

**DESAIN PROYEK PABRIK KLOOROFORM DARI ASETON DAN *BLEACHING*
POWDER KAPASITAS 35.000 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:

Astri Kusumaningtyas

40040118650088

**PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2024**

**DESAIN PROYEK PABRIK KLOOROFORM DARI ASETON DAN *BLEACHING*
POWDER KAPASITAS 35.000 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:

Astri Kusumaningtyas

40040118650088

**PRODI S-TR TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2024**

HALAMAN PENGESAHAN

**DESAIN PROYEK PABRIK KLOOROFORM DARI ASETON DAN BLEACHING
POWDER KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan Teknik

Disusun Oleh

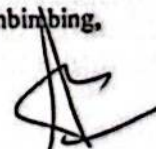
Astri Kusumaningtyas

NIM. 40040118650088

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 25 Juni 2024

Dosen Pembimbing,



Ir. R.T.D Wisnu Broto, M.T.

NIP. 197210291995122



KEMENTERIAN PENDIDIKAN, KEBUDAYAAN,
RISET DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Prof. Sudarto, S.H.
Tembatang, Semarang Kode Pos 50275
Tel./Faks (024) 7471379
www.trki.vokasi.undip.ac.id
email: trki@live.undip.ac.id

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang Bertanda Tangan di Bawah ini :

Nama : Astri Kusumaningtyas
NIM : 40040118650088
Judul Skripsi : Desain Proyek Pabrik Kloroform dari Aseton dan Bleaching Powder Kapasitas 35.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi /Teknologi Rekayasa Kimia Industri
Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan patner atas nama Rhaenisya rizky didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa adanya paksaan apapun.



Semarang 14 Juni 2024



Astri Kusumaningtyas
NIM.40040118650088



KEMENTERIAN PENDIDIKAN, KEBUDAYAAN,
RISET DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Prof. Sudarto, S.H.
Tembalang, Semarang Kode Pos 50275
Tel./Faks. (024) 7471379
www.trki.vokasi.undip.ac.id
email: trki@live.undip.ac.id

BERITA ACARA SEMINAR SKRIPSI

Pada Hari : Selasa
Tanggal : 25 Juni 2024
Pukul : 10.00 WIB – Selesai
Tempat : Ruang Sidang Gedung B

Telah dilaksanakan Seminar Skripsi atas nama mahasiswa tersebut di bawah ini :

N a m a : Astri Kusumaningtyas
N I M : 40040118650088

Judul Skripsi :

o Bahasa Indonesia:

- Desain Proyek Pabrik Kloroform dari Aseton dan Bleaching Powder Kapasitas
35.000 Ton/Tahun

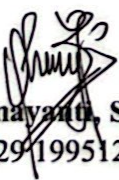
o Bahasa Inggris :

- *Project Design For a Chloroform Plant From Acetone and Bleaching Powder
With a Capacity of 35,000 Tons/Year*

Berdasarkan hasil keputusan Tim Penguji Seminar Skripsi, mahasiswa tersebut


Dinyatakan : ...LULUS..
Dengan nilai : (...83).....

Penguji I,


Heny Kusumayanti, S.T., M.T.
NIP. 19721029199512 2 001

Semarang, 25 Juni 2024

Penguji II,


Anggun Puspitarini Siswanto, S.T., Ph.D.
NIP. H.7.198803152018072001

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	iii
HALAMAN PERNYATAN INTEGRITAS	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2. Kapasitas Rancangan	2
1.3. Penentuan Lokasi Pabrik	5
1.4. Tinjauan Proses.....	9
BAB II	13
DESKRIPSI PROSES	13
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	13
2.2. Konsep Proses.....	14
2.3. Langkah Proses	18
2.4. Diagram Alir Proses.....	21
2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas	22
2.6. Lay out Pabrik dan Peralatan Proses.....	27
BAB III.....	36
SPESIFIKASI ALAT	36
3.1. Tangki Penyimpanan Aceton.....	36

3.2. Pompa umpan aceton.....	36
3.3. Reaktor.....	37
3.4. Heat Exchanger 3.....	37
3.5. Menara Destilasi 1.....	38
3.6. Filter 2.....	38
BAB IV.....	40
UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM.....	40
4.1. Unit Pendukung Proses.....	40
4.2. Laboratorium.....	55
4.3. Keselamatan dan Kesehatan Kerja.....	57
BAB V.....	61
MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	61
5.1. Bentuk Perusahaan.....	61
5.2. Struktur Organisasi.....	62
5.3. Tugas dan Wewenang.....	63
5.4. Pembagian Jam Kerja.....	65
5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah.....	67
5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	68
5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	71
5.8. Manajemen Produksi.....	72
BAB VI.....	76
TROUBLESHOOTING.....	76
1.1 Unit Penyimpanan.....	76
1.2 Unit Penyambung.....	77
1.3 Unit Preaksi.....	78

