI ALAT PROSES	34
BAB IV	UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM	38
4.1	Utilitas	38
4.1.1	Unit Pengadaan Air	39
4.1.2	Unit Pengadaan Steam	41
4.1.3	Unit Pengadaan Tenaga Listrik	41
4.1.4	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	43
4.1.5	Unit Pengadaan Udara Tekan.....	44
4.1.6	Unit Pengolahan Limbah	44
4.2	Laboratorium	45
BAB V	MANAJEMEN PERUSAHAAN	49
5.1	Bentuk Perusahaan	49
5.2	Tugas dan Wewenang	50
5.3	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	53
5.4	Status Karyawan dan Sistem Gaji	55
5.5	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	55
5.6	Kesejahteraan Sosial Karyawan	57
5.7	Manajemen Produksi	58
BAB VI	TROUBLESHOOTING	62
BAB VII	ANALISA EKONOMI	66
7.1	Penaksiran Harga Peralatan	66
7.2	Perhitungan Biaya	69
7.2.1	Capital Investment	69
7.2.2	Manufacturing Cost.....	71
7.2.3	General Expense.....	74
7.3	Analisis Kelayakan.....	74
7.4	Hasil Perhitungan	76
7.4.1	<i>Fixed Capital Investment</i>	76
7.4.2	<i>Working Capital Investment</i>	76
7.4.3	Harga Pokok Produksi.....	77
7.4.4	<i>Variable Cost</i>	78

7.4.5	<i>Fixed Cost</i>	78
7.4.6	Analisis Kelayakan.....	79
BAB VIII PENUTUP		82
8.1	Kesimpulan.....	82
8.2	Saran.....	82
DAFTAR PUSTAKA		83
LAMPIRAN		85
LAMPIRAN 1. NERACA MASSA		85
LAMPIRAN 2. NERACA PANAS		93
LAMPIRAN 3. SPESIFIKASI ALAT		112
LAMPIRAN 4. ANALISA EKONOMI		134

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Kloroform (Badan Pusat Statistik, 2022).....	1
Tabel 1. 2 Data Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia.....	3
Tabel 1. 3 Produsen Kloroform di Dunia.....	4
Tabel 1. 4 Hasil Analisis Pemilihan Lokasi.....	4
Tabel 1. 5 Industri Yang Membutuhkan Kloroform di Indonesia.....	6
Tabel 2. 1 Harga Panas Pembentukan Standar.....	13
Tabel 2. 2 Energi Bebas Gibbs.....	14
Tabel 2. 3 Luas Tanah Pabrik.....	20
Tabel 2. 4 Neraca Massa di Reaktor.....	27
Tabel 2. 5 Neraca Massa di Acidifier.....	27
Tabel 2. 6 Neraca Massa di Distilasi 1.....	27
Tabel 2. 7 Neraca Massa di Distilasi 2.....	28
Tabel 2. 8 Neraca Massa Overall.....	28
Tabel 2. 9 Neraca Panas di Reaktor.....	30
Tabel 2. 10 Neraca Panas di Cooler 1.....	30
Tabel 2. 11 Neraca Panas di Cooler 2.....	31
Tabel 2. 12 Neraca Panas di Acidifier.....	31
Tabel 2. 13 Neraca Panas di Distilasi 1.....	32
Tabel 2. 14 Neraca Panas di Distilasi 2.....	32
Tabel 2. 15 Neraca Panas Overall.....	33
Tabel 4. 1 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses.....	41
Tabel 4. 2 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Air.....	41
Tabel 4. 3 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan.....	42
Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	54
Tabel 5. 2 Perincian Tingkat Pendidikan.....	55
Tabel 5. 3 Perincian Jumlah Karyawan.....	56
Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan.....	56
Tabel 5. 5 Perincian Golongan dan Gaji.....	57
Tabel 6. 1 Troubleshooting Unit Penyimpanan.....	62
Tabel 6. 2 Troubleshooting Unit Proses Produksi Kloroform.....	64

Tabel 7. 1 Indeks CEP Tahun 2000 sampai dengan 2022 (Chemengonline.com, 2021)	67
Tabel 7. 2 <i>Fixed Capital Investment</i>	76
Tabel 7. 3 <i>Working Capital Investment</i>	76
Tabel 7. 4 <i>Variable Cost</i>	78
Tabel 7. 5 <i>Fixed Cost</i>	78
Tabel 7. 6 <i>Cash Flow</i>	79

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Kebutuhan Kloroform	2
Gambar 1. 2 Data Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia	3
Gambar 2. 1 Lay Out Peralatan.....	23
Gambar 2. 2 Diagram Alir Pabrik Kloroform	25
Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa	26
Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Panas	29
Gambar 3. 1 Tangki Penyimpanan Aseton	34
Gambar 3. 2 Tangki Penyimpanan Kalsium Hipoklorit.....	34
Gambar 3. 3 Pompa.....	35
Gambar 3. 4 Reaktor	36
Gambar 3. 5 Kolom Distilasi	37
Gambar 5. 1 Stuktur Organisasi Pabrik Kloroform	61
Gambar 7. 1 Index CEP Tahun 2000 - 2022	67

INTISARI

Kloroform adalah suatu senyawa organik dengan rumus molekul CHCl_3 . Kloroform merupakan senyawa haloalkana yang mengikat tiga atom halogen klor (Cl) pada rantai C-nya. Kloroform tidak berwarna dan memiliki bau manis yang khas, tidak larut dalam air tetapi larut dalam pelarut organik. Pabrik Kloroform ini bekerja secara kontinyu selama 24 jam dalam sehari dan 350 hari selama setahun. Pabrik rencana didirikan pada tahun 2024. Berdasarkan bahan yang diproses beserta kondisi operasi (suhu dan tekanan) serta analisa ekonomi, pabrik ini termasuk resiko rendah. Dengan hasil analisa ekonomi yaitu *Percent Return on Investment* sebesar 1,81%. *Pay Out Time* adalah pada tahun ke-7. *Break Even Point* pabrik adalah 47,06%. Syarat BEP maksimal untuk mendapat kredit dari bank yaitu 60%. *Shut Down Point* pabrik sebesar 28,09%. Dengan *trial IRR* didapat 52,17%, lebih besar dari suku bunga yang ditetapkan bank yaitu 12,5%. Dari hasil evaluasi ekonomi di atas. Pabrik Kloroform kapasitas 36.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

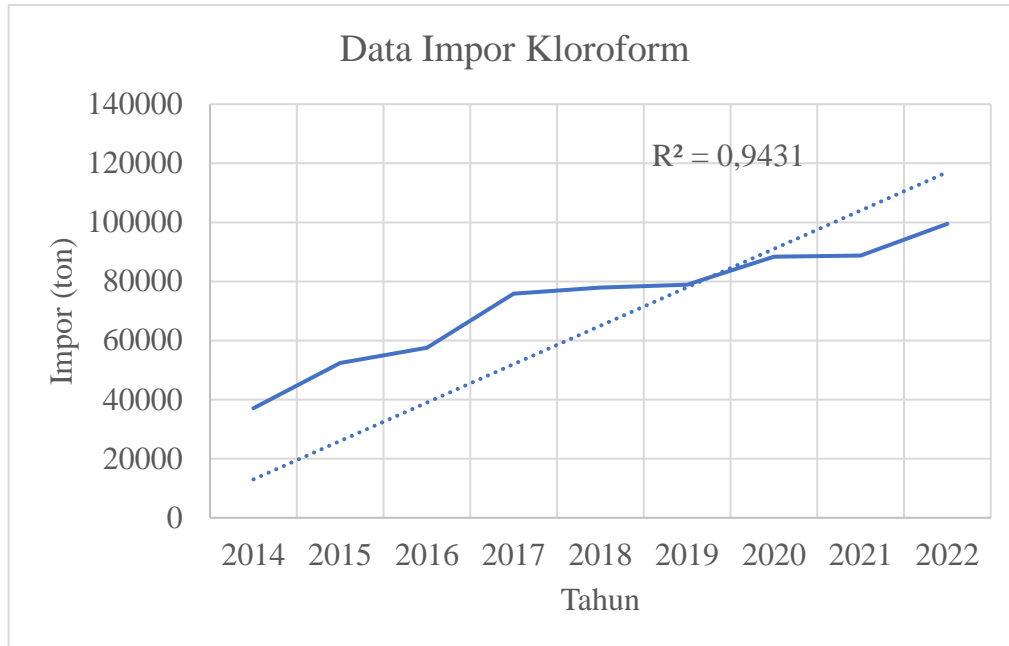
Indonesia merupakan negara yang kaya akan sumber daya alam maupun sumber daya manusia dengan wilayah yang terbentang luas mencakup perairan dan daratan. Dengan dorongan globalisasi dan kemajuan teknologi yang pesat, Indonesia berpotensi menjadi negara industri raksasa yang dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan bahkan berpotensi menjadi negara pengekspor produk industri dari segala sektor. Salah satunya adalah dalam sektor bahan kimia anorganik. Namun sayangnya, Indonesia masih banyak bergantung dari impor untuk kebutuhan bahan bakunya. Salah satunya adalah kebutuhan kloroform.

Kloroform (triklorometana) mempunyai rumus kimia CHCl_3 , kloroform biasanya digunakan dalam proses pembuatan fluorokarbon untuk bahan propelan, pembuatan tetrafluoroethylene, plastik, dan refrigeran. Selain itu, kloroform biasanya digunakan sebagai pelarut dalam industri, serta dalam proses antibiotik, zat pewarna, obat bius, pestisida. Melihat banyaknya manfaat dari kloroform membuat permintaan impor kloroform di dunia terus meningkat demikian juga di Indonesia, pada saat ini kebutuhan kloroform di Indonesia masih bergantung pada impor dari negara lain. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik terkait dengan kebutuhan impor kloroform di Indonesia dari tahun 2014 – 2022 dapat dilihat pada tabel 1.1 dibawah ini.

Tabel 1. 1 Data Impor Kloroform (Badan Pusat Statistik, 2022)

Tahun	Impor (ton/tahun)
2014	37.080
2015	52.432
2016	57.567
2017	75.843
2018	77.927
2019	78.913
2020	88.409
2021	88.742
2022	99.521

Berdasarkan data pada tabel 1.1 dapat dihitung kebutuhan kloroform di Indonesia dari data impor. Dimana kebutuhan didapatkan dari produksi dikurangi jumlah impor. Tingginya kebutuhan kloroform di Indonesia dibuktikan dengan meningkatnya impor *Kloroform* dari tahun ke tahun yang ditunjukkan pada Gambar 1.1 berikut:



Gambar 1. 1 Kebutuhan Kloroform

Berdasarkan uraian latar belakang tersebut tentunya diperlukan pembangunan industri kloroform secara nasional karena ada peluang besar untuk mendirikan pabrik kloroform di Indonesia yang diharapkan mampu mengurangi ketergantungan impor untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, diharapkan mampu memenuhi kebutuhan ekspor di Asia Tenggara atau bahkan luar Asia Tenggara. Dan tentunya dengan adanya pabrik kloroform di Indonesia akan menambah devisa negara melalui ekspor kloroform dan membuka lapangan pekerjaan yang besar bagi masyarakat Indonesia.

1.2 Kapasitas Rancangan

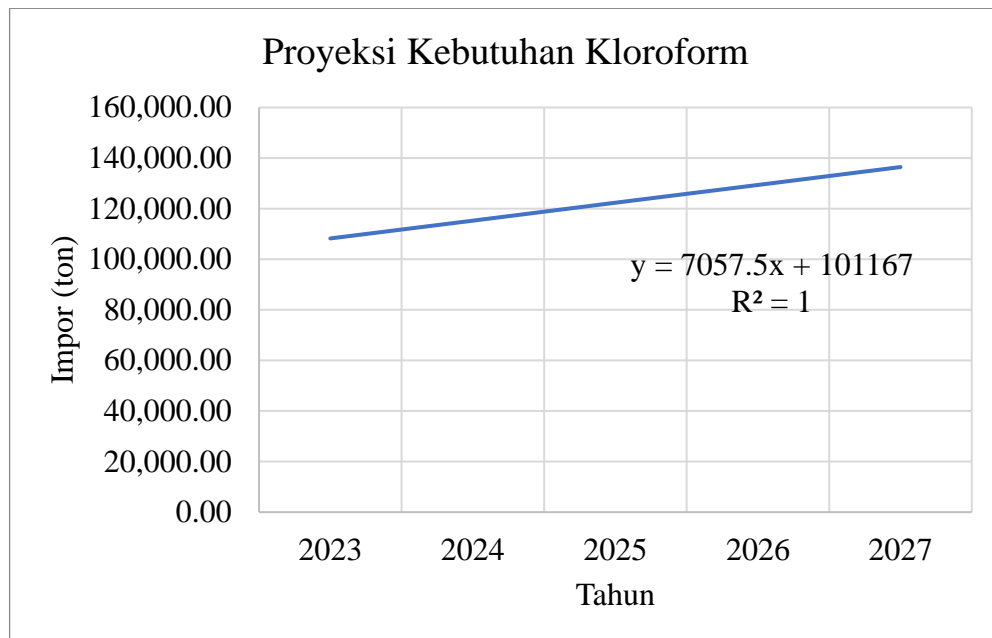
Kapasitas pabrik kloroform ditentukan berdasarkan beberapa pertimbangan berikut ini:

- a. Prediksi kebutuhan kloroform di Indonesia,
- b. Ketersediaan bahan baku,

- c. Kapasitas komersial (minimal) pabrik kloroform.

1.2.1 Prediksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia

Proyeksi rencana pembangunan Pabrik Kloroform dirancang pada tahun 2024 dan diperkirakan pembangunan akan selesai dalam kurun waktu tiga tahun yaitu pada tahun 2027. Maka dari itu, dibutuhkan proyeksi perkiraan kebutuhan kloroform setelah pabrik selesai dibangun. Hal tersebut dilakukan, untuk terdapat keseimbangan antara kapasitas produksi pabrik dengan peningkatan kebutuhan produk. Berdasarkan data impor kebutuhan kloroform pada gambar 1.1, kebutuhan kloroform meningkat setiap tahunnya. Dibawah ini adalah data proyeksi kebutuhan kloroform dari tahun 2023 hingga tahun 2027.



Gambar 1. 2 Data Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia

Jika dilakukan pendekatan dengan menggunakan regresi linear dapat dinyatakan dalam persamaan garis lurus. Didapatkan persamaan $y = 7057,5x + 101167$ dengan nilai $R^2 = 1$.

Tabel 1. 2 Data Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia

Tahun	Kapasitas (kg)
2023	108.224,44
2024	115.281,91
2025	122.339,38

2026	129.396,84
2027	136.454,31

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku adalah salah satu faktor yang penting untuk kelangsungan proses produksi. Bahan baku pembuatan kloroform adalah aseton yang diperoleh dari PT. Metropolitan Phenol Pratama, Serang-Banten dan kalsium hipoklorit yang dapat diperoleh dari PT. Asahimas Subentra Chemical, Cilegon.

1.2.3 Kapasitas Komersial (Minimal) Pabrik Kloroform

Berikut merupakan beberapa pabrik penghasil kloroform :

Tabel 1. 3 Produsen Kloroform di Dunia

	Industri/Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1.	LPC, Muondville, W. Vancouver, Canada	18000
2.	Allied Chemical Corporation, M. W. Vancouver, Canada	20000
3.	E. I., du Pont de Nemours & Co., Inc., Niagara Falls, NY, USA	37000
4.	Stauffer Chemical Co., Louisvolle, NY, USA	64000
5.	Dow Chemical Co., Pittsburg, California	90200

Beberapa pabrik yang memproduksi kloroform mempunyai kapasitas minimum 18.000 ton/tahun dan kapasitas maksimum 90.200 ton/tahun. Dengan melihat faktor-faktor diatas dan proyeksi berdasarkan perhitungan kenaikan impor kloroform sebesar 12,5 % per tahun, maka dipilih kapasitas produksi kloroform sebesar 36.000 ton/tahun.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik dibuat dalam prakiraan jangka panjang dengan mempertimbangkan berbagai faktor guna menentukan perkembangan dan kemajuan dalam pemasaran dan nilai ekonomisnya.

Tabel 1. 4 Hasil Analisis Pemilihan Lokasi

No.	Faktor yang Dinilai	Bobot	Skor			Bobot		
			Cikamp ek	Cileg on	Kara wa ng	Cikamp ek	Cileg on	Karawa ng
1.	Sumber bahan baku	30	3	4	3	90	120	90

2.	Lokasi pasar	25	3	4	3	75	100	75
3.	Harga tanah	15	2	4	3	30	60	75
4.	Transportasi	10	2	4	4	20	40	40
5.	Tenaga kerja	10	2	3	4	20	30	40
6.	Limbah	30	3	3	2	90	90	60
Jumlah						325	440	380

Keterangan skor:

1 = Kurang

2 = Sedang

3 = Baik

4 = Baik Sekali

Menentukan bobot faktor yang dinilai :

Sumber bahan baku = 30

Pasar = 25

Harga tanah = 15

Sarana transportasi = 10

Tenaga kerja = 10

Limbah = 30

Sesuai dengan hasil analisis penentuan lokasi pabrik kloroform tersebut menghasilkan bahwa pabrik direncanakan akan dibangun di Cilegon, Banten.

1.3.1 Letak Sumber Bahan Baku

Bahan baku pembuatan kloroform adalah aseton yang diperoleh dari PT. Metropolitan Phenol Pratama, Serang-Banten dan Kalsium Hipoklorit yang dapat diperoleh dari PT. Asahimas Subentra Chemical, Cilegon. Pemilihan lokasi pabrik ini dipilih di kawasan industri Cilegon, Banten untuk mempermudah penyediaan bahan baku dan mengurangi biaya transportasi dari sumber bahan baku dengan lokasi pabrik. Selain itu, Cilegon juga terletak dekat dengan Pelabuhan Merak sehingga lebih mudah dalam akses distribusi.

1.3.2 Pemasaran Produk

Pemasaran kloroform ini diutamakan untuk bahan baku pembuatan polimer, dimana pabrik polymer sedang berkembang di Indonesia terutama di Cilegon. Kloroform juga digunakan sebagai bahan baku fungisida dan vermicida yang dihasilkan oleh pabrik pupuk dimana pabrik pupuk di Jawa Barat adalah pabrik Pupuk Kujang. Produk yang dihasilkan dari perancangan pabrik kloroform ini akan dipasarkan ke dalam negeri maupun luar negeri. Kawasan ini juga dekat dengan Pelabuhan Merak yang memudahkan dalam pemasaran ke luar Pulau Jawa maupun ke luar negeri.

Tabel 1. 5 Industri Yang Membutuhkan Kloroform di Indonesia

Nama Perusahaan	Komoditi	Lokasi
PT. Standard Toyo Polymer (STATOMER)	Polimer	Gerogol, Cilegon
CV. Meori Agro	Peptisida	Bogor, Jawa Barat
PT. Chandra Asri Petrochemical	Polimer	Cilegon
PT. Styrimdo Mono Indonesia	Styrene Monomer	Serang, Banten
PT Global Polimer Indonesia	Polimer	Serang, Banten
PT. Wilka Kurnia	Pestisida	Ragunan, Jakarta Selatan
PT. Agrokimia Asia	Pestisida	Bekasi, Jawa Barat
PT. Pupuk Kujang	Pupuk	Cikampek, Jawa Barat
Chukoh Chemical Industries, Ltd.	Polimer	Jepang

1.3.3 Transportasi

Fasilitas transportasi di daerah ini cukup memadai. Untuk penyediaan bahan baku cukup dengan transportasi darat karena letak sumber bahan baku yang masih di satu provinsi yaitu Banten. Sedangkan untuk pemasaran produk di luar pulau jawa maupun ke luar negeri juga dapat dilakukan karena Cilegon terletak dekat dengan Pelabuhan Merak sehingga akses transportasi laut lebih mudah untuk dijangkau.

1.3.4 Ketersediaan Lahan

Daerah Cilegon memiliki lahan yang cukup luas sehingga mendukung untuk didirikannya pabrik kloroform. Selain itu, Cilegon merupakan kawasan industri

sehingga pemerintah mempermudah dalam pengurusan izin pembangunan pabrik baru.

1.3.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja untuk pabrik direkrut dari daerah Cilegon dan sekitarnya, tetapi dengan syarat memenuhi kriteria perusahaan. Cilegon merupakan daerah dengan kepadatan penduduknya tinggi sehingga merupakan sumber tenaga kerja yang potensial. Dengan didirikannya pabrik kloroform ini juga akan menyerap tenaga kerja yang cukup banyak sehingga dapat mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

1.4 Tinjauan Proses

1.4.1 Macam-Macam Proses

Secara umum kloroform dapat dibuat dengan tiga cara yaitu:

a. Chlorinasi Methane

Proses Chlorinasi ini didasarkan pada reaksi chlorinasi methane dengan bantuan katalis alumina. Bahan baku yang digunakan adalah methane dengan kemurnian tinggi. Konversi yang dihasilkan dari proses ini adalah 80-90%. Adapun reaktor yang digunakan adalah reaktor *fixed bed* katalitik. Berikut merupakan reaksi pembuatan kloroform dengan proses chlorinasi methane:



b. Reduksi Carbon Tetrachloride

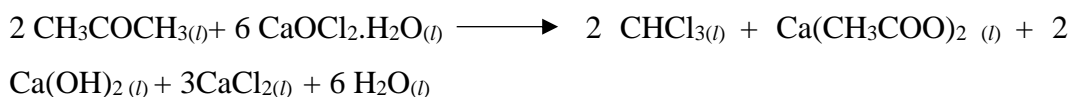
Reduksi teratas dari carbon tetrachloride dengan ethyl alkohol akan menghasilkan kloroform. Reaksi terjadi pada reaktor dengan suhu 200°C selama 25 jam akan menghasilkan kloroform dalam jumlah kecil. Reaksi ini berlangsung pada fase cair dengan bantuan katalis bubuk logam palladium yang dikontakkan dengan molekul hidrogen. Reaksi terjadi pada fluidized bed reaktor. Radiasi ultraviolet pada carbon tetrachloride dengan alkohol menghasilkan kloroform dengan konversi tinggi, tetapi reaksi berjalan sangat lambat. Berikut merupakan reaksi pembuatan kloroform dengan proses reduksi carbon tetrachloride:



c. Reaksi Aseton dengan Kalsium Hipoklorit

Reaksi *bleaching powder* ($\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$) dengan *acetone*, acetaldehyde, atau ethyl alcohol menghasilkan crude kloroform, dimana hasil reaksi dimurnikan dengan penambahan zat kimia dan destilasi. *Acetone* bereaksi dengan perbandingan 1 *acetone* : 10 *bleaching liquor*, dan temperatur dijaga sekitar 43°C dengan menggunakan jaket pendingin. Ketika *acetone* bereaksi semua, temperatur menjadi sekitar 57°C dimana chloroform mulai terbentuk.

Proses pembuatan chloroform pada intinya adalah mereaksikan *acetone* dan calcium chloride (CaOCl_2) yang terdapat di dalam *bleaching powder*, reaksinya sebagai berikut:



(Faith & Keyes, 1965)

Reaksi diatas adalah eksotermis. Reaktor yang digunakan adalah jenis reaktor tangki dilengkapi pengaduk, sehingga reaktor dilengkapi jacket pendingin. Produk chloroform yang keluar dipisahkan dengan menggunakan destilasi dan dimurnikan dengan memakai H_2SO_4 .

1.4.2 Alasan Pemilihan Proses

Pemilihan proses reaksi aseton dengan *bleaching powder* dengan alasan sebagai berikut:

1. Proses reaksinya sederhana dengan temperatur operasi yang relatif rendah.
2. Konversi yang dihasilkan cukup tinggi yaitu 90%.
3. Pemurnian produk menggunakan destilasi, sehingga mudah pengoperasiannya

1.4.3 Kegunaan Produk

Kloroform atau triklorometana memiliki rumus kimia CHCl_3 digunakan sebagai bahan untuk anestesi, refrigerant, pelarut dalam industri pembuatan pewarna, industri pestisida, pelarut nonpolar, serta pembuatan tetraflouroethylene. Dalam bidang farmasi sebagai zat pengekstrak untuk penicillin. Dalam bidang

kedokteran sebagai obat bius. Saat ini, penggunaan terbesar kloroform adalah untuk produksi polytetrafluoroethylene (PTFE), plastik relatif tahan panas terbaik yang dikenal untuk digunakan sebagai lapisan non-stick untuk panci dan wajan.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

- **Bahan Baku Utama: Aseton**

1. **Sifat Fisik:**

- Bentuk : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Seperti buah
- Titik lebur : -95,4°C
- Titik didih : 56,2°C pada 1.1013 hPa
- Titik nyala : < -20°C
- Tekanan uap : 233 hPa pada 20°C
- Densitas : 0,79 g/cm³ pada 20°C
- Viskositas : 0,32 mPa.s

2. **Sifat Kimia:**

- Larut dalam air pada suhu 20°C
- Dapat didistilasi dalam kondisi tidak terurai pada tekanan normal

- **Bahan Baku Penunjang:**

- A. **Kalsium Hipoklorit**

1. **Sifat Fisik:**

- Bentuk : Padat, butiran
- Warna : Putih
- Berat molekul : 74,5
- Titik beku : -20°C
- Spesifik Gravity : 1,08-1,26
- Densitas : 2,35 g/ml

2. **Sifat Kimia:**

- Tidak mudah meledak
- Terdekomposisi cepat pada suhu ruang

B. Asam Sulfat

1. Sifat Fisik:

- Bentuk : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Densitas : 1,80 g/ml
- Titik didih : 340°C
- Kemurnian : min 98,5 %w
- Impuritas : air, maks 1,5%w

2. Sifat Kimia:

- Tidak mudah meledak
- Larut dalam air pada 20°C

2.1.2 Spesifikasi Produk Utama

● Kloroform

1. Sifat Fisik:

- Bentuk : Cairan tak berwarna
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Menyengat seperti eter
- Titik lebur : -63,5°C
- Titik didih : 61,15°C terdekomposisi pada 450°C
- Kemurnian : Min 99% w

2. Sifat Kimia:

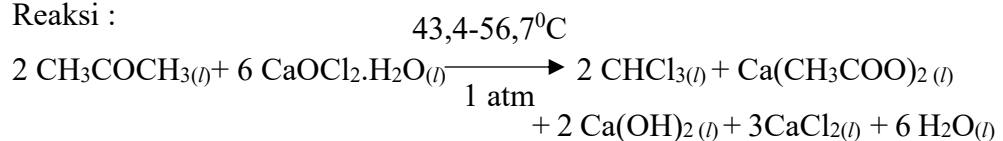
- Mudah larut dalam benzena, sangat larut dalam aseton, dan tidak larut dalam air
- Tidak mudah meledak

2.1 Konsep Proses

2.1.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan kloroform pada intinya adalah mereaksikan *aseton* dan calcium chloride (CaCl₂) yang terdapat dalam *bleaching liquor* yang merupakan reaksi chlorinasi.