1.4 Unit Penukar Panas	80
1.5 Unit Pemisah.....	81
BAB VII.....	83
ANALISIS EKONOMI	83
7.1. Penaksiran Harga Peralatan	84
7.2. Dasar Perhitungan.....	86
7.3. Perhitungan Biaya Produksi (<i>Production Cost</i>)	86
7.4. Analisa Kelayakan	87
7.5. Hasil Perhitungan.....	89
DAFTAR PUSTAKA	93
LAMPIRAN A.....	94
LAMPIRAN B.....	109
NERACA PANAS.....	109
LAMPIRAN C.....	137
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	137
LAMPIRAN D.....	199
EVALUASI EKONOMI.....	199

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Kloroform di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia.....	3
Tabel 1. 3 Impor Kebutuhan Kloroform di beberapa negara ASEAN	4
Tabel 1. 4 Kapasitas Produksi Kloroform dari Beberapa Negara	4
Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan yang Menjadi Target Pemasaran Produk	6
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses-Prose Pembuatan Kloroform.....	11
Tabel 2. 1 Neraca massa di Mixer 01 (M-01).....	22
Tabel 2. 2 Neraca massa di Reaktor 01 (R-01).....	22
Tabel 2. 3 Neraca massa di Filter 01 (F-01).....	22
Tabel 2. 4 Neraca massa di Menara Destilasi 01 (D-01).....	23
Tabel 2. 5 Neraca massa di Acidifier 01 (ACD-01).....	23
Tabel 2. 6 Neraca massa di Decanter 01 (DC-01).....	23
Tabel 2. 7 Neraca massa di Destilasi 02 (D-02).....	24
Tabel 2. 8 Neraca massa di Mixer 02 (M-02).....	24
Tabel 2. 9 Neraca massa di Filter 02 (F-02).....	24
Tabel 2. 10 Neraca panas di Reaktor (R-01)	25
Tabel 2. 11 Neraca panas di Heat Exchanger 01 (HE-01).....	25
Tabel 2. 12 Neraca panas di Destilasi 01 (D-01).....	25
Tabel 2. 13 Neraca panas di Heat Exchanger 02 (HE-02).....	26
Tabel 2. 14 Neraca panas di Acidifier (ACD-01).....	26
Tabel 2. 15 Neraca panas di Heat Exchanger 03 (HE-03).....	26
Tabel 2. 16 Neraca panas di Stripper - 01 (ST-01).....	26
Tabel 2. 17 Neraca panas di Heat Exchanger 04 (HE-04).....	27
Tabel 2. 18 Neraca panas di Mixer 02 (M-02)	27
Tabel 2. 19 Perincian luas tanah sebagai Bangunan Pabrik	30
Tabel 4. 1 Karakteristik air KTI	41
Tabel 4. 2 Kebutuhan Air untuk Pengadaan Steam.....	45
Tabel 4. 3 Kebutuhan Air Pendingin	46
Tabel 4. 4 Kebutuhan Pengadaan Steam	47

Tabel 4. 5 Kebutuhan Bahan Bakar.....	48
Tabel 4. 6 Konsumsi Listrik untuk Keperluan Proses	50
Tabel 4. 7 Konsumsi Listrik untuk Pengolahan Air.....	51
Tabel 4. 8 Konsumsi Listrik untuk Penerangan	51
Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	66
Tabel 5. 2 Jabatan dan Prasyarat	68
Tabel 5. 3 Jumlah Karyawan	69
Tabel 5. 4 Penggolongan gaji menurut jabatan	71
Tabel 6. 1 Spesifikasi pada Unit Penyimpanan	76
Tabel 6. 2 Spesifikasi pada Unit Penghubung	77
Tabel 6. 3 Spesifikasi Pada Unit Pereaksi	78
Tabel 6. 4 Spesifikasi pada Unit Penukar Panas	80
Tabel 6. 5 Spesifikasi pada Unit Pemisah	81
Tabel 7. 1 Indeks Ekonomi tahun 2005 - 2022.....	85
Tabel 7. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	89
Tabel 7. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	89
Tabel 7. 4 Fixed Capital Investment (FCI).....	89
Tabel 7. 5 Working Capital	90
Tabel 7. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)	90
Tabel 7. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	90
Tabel 7. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	91
Tabel 7. 9 Total Manufacturing Cost (MC).....	91
Tabel 7. 10 Total General Expense (GE)	91

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Kloroform di Indonesia.....	3
Gambar 2. 1 Lay Out Pabrik.....	31
Gambar 2. 2 Lay Out Peralatan Proses.....	34
Gambar 4. 1 Bagan Pengolahan Air	60
Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	75

INTISARI

Industri kimia di Indonesia mengalami perkembangan pesat, dengan banyak bahan kimia masih bergantung pada impor. Salah satu komoditas penting adalah chloroform (CHCl_3), yang digunakan dalam berbagai industri seperti anestesi, refrigerant, pelarut, industri pewarna, pestisida, dan pembuatan teflon. Kebutuhan chloroform di Indonesia bervariasi, namun diperkirakan akan meningkat di masa mendatang, seiring dengan peningkatan permintaan pasar.