Reaksi :



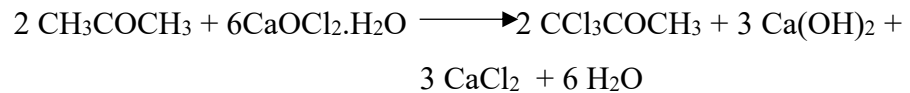
(Faith & Keyes, 1965)

2.1.2 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi yang diberikan oleh *Kirk&Othmer* sebagai berikut :

- a. Mula-mula *acetone* bereaksi dengan chlorin yang terdapat dalam *bleaching liquor* membentuk *trichloroacetone*

Reaksi :

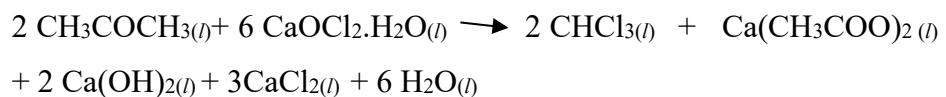


- b. *Trichloroacetone* bereaksi dengan *calcium hidroksida* membentuk kloroform dan *calcium acetat*

Reaksi :



Sehingga reaksi totalnya adalah :



(Faith & Keyes, 1965)

Reaksi antara *acetone* dan *bleaching liquor* didalam reaktor yang dilengkapi pengaduk. *Acetone* sedikit demi sedikit dialirkan ke dalam reaktor dengan perbandingan 1 : 10 *bleaching liquor*, dan suhu dipertahankan pada 43°C. Ketika semua *acetone* sudah dimasukkan ke dalam reaktor, suhu dinaikkan menjadi 56,7°C, dimana chloroform mulai terbentuk, dan secara perlahan suhu diturunkan sampai 45°C.

2.1.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada perancangan pabrik chloroform ini sebagai berikut :

Temperatur	: 50°C (43,4-56,7 °C)
Fase Reaksi	: cair-cair

(Faith & Keyes, 1965)

2.1.3.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk mengetahui sifat reaksi termasuk eksotermis atau endotermis. Suatu reaksi dapat ditentukan eksotermis atau endotermis dari perhitungan panas reaksi standar (ΔH_r). Besarnya harga panas

pembentukan standar (ΔH_f°) masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 2.1

Tabel 2. 1 Harga Panas Pembentukan Standar

No.	Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
1	CH ₃ COCH ₃	-217,57
2	CaOCl ₂ .H ₂ O	-1.103,766
3	CHCl ₃	-101,25
4	Ca (CH ₃ COO) ₂	-1.491,757
5	Ca (OH) ₂	-986,6
6	CaCl ₂	-795,0
7	H ₂ O	-285,8

$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r = [2\Delta H_f^\circ \text{ CHCl}_3 + \Delta H_f^\circ \text{ Ca (CH}_3\text{COO)}_2 + 2\Delta H_f^\circ \text{ Ca (OH)}_2 + 3\Delta H_f^\circ \text{ CaCl}_2 + 6\Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}] - [2\Delta H_f^\circ \text{ CH}_3\text{COCH}_3 + 6\Delta H_f^\circ \text{ CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}]$$

$$\Delta H_r = [-202,5 + -1.491,76 + -1.973,2 + -2.385 + -1.714,8] - [-435,14 + (-6.622,6)]$$

$$\Delta H_r = -7.767,26 - (-7.057,74)$$

$$\Delta H_r = -709,52 \text{ kJ/mol}$$

Karena harga ΔH_r bernilai negatif, maka reaksi pembentukan kloroform tersebut bersifat eksotermis. Untuk mengetahui arah suatu reaksi dalam segi termodinamika diperlukan prinsip kesetimbangan kimia. Perhitungan harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) dapat ditinjau dari rumus berikut:

$$\Delta G^\circ = -R \cdot T \cdot \ln K \dots \dots \dots (2.1)$$

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H_r}{RT^2} \dots \dots \dots (2.2)$$

dimana:

ΔG° = Energi bebas Gibbs standar, J/mol

R = Konstanta gas ideal; 8,314 J/mol.K

T = Temperatur, K

ΔH_r = Panas reaksi standar, J/mol

K = Konstanta kesetimbangan reaksi

Dari persamaan (2.2) dapat dijelaskan bahwa jika harga ΔH_r bernilai negatif atau reaksi bersifat eksotermis, maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan menurun ketika temperaturnya meningkat. Sedangkan jika harga ΔH_r bernilai

positif atau reaksi bersifat endotermis, maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan ikut meningkat ketika temperaturnya meningkat.

Tabel 2. 2 Energi Bebas Gibbs

No.	Komponen	ΔG° (kJ/mol)
1	CH ₃ COCH ₃	-153,05
2	CaOCl ₂ .H ₂ O	0
3	CHCl ₃	-68,53
4	Ca (CH ₃ COO) ₂	0
5	Ca (OH) ₂	-898,49
6	CaCl ₂	-748,1
7	H ₂ O	-237,13

Berdasarkan data ΔG°_{298} di atas dapat dihitung besarnya energi bebas Gibbs standar (ΔG°) :

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ = [2\Delta G^\circ \text{CHCl}_3 + \Delta G^\circ \text{Ca (CH}_3\text{COO)}_2 + 2\Delta G^\circ \text{Ca (OH)}_2 + 3\Delta G^\circ \text{CaCl}_2 + 6\Delta G^\circ \text{H}_2\text{O}] - [2\Delta G^\circ \text{CH}_3\text{COCH}_3 + 6\Delta G^\circ \text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}]$$

$$\Delta G^\circ = [-137,06 - 0 - (-1.796,98) - (-2.244,3) - (-1.422,78)] - [-306,1 - 0]$$

$$\Delta G^\circ = -5.601,12 - (-306,1)$$

$$\Delta G^\circ = -5.295,02 \text{ kJ/mol}$$

Dari persamaan (2.1) dan (2.2) dapat ditentukan harga konstanta kesetimbangan reaksi sebagai berikut:

$$\Delta G^\circ = -R.T.\ln K_o$$

$$\ln K_o = \frac{\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K_o = \frac{5.295,02}{8,314 \cdot 298}$$

$$\ln K_o = 2,137181079$$

kemudian integrasi dari persamaan (2.2) diperoleh :

$$\int_{K_0}^{K_1} d \ln K = \frac{\Delta H_f}{R} \int_{T_0}^{T_1} \frac{1}{T^2} dT$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{\Delta H_f}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right]$$

$$\ln K_1 - \ln K_0 = -\frac{\Delta H_f}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right]$$

Reaksi dijalankan pada suhu 50°C=323 K (43,4-56,7 °C), *Faith&Keyes, 1965*)

$$\ln K1 - \ln K0 = -\frac{\Delta H_f}{R} \left[\frac{1}{T1} - \frac{1}{T0} \right]$$

$$\ln K1 - 2,137181079 = -\frac{-709,52}{8,314} \left[\frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln K1 - 2,137181079 = 85,34050998 \cdot -0,00026$$

$$\ln K1 = 2,115015634$$

Harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) besar, sehingga reaksi dianggap berjalan irreversible.

2.2 Langkah Proses

Proses produksi kloroform dengan cara mereaksikan acetone dengan bleaching liquor pada prinsipnya meliputi beberapa tahap, yaitu :

2.2.1 Persiapan Bahan Baku

Penyiapan bahan baku utama

Bleaching liquor (CaOCl₂ 80%) dari tangki penyimpanan (T-01) dan Acetone (99,5%) dari tangki penyimpanan (T-02) dipompa dengan pompa sentrifugal untuk menaikkan tekanan menjadi 1,2 atm kemudian dialirkan ke reaktor (R-01).

Penyiapan asam sulfat

Asam sulfat (98,5%) dari tangki penyimpanan (T-03) dipompa dengan pompa sentrifugal untuk menaikkan tekanan menjadi 1,2 atm, dan dialirkan ke acididifer (ACD-01).

2.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Tahap reaksi dimaksudkan untuk mereaksikan acetone dengan chlorine yang terdapat dalam kalsium hipoklorit. Reaksi pembentukan kloroform dilakukan didalam reaktor tangki berpengaduk yang bekerja secara batch. Cairan dari tahap penyiapan bahan baku dengan perbandingan 1 : 10 (Acetone : Kalsium hipoklorit) dialirkan ke Reaktor (R-01). Reaksi terjadi pada suhu 56 °C dan tekanan 1,2 atm. Reaksi berjalan eksotermis, dan untuk menjaga agar suhu reaktor tetap pada range yang diijinkan, maka reaktor dilengkapi dengan jacket yang berfungsi sebagai pendingin. Sebagai media pendinginan digunakan air yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 56 °C.

2.2.3 Tahap Pemurnian

Tahap pemurnian produk dimaksudkan untuk :

- Memisahkan produk dari hasil samping dengan menggunakan kolom destilasi.
- Memurnikan produk kloroform dengan penambahan H_2SO_4

Hasil reaksi dari reaktor dialirkan ke Cooler (CL-01) untuk didinginkan dari yang suhunya $56^\circ C$ menjadi $46^\circ C$ kemudian diumpankan ke Cooler (CL-02) untuk didinginkan dari yang suhunya $46^\circ C$ menjadi $37^\circ C$. Setelah suhu larutan turun, larutan diumpankan ke dalam Acidifier (ACD-01) untuk dilakukan penambahan H_2SO_4 dengan perbandingan 1 : 2 (H_2SO_4 : Kloroform) yang berfungsi mengikat air yang ada dalam produk. Dari acidifier ini, cairan yang mengandung $CHCl_3$ dialirkan dengan pompa sentrifugal menuju ke menara Destilasi (D-01). Suhu kolom atas Menara Destilasi (D-01) $85^\circ C$ dengan produk atas berupa $CHCl_3$, CH_3COCH_3 , dan H_2O . Kemudian larutan tersebut diumpankan ke Menara Distilasi (D-02) untuk memurnikan $CHCl_3$. Larutan $CHCl_3$ yang sudah murni lalu diumpankan ke tangki penyimpanan produk (T-04).

2.3 Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses

2.3.1 Lokasi Pabrik

Untuk keputusan lokasi industri, perlu melihat komponen-komponen yang ada di dalam pabrik: 4M 1L (Mesin, Metode, Material, Manusia dan Lingkungan) maka pabrik tersebut dapat didirikan. Secara umum, tujuan strategi lokasi adalah untuk memaksimalkan keuntungan lokasi bagi perusahaan. Pilihan-pilihan yang ada dalam lokasi meliputi:

1. Tidak pindah, tetapi meluaskan fasilitas yang ada
2. Mempertahankan lokasi sekarang, selagi menambah fasilitas lain di tempat lain
3. Menutup fasilitas yang ada dan pindah ke lokasi lain.

Atas dasar dan pertimbangan-pertimbangan apa pabrik tersebut didirikan di suatu lokasi. Pemerintah biasanya menyediakan suatu lokasi untuk industri/pabrik di :

1. Lingkungan Industri
2. Zona Industri
3. Kawasan Industri

Pertimbangan dalam pemilihan lokasi industri/pabrik :

1. Bahan baku dan pemasaran
2. Tenaga Kerja
3. Power Supply
4. Pajak
5. Hukum
6. Iklim
7. Transportasi
8. Populasi Penduduk

Lokasi pabrik juga ditentukan dari kecepatan bahan/material (transportasi), sejak dari lokasi pengambilan s/d distribusi produk dalam pemasaran, baik dari industri ke industri maupun ke pasar bebas, sehingga pemilihan lokasi baik bahan baku maupun pemasaran merupakan faktor yang penting jika tidak akan menimbulkan masalah kemudian hari.

Macam faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Letak konsumen atau pasar, yaitu penempatan pabrik di dekat dengan daerah konsumen. Alasan yang mendasari pemilihan lokasi dekat dengan konsumen adalah adanya kemudahan untuk mengetahui perubahan selera konsumen, mengurangi resiko kerusakan dalam pengangkutan, apabila barang yang diproduksi tidak tahan lama, biaya angkut mahal, khususnya untuk produksi jasa.
2. Sumber bahan baku, yaitu penempatan pabrik di dekat dengan daerah bahan baku. Dasar pertimbangan yang diambil adalah apabila bahan baku yang dipakai mengalami penyusutan berat dan volume, bahan baku mudah rusak dan berubah kualitas, resiko kekurangan bahan baku tinggi.
3. Sumber tenaga kerja, alternatif yang dipakai adalah apakah tenaga kerja yang dibutuhkan *unskill*, dengan pertimbangan tingkat upah rendah, budaya hidup sederhana, mobilitas tinggi sehingga jumlah gaji dianggap sebagai daya tarik, ataukah tenaga kerja *skill*, apabila perusahaan membutuhkan fasilitas yang lebih baik, adanya pemikiran masa depan yang cerah, dibutuhkan keahlian, dan kemudahan untuk mencari pekerjaan.
4. Air, disesuaikan dengan produk yang dihasilkan apakah membutuhkan air yang jernih alami, jernih tidak alami, atau sembarang air.

5. Listrik, disesuaikan dengan produk yang dihasilkan kapasitas tegangan yang dibutuhkan.
6. Transportasi, berupa angkutan udara, laut, sungai, kereta api, dan angkutan jalan raya.
7. Peraturan Pemerintah, Undang-undang dan sistem pajak. Aspek umum yang diatur undang-undang adalah jam kerja maksimum, upah minimum, usia kerja minimum, dan kondisi lingkungan kerja.
8. Pebuangan limbah industri, kaitannya dengan tingkat pencemaran, sistem pembuangan limbah untuk perlindungan terhadap alam sekitar dan menjaga keseimbangan habitat.

2.3.2 Lay Out Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja serta proses. Dalam melakukan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai:

- a. Mempermudah arus masuk dan keluar area pabrik
- b. Proses pengolahan bahan baku menjadi produk lebih efisien.
- c. Mempermudah penanggulangan bahaya yang mungkin terjadi seperti kebakaran, ledakan dan lain-lain.
- d. Mencegah terjadinya polusi.
- e. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan.
- f. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan hasil yang maksimum.

Secara umum, garis besar layout pabrik ini dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran

Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan lainnya. Daerah ini ditempatkan di bagian

depan pabrik agar kegiatan administrasi tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik serta harus terletak jauh dari areal proses yang berbahaya.

2. Daerah Fasilitas Umum

Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, masjid, kantin dan pos keamanan.

3. Daerah Proses

Daerah proses merupakan pusat proses produksi dimana alat-alat proses dan pengendali proses serta tangki penyimpanan bahan baku ditempatkan. Daerah proses ini terletak di bagian tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki. penyimpanan dan pengiriman produk ke daerah penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses. Daerah proses ini diletakkan minimal 15 meter dari bangunan-bangunan atau unit-unit lain.

4. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk dan limbah proses, sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan (kondisi operasi baik tekanan, suhu dan lain-lain yang diinginkan). Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat daerah proses apabila terjadi sesuatu masalah di daerah proses dapat cepat teratasi.

5. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

6. Daerah Penyimpanan Bahan Baku dan produk Cair

Daerah ini meliputi penyimpanan bahan baku dan produk cair dalam pabrik dilakukan dalam tangki-tangki yang terletak di lingkungan terbuka dan berada di dalam daerah yang dapat terjangkau oleh angkutan pembawa bahan baku dan produk. Daerah ini biasanya ditempatkan di dekat areal proses supaya memudahkan suplai bahan baku untuk proses dan penyimpanan produk.

2. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat untuk menyediakan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, listrik. Daerah ini ditempatkan dekat dengan proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis, tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara areal utilitas dengan areal proses harus diatur (sekitar 15 m).

3. Daerah Pengolahan Limbah

Daerah pengolahan limbah merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

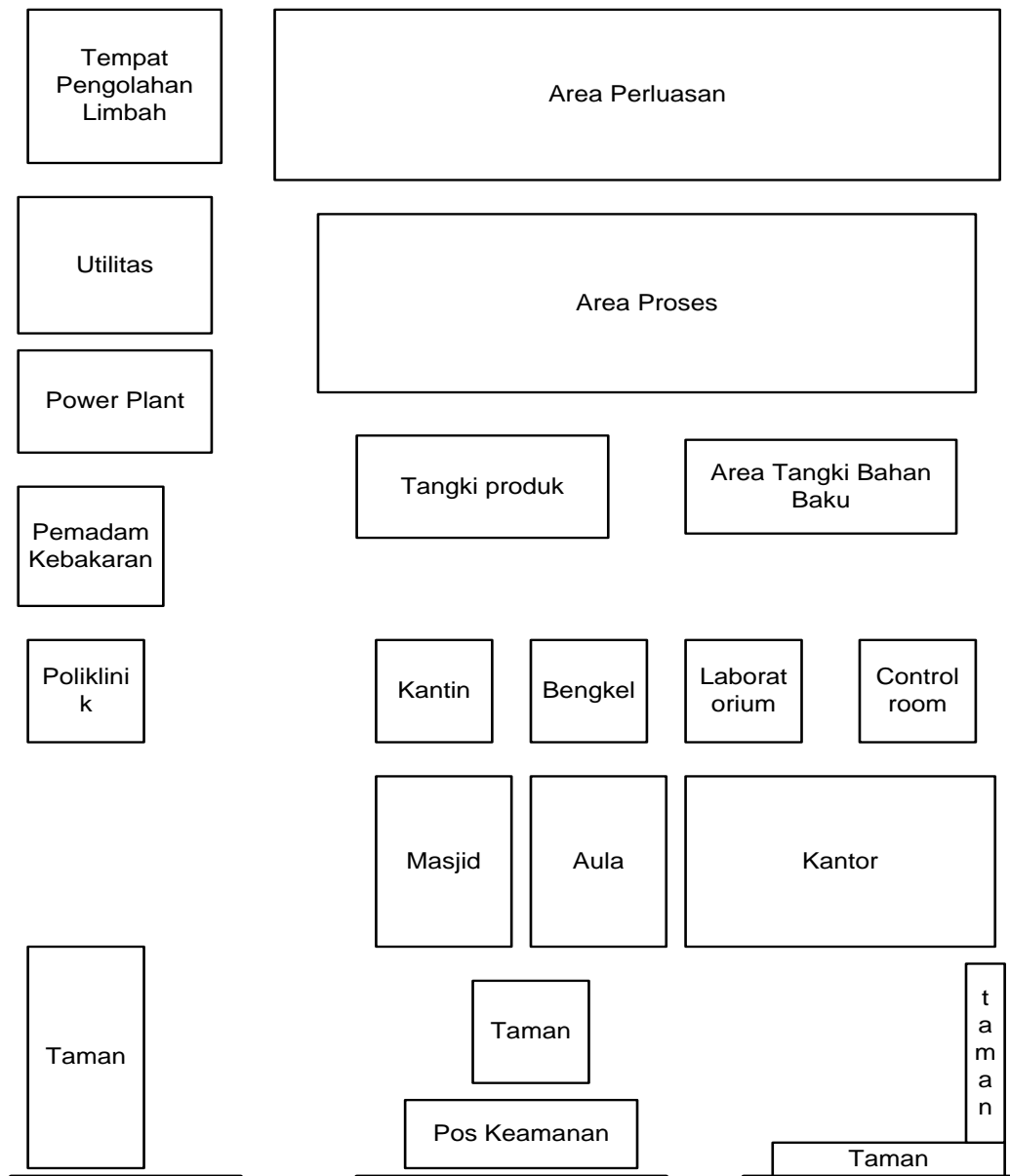
- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.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

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 2. 3 Luas Tanah Pabrik

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	2 x (5x5)	50
2.	Parkir	4 x (20 x 30)	600
3.	Masjid	10 x 30	300
4.	Utilitas	30 x 50	1500
5.	Laboratorium	20 x 10	200
6.	Kantor	30 x 40	1200
7.	Bengkel	20 x 40	800
8.	Pemadam kebakaran	10 x 10	100
9.	Area Proses	50 x 50	2500
10.	Jalan/taman		1100
11.	Poliklinik	10 x 5	50
12.	Garasi	30 x 20	600
13.	Gudang		200
14.	Penyimpanan produk dan bahan baku	4 (30 x 25)	3800
15.	Unit pengolahan limbah		600
16.	Area perluasan		6500
17.	Ruang kontrol		150
Total			20250

Adapun lay out pabrik dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 2.4 Lay Out Pabrik

2.3.3 Lay Out Peralatan

Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran proses bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa, untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada

ketinggian 3 m atau lebih. Sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar areal proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan pekerja. Selain itu perlu diperhatikan juga hembusan angin.

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

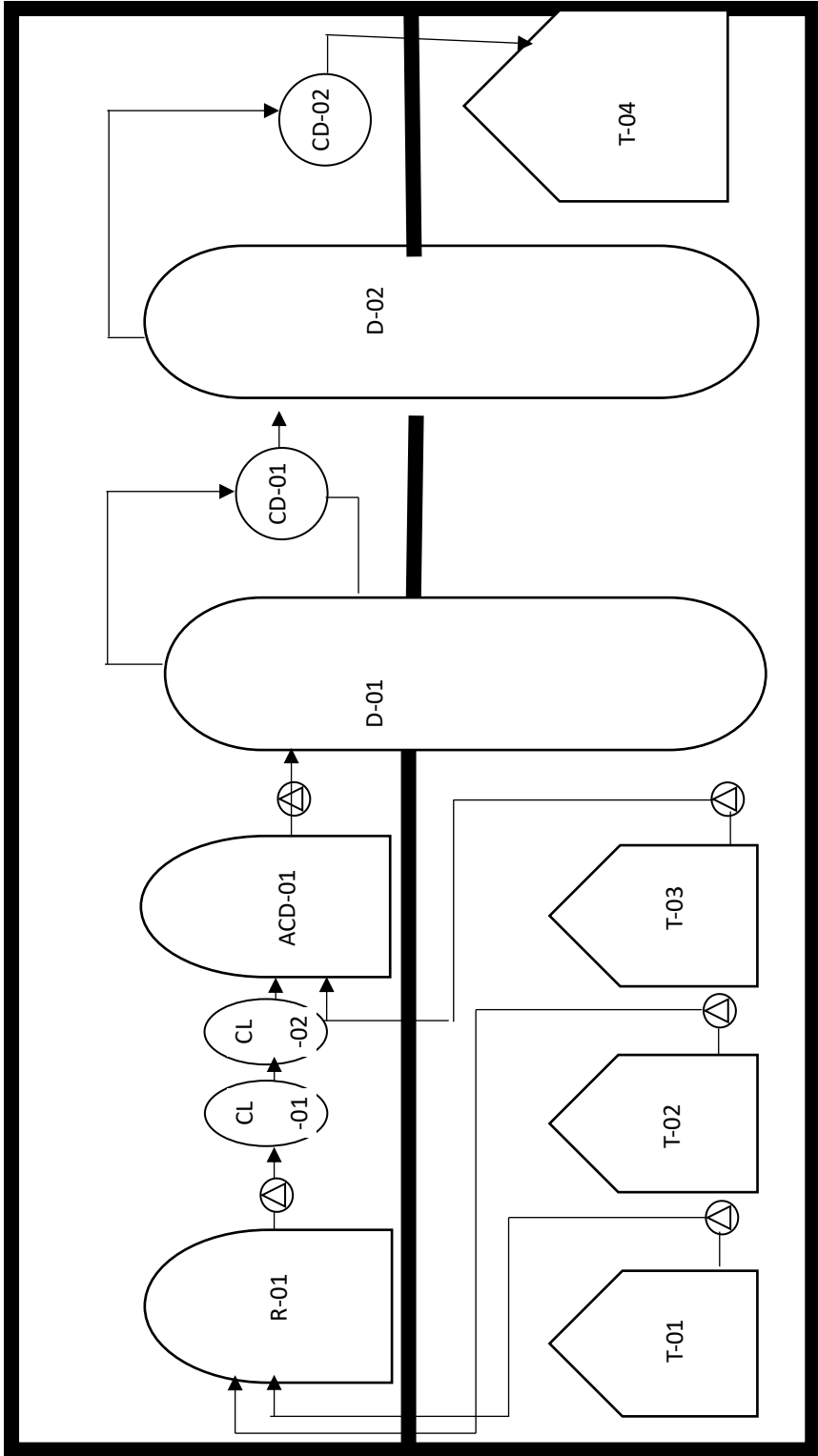
Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar para pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diperhatikan. Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

5. Jarak antar alat proses

Untuk alat operasi yang mempunyai tekanan dan suhu operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- Kelancaran proses produksi terjamin
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- Biaya material handling menjadi rendah
- Karyawan mendapat kepuasan kerja.

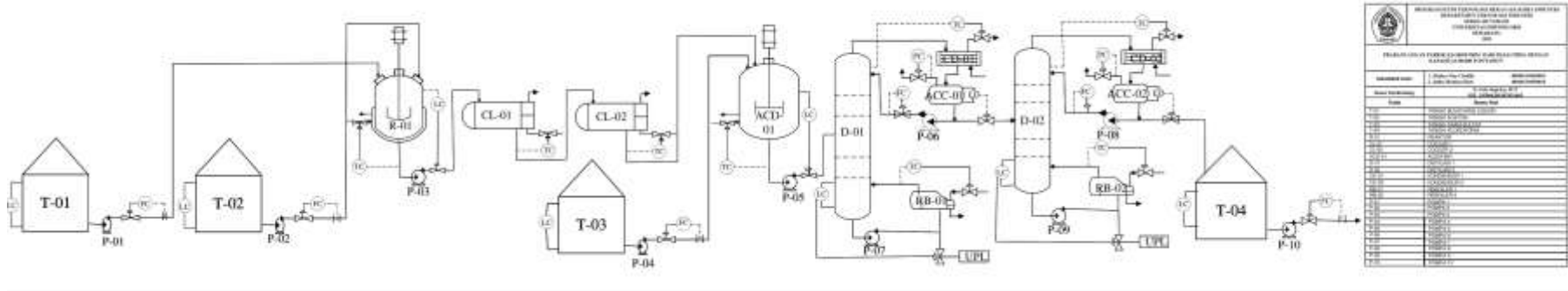


Gambar 2. 1 Lay Out Peralatan

Keterangan :

- T-01 : Tangki penyimpanan bleaching liquor
- T-02 : Tangki penyimpanan acetone
- T-03 : Tangki penyimpanan asam sulfat
- T-04 : Tangki penyimpanan kloroform
- R-01 : Reaktor
- CL-01 : Cooler 1
- CL-02 : Cooler 2
- ACD-01 : Acidifier
- D-01 : Distilasi 1
- D-02 : Distilasi 2
- CD-01 : Kondensor 1
- CD-02 : Kondensor 2

2.4 Diagram Alir

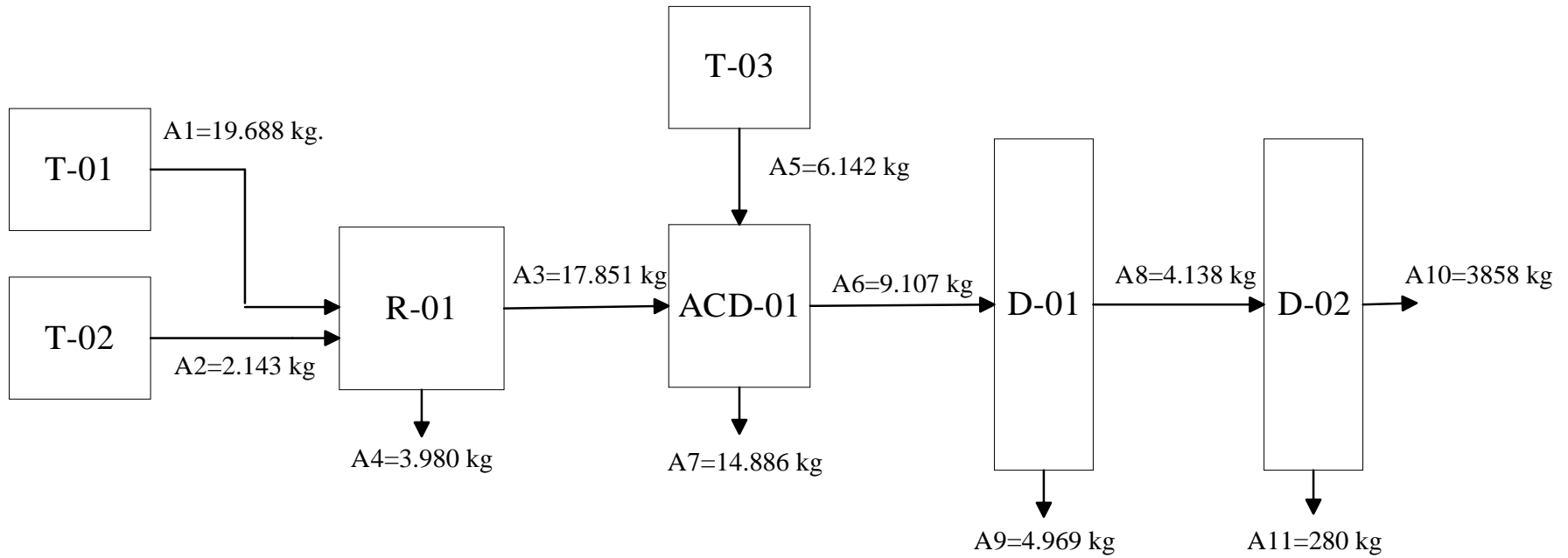


Gambar 2. 2 Diagram Alir Pabrik Kloroform

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

2.5.1.1 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa

2.5.1.2 Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 2. 4 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input		Output	
	1	2	3	4
CH ₃ COCH ₃	2.100		252,000	
IPA	42,8571			42,85714
CaOCl ₂ .H ₂ O		15.750	1.890,000	
CaCl ₂		3150		3.150,000
NaClO		787,5		787,500
H ₂ O			1.720,552	
CHCl ₃			3.807,517	
Ca(CH ₃ COO) ₂			2.517,103	
Ca(OH) ₂			2.357,793	
CaCl ₂			5.305,034	
Total	21.830		21.830	

2.5.1.3 Neraca Massa di Acidifier (ACD-01)

Tabel 2. 5 Neraca Massa di Acidifier

Komponen	Input	Output
	CH ₃ COCH ₃	252,00
CHCl ₃	3.807,51	3.807,51
Ca(CH ₃ COO) ₂	2.517,10	-
Ca(OH) ₂	2.357,79	-
H ₂ O	1.720,55	3.135,46
CaOCl ₂	1.890,00	-
H ₂ SO ₄	6.142,14	
CaSO ₄		8.523,79
CH ₃ COOH		1.911,72
Cl ₂		1.056,61
Total	18.687,09	18.687,09

2.5.1.4 Neraca Massa di Distilasi 1 (D-01)

Tabel 2. 6 Neraca Massa di Distilasi 1

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
CH ₃ COCH ₃	252	239,945016	12,05498444
CHCl ₃	3807,51	3807,51	0
H ₂ O	3135,456989	90,4897993	3044,967189
CH ₃ COOH	1911,721519	0	1911,721519
Total	9106,688508	9106,688508	

2.5.1.5 Neraca Massa di Distilasi 2 (D-02)

Tabel 2. 7 Neraca Massa di Distilasi 2

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
CH ₃ COCH ₃	239,9450156	53,7015659	186,2434497
CHCl ₃	3807,51	3804,12677	3,383229286
H ₂ O	90,48979928	0	90,48979928
Total	4137,944815	4137,944815	

2.5.1.6 Neraca Massa Overall

Tabel 2. 8 Neraca Massa Overall

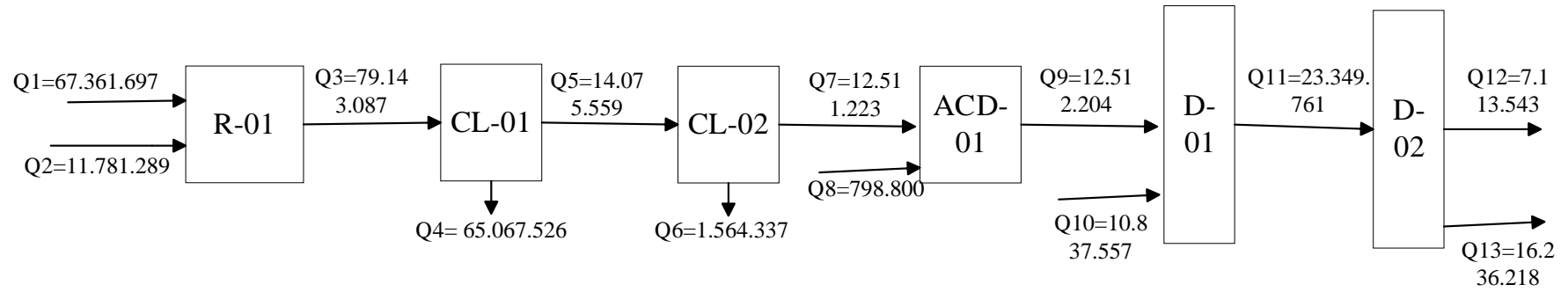
Komponen	Input	Output	
Aliran 1		19.688	
Aliran 2		2.143	
Aliran 3		17.851	17.851
Aliran 4			3.980
Aliran 5		6.142	
Aliran 6		9.107	9.107
Aliran 7			14.886
Aliran 8		4.138	4.138
Aliran 9			4.969
Aliran 10			3.858
Aliran 11			280
Total		59.069	59.069

Efisiensi Produksi = (Produk/Bahan Baku) x 100%

Efisiensi Produksi = 92,73%

2.5.2 Neraca Panas

2.5.2.1 Diagram Alir Neraca Panas



Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Panas

2.5.2.2 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel 2. 9 Neraca Panas di Reaktor

Komponen	Input	Output
Panas Reaktan CH_3COCH_3	2.342.815,11	
Panas Reaktan $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	65.018.476,52	
Panas Produk CH_3COCH_3		281.137,81
Panas Produk $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$		7.802.217,18
Panas Produk CHCl_3		15.846.808,97
Panas Produk $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Ca}$		13.037.280,90
Panas Produk $\text{Ca}(\text{OH})_3$		12.089.166,89
Panas Produk CaCl_2		25.539.619,22
Panas Produk H_2O		4.546.855,61
Panas Reaksi	406,23	
Panas yang dilepaskan Steam	11.781.388,71	
Total	79.143.086,58	79.143.086,58

2.5.2.3 Neraca Panas di Cooler (CL-01)

Tabel 2. 10 Neraca Panas di Cooler 1

Komponen	Input	Output
Panas Masuk Dari Reaktor	79.143.086,58	
Panas Produk CH_3COCH_3		180.451,74
Panas Produk $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$		1.392.407,40
Panas Produk CHCl_3		2.076.827,80
Panas Produk $\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$		2.722.469,72
Panas Produk $\text{Ca}(\text{OH})_3$		1.528.111,13
Panas Produk CaCl_2		4.629.888,40
Panas Produk H_2O		1.545.403,48

Panas yang diserap Pendingin		65.067.526,90
Total	79.143.086,58	79.143.086,58

2.5.2.4 Neraca Panas di Cooler (CL-02)

Tabel 2. 11 Neraca Panas di Cooler 2

Komponen	Input	Output
Panas Masuk dari Cooler 1	14.075.559,67	
Panas Produk CH ₃ COCH ₃		152.818,78
Panas Produk CaOCl ₂ .H ₂ O		1.190.216,61
Panas Produk CHCl ₃		1.713.980,09
Panas Produk (CH ₃ COO) ₂ Ca		2.358.780,78
Panas Produk Ca(OH) ₂		1.636.897,57
Panas Produk CaCl ₂		4.060.045,08
Panas Produk H ₂ O		1.398.483,72
Panas yang Diterima Pendingin		1.564.337,05
Total	14.075.559,67	14.075.559,67

2.5.2.5 Neraca Panas di Acidifier (ACD-01)

Tabel 2. 12 Neraca Panas di Acidifier

Komponen	Input	Output
Panas Masuk dari Cooler 2	12511222,63	
Panas Produk CH ₃ COCH ₃		81.786,69
Panas Produk CaOCl ₂ .H ₂ O		640.442,32
Panas Produk CHCl ₃		901.999,10
Panas Produk Ca(CH ₃ COO) ₂		1.279.544,07
Panas Produk Ca(OH) ₂		970.228,98
Panas Produk H ₂ O		1.419.975,99
Panas Produk H ₂ SO ₄		920666,3193
Panas Produk CaSO ₄		1289209,661
Panas Produk CH ₃ COOH		127106,7116
Panas Produk Cl ₂		580769,3693

Panas Reaksi 1	48,894	
Panas Reaksi 2	862,41	
Panas Reaksi 3	370,19	
Panas yang diterima Pendingin		4.300.774,90
Total	12.512.504,12	12.512.504,12

2.5.2.6 Neraca Panas di Distilasi 1 (D-01)

Tabel 2. 13 Neraca Panas di Distilasi 1

Komponen	Input	Output
CH ₃ COCH ₃	81786,69233	
CHCl ₃	901999,1043	
H ₂ O	1419975,992	
CH ₃ COOH	127106,7116	
Q Destilat		
CHCl ₃		14360469,21
CH ₃ COCH ₃		8711164,848
H ₂ O		278126,7313
Q Bottom		
CH ₃ COCH ₃		108965,9407
CH ₃ COOH		10197295,44
H ₂ O		10981375,51
Q reboiler	42106529,17	
Total	44.637.398	44.637.398

2.5.2.7 Neraca Panas di Distilasi 2 (D-02)

Tabel 2. 14 Neraca Panas di Distilasi 2

Komponen	Input	Output
CHCl ₃	14.360.469	
CH ₃ COCH ₃	8.711.165	
H ₂ O	278.127	
Q Destilat		
CHCl ₃		6.879.295
CH ₃ COCH ₃		127.665

Q Bottom

CHCl ₃	1.318
CH ₃ COCH ₃	78.931
H ₂ O	26.334

Q yg diserap pendingin	16.236.218
Total	23.349.761

2.5.2.8 Neraca Panas Overall

Tabel 2. 15 Neraca Panas Overall

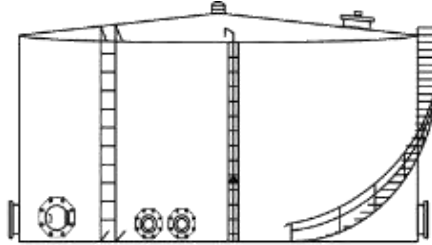
Komponen	Input	Output
Q1	67.361.697	
Q2	11.781.289	
Q3	79.143.087	79.143.087
Q4		65.067.526
Q5	14.075.559	14.075.559
Q6		1.564.337
Q7	12.511.223	12.511.223
Q8	800.081	
Q9	12.512.204	12.512.204
Q10	10.037.557	
Q11	23.349.761	23.349.761
Q12		7.112.543
Q13		16.236.218
Total	231.572.458	231.572.458

$$\text{Efisiensi} = \frac{\text{Panas Pakai}}{\text{Total Panas}} \times 100\%$$

$$\text{Efisiensi} = 95\%$$

BAB III SPESIFIKASI ALAT PROSES

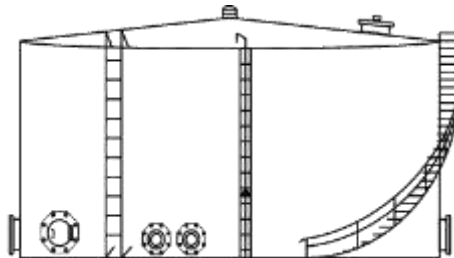
3.1 Tangki Penyimpanan Aseton



Gambar 3. 1 Tangki Penyimpanan Aseton

Kode : T-01
Fungsi : Menyimpan aseton dalam kondisi cair selama 4 bulan
Jumlah : 1 buah
Kondisi operasi : Tekanan 3 atm
Suhu 27 °C
Tipe : *Flat Bottom Vessel Conical Roof*
Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 283 Grade C
Kapasitas tangki : 58.226,78 bbl
Diameter tangki : 60 ft
Tinggi Tangki : 24 ft
Tebal tangki : 5/8 in

3.2 Tangki Penyimpanan Kalsium Hipoklorit

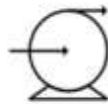


Gambar 3. 2 Tangki Penyimpanan Kalsium Hipoklorit

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan kalsium hipoklorit cair selama 4 bulan
Jumlah : 1 buah
Kondisi operasi : Tekanan 3 atm
Suhu 27 °C
Tipe : *Flat Bottom Vessel Conical Roof*
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 Grade C
Kapasitas tangki : 145.680,37 bbl
Diameter tangki : 80 ft
Tinggi Tangki : 30 ft
Tebal tangki : 5/8 in

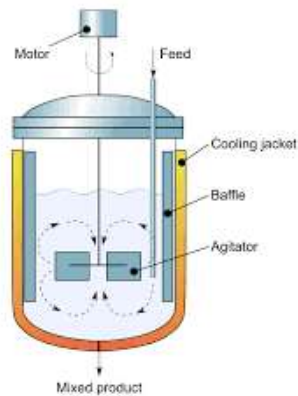
3.3 Pompa



Gambar 3. 3 Pompa

Kode : P-01
Fungsi : Mengalirkan bahan baku aseton dari tangki ke reaktor
Jumlah : 2 buah
Tipe : Pompa sentrifugal
Kapasitas : 27,72 gal/menit
Diameter Pipa : 2 in NPS, SCH 40
Panjang Pipa : 16,08 m
Head Pompa : 241,005 ft.lbf/lbm
Efisiensi Pompa : 48%
Daya Pompa : 1,13HP
Efisiensi Motor : 90%
Daya Motor : 1,06 HP

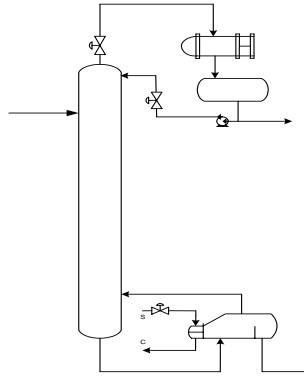
3.4 Reaktor



Gambar 3. 4 Reaktor

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan aseton dengan kalsium hipoklorit untuk menghasilkan kloroform
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/ <i>Continued Stirred Tank Reaktor</i> (CSTR)
Bahan konstruksi	: Low Alloy Steel SA-202 Grade A
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$, $T = 329 \text{ K}$
Tinggi reaktor	: 24,783 ft
Diameter reaktor	: 22,24 ft
Tebal dinding reaktor	: 3/8 in
Tinggi head	: 5,16 ft
Tebal head	: 1/3 in

3.5 Distilasi



Gambar 3. 5 Kolom Distilasi

Kode	: D-02
Fungsi	: Memisahkan kloroform dari aseton dan air
Tipe	: Sieve Tray
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1
Jumlah tray	: 41
Lokasi feed	: plate 18
Diameter	: 8 ft
Tebal	: 3/16 in
Tinggi menara	: 65,5 ft
Kondisi Operasi	
Atas	: Tekanan : 1,2 atm
	: Suhu : 327 K
Umpan	: Tekanan : 3 atm
	: Suhu : 358 K
Bawah	: Tekanan : 1,2 atm
	: Suhu : 353 K

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1 Utilitas

Utilitas dalam suatu pabrik merupakan sarana penunjang yang vital untuk kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu proses agar produksi dapat berjalan sesuai rencana. Utilitas yang diperlukan dalam pabrik kloroform guna memberikan kemudahan jalannya proses meliputi:

1. Unit Pengadaan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut:

- a. Air proses
- b. Air pendingin
- c. Air umpan boiler
- d. Air konsumsi umum dan sanitasi

2. Unit Pengadaan Steam

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan steam sebagai media pemanas untuk reboiler.

3. Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan instrumentasi pneumatic, untuk penyediaan udara tekan di bengkel dan untuk kebutuhan umum lainnya.

4. Unit Pengadaan Listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau alat-alat listrik, AC, maupun penerangan.

5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan boiler.

6. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini berfungsi mengolah limbah sanitasi dan air limbah proses.

4.1.1 Unit Pengadaan Air

Air yang digunakan untuk kebutuhan pabrik disuplai dari PT Krakatau Tirta Industri yang menyediakan air bersih sesuai dengan spesifikasi air yang akan digunakan. Air yang dapat dijadikan air pendingin, air sanitasi dan air hydrant menggunakan air bersih, sedangkan air proses menggunakan air demin dan air umpan boiler menggunakan air demin yang diolah terlebih dahulu melalui proses dearasi agar sesuai spesifikasi boiler. Setelah melewati proses, air akan dialirkan menuju cooling tower untuk digunakan kembali.

Demin Plant adalah unit pengolahan air bersih / jernih (filtered water) dengan sistem pertukaran ion agar air bebas dari zat-zat yang masih terlarut didalamnya, sehingga didapatkan air yang bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan boiler yang bertekanan tinggi. Kandungan mineral dalam air proses pabrik tidak diinginkan karena memiliki kecenderungan besar menimbulkan kerak. Penghilangan kandungan garam dilakukan dengan sistem pertukaran ion negatif dan ion positif yang terdapat didalam filtered water dengan menggunakan alat penukar. Mula-mula air bersih (filtered water) dialirkan ke Carbon Filter (CF) yang didalamnya terdapat activated carbon untuk pengikat zat organik dan penghilangan bau atau warna. Dari CF, air mengalir ke Cation exchanger yang berisi resin kation yang akan mengikat kation dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya air mengalir ke Anion exchanger dimana anion dalam air bertukar dengan ion OH^- dari resin anion. Yang terakhir dialirkan ke Mixed Bed, dimana didalam mixed bed akan terjadi pertukaran ion kembali yang sebelumnya belum bertukar secara sempurna.

Sistem air pendingin merupakan sistem yang menyediakan air pendingin dengan kualitas dan kuantitas tertentu yang diperlukan untuk pendinginan proses dipabrik. Proses pendinginan di Cooling Tower yang telah menyerap panas proses pabrik dialirkan kembali ke Cooling Tower untuk didinginkan. Air dialirkan ke bagian atas Cooling Tower kemudian dijatuhkan ke bawah dan akan kontak langsung dengan aliran udara yang dihisap oleh Induced Draft (ID) Fan.

Akibat kontak dengan aliran udara terjadi proses pengambilan panas dari air oleh udara dan juga terjadi proses penguapan sebagian air dengan melepas panas laten yang akan mendinginkan air yang jatuh ke bawah. Air yang telah menjadi dingin tersebut dapat ditampung di basin dan dapat dipergunakan kembali sebagai

Cooling Water. Input sistem air pendingin adalah hot water (HW) dengan suhu 60°C. Untuk menjaga kualitas air pendingin, akan diperlukan treatment dengan penambahan bahan kimia tertentu yang berfungsi untuk menjaga kondisi peralatan dan juga efektivitas dari proses perpindahan panas di pabrik kloroform. Bahan kimia yang ditambahkan antara lain:

- a. Corrosion inhibitor adalah suatu campuran dari ortho-fosfat, polyphosphate, dan Zn yang berfungsi untuk mencegah terjadinya oksidasi logam Fe dan O₂ yang menyebabkan terjadinya korosi.
- b. Bio dispersant adalah bahan kimia yang terdiri dari campuran poly electrolyte yang berfungsi sebagai desinfektan dan mendispersikan slime yang terbentuk didala sistem.
- c. Scale dispersant adalah campuran bahan kimia dengan unsur utama poly electrolyte yang berfungsi untuk menghindari terjadinya pengendapan yang berlebihan dari calcium ortho-phosphate (Ca-o-PO₄)
- d. Biocide sebagai desinfektan
- e. Oxidizing biocide yang berfungsi untuk mengendalikan laju pertumbuhan mikroorganisme di sistem air pendingin, yang berupa klorin (Cl₂) dan bromin (Br₂).

Kualitas Cooling Water harus dijaga sesuai parameter design yang telah ditetapkan oleh vendor. Bahan Kimia yang diinjeksikan pada Cooling water bertujuan untuk mencegah tiga hal penting, yaitu :

- a. Mencegah Korosi (Corrosion inhibitor).
- b. Mencegah Kerak (Scale inhibitor).
- c. Mencegah pertumbuhan Mikroorganisme (Biocide).

Kebutuhan air bersih di perusahaan ini yaitu:

Air untuk proses = 282 m³/hari

Air untuk pendingin = 191.778 m³/hari

Air untuk umpan boiler = 1.097 m³/hari

Air untuk keperluan umum = 114 m³/hari

Maka, total akhir kebutuhan air bersih = 193.271 m³/hari

Kebutuhan air bersih ini akan disuplai dari PT Krakatau Tirta Industri.

4.1.2 Unit Pengadaan Steam

Kebutuhan steam untuk digunakan pada proses produksi Kloroform yaitu:

Kebutuhan steam pada Reboiler 1 = 15.337 kg/jam

Kebutuhan steam pada Reboiler 1 = 5.914 kg/jam

Total kebutuhan steam yang digunakan = 21.251 kg/jam

Kebutuhan steam ini akan disuplai dari PT Krakatau Sarana Infrastruktur.

4.1.3 Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik yang digunakan industri dapat disuplai dari PT Krakatau Daya Listrik (PT KDL).

4.1.3.1 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses dan Keperluan Pengolahan Air

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses dan keperluan pengolahan air dapat diperkirakan sebagai berikut :

Tabel 4. 1 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses

Nama Alat	Hp	Jumlah	Total Hp
Pompa (P-01)	10,305	1	10,305
Pompa (P-02)	8,426	1	8,426
Pompa (P-03)	1,723	1	1,723
Pompa (P-04)	6,522	1	6,522
Pompa (P-05)	6,208	1	6,208
Pengaduk R-01	43,616	1	43,616
Pengaduk ACD-01	43,616	1	43,616
Total			120,416

Tabel 4. 2 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Air

Nama Alat	Hp	Jumlah	Total Hp
Pompa <i>Raw Water</i>	2	2	4
Pompa <i>Softener</i>	2	1	3
Pompa <i>Daerator</i>	2	1	2
Pompa Sanitasi	2	2	4
Pompa Pendingin	2	1	2
Pompa <i>Boiler</i>	5	2	10
Pompa Kondensat	2	1	2
Pompa Pengolahan Limbah	3	1	3
Pompa Bahan Bakar	2	2	4
<i>Draft Fan Cooling Tower</i>	10	1	10
Kompresor Udara Tekan	10	5	50
Total			94

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan total listrik} &= \text{Kebutuhan listrik (proses +air)} \\
&= (120,416 + 94) \text{ Hp} \\
&= 214,416 \text{ Hp} \\
\text{Jika diketahui 1 Hp} &= 0,746 \text{ kW} \\
\text{Maka power yang dibutuhkan} &= 214,416 \times 0,746 \text{ kW} \\
&= 159,95 \text{ kW}
\end{aligned}$$

4.1.3.2 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan dan AC

Besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan penerangan disesuaikan dengan luas ruangan dan disesuaikan dengan kegunaan ruangan.

Tabel 4. 3 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Bangunan	Luas	Ft	Cd	Lumen
Pos Keamanan	50	538,18	10	5381,8
Parkir	600	6458,16	10	64581,6
Masjid	300	3229,08	10	32290,8
Utilitas	1500	16145,4	15	242181
Laboratorium	200	2152,72	15	32290,8
Kantor	1200	12916,3	10	129163
Bengkel	800	8610,88	20	172218
Pemadam kebakaran	100	1076,36	15	16145,4
Area Proses	2500	26909	25	672725
Jalan/taman	1100	11840	10	118400
Poliklinik	50	538,18	5	2690,9
Garasi	600	6458,16	10	64581,6
Gudang	200	2152,72	10	21527,2
Penyimpanan produk dan bahan baku	3800	40901,7	10	409017
Unit pengolahan limbah	600	6458,16	10	64581,6
Area perluasan	6500	69963,4	5	349817
Ruang kontrol	150	1614,54	10	16145,4
Total	20250	217963	200	2413737

Lampu yang direncanakan untuk semua area dalam bangunan menggunakan *fluoresecent* 40 watt. Lumen output tiap lampu *instant starting daylight* 40 W adalah 1960 Lumen (Perry, 3rd edition, hal 1.758).

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah lumen dalam ruangan} &= 1810302 \text{ lumen} \\
\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= 540891/1960 \\
&= 275 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Area diluar ruangan digunakan lampu Mercury 250 watt. Output tiap lampu adalah 10000 lumen (*Perry, 3rd edition, hal, 1.758*).

Jumlah lumen di luar ruangan = 603434 lumen

Jumlah lampu yang dibutuhkan = 603434/10.000
= 60 buah

Total daya penerangan = (40 x 275) + (250 x 60)
= 26.000 Watt
= 26 kW

Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 15.000 watt = 15 kW.

4.1.3.3 Listrik untuk Laboratorium dan Instrumentasi

Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi diperkirakan 15 kW

Total kebutuhan listrik = (111,90 + 15,84+ 15 + 15) kW
= 157,74 kW

Cos Q = 0,85

Jadi total kebutuhan listrik :

$$\text{Kebutuhan listrik} = \frac{157,74}{0,85}$$

Kebutuhan listrik = 185,58 kW

Kebutuhan tenaga listrik yang digunakan industri ini disuplai dari PT Krakatau Daya Listrik (PT KDL) yang juga terletak di PT Krakatau Sarana Infrastruktur (dahulu bernama PT Krakatau Industrial Estate Cilegon).

4.1.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar, maka digunakan bahan bakar cair *Industrial Diesel Oils* (IDO) yang diperoleh dari Pertamina Balongan.

$$HHV = 33.950 C + 144.200 \left(H_2 - \frac{O_2}{8} \right) + 9.400 S$$

HHV = *High heating value*

C = Persentase karbon dalam bahan bakar

H₂ = Persentase hidrogen dalam bahan bakar

O₂ = Persentase oksigen dalam bahan bakar

S = Persentase sulfur dalam bahan bakar

Diperoleh nilai HHV = 41.802 kJ/kg

$$NHV = HHV - 2400 (M + 9H_2)$$

NHV = *Net heating value*

HHV = *High heating value*

M = Persentase air dalam bahan bakar

H = Persentase hidrogen dalam bahan bakar

Diperoleh nilai NHV = 39.635kJ/kg

Kebutuhan steam = 21.251 kg/jam

Maka kebutuhan bahan bakarnya adalah:

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{21.251}{39.635}$$

Kebutuhan bahan bakar = 0,536 kJ/jam

Kebutuhan bahan bakar = 12,9 kJ/hari

4.1.5 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan berfungsi untuk menjalankan sistem instrumentasi di seluruh area proses dan utilitas yang dihasilkan dari kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut digunakan 2 buah kompresor. Udara tekan yang dihasilkan harus bersifat kering, bebas minyak dan tidak mengandung partikel-partikel

4.1.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi Kloroform terdiri dari limbah cair, padat, dan gas.

4.1.6.1 Unit Pengolahan Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik kloroform berasal dari hasil bawah kolom distilasi berupa air dan aseton. Pengolahan limbah cair ini dengan mengalirkan limbah ke bak netralisasi (neutralizing pond) untuk menurunkan suhu limbah dan juga mengatur pH limbah. Dilanjutkan menuju kolam anaerobik (anaerobic pond) dimana lemak diubah menjadi asam organik dan selanjutnya asam organik ini diubah menjadi gas metan. Lalu, dialirkan menuju kolam aerasi untuk memperkaya cairan limbah dengan oksigen dan membunuh bakteri anaerob dengan cara menyebarkan cairan ke udara dengan menggunakan aerator, atau dengan

memasukkan udara ke dalam cairan dengan menggunakan kompresor. Setelah itu, limbah dialirkan ke kolam pengendapan (settling pond) untuk mengendapkan zat-zat padat. Selanjutnya dialirkan menuju kolam terakhir yaitu kolam aerobik (aerobic pond) agar cairan dari kolam pengendapan dapat menyerap lebih banyak oksigen dari udara.

4.1.6.2 Unit Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan berupa sludge CaSO_4 yang berasal dari netraliser. Pengolahan limbah padat ini dilakukan dengan cara proses sedimentasi, limbah dialirkan ke dalam bak pengendap (clarifier). Setelah terbentuk endapan, dilanjutkan dengan pemisahan padatan, padatan (flok) yang keluar dari bagian bawah bak pengendap (clarifier) difilter press sehingga diperoleh padatan dengan kadar air kecil, yang selanjutnya akan dikeringkan.

4.2 Laboratorium

Laboratorium memiliki peranan yang sangat besar dalam suatu pabrik untuk memperoleh data – data yang diperlukan. Data – data tersebut digunakan untuk evaluasi unit –unit yang ada dan biasanya digunakan untuk evaluasi tingkat efisiensi dan pengendalian mutu.

Pengendalian mutu pada suatu pabrik hakikatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Pengendalian mutu dilakukan mulai dari bahan baku, saat proses berlangsung, dan juga pada hasil atau produk.

Pengendalian rutin dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui bahwa apakah proses berjalan dengan normal atau menyimpang. Apabila diketahui analisa tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui atau diatasi.

4.2.1 Analisa Bahan baku

- Analisa kadar kemurnian Aseton

Tujuan : Mengetahui kemurnian Aseton

Alat : Gas Chromatography

Analisa : Aliran dibuka menuju ke alat kromatografi gas. Komputer dan alat kromatografi gas dinyalakan dan ditunggu beberapa saat hingga alat menyala. Aplikasi online kromatografi gas dibuka pada komputer dan diklik load method, kemudian dipilih metode yang akan digunakan (ASTM D-2887). Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom dinaikkan untuk pengkondisian awal alat kromatografi gas. Pengkondisian awal alat kromatografi gas dilakukan hingga tidak muncul peak atau puncak pada kromatogram yang dihasilkan. Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom diturunkan hingga temperatur awal atau temperatur minimum dan ditunggu hingga mencapai temperatur awal atau temperatur minimum, kemudian alat kromatografi gas siap digunakan untuk analisis.

Metode : ASTM D-2887

- Specific gravity

Tujuan : Menentukan *relative density* dari Aseton

Alat : *Hydrometer Cylinder*

Analisa : Sampel dimasukkan ke dalam suatu *hydrometer cylinder*, kemudian dilakukan pengukuran temperatur sampel dan pembacaan skala specific gravity yang ditunjukkan oleh *hydrometer cylinder*. Hasil yang didapat kemudian dikonversi ke SG 60/60°F.

Metode : ASTM D-1298

- Analisa kadar kemurnian Kalsium Hipoklorit

Tujuan : Mengetahui kemurnian Kalsium Hipoklorit

Alat : Gas Chromatography

Analisa : Aliran dibuka menuju ke alat kromatografi gas. Komputer dan alat kromatografi gas dinyalakan dan ditunggu beberapa saat hingga alat menyala. Aplikasi online kromatografi gas dibuka pada komputer dan diklik load method, kemudian dipilih metode yang akan digunakan (ASTM D-2887). Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom dinaikkan untuk pengkondisian awal alat kromatografi gas. Pengkondisian awal alat kromatografi gas dilakukan hingga tidak muncul peak atau puncak pada kromatogram yang dihasilkan. Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom diturunkan hingga temperatur awal atau temperatur minimum

dan ditunggu hingga mencapai temperatur awal atau temperatur minimum, kemudian alat kromatografi gas siap digunakan untuk analisis.

Metode : ASTM D-2887

- Specific gravity

Tujuan : Menentukan *relative density* dari Kalsium Hipoklorit

Alat : *Hydrometer Cylinder*

Analisa : Sampel dimasukkan ke dalam suatu *hydrometer cylinder*, kemudian dilakukan pengukuran temperatur sampel dan pembacaan skala specific gravity yang ditunjukkan oleh *hydrometer cylinder*. Hasil yang didapat kemudian dikonversi ke SG 60/60°F.

Metode : ASTM D-1298

4.2.2 Analisa Produk

- Analisa kadar kemurnian Kloroform

Tujuan : Mengetahui kemurnian Kloroform

Alat : Gas Chromatography

Analisa : Aliran dibuka menuju ke alat kromatografi gas. Komputer dan alat kromatografi gas dinyalakan dan ditunggu beberapa saat hingga alat menyala. Aplikasi online kromatografi gas dibuka pada komputer dan diklik load method, kemudian dipilih metode yang akan digunakan (ASTM D-2887). Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom dinaikkan untuk pengkondisian awal alat kromatografi gas. Pengkondisian awal alat kromatografi gas dilakukan hingga tidak muncul peak atau puncak pada kromatogram yang dihasilkan. Temperatur detektor, temperatur oven, dan temperatur kolom diturunkan hingga temperatur awal atau temperatur minimum dan ditunggu hingga mencapai temperatur awal atau temperatur minimum, kemudian alat kromatografi gas siap digunakan untuk analisis.

Metode : ASTM D-2887

- Specific gravity

Tujuan : Menentukan *relative density* dari kloroform

Alat : *Hydrometer Cylinder*

Analisa : Sampel dimasukkan ke dalam suatu *hydrometer cylinder*, kemudian dilakukan pengukuran temperatur sampel dan pembacaan skala specific gravity yang ditunjukkan oleh *hydrometer cylinder*. Hasil yang didapat kemudian dikonversi ke SG 77/77°F.

Metode : ASTM D-1298

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Kloroform yang akan didirikan direncanakan memiliki :

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Kloroform
- Status Perusahaan : Anak Perusahaan PT. Kimia Farma
- Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten, Jawa Barat

Pabrik Kloroform ini merupakan Anak perusahaan dari PT. Kimia Farma yang memiliki kantor pusat di Jl. Veteran No. 9, Jakarta Pusat, Daerah Khusus Ibukota Jakarta yang bergerak dibidang manufaktur farmasi dan manufaktur obat herbal. Perusahaan tersebut membutuhkan kloroform sebagai bahan baku utama dalam pembuatan bus.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

- Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, beserta staff/karyawan perusahaan.
- Efisiensi dan manajemen, Para pemegang saham duduk dalam Dewan Komisaris. Dewan Komisaris. Dewan Komisaris dapat memilih Dewan Direksi diantaranya Direktur Utama yang cukup berpengalaman.
- Lapangan usaha lebih besar, Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang cukup besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usahanya.

5.2 Tugas dan Wewenang

5.2.1 Kepala Pabrik

Terdiri dari, kepala bagian keuangan dan umum serta kepala bagian Teknik dan produksi. Kepala pabrik bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala Tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Kepala pabrik membawahi kepala bagian keuangan dan umum serta kepala bagian Teknik dan produksi yang semuanya berada dalam pengawasan dewan komisaris. Tugas Kepala Pabrik dimana Kepala pabrik merupakan pimpinan tertinggi dalam operasional perusahaan. Tugasnya terdiri dari :

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab kepada pemegang saham dalam rapat umum pada akhir masa jabatan.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antar pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan RUPS.
- Mengkoordinir Kerjasama dengan manajer keuangan dan umum serta manajer Teknik dan produksi.

5.2.2 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian bertanggung jawab pada Direktur dan apabila diperlukan dapat bertindak sebagai staff direktur dan apabila diperlukan dapat bertindak sebagai staff direktur pada satuannya masing-masing. Kepala bagian yang terdapat dalam perusahaan ini antara lain adalah:

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang mutu dan jkelancaran produksi.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

- Seksi Proses dan Utilitas
- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Proses :

- Mengawasi jalannya proses produksi baik mengenai proses langsung maupun penanganan bahan pembantu.

➤ Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan.

➤ Mengurangi potensi bahaya yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

Tugas Seksi Laboratorium :

➤ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

➤ Mengawasi dan menganalisa hasil buangan pabrik.

b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab pada Direktur Produksi dalam pemeliharaan, perbaikan fasilitas dan keselamatan produksi.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

➤ Seksi Pemeliharaan dan Pengadaan

➤ Seksi K3 dan Limbah

Tugas Seksi Pemeliharaan dan Pengadaan

▪ Melaksanakan pemeliharaan dan perbaikan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

▪ Melaksanakan pengadaan kebutuhan yang berkaitan dengan pemeliharaan peralatan pabrik.

Tugas Seksi K3 dan limbah :

▪ Melaksanakan tugas pengawasan K3.

▪ Melaksanakan tugas pengolahan limbah hasil buangan.

▪ Mencari solusi terbaik untuk mengurangi efek buruk yang dapat ditimbulkan oleh aktivitas produksi pada lingkungan sekitar.

c. Kepala Bagian Keuangan

Tugas Kepala Bagian Keuangan :

▪ Bertanggung jawab kepada Direktur Umum dan Keuangan dalam bidang administrasi dan keuangan.

▪ Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian keuangan membawahi:

➤ Seksi Administrasi

➤ Seksi Akutansi

➤ Seksi Pembelian dan Pemasaran

Tugas Seksi Administrasi

- Mengatur administrasi persediaan kantor dan pembukuan
- Menyelenggarakan pencatatan arsip masuk dan keluar.

Tugas Seksi Akuntansi

- Menghitung penggunaan uang dan surat berharga perusahaan termasuk masalah hutang piutang dan perpajakan.
- Melakukan prediksi tentang kondisi keuangan ke depan baik internal maupun eksternal perusahaan.

Tugas Seksi Pembelian dan Pemasaran

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pasaran dan mutu dari bahan baku dan produk, sehingga dapat mengatur strategi pemasaran produk.
- Mengatur masuk keluarnya barang dari gudang.

d. Kepala Bagian Umum

Tugas Kepala Bagian Umum:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
- Seksi Hubungan Masyarakat
- Seksi Keamanan

Tugas Seksi Personalia:

- Bertugas untuk membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin sehingga produktivitas dan kualitas kerja dapat terus semakin meningkat.
- Mengatur hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

Tugas Seksi Hubungan Masyarakat:

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

Tugas Seksi Keamanan:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang di lingkungan pabrik dan sekitarnya.
- Menjaga kelancaran kerja di perusahaan sehingga aman dari gangguan baik yang bersifat internal maupun eksternal.

e. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Divisi masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab kepada Kepala Divisi masing-masing sesuai dengan tugasnya masing-masing.

5.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Klorofom direncanakan beroperasi 350 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down.

Pembagian kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan:

a. Karyawan *NonShift*

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Adapun yang termasuk para karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala bagian, Kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja:

- Hari Senin s.d Jum'at : Jam 07.30 – 16.30

Jam Istirahat:

- Hari Senin s.d Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Jam 11.30 – 13.00

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau menjalankan bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Shift Pagi : Jam 07.00 – 15.00
- Shift Siang : Jam 15.00 – 23.00
- Shift Malam : Jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, di mana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 2 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	L	L	P	S	M	L	L	P	S	M	L	L	P	S
II	P	S	M	L	L	P	S	M	L	L	P	S	M	L
III	S	M	L	L	P	S	M	L	L	P	S	M	L	L
IV	L	L	S	M	P	L	L	S	M	S	L	L	S	P

Keterangan:

P : Pagi

M : Malam

S : Siang

L : Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh kedisiplinan karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberikan absensi. Di samping itu masalah absensi nantinya digunakan oleh pimpinan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

5.4 Status Karyawan dan Sistem Gaji

Pada pabrik Kloroform ini sistem gaji karyawan berbeda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawan dan keahlian. Menurut status karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

5.4.1 Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

5.4.2 Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

5.4.3 Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

5.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.5.1 Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawabnya. Jenjang Pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar sarjana S1 hingga lulusan SMP. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 5. 2 Perincian Tingkat Pendidikan

No	JABATAN	PENDIDIKAN MINIMAL
1.	Kepala Pabrik	S2
2.	Sekretaris	S1
3.	Kepala Bagian Keuangan dan Umum	S1
4.	Kepala Bagian Teknik dan Produksi	S1
5.	Kepala Seksi Pemasaran dan Keuangan	S1
6.	Personalia dan Umum	S1
7.	Kepala Seksi Proses	S1
8.	Kepala Seksi Teknik	S1
9.	Karyawan Bagian Pemasaran dan Keuangan	S1
10.	Karyawan Bagian Personalia dan Umum	S1
11.	Karyawan Bagian Proses	S1
12.	Karyawan Bagian Teknik	S1

5.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.

Tabel 5. 3 Perincian Jumlah Karyawan

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Orang/alat x Shift	Shift
1.	Tangki	3	0,2	0,6
2.	Pompa	5	-	-
3.	Acidifier	1	0,1	0,1
4.	Reaktor	1	0,5	0,5
5.	Distilasi	2	0,4	0,8
6.	Kondensor	2	0,3	0,6
7.	Cooler	1	0,4	0,4
Total				3,0

Dalam pabrik ini direncanakan 1 karyawan akan memegang 2 alat dengan 3 jumlah shift. Jumlah keseluruhan karyawan proses = Jumlah shift x jumlah karyawan

$$= 3 \times 3,0 \text{ orang}$$

$$= 9,0 \text{ orang} \rightarrow 9 \text{ orang}$$

Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan

No	JABATAN	JUMLAH
1.	Kepala Pabrik	1
2.	Sekretaris	1
3.	Kepala Bagian Keuangan dan Umum	1
4.	Kepala Bagian Teknik dan Produksi	1
5.	Kepala Seksi Pemasaran dan Keuangan	1
6.	Personalia dan Umum	1
7.	Kepala Seksi Proses	1
8.	Kepala Seksi Teknik	1
9.	Karyawan Bagian Pemasaran dan Keuangan	5
10.	Karyawan Bagian Personalia dan Umum	5
11.	Karyawan Bagian Proses	15
12.	Karyawan Bagian Teknik	15
Total		48

Tabel 5. 5 Perincian Golongan dan Gaji

No.	JABATAN	Jumlah	GAJI/BULAN
1	Kepala Pabrik	1	Rp. 35.000.000
2	Sekretaris	1	Rp. 25.000.000
3	Kepala Bagian Teknik dan Produksi	1	Rp. 25.000.000
4	Kepala Bagian keuangan dan umum	1	Rp. 25.000.000
5	Kepala Seksi Proses	1	Rp. 11.000.000
6	Kepala Seksi Teknik	1	Rp. 11.000.000
7	Kepala Seksi Pemasaran dan Keuangan	1	Rp. 15.000.000
8	Kepala Personalia dan Umum	1	Rp. 15.000.000
9	Karyawan Bagian Pemasaran dan Keuangan	5	Rp. 4.657.222
10	Karyawan Bagian Personalia dan Umum	5	Rp 4.657.222
11	Karyawan Bagian Proses	15	Rp 4.657.222
12	Karyawan Bagian Teknik	15	Rp 4.657.222

5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan karyawan diberikan oleh perusahaan oleh:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan lamanya jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun,
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
- Cuti hamil diberikan kepada karyawan yang sedang hamil.

3. Pakaian Kerja

- Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah 3 pasang/tahun dan sepatu 1 pasang/tahun.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan UU yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan peraturan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

- ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00

5.7 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat hubungannya dengan pengendalian, di mana perencanaan adalah merupakan tolok ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

5.1.1 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada 2 hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Kemampuan pasar dapat dibagi menjadi dua kemungkinan:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan dengan kemampuan pabrik maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil:

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung ruginya.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain

2. Kemampuan Pabrik

- Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain: material (bahan baku).
- Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
- Manusia (tenaga kerja)
- Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu pelatihan/training pada karyawan agar keterampilan meningkat.
- Mesin (peralatan)

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

5.1.2 Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan, perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

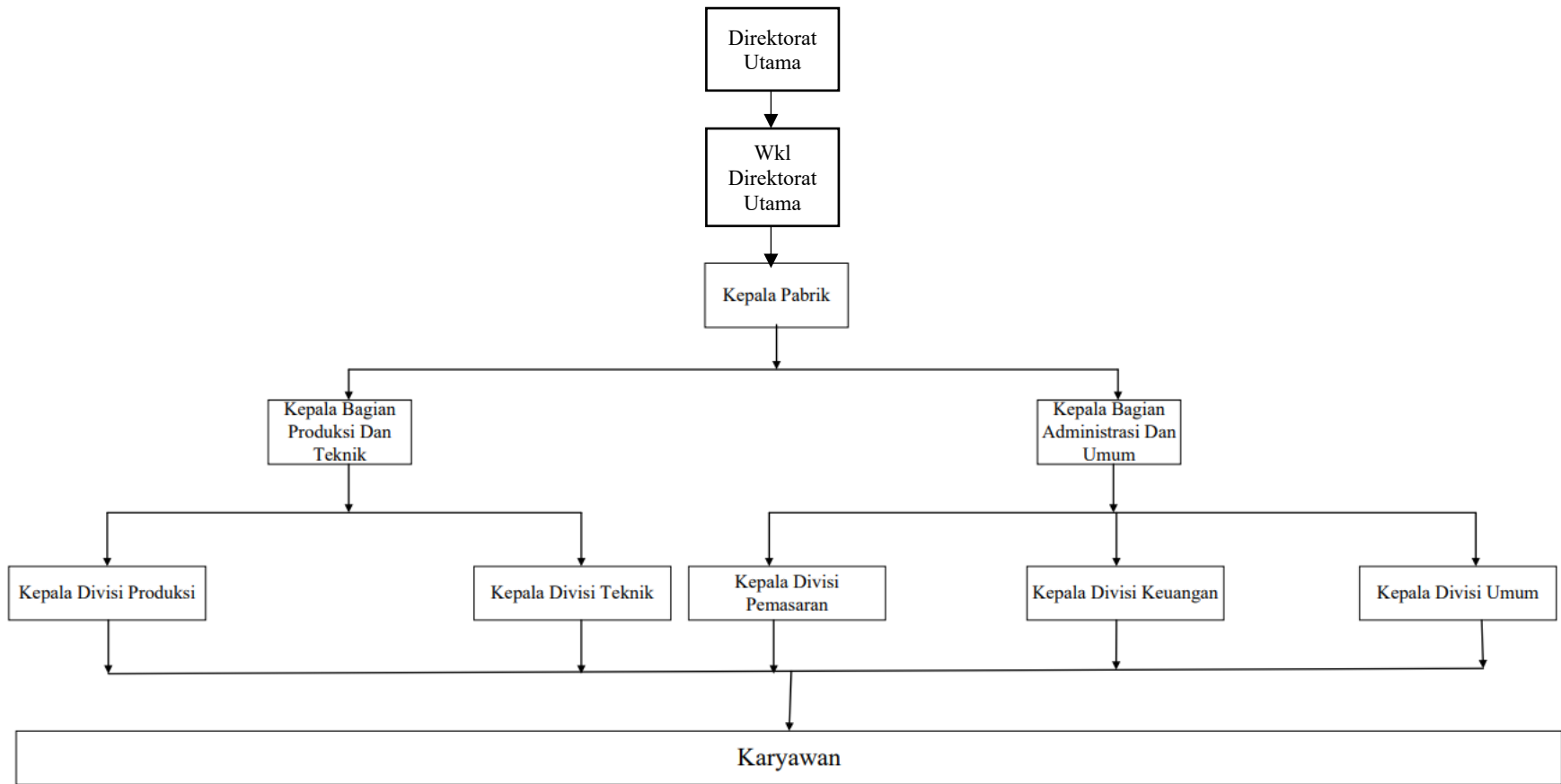
Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan ini perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi dengan keadaan yang ada.

3. Pengendalian Waktu

Untuk menjaga kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Maka perlu pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



Gambar 5. 1 Stuktur Organisasi Pabrik Kloroform

BAB VI
TROUBLESHOOTING

Tabel 6. 1 *Troubleshooting* Unit Penyimpanan

Equipment / Unit : Tahap Penyimpanan Bahan Baku dan Pemindahan							
Intention : Menyimpan bahan baku dalam tangki penyimpanan dan mengalirkan bahan baku serta produk							
No.	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1.	Tangki penyimpanan bahan baku	Tangki penyimpanan bahan baku berfungsi untuk menyimpan aseton.	Overload	Tekanan melebihi rancangan desain yang telah dibuat	Aseton akan menguap dan keluar dari tangki sehingga produk tidak sesuai dengan spesifikasi dan menyebabkan kebakaran.	Pemasangan PIC (<i>Pressure Indicator Controller</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Pemeriksaan dan pemeliharaan secara berkala pada tangki. • Memeriksa pipa-pipa yang tersambung pada tangki.
2.	Pompa	Pompa berfungsi untuk mengalirkan bahan baku dari	Kavitasi	Adanya udara yang masuk pada impeller	Bahan baku tidak dapat ditransfer	Melakukan pengecekan terhadap suction pump	Melakukan pembersihan impeller

		tangki menuju reaktor					
3.	Tangki penyimpanan produk	Tangki penyimpanan produk berfungsi untuk menyimpan kloroform	Overload	Tekanan melebihi rancangan desain yang telah dibuat	Produk kloroform akan menguap dan keluar dari tangki sehingga produk tidak sesuai dengan spesifikasi dan menyebabkan kebakaran.	Pemasangan PIC (<i>Pressure Indicator Controller</i>)	<ul style="list-style-type: none"> • Pemeriksaan dan pemeliharaan secara berkala pada tangki. • Memeriksa pipa-pipa yang tersambung pada tangki.

Tabel 6. 2 *Troubleshooting* Unit Proses Produksi Kloroform

Equipment / Unit: Tahap Proses							
Intention: Proses pembuatan kloroform							
No.	Component	Description	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	Recommendation
1.	Reaktor CSTR	Berfungsi untuk mereaksikan Aseton dengan Kalsium Hipoklorit sehingga membentuk Kloroform	Overheating	<ul style="list-style-type: none"> • Panas dalam reaksi berlebih • Kerusakan pada heater 	<ul style="list-style-type: none"> • Konversi reaksi yang terjadi tidak sesuai dengan yang diinginkan • <i>Feed</i> dari aseton dan kalsium hipoklorit kurang 	<ul style="list-style-type: none"> • Temperature control • Flow control 	<ul style="list-style-type: none"> • Pemasangan temperature control agar temperature sesuai dengan kondisi operasi • Pemasangan alarm <i>flow control</i> • Melakukan <i>maintenance</i> dan jadwal pemeliharaan untuk <i>Flow Control</i> (FC) pada reaktor. • Pengecekan secara berkala

2.	Netraliser	Berfungsi untuk memisahkan produk dengan senyawa lain yang tidak diinginkan	<ul style="list-style-type: none"> • Overload • Overflow 	Tekanan melebihi rancangan desain yang telah dibuat	Tercampurnya senyawa yang tidak diinginkan dengan produk sehingga pemisahan tidak maksimal	Saluran pengeluaran diperbesar	Melakukan pengecekan atau pengurangan pada saluran pengeluaran
3.	Distilasi	Berfungsi untuk memisahkan produk kloroform dari campurannya sehingga diperoleh produk utama	<ul style="list-style-type: none"> • Overheating • Underheating 	<ul style="list-style-type: none"> • Peningkatan suhu distilasi • Penurunan suhu distilasi 	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Overheating</i> pada tabung pemanas menyebabkan kebocoran tabung dan memicu ledakan 	<ul style="list-style-type: none"> • Reflux diperbesar • Reflux diperkecil 	<ul style="list-style-type: none"> • Mempertimbangkan memperbesar reflux • Mempertimbangkan memperkecil reflux • Pemeriksaan jalur transfer secara teratur dan perawatan maintenance yang rutin

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang layak untuk berdiri atau tidak. Oleh karena itu, dalam Prarancangan Pabrik Kloroform ini perlu dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau menggunakan metode berikut:

1. *Profit On Sales* (POS)
2. *Return On Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)

Untuk menunjang faktor-faktor tersebut di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

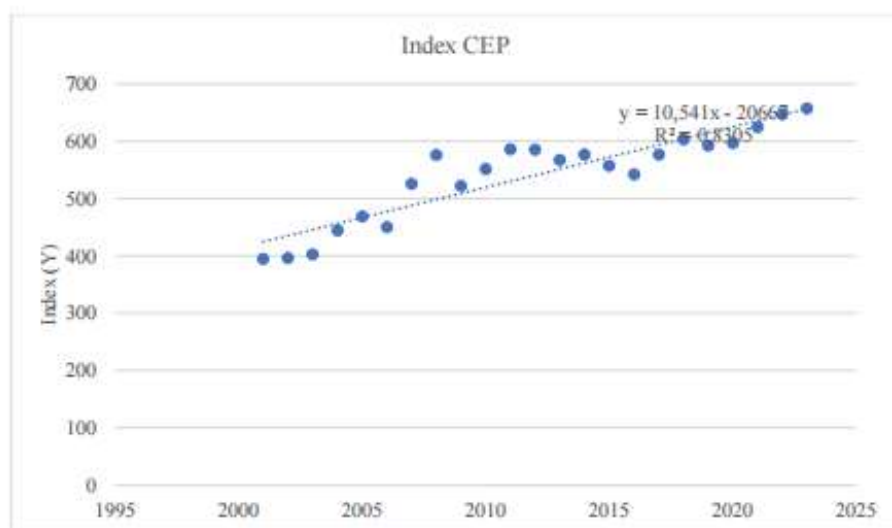
1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
3. Total pendapatan

7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi negara. Untuk mengetahui harga peralatan pada tahun mendatang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari majalah "*Chemical Engineering*".

Tabel 7. 1 Indeks CEP Tahun 2000 sampai dengan 2022 (Chemengonline.com, 2021)

Tahun (X)	Index (Y)
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	592,1
2020	596,2
2021	624,35
2022	646,8



Gambar 7. 1 Index CEP Tahun 2000 - 2022

Dari data tersebut diperoleh persamaan:

$$y = 10,356x - 20.293$$

dengan:

$$x = \text{tahun}$$

$$y = \text{index harga}$$

Nilai *plant cost index* pada tahun 2023 adalah:

$$\begin{aligned} y &= 10,356 (2023) - 20.293 \\ &= 657,188 \end{aligned}$$

Harga pada tahun 2023 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (1)$$

dengan:

$$E_x = \text{Harga alat pada tahun 2023}$$

$$E_y = \text{Harga alat pada tahun 2014}$$

$$N_x = \text{Nilai indeks tahun 2023}$$

$$N_y = \text{Nilai indeks tahun 2014}$$

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^x \quad (2)$$

dengan:

$$E_a = \text{Harga alat dengan kapasitas diketahui}$$

$$E_b = \text{Harga alat dengan kapasitas dicari}$$

$$C_a = \text{Kapasitas alat a}$$

$$C_b = \text{Kapasitas alat b}$$

$$x = \text{Eksponen}$$

7.1. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 36.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 350 hari
Pendirian Pabrik	: Tahun 2024

Harga Aseton	: Rp 32.000/kg (Global Market Place, 2020)
Harga Kalsium Hipoklorit	: Rp 27.000/kg
Asumsi Kurs dollar	: Rp 15.624/USD (tahun 2023)

7.2 Perhitungan Biaya

7.2.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital Investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, yang termasuk di dalamnya yaitu :

a. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

PEC adalah biaya pembelian peralatan proses, termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank, dan biaya pengangkutan sampai di lokasi pabrik.

b. *Installation Cost*

Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses di lokasi pabrik.

c. *Piping Cost*

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya.

d. *Instrumentation Cost*

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (*control*).

e. *Insulation Cost*

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistemn insulasi di dalam proses produksi.

f. *Electrical Cost*

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik.

g. *Building Cost*

Building Cost adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan di dalam lingkungan pabrik, antara lain perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, saluran air bersih, dan sanitasi.

h. *Land and Yard Improvement*

Land and Yard Improvement adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke areal pabrik dan paving. Jika pabrik didirikan di kawasan industri, biaya-biaya selain pembelian tanah tidak menjadi tanggungan pabrik lagi karena sudah disediakan.

i. *Utility Cost*

Utility Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain unit penyediaan air, *steam*, *cooling tower* dan udara tekan.

j. *Environmental Cost*

Environmental Cost adalah biaya untuk pemeliharaan kelestarian lingkungan di kawasan pabrik dan sekitarnya.

k. *Contractor's fee*

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik.

l. *Cost of Contingency*

Cost of Contingency adalah biaya kompensasi terhadap pengeluaran yang tak terduga, perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga dan kesalahan estimasi (Aries & Newton, 1955: 1-4).

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment adalah biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama kurun waktu tertentu secara normal, yang termasuk di dalamnya yaitu:

a. *Raw Material Inventory*

Raw material inventory adalah biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku, besarnya tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilainya, ketersediaannya, sumber dan kebutuhan *storagenya*.

b. *In Process Inventory*

In process inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.

c. *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut dilempar ke pasaran.

d. *Extended Credit*

Extended Credit adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

e. *Available Cash*

Available Cash adalah persediaan uang tunai untuk membayar buruh, *services*, dan material.

3. *Plant Start Up*

Plant Start Up adalah biaya yang harus dikeluarkan ketika pabrik mulai beroperasi atau telah *start up*.

4. *IDC (Interest During Construction)*

IDC (Interest During Construction) adalah biaya yang harus dikeluarkan selama masa pembangunan/konstruksi pabrik (Aries & Newton, 1955: 11-13).

7.2.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, termasuk di dalamnya yaitu (Aries & Newton, 1955: 119-173):

a. *Raw Material*

Biaya bahan baku meliputi 2 macam, yaitu:

- Harga pembelian sampai di tempat dari bahan-bahan yang dipakai dalam produksi.
 - Harga amortisasi dari bahan katalis selama waktu pemakaiannya.
- b. *Labor Cost*
Labor Cost adalah biaya untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.
- c. *Supervisory Expense*
Supervisory expense adalah biaya untuk menggaji semua personil yang bertanggung jawab langsung terhadap operasi produksi.
- d. *Maintenance Cost*
Maintenance Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses.
- e. *Plant Supplies Cost*
Plant Supplies Cost adalah biaya yang diperlukan untuk pengadaan *plant supplies*, antara lain *lubricants*, *charts*, dan *gaskets*.
- f. *Royalties and Patents*
Biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). *Royalties* biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan.
- g. *Cost of Utilities*
Cost of Utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses sehingga dihasilkan *steam*, air bersih, listrik, dan bahan bakar .

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran sebagai akibat dan bukan langsung karena operasi pabrik, termasuk di dalamnya yaitu (Aries & Newton, 1955: 173-179):

- a. *Payroll Overhead*
Payroll Overhead adalah pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja.
- b. *Laboratory*

Perusahaan harus mengeluarkan biaya untuk pengoperasian laboratorium karena laboratorium dibutuhkan untuk menjamin *quality control*.

c. *Plant Overhead*

Plant overhead adalah biaya untuk servis yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan *engineering* (termasuk *safety* dan *protection*).

d. *Packaging*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan *container* produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk serta nilainya.

e. *Shipping*

Biaya ini diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli.

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital* dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, termasuk di dalamnya yaitu (Aries & Newton, 1955: 179-182):

a. Depresiasi

Depresiasi adalah biaya penyusutan nilai peralatan dan gedung, besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

b. *Property Taxes*

Property taxes adalah pajak *property* yang harus dibayar oleh pihak pabrik, besarnya tergantung dari lokasi dan situasi di mana plant tersebut berdiri.

c. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya *plant* tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi.

7.2.3 General Expense

General expense adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost* (Aries & Newton, 1955: 185-187).

1. *Administration Cost*

Administration Cost adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan administrasi perusahaan, termasuk di dalamnya yaitu :

a. *Management Salaries*

Management salaries adalah gaji yang harus dibayarkan kepada semua karyawan perusahaan di luar buruh produksi, antara lain manajer utama, manajer, sekretaris dan kepala bagian.

b. *Legal Fees and Auditing*

Legal Fees adalah biaya untuk pengurusan legal, sedangkan *auditing* adalah biaya untuk membayar akuntan publik.

c. *Office Tools and Communication*

2. *Sales Expense*

Sales Expense adalah biaya administrasi yang diperlukan dalam penjualan produk, termasuk didalamnya biaya promosi apabila produk tergolong baru.

3. *Research*

Biaya riset diperlukan untuk mendukung pengembangan pabrik, baik perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk.

4. *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal.

7.3 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui kelayakan sebuah pabrik dapat dilihat dari profitabilitasnya. Jika profitabilitasnya tinggi maka pabrik potensial untuk dibangun. Untuk menganalisis apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan

atau tidak maka dilakukan analisis atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara analisis kelayakan adalah (Robert S Aries, 1955):

1. *Percent Profit on Sales (POS)*

Profit on sales adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual.

$$POS = \frac{\text{profit}}{\text{harga jual produk}} \times 100\% \quad (3)$$

2. *Percent Return on Investment (ROI)*

Return of Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan

$$ROI = \frac{\text{Profit/ tahun}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\% \quad (4)$$

3. *Pay Out Time*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* oleh *profit* sebelum dikurangi depresiasi (Peter & Timmerhaus, 1991).

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit + Depresiasi}} \quad (5)$$

4. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point* kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6)$$

Dalam hubungan ini :

$Fa = \text{Fixed Manufacturing Cost}$

Ra= Regulated Cost

Va= Variable cost

Sa= Penjualan produk

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah 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*).

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

7.4 Hasil Perhitungan

7.4.1 Fixed Capital Investment

Tabel 7. 2 Fixed Capital Investment

<i>Component</i>	<i>%</i>		<i>Cost</i>
Purchased Equipment Cost	0,23	Rp	598.002.350.400
Instalasi	0,083	Rp	215.800.848.188
Intrumentasi	0,064	Rp	166.400.654.024
Piping	0,073	Rp	189.800.745.997
Electrical	0,046	Rp	119.600.470.080
Buildings	0,046	Rp	119.600.470.080
Insulation	0,018	Rp	46.800.183.944
Utilitas	0,138	Rp	358.801.410.240
Land	0,009	Rp	23.400.091.972
Engineering and supervision	0,092	Rp	239.200.940.160
Construction Expense	0,11	Rp	286.001.124.104
Constructor Fee	0,018	Rp	46.800.183.944
Contingency	0,073	Rp	189.800.745.997
Fixed Plant Cost		Rp	761.802.994.205
Total	1	Rp	2.600.010.219.130

7.4.2 Working Capital Investment

Tabel 7. 3 Working Capital Investment

<i>Component</i>	<i>%</i>		<i>Cost</i>
Bahan Baku setiap tahun	0,40	Rp	1.828.650.600.000

Labor	0,09	Rp	164.578.554.000
Supervisi	0,10	Rp	182.865.060.000
Maintenance	0,02	Rp	36.573.012.000
Utilitas	0,06	Rp	109.719.036.000
Purchased power	0,10	Rp	182.865.060.000
Patent	0,01	Rp	18.286.506.000
Laboratory	0,10	Rp	182.865.060.000
Direct Cost	0,88	Rp	2.706.402.888.000
Depreciation	0,03	Rp	137.148.795.000
Ansurance	0,01	Rp	45.716.265.000
Property taxes	0,04	Rp	182.865.060.000
Plant overhead	0,04	Rp	182.865.060.000
Fixed Cost	0,12	Rp	548.595.180.000
Administrasi	0,02	Rp	91.432.530.000
Distribution marked	0,13	Rp	594.311.445.000
R&D	0,05	Rp	228.581.325.000
Financial	0,05	Rp	228.581.325.000
General Cost	0,25	Rp	1.142.906.625.000
Total	1,00	Rp	4.397.904.693.000

7.4.3 Harga Pokok Produksi

HPP = Total *Production Cost* / Kapasitas Produk

= Rp 75.178

Mark Up = 50% x Total *Production Cost*

= Rp 1.627.499.034.000

Total Harga Jual = Total *Production Cost* + *Mark Up*

= Rp 6.997.914.912.130

Harga per kg = Total harga jual/Kapasitas produk satu tahun

= Rp 194.387

Harga Jual = Rp 195.000

Harga Jual Pertahun = Kapasitas pertahun x Harga jual per kg

= Rp 7.020.000.000.000

7.4.4 Variable Cost

Tabel 7. 4 Variable Cost

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
Raw Material	Rp1.828.650.600.000
Utilitas	Rp 109.719.036.000
Royalti & Patent	Rp 18.286.506.000
Packaging + Transport	Rp 594.311.445.000
Total	Rp 2.550.967.587.000

7.4.5 Fixed Cost

Tabel 7. 5 Fixed Cost

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
Depreciation	Rp 137.148.795.000
Property taxes	Rp 182.865.060.000
Ansurance	Rp 45.716.265.000
Total	Rp 365.730.120.000

7.4.6 Regulated Cost (Ra)

Tabel 7. 6 Regulated Cost

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
Total Labor Cost	Rp 164.578.554.000
Payroll Overhead	Rp 139.891.770.900
Supervisi	Rp 182.865.060.000
Laboratorium	Rp 182.865.060.000
General expense	Rp 1.142.906.625.000
Plant Supplies	Rp 31.087.060.200
Plant Overhead	Rp 182.865.060.000
Maintenance	Rp 36.573.012.000
Total	Rp 2.063.632.202.100

7.4.6 Analisis Kelayakan

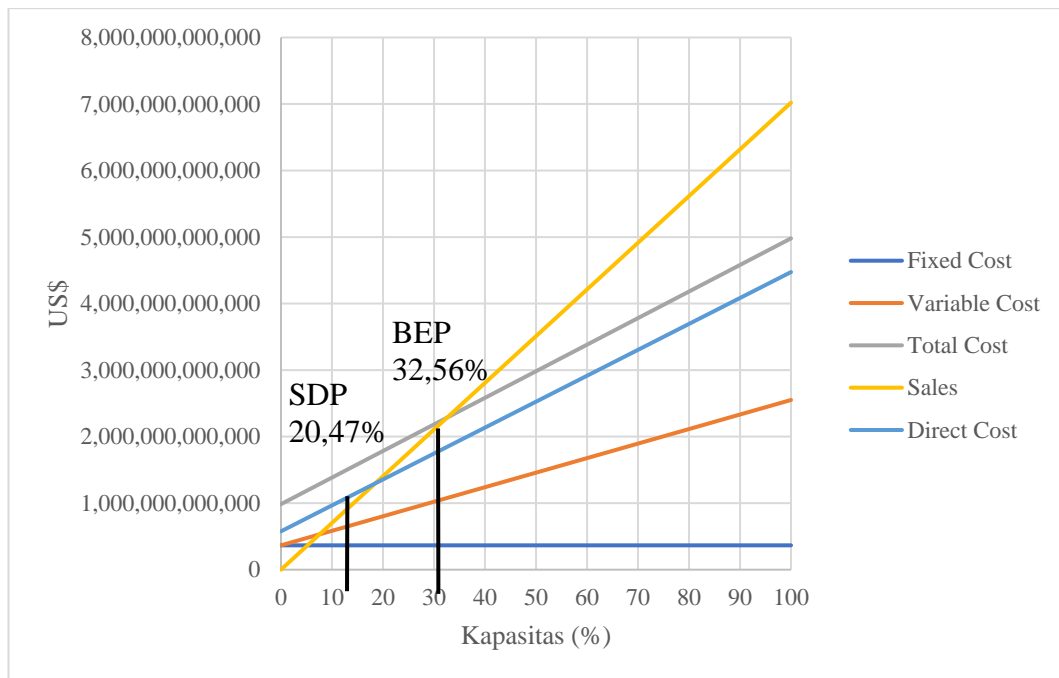
Tabel 7. 6 Cash Flow

Cash In	0	1	2	3
Sales		Rp 5.412.805.776.000,	Rp 5.954.086.353.600	Rp 6.549.494.988.960
Bank	Rp 4.492.628.794.080			
Modal sendiri	Rp 1.082.561.155.200	-Rp 1.034.085.508.134	Rp 42.784.886.399	Rp 1.322.635.497.532
Accumulation				
Total	Rp 5.575.189.949.280	Rp4.378.720.267.866,	Rp 5.996.871.239.999	Rp 7.872.130.486.492
Cash Out				
Capital Investment	Rp 2.600.010.219.130			
Working capital	Rp 2.706.402.888.000			
Direct cost		Rp 2.706.402.888.000	Rp 2.977.043.176.800	Rp 3.274.747.494.480
Fixed Cost		Rp 548.595.180.000	Rp 548.595.180.000	Rp 548.595.180.000
Operational Cost		Rp 3.254.998.068.000	Rp 3.525.638.356.800	Rp 3.823.342.674.480
Ebit	Rp 5.306.413.107.130	Rp 1.123.722.199.866	Rp 2.471.232.883.199	Rp 4.048.787.812.012
Ansurance	Rp 898.525.758.816			
Interest	Rp 404.336.591.467	Rp 404.336.591.467	Rp 404.336.591.467	Rp 404.336.591.467
Taxas		Rp 676.600.722.000	Rp 744.260.794.200	Rp 818.686.873.620
Taxes and bank		Rp 1.080.937.313.467	Rp 1.148.597.385.667	Rp 1.223.023.465.087
Eait	Rp 1.302.862.350.283	Rp 42.784.886.399	Rp 1.322.635.497.532	Rp 2.825.764.346.925
General Cost				
Profit	-Rp 1.034.085.508.134	Rp 42.784.886.399,	Rp 1.322.635.497.532	Rp 2.825.764.346.925

Cash In		4		5		6
Sales	Rp	7.204.444.487.856	Rp	7.924.888.936.642	Rp	8.717.377.830.306
Bank						
Modal sendiri	Rp	2.825.764.346.925	Rp	4.574.499.258.404	Rp	6.593.400.838.177
Accumulation						
Total	Rp	10.030.208.834.781	Rp	12.499.388.195.045	Rp	15.310.778.668.483
Cash Out						
Capital Investment						
Working capital						
Direct cost	Rp	3.602.222.243.928	Rp	3.962.444.468.321	Rp	4.358.688.915.153
Fixed Cost	Rp	548.595.180.000	Rp	548.595.180.000	Rp	548.595.180.000
Operational Cost	Rp	4.150.817.423.928	Rp	4.511.039.648.321	Rp	4.907.284.095.153
Ebit	Rp	5.879.391.410.853	Rp	7.988.348.546.724	Rp	10.403.494.573.330
Ansurance						
Interest	Rp	404.336.591.467	Rp	404.336.591.467	Rp	404.336.591.467
Taxas	Rp	900.555.560.982	Rp	990.611.117.080	Rp	2.080.698.914.666
Taxes and bank	Rp	1.304.892.152.449	Rp	1.394.947.708.547	Rp	2.485.035.506.133
Eait	Rp	4.574.499.258.404	Rp	6.593.400.838.177	Rp	7.918.459.067.197
General Cost						
Profit	Rp	4.574.499.258.404	Rp	6.593.400.838.177	Rp	7.918.459.067.197

Tabel 7.7 Analisa Kelayakan

Analisa Kelayakan	Persentase	Batasan	Kelayakan
ROI sebelum pajak	40,20%	11 - 44%	Layak
ROI setelah pajak	30,15%		
POT sebelum pajak	2,25	Max. 5 tahun	Layak
POT setelah pajak	2,91		
IRR	15,18%	Min. 12%	Layak
BEP	32,56%	Max. 60%	Layak
SDP	20,47%	< BEP	Layak



Gambar 7.2 Grafik Analisa Kelayakan

BAB VIII

PENUTUP

8.1 Kesimpulan

Kloroform adalah suatu senyawa organik dengan rumus molekul CHCl_3 . Kloroform adalah senyawa haloalkana yang mengikat tiga atom halogen klor (Cl) pada rantai C-nya. Kloroform tidak berwarna dan berbau manis khas, tidak larut dalam air tetapi larut dalam pelarut organik. Pabrik Kloroform ini bekerja secara kontinyu selama 24 jam dalam sehari dan 350 hari selama setahun. Pabrik rencana didirikan pada tahun 2024.

Berdasarkan bahan yang diproses beserta kondisi operasi (suhu dan tekanan) serta analisa ekonomi, pabrik ini termasuk resiko rendah. Dengan hasil analisa ekonomi yaitu *Percent Return on Investment* sebesar 1,81%. *Pay Out Time* adalah pada tahun ke-7. *Break Even Point* pabrik adalah 47,06%. Syarat BEP maksimal untuk mendapat kredit dari bank yaitu 60%. *Shut Down Point* pabrik sebesar 28,09%. Dengan *trial IRR* didapat 52,17%, lebih besar dari suku bunga yang ditetapkan bank yaitu 12,5%. Dari hasil evaluasi ekonomi di atas. Pabrik Kloroform kapasitas 36.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

8.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses, alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pemilihan lokasi akan didirikannya pabrik kimia tersebut. Sehingga mempengaruhi hasil analisa ekonomi hingga dapat mengkategorikan pabrik tersebut layak didirikan atau tidak.
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
4. Produk Kloroform dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

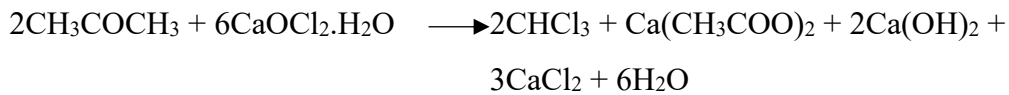
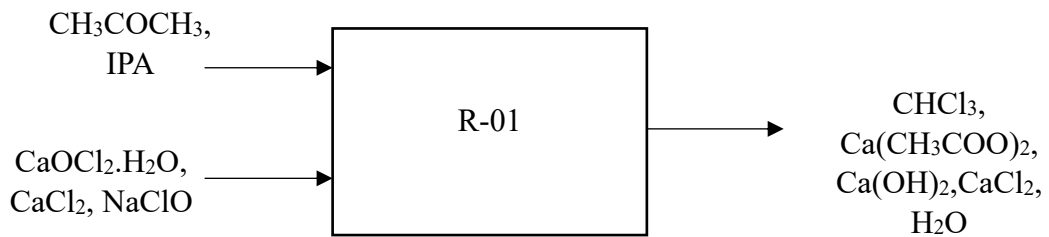
- Aries, R.S. and R.R. Newton, 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- Bird, R.B., 1960, "*Transport Phenomena*", John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brown, G.G., 1978, "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co., Tokyo.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, "*Process Equipment Design*", Wiley Eastern Limited.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1985, "*An Introduction to Chemical Engineering Design*", Chemical Engineering vol.6, Pergamon Press, Oxford.
- Foust, A.A., 1980, "*Principles of Unit Operation*", 2nd edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Groggin, P.H., 1958, "*Unit Process in Organic Synthesis*", 5th edition, Mc. Graw Hill Book Kogakusha Company Ltd., Tokyo.
- Hill, C.G., 1966, "*An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*", John Wiley and Sons, New York.
- Hougen, O.A. and Watson, K.M., 1966, "*Chemical Process Principle*", part 1, 2nd Edition, John Wiley and Sons, New York.
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", Mc Graw Hill Book Co. Tokyo.
- Kirk, R.E. and Othmer, P.F., 1978, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", vol.1 , 2nd edition A Wiley Interscience Publication, John Wiley and Sons Co. New York.
- Linsley, R.K., 1974, "*Applied Hydrology*", 4th edition, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C. and Harriot, P., 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th edition Mc Graw Hill Book Co., Singapore.
- Mc Ketta, J.J. and Cunningham, W.A., 1975, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", vol. 1, Marcel Decker Inc., New York.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1986, "*Perry's Chemical Handbook*", 3th edition, Mc Graw Hill Book Co., New York.

- Peter, M.S. and Timmerhouse, K.D., 1981, "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", 3rd edition, Mc Graw Hill Book Co., Singapore.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 3rd edition, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Treyball, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3rd edition, Mc Graw Hill Book Co., Tokyo.
- Yaws, C. L. (1999). *Livro – [Handbook] – Chemical Properties Handbook – C.L. Yaws, 1996 .pdf* (pp. 1–772).

LAMPIRAN
LAMPIRAN 1. NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 36.000 ton/tahun
 Operasi pabrik tiap tahun : 350 hari
 Kapasitas produksi per hari : 103 ton/hari
 Kapasitas produksi per jam : 4,3 ton/jam

1. Reaktor



$$\text{Umpan CHCl}_3 = \frac{4300}{119,5} = 35,98 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Umpan CH}_3\text{COCH}_3 &= 35,98 \times 58 \\ &= 2.087 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$n\text{CH}_3\text{COCH}_3 = \frac{2.100}{58} = 36,06 \text{ kmol/jam}$$

Maka CH_3COCH_3 adalah reaksi pembatas

Menurut faith keyes, konversi yield 88%

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ yang bereaksi} &= 0,88 \times 36,206 \\ &= 31,86 \text{ kmol} \\ &= 1.848 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= 2.100 - 1.848 \\ &= 252 \text{ kg} \end{aligned}$$

Karena Aseton yang digunakan kadarnya 98% dan kandungan lainnya berupa IPA 2%

$$\text{IPA} = \frac{2\%}{98\%} \times 2.100 = 42,856 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O} &= 3 \times 36,21 \times 145 \\ &= 15.750 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Karena CaOCl powder yang digunakan memiliki kadar 80% dan terdapat kandungan lain berupa CaCl₂ 16% dan NaClO 4%

$$\text{CaCl}_2 = \frac{0,16}{0,8} \times 15.750 = 3.150 \text{ kg}$$

$$\text{NaClO} = \frac{0,04}{0,8} \times 15.750 = 787,5 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O yang bereaksi} &= 3 \times 31,86 \times 145 \\ &= 13.860 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} &= 15.750 - 13.860 \\ &= 1.890 \text{ kg} \end{aligned}$$

Produk

$$\begin{aligned} \text{CHCl}_3 &= 1 \times 31,86 \times 119,5 \\ &= 3.807,52 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 &= 0,5 \times 31,86 \times 158 \\ &= 2.517,10 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca}(\text{OH})_2 &= 1 \times 31,86 \times 74 \\ &= 2.357,79 \text{ kg} \end{aligned}$$

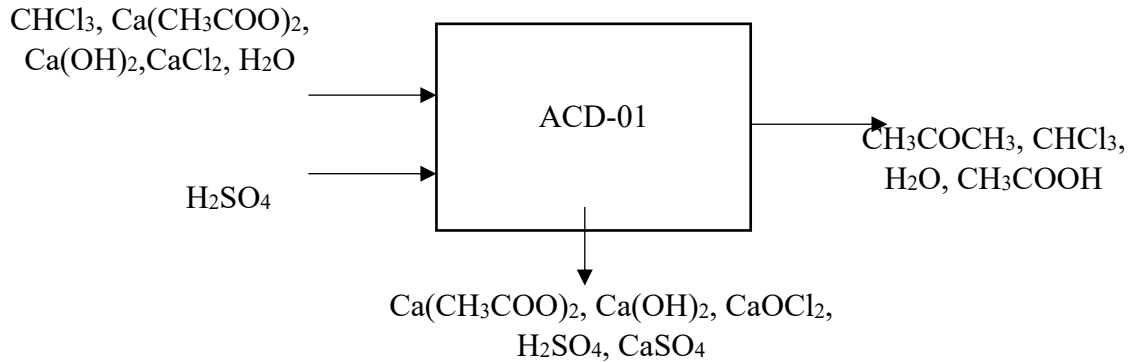
$$\begin{aligned} \text{CaCl}_2 &= 1,5 \times 31,86 \times 111 \\ &= 5.305,03 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 3 \times 31,86 \times 18 \\ &= 1.720,55 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	1	2	3	4
CH ₃ COCH ₃	2.100		252,000	
IPA	42,8571			42,85714
CaOCl ₂ ·H ₂ O		15.750	1.890,000	
CaCl ₂		3150		3.150,000
NaClO		787,5		787,500
H ₂ O			1.720,552	
CHCl ₃			3.807,517	
Ca(CH ₃ COO) ₂			2.517,103	
Ca(OH) ₂			2.357,793	
CaCl ₂			5.305,034	
Total	21.830		21.830	

2. Acidifier



$$n \text{ Ca(OH)}_2 \text{ umpan} = \frac{2.357,79}{74} = 31,86 \text{ kmol}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = \frac{1}{1} \times 31,86 = 31,86 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = 31,86 \times 98 = 3.122,47 \text{ kg}$$

$$n \text{ Ca(OH)}_2 \text{ yang bereaksi} = 31,86 \text{ kmol}$$

$$\text{massa Ca(OH)}_2 \text{ yang bereaksi} = 31,86 \times 74 = 2.357,79 \text{ kg}$$

$$\text{Sisa Ca(OH)}_2 = 0$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} = \frac{1}{1} \times 31,86 = 31,86 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} = 31,86 \times 98 = 3.122,47 \text{ kg}$$

$$\text{Sisa H}_2\text{SO}_4 = 0$$

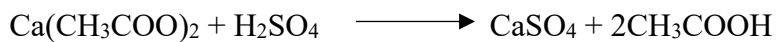
Produk

$$\text{Mol CaSO}_4 = \frac{1}{1} \times 31,86 = 31,86 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa CaSO}_4 = 31,86 \times 136 = 4.333,23 \text{ kg}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O} = \frac{2}{1} \times 31,86 = 63,72 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O} = 63,72 \times 18 = 1.147 \text{ kg}$$



$$n \text{ Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ umpan} = \frac{2517,1}{158} = 15,93 \text{ kmol}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = \frac{1}{1} \times 15,93 = 15,93 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = 15,93 \times 98 = 1.561,23 \text{ kg}$$

$$n \text{ Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ yg bereaksi} = 15,93 \text{ kmol}$$

$$\text{massa Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ yg bereaksi} = 15,93 \times 158 = 2.527,1 \text{ kg}$$

$$\text{sisa Ca(CH}_3\text{COO)}_2 = 0 \text{ kg}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ yg bereaksi} = \frac{1}{1} \times 15,93 = 15,93 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ yg bereaksi} = 15,93 \times 98 = 1.561,23 \text{ kg}$$

$$\text{sisa H}_2\text{SO}_4 = 0$$

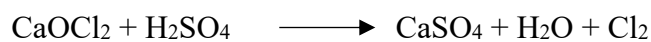
Produk

$$n \text{ CaSO}_4 = \frac{1}{1} \times 15,93 = 15,93 \text{ kmol}$$

$$\text{massa CaSO}_4 = 15,93 \times 136 = 2.166 \text{ kg}$$

$$n \text{ CH}_3\text{COOH} = \frac{2}{1} \times 15,93 = 31,86 \text{ kmol}$$

$$\text{massa CH}_3\text{COOH} = 31,86 \times 60 = 1.911,72 \text{ kg}$$



$$n \text{ CaOCl}_2 \text{ umpan} = \frac{1.890}{127} = 14,88 \text{ kmol}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = \frac{1}{1} \times 14,88 = 14,88 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ umpan} = 14,88 \times 98 = 1.458,42 \text{ kg}$$

$$n \text{ CaOCl}_2 \text{ yg bereaksi} = 14,88 \text{ kmol}$$

$$\text{massa CaOCl}_2 \text{ yg bereaksi} = 14,88 \times 127 = 1.890 \text{ kg}$$

$$\text{sisa CaOCl}_2 = 0 \text{ kg}$$

$$n \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ yg bereaksi} = \frac{1}{1} \times 14,88 = 14,88 \text{ kmol}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = 14,88 \times 98 = 1.458,42 \text{ kg}$$

$$\text{sisa H}_2\text{SO}_4 = 0 \text{ kg}$$

Produk

$$n \text{ CaSO}_4 = \frac{1}{1} \times 14,88 = 14,88 \text{ kmol}$$

$$\text{massa CaSO}_4 = 14,88 \times 136 = 2.023,93 \text{ kg}$$

$$n \text{ H}_2\text{O} = \frac{1}{1} \times 14,88 = 14,88 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 14,88 \times 18 = 267,87 \text{ kg}$$

$$n \text{ Cl}_2 = \frac{1}{1} \times 14,88 = 14,88 \text{ kmol}$$

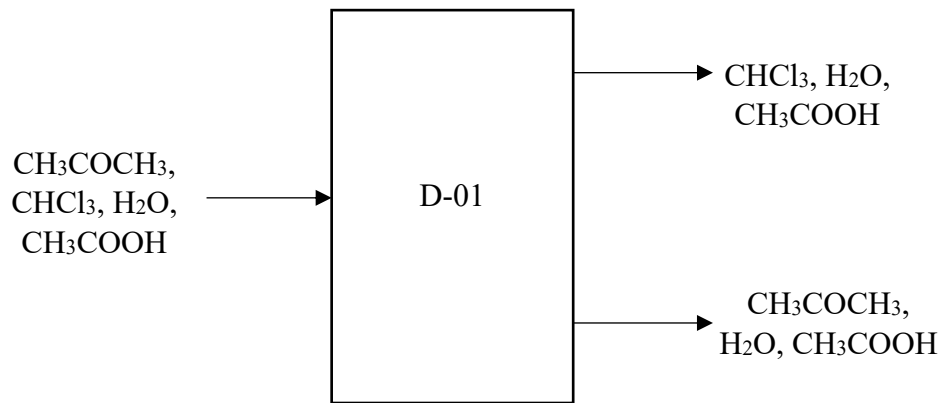
$$\text{Cl}_2 = 14,88 \times 71 = 1.056,64 \text{ kg}$$

Neraca Massa Acidifier

Komponen	Input	Output
CH ₃ COCH ₃	252,00	252,00
CHCl ₃	3.807,51	3.807,51
Ca(CH ₃ COO) ₂	2.517,10	-

Ca(OH) ₂	2.357,79	-
H ₂ O	1.720,55	3.135,46
CaOCl ₂	1.890,00	-
H ₂ SO ₄	6.142,14	
CaSO ₄		8.523,79
CH ₃ COOH		1.911,72
Cl ₂		1.056,61
Total	18.687,09	18.687,09

3. Distilasi 1



Komponen	BM	Input	XF
CH ₃ COCH ₃	58	252	0,027671969
CHCl ₃	119,5	3807,51	0,418100388
H ₂ O	18	3135,45699	0,34430265
CH ₃ COOH	60	1911,72152	0,209924993
TOTAL		9106,68851	1

CH₃COCH₃

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$9.106,68 \times 0,0277 = (9.106,68 - W) \cdot 0,058 + W \cdot 0,0024$$

$$W = 4.970,12$$

$$D = 4.136,56$$

Maka

$$XD = 0,058 \times 4.136,56 = 239,94$$

$$XW = 0,0024 \times 4.970,12 = 12,054$$

CHCl₃

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$9.106,68 \times 0,4181 = (9.106,68 - W) 0,9202 + W \cdot 0$$

$$W' = 4.969,17$$

$$D = 4.137,51$$

Maka

$$XD = 0,92 \times 4.137,51 = 3.807,51$$

$$XW = 0,00 \times 4.970,12 = 0$$

H₂O

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$9.106,68 \times 0,3443 = (9.106,68 - W) 0,0218 + W \cdot 0,6156$$

$$W' = 4.946,66$$

$$D = 4.160,027$$

Maka

$$XD = 0,0218 \times 4.160,027 = 90,4897$$

$$XW = 0,6156 \times 4.946,66 = 3.044,96$$

CH₃COOH

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$9.106,68 \times 0,2099 = (9.106,68 - W) 0 + W \cdot 0,3820$$

$$W' = 5004,3175$$

$$D = 4.102,37$$

Maka

$$XD = 0 \times 4.10,37 = 0$$

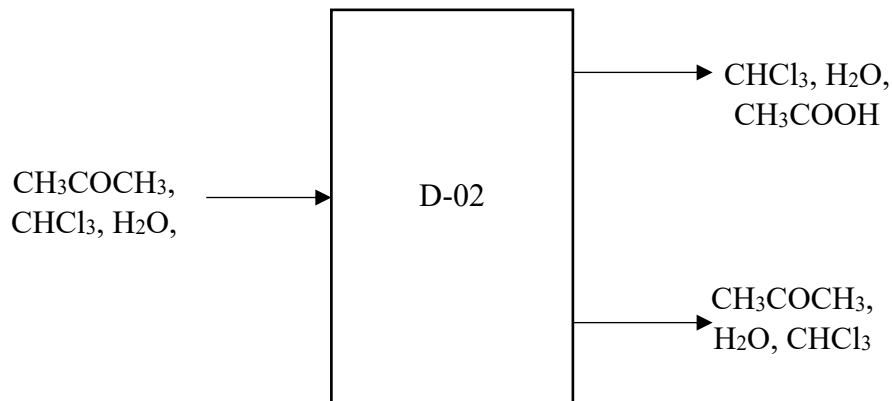
$$XW = 0,3820 \times 5.004,317 = 1.911,72$$

Neraca Massa Distilasi 1

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
CH ₃ COCH ₃	252	239,945016	12,05498444

CHCl ₃	3807,51	3807,51	0
H ₂ O	3135,456989	90,4897993	3044,967189
CH ₃ COOH	1911,721519	0	1911,721519
Total	9106,688508	9106,688508	

4. Distilasi 2



Komponen	BM	Input	XF
CH ₃ COCH ₃	58	239,945016	0,0580
CHCl ₃	119,5	3807,51	0,9201
H ₂ O	18	90,4897993	0,0219
TOTAL		4137,94481	1

CH₃COCH₃

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$4.137,94 \times 0,58 = (4.137,94 - W) \cdot 0,0148 + W \cdot 0,3734$$

$$W = 498,75$$

$$D = 3.639,18$$

Maka

$$XD = 0,0148 \times 3.639,18 = 53,701$$

$$XW = 0,37 \times 498,75 = 186,24$$

CHCl₃

$$F = D + W$$

$$F \cdot XF = D \cdot XD + W \cdot XW$$

$$4.137,94 \times 0,9201 = (4.137,94 - W) \cdot 0,9852 + W \cdot 0,0122$$

$$\begin{aligned}
 W' &= 276,84 \\
 D &= 3.861,103 \\
 \text{Maka} \\
 XD &= 0,985 \times 3.861,103 = 3.804,126 \\
 XW &= 0,0122 \times 276,84 = 3,383
 \end{aligned}$$

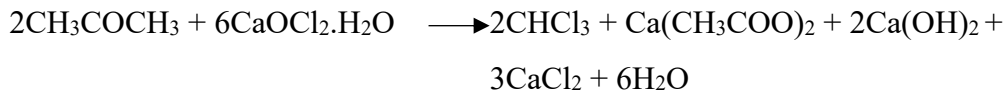
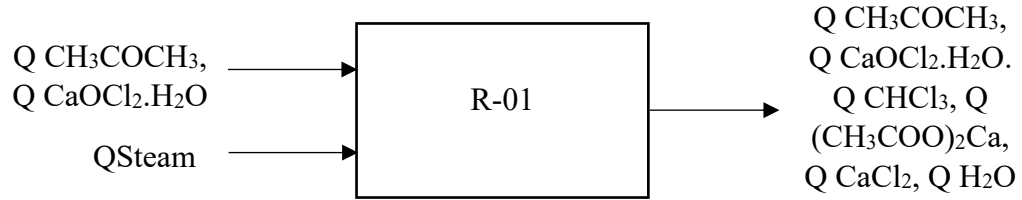
$$\begin{aligned}
 &H_2O \\
 F &= D + W \\
 F \cdot XF &= D \cdot XD + W \cdot XW \\
 4.137,94 \times 0,0219 &= (4.137,94 - W) \cdot 0 + W \cdot 0,6144 \\
 W' &= 147,28 \\
 D &= 3.990,65 \\
 \text{Maka} \\
 XD &= 0 \times 3.990,65 = 0 \\
 XW &= 0,6144 \times 147,28 = 90,489
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Distilasi 2

Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
CH ₃ COCH ₃	239,9450156	53,7015659	186,2434497
CHCl ₃	3807,51	3804,12677	3,383229286
H ₂ O	90,48979928	0	90,48979928
Total	4137,944815	4137,944815	

LAMPIRAN 2. NERACA PANAS

1. Reaktor



Reaktan

massa CH_3COCH_3	= 2100 kg/jam
mol CH_3COCH_3	= 36,2069 kmol/jam
$\Delta H_f \text{CH}_3\text{COCH}_3$	= -59,32 kcal/kmol
C_p (56)	= 35,98794 kcal/kg
T1	= 25 C
T2	= 56 C

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CH}_3\text{COCH}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 2342815 \text{ kcal} \end{aligned}$$

massa $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	= 15750 kg/jam
mol $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	= 108,6207 kmol/jam
$\Delta H_f \text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	= -341,547 kcal/kmol
C_p (56)	= 133,1664 kcal/kg
T1	= 25 C
T2	= 56 C

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 65018477 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Produk

massa CHCl_3	= 3807,517241 kg/jam
mol CHCl_3	= 31,86206897 kmol/jam
$\Delta H_f \text{CHCl}_3$	= -28,9 kcal/kmol

$$\begin{aligned} \text{Cp (56)} &= 134,2574054 \text{ kcal/kg} \\ \text{T1} &= 25 \text{ C} \\ \text{T2} &= 56 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Q CHCl}_3) &= m. \text{ Cp. } \Delta T \\ &= 15846808,97 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} &= 2517,103448 \text{ kg/jam} \\ \text{mol (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} &= 15,93 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} &= -256,63 \text{ kcal/kmol} \\ \text{Cp (56)} &= 167,0799222 \text{ kcal/kg} \\ \text{T1} &= 25 \text{ C} \\ \text{T2} &= 56 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Q (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca)} &= m. \text{ Cp. } \Delta T \\ &= 13037280,9 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa Ca(OH)}_2 &= 2357,793103 \text{ kg/jam} \\ \text{mol Ca(OH)}_2 &= 31,86206897 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 &= -232,78 \text{ kcal/kmol} \\ \text{Cp (56)} &= 165,3975173 \text{ kcal/kg} \\ \text{T1} &= 25 \text{ C} \\ \text{T2} &= 56 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Q Ca(OH)}_2) &= m. \text{ Cp. } \Delta T \\ &= 12089166,89 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa CaCl}_2 &= 5305,034483 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CaCl}_2 &= 47,79 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ CaCl}_2 &= -190,6 \text{ kcal/kmol} \\ \text{Cp (56)} &= 155,2975173 \text{ kcal/kg} \\ \text{T1} &= 25 \text{ C} \\ \text{T2} &= 56 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Q CaCl}_2) &= m. \text{ Cp. } \Delta T \end{aligned}$$

$$= 25539619,22 \text{ kcal}$$

$$\text{massa H}_2\text{O} = 1720,551724 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol H}_2\text{O} = 95,5862069 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -68,317 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (56) = 85,24751648 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 25 \text{ C}$$

$$T_2 = 56 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q H}_2\text{O)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 4546855,605 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = 252 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = 4,344827586 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = -59,32 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (56) = 35,98794336 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 25 \text{ C}$$

$$T_2 = 56 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 281137,8135 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} = 1890 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} = 13,03448276 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} = -341,547 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (56) = 133,1663626 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 25 \text{ C}$$

$$T_2 = 56 \text{ C}$$

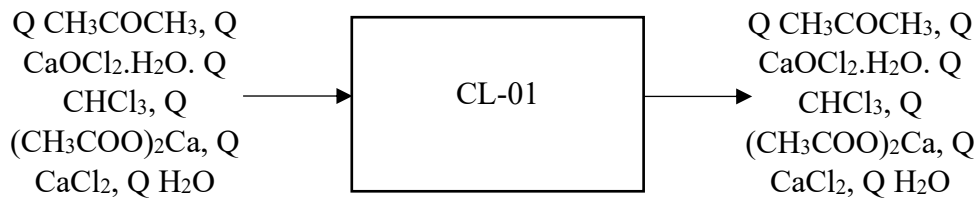
$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 7802217,182 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -1761,692 - (-2167,922) \\ &= 406,23 \end{aligned}$$

Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input	Output
Panas Reaktan CH_3COCH_3	2.342.815,11	
Panas Reaktan $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	65.018.476,52	
Panas Produk CH_3COCH_3		281.137,81
Panas Produk $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$		7.802.217,18
Panas Produk CHCl_3		15.846.808,97
Panas Produk $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Ca}$		13.037.280,90
Panas Produk $\text{Ca}(\text{OH})_2$		12.089.166,89
Panas Produk CaCl_2		25.539.619,22
Panas Produk H_2O		4.546.855,61
Panas Reaksi	406,23	
Panas yang dilepaskan Steam	11.781.388,71	
Total	79.143.086,58	79.143.086,58

2. Cooler 1



$$\text{massa } \text{CHCl}_3 = 3807,517241 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol } \text{CHCl}_3 = 31,86206897 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CHCl}_3 = -28,9 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (46) = 54,54546024 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 56 \text{ C}$$

$$T_2 = 46 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CHCl}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -2076827,803 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa } (\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Ca} = 2517,103448 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
\text{mol (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} &= 15,93 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} &= -256,63 \text{ kcal/kmol} \\
C_p \text{ (46)} &= 108,158833 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 56 \text{ C} \\
T_2 &= 46 \text{ C} \\
\text{Panas produk (Q (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca)} &= m. C_p. \Delta T \\
&= -2722469,716 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{massa Ca(OH)}_2 &= 2357,793103 \text{ kg/jam} \\
\text{mol Ca(OH)}_2 &= 31,86206897 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 &= -232,78 \text{ kcal/kmol} \\
C_p \text{ (46)} &= 64,811078 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 56 \text{ C} \\
T_2 &= 46 \text{ C} \\
\text{Panas produk (Q Ca(OH)}_2) &= m. C_p. \Delta T \\
&= -1528111,127 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{massa CaCl}_2 &= 5305,034483 \text{ kg/jam} \\
\text{mol CaCl}_2 &= 47,79 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ CaCl}_2 &= -190,6 \text{ kcal/kmol} \\
C_p \text{ (46)} &= 87,27348356 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 56 \text{ C} \\
T_2 &= 46 \text{ C} \\
\text{Panas produk (Q CaCl}_2) &= m. C_p. \Delta T \\
&= -4629888,397 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{massa H}_2\text{O} &= 1720,551724 \text{ kg/jam} \\
\text{mol H}_2\text{O} &= 95,5862069 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} &= -68,317 \text{ kcal/kmol} \\
C_p \text{ (46)} &= 89,82022808 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 56 \text{ C} \\
T_2 &= 46 \text{ C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q H}_2\text{O)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -1545403,483 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= 252 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= 4,344827586 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= -59,32 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (46) &= 71,60783456 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 56 \text{ C} \\ T2 &= 46 \text{ C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -180451,7431 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} &= 1890 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} &= 13,03448276 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa} &= -341,547 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (46) &= 73,67234942 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 56 \text{ C} \\ T2 &= 46 \text{ C} \end{aligned}$$

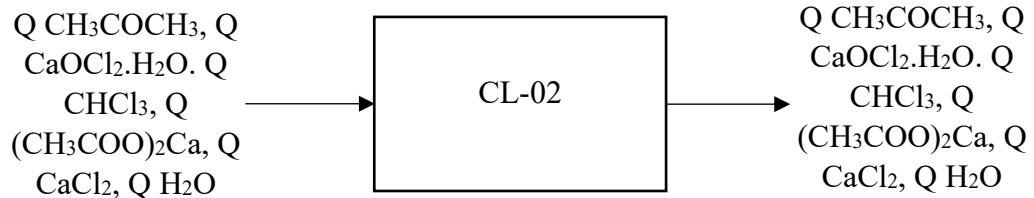
$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O sisa)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -1392407,404 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Input	Output
Panas Masuk Dari Reaktor	79.143.086,58	
Panas Produk CH ₃ COCH ₃		180.451,74
Panas Produk CaOCl ₂ ·H ₂ O		1.392.407,40
Panas Produk CHCl ₃		2.076.827,80
Panas Produk Ca(CH ₃ COO) ₂		2.722.469,72
Panas Produk Ca(OH) ₃		1.528.111,13
Panas Produk CaCl ₂		4.629.888,40

Panas Produk H ₂ O	1.545.403,48
Panas yang diserap Pendingin	65.067.526,90
Total	79.143.086,58

3. Cooler 2



$$\text{massa CHCl}_3 = 3807,517241 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CHCl}_3 = 31,86206897 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CHCl}_3 = -28,9 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 50,01743127 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 46 \text{ C}$$

$$T_2 = 37 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CHCl}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -1713980,087 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} = 2517,103448 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} = 15,93 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca} = -256,63 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 104,1223607 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 46 \text{ C}$$

$$T_2 = 37 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q (CH}_3\text{COO)}_2\text{Ca)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -2358780,778 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa Ca(OH)}_2 = 2357,793103 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol Ca(OH)}_2 = 31,86206897 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 = -232,78 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 77,13887525 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 46 \text{ C}$$

$$T2 = 37 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q Ca(OH)}_2) &= m. C_p. \Delta T \\ &= -1636897,573 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CaCl}_2 = 5305,034483 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CaCl}_2 = 47,79 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CaCl}_2 = -190,6 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 85,03547364 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 46 \text{ C}$$

$$T2 = 37 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CaCl}_2) &= m. C_p. \Delta T \\ &= -4060045,079 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa H}_2\text{O} = 1720,551724 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol H}_2\text{O} = 95,5862069 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -68,317 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 90,31235609 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 46 \text{ C}$$

$$T2 = 37 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q H}_2\text{O)} &= m. C_p. \Delta T \\ &= -1398483,72 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = 252 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = 4,344827586 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} = -59,32 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (37) = 67,38041288 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 46 \text{ C}$$

$$T2 = 37 \text{ C}$$

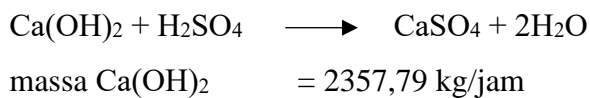
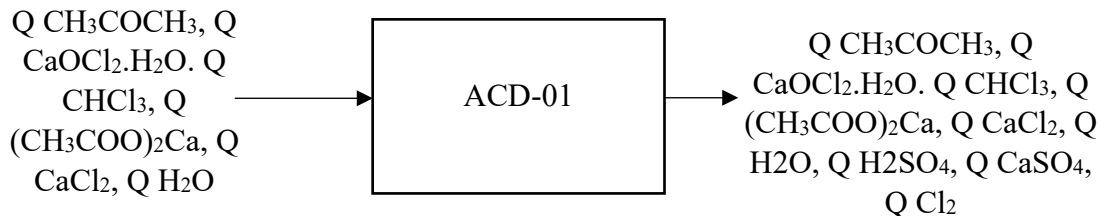
$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Q CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa)} &= m. C_p. \Delta T \\ &= -152818,7764 \text{ kcal} \end{aligned}$$

massa $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ sisa = 1890 kg/jam
 mol $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ sisa = 13,03448276 kmol/jam
 ΔH_f $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ sisa = -341,547 kcal/kmol
 C_p (37) = 69,9715822 kcal/kg
 T_1 = 46 C
 T_2 = 37 C
 Panas produk (Q $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ sisa) = $m \cdot C_p \cdot \Delta T$
 = -1190216,613 kcal

Neraca Panas Cooler 2

Komponen	Input	Output
Panas Masuk dari Cooler 1	14.075.559,67	
Panas Produk CH_3COCH_3		152.818,78
Panas Produk $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$		1.190.216,61
Panas Produk CHCl_3		1.713.980,09
Panas Produk $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Ca}$		2.358.780,78
Panas Produk $\text{Ca}(\text{OH})_2$		1.636.897,57
Panas Produk CaCl_2		4.060.045,08
Panas Produk H_2O		1.398.483,72
Panas yang Diterima Pendingin		1.564.337,05
Total	14.075.559,67	14.075.559,67

4. Acidifier



$$\begin{aligned} \text{mol Ca(OH)}_2 &= 31,86202703 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ Ca(OH)}_2 &= -232,78 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= 82,299864 \text{ kcal/kg} \\ T_1 &= 37 \text{ C} \\ T_2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Ca(OH)}_2) &= m. C_p. \Delta T \\ &= -970228,9817 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa H}_2\text{SO}_4 &= 3122,478649 \text{ kg/jam} \\ \text{mol H}_2\text{SO}_4 &= 31,86202703 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 &= -193,69 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= 49,96444544 \text{ kcal/kg} \\ T_1 &= 37 \text{ C} \\ T_2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (H}_2\text{SO}_4) &= m. C_p. \Delta T \\ &= 468038,7422 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Produk

$$\begin{aligned} \text{massa CaSO}_4 &= 4333,235676 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CaSO}_4 &= 31,86202703 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ CaSO}_4 &= -193,69 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= -338,73 \text{ kcal/kg} \\ T_1 &= 37 \text{ C} \\ T_2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (CaSO}_4) &= m. C_p. \Delta T \\ &= 655394,9628 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa H}_2\text{O} &= 1147,032973 \text{ kg/jam} \\ \text{mol H}_2\text{O} &= 63,724054504 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} &= -193,69 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= -63,317 \text{ kcal/kg} \\ T_1 &= 37 \text{ C} \\ T_2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (H}_2\text{O)} &= m. C_p. \Delta T \end{aligned}$$

$$= -519464,4333 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -48,894 \text{ kcal} \end{aligned}$$



$$\text{massa Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 = 2517,1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 = 15,93101266 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 = -256,63 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (32) = 101,6681155 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 37 \text{ C}$$

$$T_2 = 32 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -1279544,068 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa H}_2\text{SO}_4 = 1561,239241 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol H}_2\text{SO}_4 = 15,93101266 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -193,69 \text{ kcal/kmol}$$

$$C_p (32) = 49,96444544 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 37 \text{ C}$$

$$T_2 = 32 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (H}_2\text{SO}_4) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 234019,3586 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Produk

$$\text{massa CaSO}_4 = 2166,617722 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CaSO}_4 = 15,93101266 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f \text{ CaSO}_4 = -338,73 \text{ kcal/kmol}$$

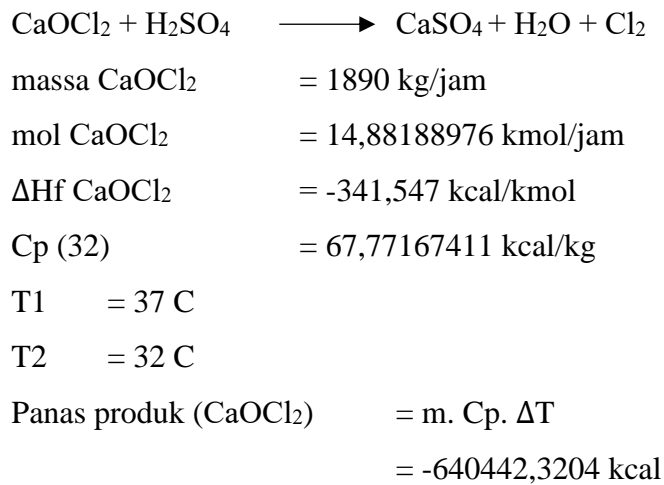
$$C_p (32) = -30,24968 \text{ kcal/kg}$$

$$T_1 = 37 \text{ C}$$

$$T_2 = 32 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CaSO}_4) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 327697,4638 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{massa CH}_3\text{COOH} &= 1911,721519 \text{ kg/jam} \\
\text{mol CH}_3\text{COOH} &= 31,86202532 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH} &= -487 \text{ kcal/kmol} \\
C_p (32) &= 13,29761792 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 37 \text{ C} \\
T_2 &= 32 \text{ C} \\
\text{Panas produk (CH}_3\text{COOH)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
&= -127106,7116 \text{ kcal} \\
\Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
&= -862,41 \text{ kcal}
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
\text{massa H}_2\text{SO}_4 &= 1458,425197 \text{ kg/jam} \\
\text{mol H}_2\text{SO}_4 &= 14,88188976 \text{ kmol/jam} \\
\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 &= -193,69 \text{ kcal/kmol} \\
C_p (32) &= 49,96444544 \text{ kcal/kg} \\
T_1 &= 37 \text{ C} \\
T_2 &= 32 \text{ C} \\
\text{Panas produk (H}_2\text{SO}_4) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
&= 218608,2185 \text{ kcal}
\end{aligned}$$

Produk

$$\text{massa CaSO}_4 = 2023,937008 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{mol CaSO}_4 &= 14,88188976 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ CaSO}_4 &= -338,73 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= -30,24968 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (CaSO}_4) &= m. C_p. \Delta T \\ &= 306117,2341 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa H}_2\text{O} &= 267,8740157 \text{ kg/jam} \\ \text{mol H}_2\text{O} &= 14,88188976 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} &= -68,317 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= 90,57532704 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (H}_2\text{O)} &= m. C_p. \Delta T \\ &= -121313,8829 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa Cl}_2 &= 1056,614 \text{ kg/jam} \\ \text{mol Cl}_2 &= 14,88189 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f \text{ Cl}_2 &= 242 \text{ kcal/kmol} \\ C_p (32) &= 109,9303 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \\ \text{Panas produk (Cl}_2) &= m. C_p. \Delta T \\ &= -580769 \text{ kcal} \\ \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= 370,19 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= 252 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa} &= 4,344827586 \text{ kmol/jam} \\ C_p (32) &= 64,91007328 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CH}_3\text{COCH}_3 \text{ sisa)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -81786,69233 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa CHCl}_3 &= 3807,517241 \text{ kg/jam} \\ \text{mol CHCl}_3 &= 31,86206897 \text{ kmol/jam} \\ C_p (32) &= 47,37990912 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CHCl}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -901999,1043 \text{ kcal} \end{aligned}$$

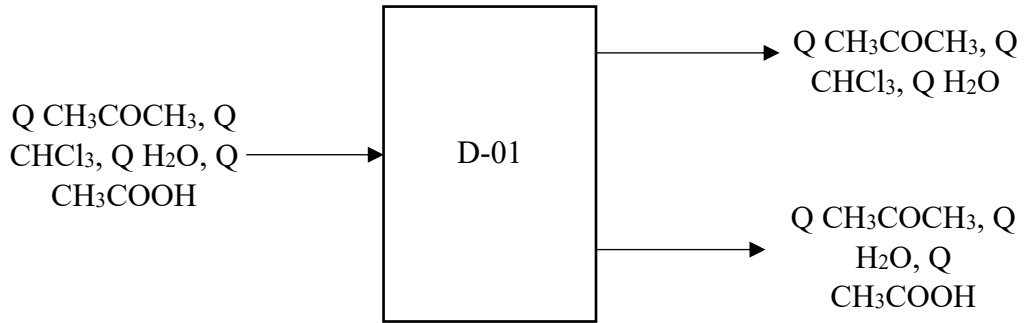
$$\begin{aligned} \text{massa H}_2\text{O} &= 1720,551724 \text{ kg/jam} \\ \text{mol H}_2\text{O} &= 95,5862069 \text{ kmol/jam} \\ C_p (32) &= 90,57532704 \text{ kcal/kg} \\ T1 &= 37 \text{ C} \\ T2 &= 32 \text{ C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (H}_2\text{O)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -779197,6755 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Acidifier

Komponen	Input	Output
Panas Masuk dari Cooler 2	12511222,63	
Panas Produk CH ₃ COCH ₃		81.786,69
Panas Produk CaOCl ₂ .H ₂ O		640.442,32
Panas Produk CHCl ₃		901.999,10
Panas Produk Ca(CH ₃ COO) ₂		1.279.544,07
Panas Produk Ca(OH) ₂		970.228,98
Panas Produk H ₂ O		1.419.975,99
Panas Produk H ₂ SO ₄		920666,3193
Panas Produk CaSO ₄		1289209,661
Panas Produk CH ₃ COOH		127106,7116
Panas Produk Cl ₂		580769,3693
Panas Reaksi 1	48,894	
Panas Reaksi 2	862,41	
Panas Reaksi 3	370,19	
Panas yang diterima Pendingin		4.300.774,90
Total	12.512.504,12	12.512.504,12

5. Distilasi 1



Komponen	Input	Output		
		Distilat	Bottom	BM
CH ₃ COCH ₃	255	240	15	58
CHCl ₃	3807,51	3807,51	0	119,5
H ₂ O	1720,55	60	1660,55	18
CH ₃ COOH	1890	0	1890	60
TOTAL	7673,06	7673,06		

Distilat

massa CH₃COCH₃ = 1890 kg/jam

mol CH₃COCH₃ = 31,5 kmol/jam

Cp (85) = 86,96381 kcal/kg

T1 = 32 C

T2 = 85 C

Panas produk (CH₃COCH₃) = m. Cp. ΔT
= 8711165 kcal

massa CHCl₃ = 3807,51kg/jam

mol CHCl₃ = 31,86200837 kmol/jam

Cp (85) = 71,16258375 kcal/kg

T1 = 32 C

T2 = 85 C

Panas produk (CHCl₃)= m. Cp. ΔT
= 14360469,21 kcal

massa H₂O = 60 kg/jam

$$\text{mol H}_2\text{O} = 3,333333 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Cp (85)} = 87,46124 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{T1} = 32 \text{ C}$$

$$\text{T2} = 85 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (H}_2\text{O)} &= m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T \\ &= 278126,7 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Bottom

$$\text{massa CH}_3\text{COCH}_3 = 15 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CH}_3\text{COCH}_3 = 0,25862069 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Cp (109)} = 94,34280584 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{T1} = 32 \text{ C}$$

$$\text{T2} = 109 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CH}_3\text{COCH}_3) &= m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T \\ &= 108965,9407 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CH}_3\text{COOH} = 1890 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CH}_3\text{COOH} = 31,5 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Cp (109)} = 70,07006 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{T1} = 32 \text{ C}$$

$$\text{T2} = 109 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CH}_3\text{COOH)} &= m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T \\ &= 10197295 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa H}_2\text{O} = 1660,55 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol H}_2\text{O} = 92,25277778 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Cp (109)} = 85,88435537 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{T1} = 32 \text{ C}$$

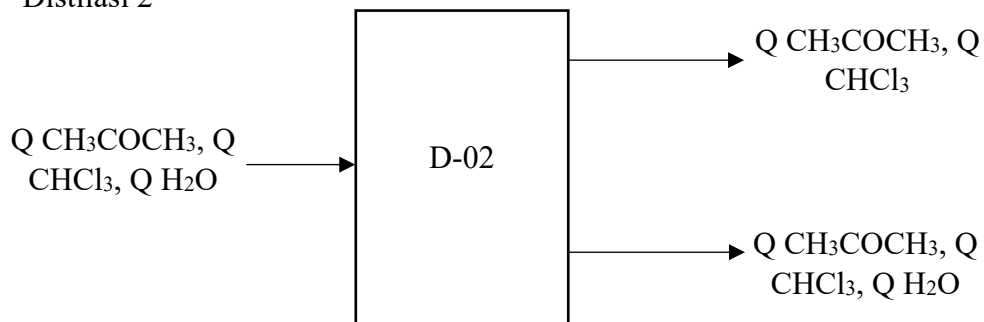
$$\text{T2} = 109 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (H}_2\text{O)} &= m \cdot \text{Cp} \cdot \Delta T \\ &= 10981376 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Distilasi 1

Komponen	Input	Output
CH ₃ COCH ₃	81786,69233	
CHCl ₃	901999,1043	
H ₂ O	1419975,992	
CH ₃ COOH	127106,7116	
Q Destilat		
CHCl ₃		14360469,21
CH ₃ COCH ₃		8711164,848
H ₂ O		278126,7313
Q Bottom		
CH ₃ COCH ₃		108965,9407
CH ₃ COOH		10197295,44
H ₂ O		10981375,51
Q reboiler	42106529,17	
Total	44.637.398	44.637.398

6. Distilasi 2



Komponen	Input	Output	
		Distilat	Bottom
CH ₃ COCH ₃	240	54,80898186	185,19102
CHCl ₃	3807,51	3803,706052	3,803948
H ₂ O	60	0	60
Total	4107,51	4107,51	

Distilat

massa CH₃COCH₃ = 54,80898 kg/jam

mol CH₃COCH₃ = 0,944982 kmol/jam

C_p (54) = 75,13781 kcal/kg

T₁ = 85 C

$$T2 = 54 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CH}_3\text{COCH}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -127665 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CHCl}_3 = 3803,706052 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CHCl}_3 = 31,83017617 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p (54) = 58,34119176 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 85 \text{ C}$$

$$T2 = 54 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CHCl}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -6879295,07 \text{ kcal} \end{aligned}$$

Bottom

$$\text{massa CH}_3\text{COCH}_3 = 185,191 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CH}_3\text{COCH}_3 = 3,192949 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p (80) = 85,24252 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 85 \text{ C}$$

$$T2 = 80 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CH}_3\text{COCH}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -78930,7 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa CHCl}_3 = 3,803948047 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol CHCl}_3 = 0,031832201 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p (80) = 69,28608 \text{ kcal/kg}$$

$$T1 = 85 \text{ C}$$

$$T2 = 80 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas produk (CHCl}_3) &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= -1317,80324 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\text{massa H}_2\text{O} = 60 \text{ kg/jam}$$

$$\text{mol H}_2\text{O} = 3,333333 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p (80) = 87,78036 \text{ kcal/kg}$$

T1 = 85 C

T2 = 80 C

Panas produk (H₂O) = m. Cp. ΔT
= -26334,108 kcal

Neraca Panas Distilasi 2

Komponen	Input	Output
CHCl ₃	14.360.469	
CH ₃ COCH ₃	8.711.165	
H ₂ O	278.127	
Q Destilat		
CHCl ₃		6.879.295
CH ₃ COCH ₃		127.665
Q Bottom		
CHCl ₃		1.318
CH ₃ COCH ₃		78.931
H ₂ O		26.334
Q yg diserap pendingin		16.236.218
Total	23.349.761	23.349.761

LAMPIRAN 3. SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Aseton} &= 2.100 \text{ kg/jam} \\ &= 4629,66 \text{ lb/jam} \\ \text{Lama penyimpanan} &= 4 \text{ bulan} \\ &= 120 \text{ hari} \\ &= 4629,66 \times 120 \times 24 \\ &= 13.333.420,80 \text{ lb} \\ \text{Densitas aseton} &= 48,94 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume aseton} &= 13.333.420,80 / 48,94 \\ &= 272.444,23 \text{ ft}^3 \\ &= 48.522,32 \text{ bbl} \\ \text{Faktor keamanan 20\%} &= 1,2 \times 272444,2 \\ &= 326.933,08 \text{ ft}^3 \\ &= 58.226,78 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Head Jenis Conical

Ditentukan ukuran tangki = $8/3 H$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= V \text{ Silinder} + V \text{ head} \\ &= \frac{\pi}{4} x D^2 x H + 0,000049 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume} = 0,294424 D^3$$

$$58.226,78 = 0,294424 D^3$$

$$D = 58,26170535 \text{ ft}$$

$$H = 3/8 \times 58,26170535$$

$$= 21,8481395 \text{ ft}$$

Perancangan tangki

$$D = 58,26171 \text{ ft}$$

$$D \text{ standar} = 60 \text{ ft}$$

$$H = 21,84814 \text{ ft}$$

$$H \text{ standar} = 24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari jari (ri)} &= \mathbf{58,26171/2} \\ &= 29,13085267 \text{ ft} \\ &= 349,5702321 \text{ inc} \end{aligned}$$

Ditentukan material Stainless steel SA 283 grade C

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 85\%$$

$$\text{Allowable working stress} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor korosi I} = 0,125 \text{ inc}$$

$$P = 14,7$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder} &= \\ &T_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - (0,6 \times P)} + C \\ &= 0,603298163 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal yang digunakan (standar) = 5/8 in

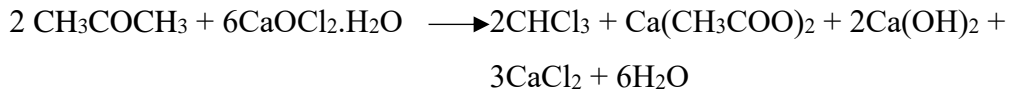
Tebal Head untuk Conical

$$\text{Tebal head} = \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - 0,1 P}$$

$$= 0,423004487 \text{ in}$$

Tebal head yang digunakan = 1/2 in

2. Reaktor



Komponen	M (kg/jam)	N (kgmol/jam)	ρ (kg/l)	Fv (L/jam)
CH ₃ COCH ₃	21 00	36,2069	0,789	2661,597
IPA	42,85714286	0,713145	49,068	0,873423
CaOCl ₂ .H ₂ O	15750	108,6207	2,35	6702,128
CaCl ₂	3150	28,37838	2,15	1465,116
NaClO	787,5	10,71429	1,11	709,4595
Total	21830,35714			11539,17

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk total} &= 11539,17378 \text{ l/jam} \\ &= 11,53917378 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1,891847507 \text{ kg/l} \\ &= 0,030304471 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Reaksi pembatas CH₃COCH₃

$$\begin{aligned} \text{CaO} &= \text{Laju alir} / (\text{BM} \times \text{V campuran}) \\ &= 2100 / (58 \times 11539,17) \\ &= 0,003137737 \text{ kgmol/jam} \\ &= 3,13773735 \text{ gmol/liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CA} &= \text{CA} (1-\text{XA}) \\ &= 0,376528482 \text{ gmol/liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cbo} &= \text{Laju alir} / (\text{BM} \times \text{V campuran}) \\ &= 15750 / (145 \times 11539,17) \\ &= 0,009413212 \text{ kgmol/jam} \\ &= 9,413212049 \text{ gmol/liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CB} &= \text{Cbo} - 2\text{Cao} \cdot \text{XA} \\ &= 0,091506872 \end{aligned}$$

Persamaan kecepatan reaksi

$$\begin{aligned} -r_a &= k \cdot \text{CA} \cdot \text{CB} \\ -r_a &= 1698,433292 \times 0,376528 \times 0,091507 \\ -r_a &= 58,51942361 \end{aligned}$$

$$\frac{\tau}{CA_0} = \frac{XA}{-rA}$$

$$\tau = 0,047184485 \text{ jam}$$

$$= 2,831069102 \text{ menit}$$

Menentukan diameter dan tinggi silinder reaktor

Dari tabel 8.3 hal 342 dan fig. 8.4; Rase, 1997 dipilih jenis pengaduk impeller

Ditetapkan: $D=H$

$$\text{Volume head terishorical} = 0,000049 \times D^3$$

$$\text{Volume reaktor total} = \text{volume silinder} + (2 \times \text{volume head})$$

$$8636,438899 = (1/4 \times \pi \times D^2 \times H) + (2 \times \text{volume head})$$

$$8636,438899 = 0,785 D^3 + (0,000098 D^3)$$

$$D^3 = 11001,83299$$

$$D = 22,24103615 \text{ ft}$$

$$= 266,8924338 \text{ in}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times D^3 = 0,539089817 \text{ ft}$$

$$\text{Volume bottom} = \text{volume head} = 0,539089817 \text{ ft}$$

$$\text{Volume cairan silinder setelah tutup bawah terisi} = \text{volume cairan} - \text{volume bottom}$$

$$= 8635,899809 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang silinder} = \pi/4 \times ID^2$$

$$= 388,310996 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam silinder} = 22,24104$$

$$\text{Karena } H = D, \text{ maka } H = 22,24104 \text{ ft}$$

Menggunakan faktor keamanan 20%, sehingga:

$$\text{Jadi tinggi reaktor (H)} = 4,448207 \text{ ft}$$

$$= 1,352255 \text{ m}$$

Menghitung tebal dinding shell reaktor

Dari pers. 13.2 hal 254; Brownll, 1979:

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Bahan yang digunakan adalah low alloy steel SA-202 Grade A

(Tabel 13.2, hal 254; Brownell, 1979), didapat:

$$E = 0,85$$

$$C = 0,2$$

$$r_i = D/2 = 133,446 \text{ in}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times \frac{g}{gc} \times h$$

$$H = 22,24103615$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 432,41 = 3,002388524 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 17,70238852 \text{ psia}$$

Faktor keamanan 10%

$$P_{\text{rancangan}} = 1,770238852 \text{ psia}$$

Maka,

$$t_s = 0,348322646 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standart mendekati yaitu 3/8 in (pg. 90;Brownell)

Menghitung tebal head (th)

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times t_s) \\ &= 267,6424338 \text{ in} \\ &= 20,68526 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7, pg. 91 Brownell, 1979) untuk OD =267,145 dan ts 3/8 diperoleh harga:

$$r = 180$$

$$i_{cr} = 14 \frac{4}{9}$$

Dari pers. 7.71 pg. 138, Brownell, 1979:

$$th = \frac{P \times r \times W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + 0,2$$

Faktor (W) untuk type torispherical, dihitung dg rumus:

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{th}} \right)$$

$$W = 1 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$th = 1/3 \text{ in}$$

Menghitung tinggi head dan tinggi vessel reaktor

Dari tabel 5.6 hal. 88, Brownell, 1979 dengan th=3/8 in dan OD= 249,22 in didapat

$$sf = (1 \frac{1}{2}-3) \text{ in dipilih } sf = 2 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
a = ID/2 &= 133,4462169 \text{ in} \\
AB = a - icr &= 132,3212169 \text{ in} \\
AB^2 &= 17508,90445 \text{ in} \\
BC = r - icr &= 178,875 \text{ in} \\
BC^2 &= 31996,26563 \\
b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} &= 59,6365455 \text{ in} \\
\text{Tinggi head (OA)} &= th + b + sf \\
&= 62,0115455 \text{ in} \\
&= 5,167628791 \text{ ft} \\
\text{Tinggi Vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
&= 14,78346481 \text{ ft} \\
&= 4,508956768 \text{ m}
\end{aligned}$$

Sistem Pengadukan

Pemilihan jenis impeler

digunakan tabel 8-3 dan fig 8-4 rasse vol I,341-343 dengan parameter volume dan viskositas cairan.

Dengan pertimbangan viskositas campuran dan volume reaktor, maka dipilih impeller dengan propeller (marine propeller 3 blades dan 4 baffle) yang digunakan pada viskositas 0-3000 cp dan volume sampai 12.000 galon

Kecepatan Pengaduk

$$\begin{aligned}
Dt/Di &= 3 \\
Zi/Di &= 0,75-1,3 \\
Zc/Di &= 2,7-3,9 \\
W/Di &= 0,1
\end{aligned}$$

Dimana

$$\begin{aligned}
\text{Lebar baffle (L)} &= 0,25 Di \\
\text{Tinggi blade (t)} &= 0,2 Di
\end{aligned}$$

Dari perhitungan diperoleh:

$$\begin{aligned}
Dt &= 20,68526 \text{ ft} \\
Di &= 6,895086667 \text{ ft} \\
Zi &= 6,895086667 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ZI &= 20,68526 \text{ ft} \\ W &= 0,689508667 \text{ ft} \\ L &= 1,723771667 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$T = 1,379017333 \text{ ft}$$

Menghitung kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2 \cdot Di} = \left[\frac{\pi \cdot Di \cdot N}{600} \right]^2$$

$$WELH = 39,13335755 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} N &= 46,68426933 \text{ rpm} \\ &= 0,778071156 \text{ rps} \end{aligned}$$

Menentukan Power Pengadukan

Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{N \cdot \rho \cdot Di^2}{\mu}$$

$$N \text{ (kecepatan putaran)} = 0,778071156 \text{ rps}$$

$$\mu \text{ (viskositas campuran)} = 0,000671969 \text{ lb/ft.dt}$$

$$\rho \text{ (density campuran)} = 0,030304471 \text{ lb/ft}^3$$

$$Nre = 1668,231257$$

dari fig. 477 Brown hal 507 untuk Nre propeller kurva no 1 diperoleh

$$Po = 0,79$$

$$P = \frac{Po \cdot n^3 \cdot Di^5 \cdot \rho}{gc}$$

$$P = 5,462423 \text{ ft/lbf.s}$$

$$P = 0,009932 \text{ HP}$$

Dari fig 14-38 eter hal 521 diperoleh efisiensi motor 80%

$$\text{Daya motor (P)} = 0,012414598 \text{ HP}$$

$$\text{Diambil power} = 1 \text{ HP}$$

Menghitung air pemanas dalam jaket

Diketahui

$$D = 20,68526 \text{ ft}$$

$$Cp = 64,73511252 \text{ Btu/lbF}$$

$$\mu = 0,000671969 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 2,48 \text{ Btu/h.ft}^2(\text{F/ft})$$

$$N_{re} = 1668,231257$$

$$Q = 67365826,02 \text{ kkal/jam}$$

$$= 267265340,7 \text{ Btu/jam}$$

Dari Kern fig 20-2, p.718 didapat $j_H = 1000$

$$h_i = j_H \times \frac{k}{D} \times \frac{\left(\frac{C_p \times \mu}{k}\right)^{0,4}}{3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,4}$$

$$h_i = 2587,077 \text{ ft}^2.\text{F}$$

untuk steam jaket pemanas $h_{oi} = 70 \text{ Btu/(jam)(ft}^2)(\text{F})$

$$U_c = 68,15586825 \text{ ft}^2.\text{F}$$

$$R_d = 0,005$$

$$H_d = 200$$

$$U_D = 50,83302$$

Menghitung ΔT LMTD

Media pemanas yang dipakai adalah steam

Pemanas (F)	Jenis Suhu	Reaktor	Δt (F)
140	Suhu Rendah	132,8	7,2 Δt_1
140	Suhu Rendah	77	63 Δt_2

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 25,72550416 \text{ F}$$

Menghitung luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T}$$

$$A = 204377,4 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas larutan dalam reaktor} = \pi \times D \times h = 1343,543141 \text{ ft}$$

$$\text{Luas larutan pada bottom} = V_{\text{bottom}} / t_{\text{bottom}} = 0,121192604 \text{ ft}$$

$$\text{luas total perpindahan panas larutan} = 204377,5 \text{ ft}^2$$

Menghitung tinggi jaket pemanas

$$\% \text{ air pemanas dalam jaket} = (L_{\text{perpan}} / L_{\text{total perpan larutan}}) \times 100\%$$

$$= 99,9999407 \%$$

$$\text{Tinggi jaket} = 20,68524773 \text{ ft}^2$$

$$= 6,309000559 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter jacket} &= \text{OD} - (2 \times 10 \text{ in}) \\ &= 228,22312 \text{ in} \\ &= 5,800671 \text{ m}\end{aligned}$$

3. Pompa

Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku aseton ke reaktor (R-01)

Jenis : *Sentrifugal Pump*

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menghitung dimensi pompa

Langkah Perancangan:

1. Menentukan tipe pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan :

- Viskositas cairan rendah
- Laju alir fluida sangat cepat
- Fluida dialirkan pada tekanan yang uniform
- Konstruksi sederhana dan harganya lebih murah
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatannya paling murah dibandingkan tipe pompa lainnya
- Banyak tersedia dipasaran

2. Menghitung dimensi pompa

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Densitas masing-masing komponen pada berbagai suhu (Yaws,1992)

$$\text{Density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Komponen	A	B	n	T (K)	T _c	ρ _i	x _i	ρ _i .x _i
CH ₃ COCH ₃	0,27728	0,2576	0,29903	303	508,2	1,459537577	0,98	1,43035
IPA (C ₃ H ₈ O)	0,26785	0,26475	0,243	303	508,31	1,367008403	0,02	0,02734
Total	0,54513	0,52235	0,54203	606	1016,51	2,82654598	1	1,45769

$$\rho \text{ campuran} = \sum \rho_i \times B_{mi}$$

$$= 333,5324256 \text{ kg/m}^3$$

$$= 20,82176 \text{ lb/f}^3$$

Viskositas masing-masing komponen pada berbagai suhu (Yaws, vol 1-4, 1992)

$$\text{Log}_{10} \text{.nliq} = A + B/T + C.T + DT$$

Komponen	A	B	C	D	T (K)	μ_i	ξ_i	$\mu_i \cdot \xi_i$
CH ₃ COCH ₃	-7,2126	903,05	1,84E-02	-2,04E-05	303	5,859E-05	0,98	5,7E-05
IPA (C ₃ H ₈ O)	-0,7009	8,42E+02	-8,61E-03	8,30E-06	303	1,19E+02	0,02	2,38413
Total	-7,9135	1744,55	0,009778	-1,2E-05	606	119,2063961	1	2,38418

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \sum \xi_i \cdot \mu_i \\ &= 119,2063961 \text{ cP} \\ &= 0,080102 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Menentukan Laju Alir Fluida

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 2.100 \text{ kg/jam} \\ &= 4629,702 \text{ lb/jam} \\ \rho &= 20,82176227 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Debit (Qf)} &= \text{Laju alir} / \rho \\ &= 222,3491912 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,061763664 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Sehingga Qf} &= 0,061763664 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menghitung Diameter Optimal Pipa

Asumsi : aliran dalam pipa adalah turbulen, $N_{re} > 2100$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, hal. 496, Peters})$$

Sehingga :

$$D_i \text{ optimum} = 1,9015962 \text{ In}$$

Dari tabel 11. Kern. Spesifikasi pipa standar dengan diameter dalam yang mendekati adalah:

$$\begin{aligned} \text{Diameter nominal} &= 2 \text{ In} \\ \text{Schedule Number} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,375 \text{ in} = 1,979166 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft} \\ \text{A} &= 3,353903865 \text{ in}^2 = 0,023291 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8

Menghitung Kecepatan Linier Fluida

$$\begin{aligned}
 V &= Q_f / A \\
 &= 0,06176 / 0,02329 \\
 &= 2,651827154 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \rho \cdot ID \cdot v / \mu \\
 &= 20,821 \times 0,1722 \times 2,6518 / 0,0801 \\
 &= 118,7350048
 \end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$, maka termasuk aliran laminar

Menentukan faktor friksi dalam pipa (f)

Diperoleh nilai faktor friksi (f) = 0,5390

Menghitung Panjang Ekuivalen Pipa (Le)

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d, Hal, 718, Foust direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

Komponen	Jumlah	L/D	Le (m)	Le (ft)
Pipa lurus horizontal	2	-	4	13,12
Pipa lurus vertical	1	-	6	19,68
Elbow Standar 90 C	3	30		15,48
Check Valve	2	17		4,472
Jumlah				52,752

Jadi panjang pipa ekivalen = 52,752 ft

= 16,0788096 m

Menghitung Energi Yang Hilang Karena Gesekan

Kehilangan energi akibat gesekan dapat dihitung dengan persamaan D'archy (*friction head*).

Maka persamaannya adalah :

$$\sum f = \frac{f \cdot v^2 \cdot \sum Le}{2 \cdot gc \cdot ID}$$

$$\sum f = \frac{0,5390 \times 2,6518^2 \times 52,752}{2 \times 32,174 \times 0,1722}$$

$$\sum f = 18,0399 \text{ lbf/ft}^2$$

3. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa dihitung dengan Persamaan Bernoulli

Menghitung Velocity Head

V1 = Kecepatan linier fluida pada titik 1

V2 = Kecepatan linier fluida pada titik 2

Karena kecepatan linier cairan pada titik 1 dan titik 2 relatif sama, maka

V1=V2, dan V1 – V2 = 0 ft/s

$$\frac{V1^2}{2 \cdot gc} = 0 \text{ ft/s}$$

Menghitung Potensial Head

Asumsi :

$$\begin{aligned}Z1 &= 0,5 \text{ m} = 1,64 \text{ ft} \\Z2 &= 6,5 \text{ m} = 21,32 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z2 - Z1 \\ &= 19,68 \text{ ft} \\ \Delta Z \times g/gc &= 19,68 \times 32,2 / 32,174 \\ &= 19,69590352 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

Menghitung Pressure Head

Asumsi :

$$\begin{aligned}P1 &= 1 \text{ atm} = 2116,22 \text{ lbf/ft}^2 \\ P2 &= 3 \text{ atm} = 6348,66 \text{ lbf/ft}^2 \\ \\ \Delta P/\rho &= P2 - P1/\rho \\ &= (6348,66 - 2116,22) / 20,8217 \\ &= 203,2700185 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Menghitung Total Head

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{V1^2}{2 \cdot gc} + \sum F$$

$$-Wf = 203,27 + 19,6959 + 0 + 18,0399$$

$$-Wf = 241,0059 \text{ ft.lbf/lbm} = 73,4586$$

4. Menghitung BHP Pompa

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas pompa} &= 0,061763664 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 27,72145 \text{ gal/min}\end{aligned}$$

$$P \text{ teoritis} = q \times Wf \text{ (Tenaga pompa teoritis)}$$

$$\text{Dalam hubungan ini } q = \text{kapasitas pompa (lb/ft)}$$

Dari fig 1437 Peter and Timmerhause, untuk kapasitas 27,7214 gal/menit didapatkan efisiensi pompa = 48%

$$BHP = \frac{q \times \rho \times (-Wf)}{550 \times \eta}$$

$$BHP = \frac{0,06176 \times 20,8217 \times 241,0059}{550 \times 48\%}$$

$$BHP = 1,1740 \text{ HP} = 1,17 \text{ HP}$$

Dari fig 1438 Peter and Timmerhause, didapatkan nilai efisiensi motor pompa

$$\text{Efisiensi motor pompa} = 90\%$$

$$\text{Daya} = 1,1740 \times 90\%$$

$$= 1,0566 \text{ HP}$$

$$\text{Sehingga daya motor} = 1,05 \text{ HP}$$

4. Distilasi

Kode	:	D-02
Fungsi	:	Memisahkan kloroform dari aseton dan air
Suhu puncak	:	54 °C
Tray spacing	:	18 in
Dari Buku Peter	:	Kv = 0,25

Perhitungan Diameter Kolom

Kecepatan uap meninggalkan kolom

$$\begin{aligned}V &= (R + 1) D \\R &= 1,22954 \\D &= 3857,83 \text{ kg/jam} \\&= 8505,05 \text{ lb/jam} \\V &= (R+1)D \\V &= 19557,7 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Kolom Bagian Atas

$$\text{Temperature} = 54^{\circ}\text{C} = 327 \text{ K}$$

Berat Molekul Uap

$$\text{BM Uap} = (0,887 \times 119,5) + (0,035 \times 58) = 108,115$$

Densitas Uap

$$\text{Densitas uap} = \frac{108,115}{359} \times \frac{273}{327}$$

$$\text{Densitas uap} = 0,25142 \text{ lb/ft}^3$$

Berat Molekul Cairan

$$\text{BM Cairan} = (0,822 \times 119,5) + (0,126 \times 58) = 99,817$$

$$\rho \text{ CHCl}_3 = 1,492 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho \text{ CH}_3\text{COCH}_3 = 0,79 \text{ g/cm}^3$$

Densitas Cairan

$$\text{Densitas Cairan} = \frac{99,81766}{}$$

$$\begin{aligned}
& \frac{0,82218}{1,492} + \frac{0,02702}{0,79} \\
= & \frac{99,81766}{0,55106 + 0,03421} \\
= & 170,551 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

Kecepatan Linier Uap Maksimum

$$V_{\max} = Kv \sqrt{\frac{\rho L - \rho V}{\rho V}}$$

$$V_{\max} = 0,25 \times \sqrt{\frac{170,551 - 0,251}{0,251}}$$

$$V_{\max} = 6,506$$

$$\begin{aligned}
V &= 0,7 \times V_{\max} \\
&= 0,7 \times 6,506 \\
&= 4,554
\end{aligned}$$

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\rho V \pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4Vol}{\rho V \pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 19.557,663}{170,551 \times 4,554 \times 3,14}}$$

$$D = 5,663$$

$$D = 6 \text{ ft}$$

Kolom Bagian Bawah

Pada dasar kolom Temperature = 80°C

Feed masuk kolom distilasi berupa uap jenuh, sehingga $q = 0$

Aliran feed pada dasar kolom

$$V - V = -(q - 1) F$$

$$V = V + (q - 1) F$$

$$\begin{aligned}
 V &= V - F \\
 V &= 19557,7 \text{ lb/jam} \\
 F &= 4137,94 \text{ kg/jam} \\
 &= 9122,6 \text{ lb/jam} \\
 v &= 10435,1 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Temperature kolom bagian bawah = 80°C = 353 K

Berat Molekul Uap

$$\text{BM Uap} = (0,533 \times 119,5) + (0,466 \times 58) + (7,089 \times 10^{-13} \times 18) = 90,758$$

Densitas Uap

$$\text{Densitas uap} = \frac{90,758}{359} \times \frac{273}{353}$$

$$\text{Densitas uap} = 0,19551 \text{ lb/ft}^3$$

Berat Molekul Cairan

$$\text{BM Cairan} = (0,579 \times 119,5) + (0,420 \times 58) + (3,47 \times 10^{-12} \times 18) = 93,615$$

$$\rho \text{ CHCl}_3 = 1,492 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho \text{ CH}_3\text{COCH}_3 = 0,79 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho \text{ H}_2\text{O} = 0,997 \text{ g/cm}^3$$

Densitas Cairan

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas Cairan} &= \frac{93,6159}{\frac{0,57912}{1,492} + \frac{0,42088}{0,79} + \frac{3,47721\text{E-}12}{0,997}} \\
 &= \frac{93,6159}{0,38815 + 0,53276 + 3,48767\text{E-}12} \\
 &= 101,656 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Kecepatan Linier Uap Maksimum

$$V_{\max} = Kv \sqrt{\frac{\rho L - \rho V}{\rho V}}$$

$$V_{\max} = 0,25 \times \sqrt{\frac{101,655 - 0,195}{0,195}}$$

$$V_{\max} = 5,695$$

$$V = 0,7 \times V_{\max}$$

$$= 0,7 \times 5,695$$

$$= 3,986$$

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\rho V \pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4Vol}{\rho V \pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 10.435,067}{101,655 \times 3,986 \times 3,14}}$$

$$D = 5,727$$

$$D = 6 \text{ ft}$$

Jadi diameter kolom distilasi sebesar 6 ft

Perhitungan Plate Teoritis

$$R_{\min} = 0,99964$$

$$R = 1,3 \times 0,99964$$

$$R = 1,29954$$

$$N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{X_{LK} \text{ Distilat}}{X_{HK} \text{ Distilat}} \right) \left(\frac{X_{HK} \text{ Bottom}}{X_{LK} \text{ Bottom}} \right)}{\log x \cdot HK \cdot LK}$$

$$N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{0,82218}{0,02702} \right) \left(\frac{0,42088}{0,57912} \right)}{\log 0,83042}$$

$$N_{\min} = 16,66$$

$$N_{\min} = 17$$

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = 0,13041$$

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,5$$

$$N - 17 = 0,5N + 0,5$$

$$N - 0,5N = 17 + 0,5$$

$$0,5N = 17,5$$

$$N = 35 \text{ plate}$$

Menentukan Efisiensi Plate

$$T \text{ puncak kolom} = 54^{\circ}\text{C} = 129,2^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ dasar kolom} = 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ rata-rata} = 67^{\circ}\text{C} = 152,6^{\circ}\text{F}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,02718 \text{ cP} = 0,1826 \text{ lb/ft.s}$$

Dari fig. 13.5 Buku Ernest J. Henley halaman 510 diperoleh

Nilai efisiensi tray = 85%

$$\text{Jumlah tray sebenarnya} = 35 / 85\%$$

$$= 41 \text{ plate}$$

$$\text{Tinggi kolom} = n \times \text{tray spacing}$$

$$= 41 \times \frac{18}{12}$$

$$= 61,5 \text{ Ft}$$

$$\text{Tinggi ruang atas} = \frac{1}{4} D$$

$$= \frac{1}{4} \times 6$$

$$= 1,5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi ruang bawah} = \frac{1}{4} D$$

$$= \frac{1}{4} \times 6$$

$$= 1,5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi kolom total} = 64,5 \text{ ft}$$

Menghitung Panjang Weir

$$\begin{aligned}Lw &= 0,6 \times D \\ &= 0,6 \times 6 \\ &= 3,6 \text{ ft}\end{aligned}$$

Jarak weir ke pusat

$$We = \sqrt{\frac{D^2}{2} - \frac{Lw^2}{2}}$$

$$We = \sqrt{\frac{6^2}{2} - \frac{3,6^2}{2}}$$

$$we = 2,4 \text{ ft}$$

Lokasi Feed

$$\frac{Gr}{Gs} = \frac{\log\left(\frac{X_{LK} \text{ Distilat}}{X_{HK} \text{ Distilat}}\right) \left(\frac{X_{HK} \text{ Feed}}{X_{LK} \text{ Feed}}\right)}{\log\left(\frac{X_{LK} \text{ Feed}}{X_{HK} \text{ Feed}}\right) \left(\frac{X_{HK} \text{ Bottom}}{X_{LK} \text{ Bottom}}\right)}$$

$$\frac{Gr}{Gs} = \frac{\log\left(\frac{0,82218}{0,02702}\right) \left(\frac{0,10083}{0,77662}\right)}{\log\left(\frac{0,77662}{0,10083}\right) \left(\frac{0,42088}{0,57912}\right)}$$

$$\frac{Gr}{Gs} = \frac{0,59664}{0,74798}$$

$$\frac{Gr}{Gs} = 0,79767$$

$$Gr = 0,79767 \times Gs$$

$$Gm = Gr + Gs$$

$$16,6619 = 0,79767 Gs + Gs$$

$$16,6619 = 1,79767 Gs$$

$$Gs = 9,26862$$

$$Gr = Gm - Gs$$

$$= 16,6619 - 9,26862$$

$$= 7,3933$$

$$\begin{aligned} \text{Lokasi Feed Teoritis} &= \frac{7,3933}{16,6619} \times 35 \\ &= 15,5304 \\ &= 16 \\ \text{Pada plate ke} &= 16 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lokasi Feed Sesungguhnya pada plate ke} &= \frac{15,5304}{35} \times 41 \\ &= 18 \\ \text{Pada plate ke} &= 18 \end{aligned}$$

Tebal Plate Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Diameter menara} &= 6 \text{ ft} \\ &= 72 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jari-jari} = 36 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi menara} = 64,5 \text{ ft}$$

Ditentukan material yg dipakai baja

$$\text{Densitas baja} = 490 \text{ lb/ft}^3$$

Head bentuk Conical

Tebal minimum

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times r}{f E - 0,4P} + C \\ t &= \frac{14,7 \times 36}{12.650 \times 0,85 - 0,4 \times 14,7} + 0,125 \\ t &= 0,1742 \end{aligned}$$

Digunakan tebal 3/16 in

Tebal head

$$\begin{aligned} t &= \frac{0,885 \times P \times r \times i}{f \times E - 0,1P} + 0,125 \\ t &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 36}{12.650 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \end{aligned}$$

Digunakan tebal 3/16 in (Berdasar Brownel & Young Tabel 5.6 hlm 88)

LAMPIRAN 4. ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi : 36.000 ton/tahun

Analisa perhitungan : 1 tahun (350 hari)

Tahun Pendirian : 2024

PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*Production Cost*)

A. PERKIRAAN HARGA ALAT

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat diperkirakan dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga. Harga indeks tahun 2024 dapat dicari dengan menggunakan data indeks dari tahun 2001 sampai 2023

Tabel Indeks CEP Tahun 2000 sampai dengan 2022 (Chemengonline.com, 2022)

Tahun (X)	Index (Y)
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	592,1
2020	596,2
2021	624,35
2022	646,8

Tabel Perhitungan Indeks

No	Tahun (X)	Index (Y)	X ²	XY
1	2000	394,1	4004001	788994,3
2	2001	394,3	4008004	791991,2
3	2002	395,6	4012009	805206
4	2003	402,0	4016016	890176,8
5	2004	444,2	4024036	938741
6	2005	468,2	4028049	901897,6
7	2006	499,6	4032064	1054477,8
8	2007	525,4	4036081	1155403,2
9	2008	575,4	4040100	1048497,1
10	2009	521,9	4044121	1107108
11	2010	550,8	4048144	1177842,7
12	2011	585,7	4052169	1176215,2
13	2012	584,6	4056196	1141974,9
14	2013	567,3	4060225	1160265,4
15	2014	576,1	4060225	1121952
16	2015	556,8	4064256	1092067,2
17	2016	541,7	4068289	1162800,5
18	2017	567,5	4072324	1217055,8
19	2018	603,1	4076361	1195449,9
20	2019	592,1	4076361	1204324
21	2020	596,2	4084441	1261811,35
22	2021	624,35	4088484	1307894,304

Dari data tersebut diperoleh persamaan:

$$y = 10,356x - 20.293$$

dengan:

$$x = \text{tahun}$$

$$y = \text{index harga}$$

Nilai *plant cost index* pada tahun 2023 adalah:

$$\begin{aligned} y &= 10,356 (2023) - 20.293 \\ &= 657,188 \end{aligned}$$

B. Pembelian Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Purchased Equipment Cost (PEC) adalah harga pembelian alat proses dari tempat pembelian. Untuk menentukan harga alat-alat pada tahun 2023, digunakan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (1)$$

dengan:

E_x = Harga alat pada tahun 2023

E_y = Harga alat pada tahun 2014

N_x = Nilai indeks tahun 2023

N_y = Nilai indeks tahun 2014

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^x \quad (2)$$

dengan:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

x = Eksponen

Tabel Harga Alat

Nama Alat	Harga 2023 (\$)	Harga 2023 (Rp)	Jumlah	Total Harga (Rp)
Tangki penyimpanan aseton	160.000	2.499.840.000	1	2.499.840.000
Tangki penyimpanan kalsium hipoklorit	880.000	13.749.120.000	1	13.749.120.000
Reaktor	7.300.000	114.055.200.000	1	114.055.200.000
Cooler	564.500	8.819.748.000	2	17.639.496.000
Acidifier	2.990.000	46.715.760.000	1	46.715.760.000
Distilasi	10.200.000	159.364.800.000	2	318.729.600.000
Kondensor	749.600	11.711.750.400	2	23.423.500.800
Tangki penyimpanan asam sulfat	980.000	15.311.520.000	1	15.311.520.000
Reboiler	759.600	11.867.990.400	2	23.735.980.800
Pompa Aseton	15.400	240.609.600	2	481.219.200

Pompa Kalium Hipoklorit	15.800	246.859.200	2	493.718.400
Pompa Reaktor ke Cooler	15.400	240.609.600	2	481.219.200
Pompa Asam Sulfat	15.800	246.859.200	2	493.718.400
Pompa Distilasi	15.400	240.609.600	4	962.438.400
Pompa Tangki Produk	15.400	240.609.600	2	481.219.200
Tangki penyimpanan produk kloroform	630.000	9.843.120.000	1	9.843.120.000
Truk pengangkutan	95.000	1.484.280.000	6	8.905.680.000
Total				Rp 598.002.350.400

Evaluasi Ekonomi

1. *Capital Investment*

1.1 Purchased Equipment Cost

Total PEC = Rp 598.002.350.400

Capital Investment = Rp 2.600.010.219.130

1.2 Instalasi

Biaya instalasi sebesar 8,3% dari Capital investment

8,3% x Rp 2.600.010.219.130 = Rp 215.800.848.188

1.3 Instrumentasi

Biaya instrumentasi sebesar 6,4% dari capital investment

6,4% x Rp 2.600.010.219.130 = Rp 166.400.654.024

1.4 Piping

Biaya piping sebesar 7,3% dari capital investment

7,3% x Rp 2.600.010.219.130 = Rp 189.800.745.997

1.5 Electrical

Biaya electrical sebesar 4,6% dari capital investment

4,6% x Rp 2.600.010.219.130 = Rp 119.600.470.080

1.6 Buildings

Biaya buildings sebesar 4,6% dari capital investment

$$4,6\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 119.600.470.080$$

1.7 Insulation

Biaya insulation sebesar 1,8% dari capital investment

$$1,8\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 46.800.183.944$$

1.8 Land

Biaya land atau tanah sebesar 0,9% dari capital investment

$$0,9\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = 23.400.091.972$$

1.9 Utilitas

Biaya utilitas sebesar 13,8 dari capital investment

$$13,8\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 358.801.410.240$$

1.10 Engineering and Supervision

Biaya engineering and supervision 9,2% dari capital investment

$$9,2\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 239.200.940.160$$

1.11 Construction Expense

Biaya construction expense 11% dari capital investment

$$11\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 286.001.124.104$$

1.12 Constructor Fee

Biaya construction fee sebesar 1,8% dari capital investment

$$1,8\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 46.800.183.944$$

1.13 Contingency

Biaya contingency sebesar 7,3% dari capital investment

$$7,3\% \times \text{Rp } 2.600.010.219.130 = \text{Rp } 189.800.745.997$$

Tabel *Capital Investment*

<i>Component</i>	<i>%</i>		<i>Cost</i>
Purchased Equipment Cost	0,23	Rp	598.002.350.400
Instalasi	0,083	Rp	215.800.848.188
Intrumentasi	0,064	Rp	166.400.654.024
Piping	0,073	Rp	189.800.745.997
Electrical	0,046	Rp	119.600.470.080
Buildings	0,046	Rp	119.600.470.080
Insulation	0,018	Rp	46.800.183.944
Utilitas	0,138	Rp	358.801.410.240
Land	0,009	Rp	23.400.091.972
Engineering and supervision	0,092	Rp	239.200.940.160
Construction Expense	0,11	Rp	286.001.124.104
Constructor Fee	0,018	Rp	46.800.183.944
Contingency	0,073	Rp	189.800.745.997
Fixed Plant Cost		Rp	761.802.994.205
Total	1	Rp	2.600.010.219.130

2. *Working Capital*

Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi.

2.1 Bahan Baku Setiap Tahun

a. Aseton

Kebutuhan per tahun = 17.640.000 kg
= Rp. 564.480.000

b. Kalsium Hipoklorit

Kebutuhan per tahun = 44.100.000 kg
= Rp. 1.190.700.000.000

c. Kebutuhan Asam Sulfat

Kebutuhan per tahun = 2.998.800 kg
= Rp. 73.470.600.000

2.2 Labor

Tenaga kerja 9% dari Raw material

9% x Rp 1.828.650.600.000 = Rp 164.578.554.000

2.3 Supervisi

Supervisi 10% dari raw material

10% x Rp 1.828.650.600.000 = Rp 182.865.060.000

2.4 Maintenance

Maintenance 2 % dari raw material

$$2\% \times \text{Rp } 1.828.650.600.000 = \text{Rp } 36.573.012.000$$

2.5 Utilitas

Utilitas 6% dari raw material

$$6\% \times \text{Rp } 1.828.650.600.000 = \text{Rp } 109.719.036.000$$

2.6 Purchased Power

Purchased power 10% dari raw material

$$10\% \times \text{Rp } 1.828.650.600.000 = \text{Rp } 182.865.060.000$$

2.7 Patent

Patent 1% dari raw material

$$1\% \times \text{Rp } 1.828.650.600.000 = \text{Rp } 18.286.506.000$$

2.8 Laboratory

Laboratory 10% dari raw material

$$10\% \times \text{Rp } 1.828.650.600.000 = \text{Rp } 182.865.060.000$$

Tabel *Working Capital*

<i>Component</i>	<i>%</i>		<i>Cost</i>
Bahan Baku setiap tahun	0,40	Rp	1.828.650.600.000
Labor	0,09	Rp	164.578.554.000
Supervisi	0,10	Rp	182.865.060.000
Maintenance	0,02	Rp	36.573.012.000
Utilitas	0,06	Rp	109.719.036.000
Purchased power	0,10	Rp	182.865.060.000
Patent	0,01	Rp	18.286.506.000
Laboratory	0,10	Rp	182.865.060.000
Direct Cost	0,88	Rp	2.706.402.888.000
Depreciation	0,03	Rp	137.148.795.000
Ansurance	0,01	Rp	45.716.265.000

Property taxes	0,04	Rp	182.865.060.000
Plant overhead	0,04	Rp	182.865.060.000
Fixed Cost	0,12	Rp	548.595.180.000
Administrasi	0,02	Rp	91.432.530.000
Distribution marked	0,13	Rp	594.311.445.000
R&D	0,05	Rp	228.581.325.000
Financial	0,05	Rp	228.581.325.000
General Cost	0,25	Rp	1.142.906.625.000
Total	1,00	Rp	4.397.904.693.000

3. Harga Pokok Produksi

HPP	= Total <i>Production Cost</i> / Kapasitas Produk
	= Rp 75.178
Mark Up	= 50% x Total <i>Production Cost</i>
	= Rp 1.627.499.034.000
Total Harga Jual	= Total <i>Production Cost</i> + Mark Up
	= Rp 6.997.914.912.130
Harga per kg	= Total harga jual/Kapasitas produk satu tahun
	= Rp 194.387
Harga Jual	= Rp 195.000
Harga Jual Pertahun	= Kapasitas pertahun x Harga jual per kg
	= Rp 7.020.000.000.000

4. Variable Cost

Tabel *Variable Cost*

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
Raw Material	Rp1.828.650.600.000
Utilitas	Rp 109.719.036.000
Royalti & Patent	Rp 18.286.506.000
Packaging + Transport	Rp 594.311.445.000
Total	Rp 2.550.967.587.000

5. Fixed Cost

Tabel *Fixed Cost*

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
------------------	-------------

Depreciation	Rp	137.148.795.000
Property taxes	Rp	182.865.060.000
Ansurance	Rp	45.716.265.000
Total	Rp	365.730.120.000

6. Regulated Cost

Tabel *Regulated Cost*

<i>Component</i>	<i>Cost</i>
Total Labor Cost	Rp 164.578.554.000
Payroll Overhead	Rp 139.891.770.900
Supervisi	Rp 182.865.060.000
Laboratorium	Rp 182.865.060.000
General expense	Rp 1.142.906.625.000
Plant Supplies	Rp 31.087.060.200
Plant Overhead	Rp 182.865.060.000
Maintenance	Rp 36.573.012.000
Total	Rp 2.063.632.202.100

7. Analisa Kelayakan

Keuntungan (Profit)

Biaya Produksi	= Rp 5.714.533.125.000
	= US\$ 365.753.528
Penjualan Produk/Tahun	= Rp 7.020.000.000.000
	= US\$ 449.308.756
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 1.305.466.875.000
Pajak pendapatan (25%)	= Rp 326.366.718.750
Keuntungan Setelah Pajak	= Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak
	= Rp 979.100.156.250
	= US\$ 62.666.421

Percent Profit on Sales (%POS)

POS Sebelum Pajak	= Keuntungan Sebelum Pajak / Harga Jual Produk X 100%
POS Sebelum Pajak	= 0,185963942 x 100%
	= 18,60%
POS Sesudah Pajak	= Keuntungan Sesudah Pajak / Harga Jual Produk X 100%
POS Sesudah Pajak	= 0,139472957 x 100%
	= 13,95%

Return On Investment (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit/ tahun}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}\text{ROI Sebelum Pajak} &= (\text{Keuntungan Sebelum Pajak/FCI}) \times 100\% \\ &= 0,401968 \times 100\% \\ &= 40,20\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI Setelah Pajak} &= (\text{Keuntungan Sesudah Pajak/FCI}) \times 100\% \\ &= 0,301476 \times 100\% \\ &= 30,15\%\end{aligned}$$

Pay Out Time (POT)

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

$$\begin{aligned}\text{POT Sebelum Pajak} &= (\text{Fixed Capital Investment/Profit Before Taxes+Depresiasi}) \\ &= 3.247.683.465.600 / (1.305.466.875.000 + 137.148.795.000) \\ &= 2,25 \text{ tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{POT Setelah Pajak} &= (\text{Fixed Capital Investment/Profit After Taxes+Depresiasi}) \\ &= 3.247.683.465.600 / (979.100.156.250 + 137.148.795.000) \\ &= 2,91 \text{ tahun}\end{aligned}$$

Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = \frac{365.730.120.000 + (0,3 \times 2.063.632.202.100)}{7.020.000.000.000 - 2.550.967.587.000 - (0,7 \times 2.063.632.202.100)} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = 32,56\%$$

Shut Down Point (SDP)

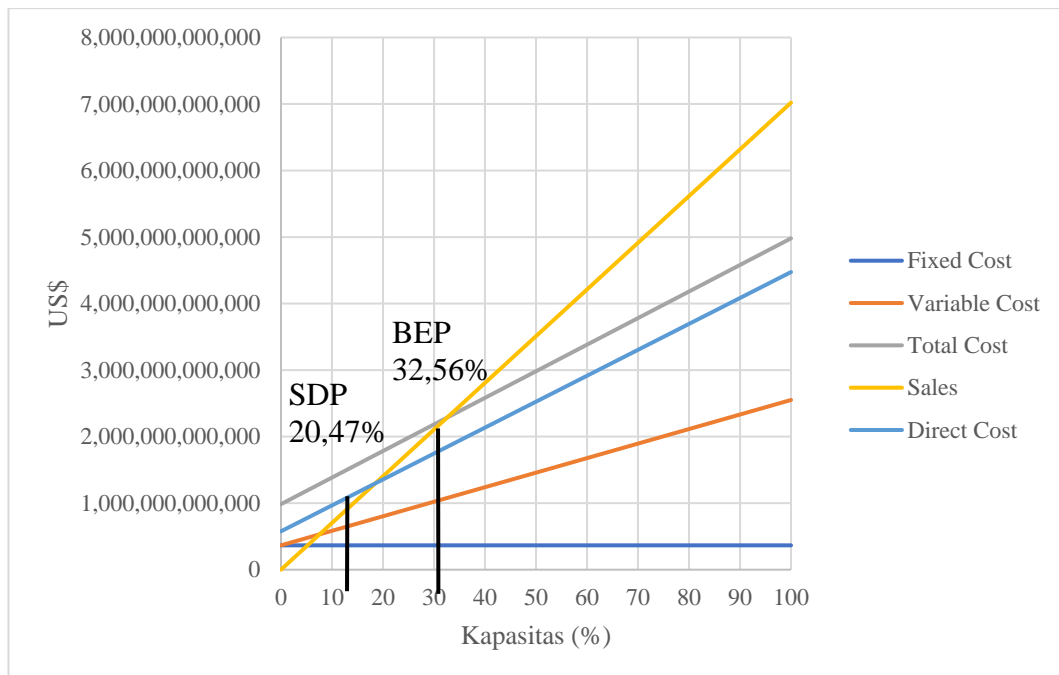
$$\text{SDP} = \frac{0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times 2.063.632.202.100}{7.020.000.000.000 - 2.550.967.587.000 - (0,7 \times 2.063.632.202.100)} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 20,47\%$$

Tabel Analisa Kelayakan

Analisa Kelayakan	Persentase	Batasan	Kelayakan
ROI sebelum pajak	40,20%	11 - 44%	Layak
ROI setelah pajak	30,15%		
POT sebelum pajak	2,25	Max. 5 tahun	Layak
POT setelah pajak	2,91		
IRR	15,18%	Min. 12%	Layak
BEP	32,56%	Max. 60%	Layak
SDP	20,47%	< BEP	Layak



Gambar Grafik Analisa Kelayakan