Untuk mengurangi ketergantungan impor dan memenuhi kebutuhan dalam negeri, diperlukan pembangunan industri kimia nasional. Pembangunan pabrik chloroform di Indonesia akan memberikan keuntungan dengan memasarkan produk-produk berbahan baku chloroform dengan harga lebih murah, mempertahankan pasar dalam negeri, mengurangi impor, dan mendiversifikasi produk bernilai ekonomi tinggi. Ini akan berdampak positif pada perekonomian serta meningkatkan pendapatan negara.

Berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku, proyeksi kebutuhan pasar, dan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi, direncanakan untuk membangun pabrik kloroform dengan kapasitas 35.000 ton per tahun. Tujuan dari pembangunan pabrik ini adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan pada impor. Pabrik kloroform dengan kapasitas produksi 35.000 ton per tahun diharapkan mampu memenuhi kebutuhan domestik sebesar 59,25% pada tahun 2028. Langkah ini diharapkan dapat meningkatkan kemandirian industri kimia nasional dan memperkuat ekonomi Indonesia dengan mengurangi defisit perdagangan akibat impor chloroform.

Secara analisa kelayakan, Nilai ROI dan POT untuk pabrik ini telah memenuhi syarat.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Seiring berjalannya waktu perkembangan industri yang ada di Indonesia begitu pesat. Salah satu industri yang berkembang pesat yaitu industri kimia. Hal ini dikarenakan hingga saat ini bahan kimia tersebut masih banyak yang bergantung pada impor dari negara lain. Pembangunan industri kimia ini juga ditekankan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pemanfaatan sumber daya alam yang ada, menciptakan lapangan kerja, mendorong perkembangan industri lain dan ekspor, serta meningkatkan devisa Indonesia.

Chloroform atau triklorometana memiliki rumus kimia CHCl_3 merupakan suatu komoditas bahan kimia yang cukup banyak dibutuhkan di Indonesia karena fungsinya sebagai bahan untuk anestesi, refrigerant, pelarut dalam industri pembuatan pewarna, industri pestisida, pelarut nonpolar, serta pembuatan tetraflouroethylene (teflon).

Kebutuhan chloroform di Indonesia cenderung tidak tetap, dapat mengalami kenaikan maupun mengalami penurunan. Diperkirakan kebutuhan karyawan tersebut akan meningkat pada tahun-tahun mendatang.. Hal ini berdampak pada besarnya permintaan pasar akan kebutuhan chloroform. Indonesia sendiri masih mengandalkan impor untuk memenuhi kebutuhan chloroform, sehingga perlu untuk dilakukannya suatu upaya pembangunan industri kimia secara nasional. Sesuai dengan perkembangan pembangunan, maka pembangunan pabrik ini akan sangat menguntungkan karena kita dapat memasarkan produk-produk dari bahan baku chloroform dengan harga yang lebih murah sekaligus dapat mempertahankan pasar dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor Indonesia akan chloroform serta melakukan diversifikasi produk yang bernilai ekonomi tinggi untuk memperbaiki perekonomian dan menambah pendapatan negara.

Penentuan lokasi pabrik dibuat dalam prakiraan jangka panjang dengan mempertimbangkan berbagai faktor. Lokasi pabrik ditetapkan di daerah Cilegon, Banten

1.2. Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimal *output* yang diproduksi dalam satuan waktu tertentu. Pabrik yang didirikan harus mempunyai kapasitas produksi yang optimal yaitu jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik kloroform antara lain:

a. Kebutuhan kloroform di Indonesia

Untuk mengetahui kebutuhan kloroform di Indonesia dapat diketahui dari besarnya impor dan kenaikan impor tiap tahun. Dari tahun ke tahun kebutuhan kloroform di Indonesia cenderung tidak tetap, dapat mengalami kenaikan maupun mengalami penurunan. Diperkirakan kebutuhan kloroform tersebut akan meningkat pada tahun-tahun mendatang. Kebutuhan kloroform dalam negeri dapat ditentukan menggunakan rumus berikut :

$$\text{Kebutuhan dalam negeri} = \text{Produksi dalam negeri} + (\text{Impor} - \text{Ekspor})$$

Saat ini Indonesia memenuhi seluruh kebutuhan kloroform dalam negeri melalui impor. Dengan asumsi pada tahun 2028 belum ada pabrik kloroform yang didirikan di Indonesia, maka bisa dinyatakan bahwa tidak ada ekspor kloroform di Indonesia. Oleh karena itu, rumus kebutuhan kloroform dalam negeri menjadi :

$$\text{Kebutuhan dalam negeri} = \text{Impor}$$

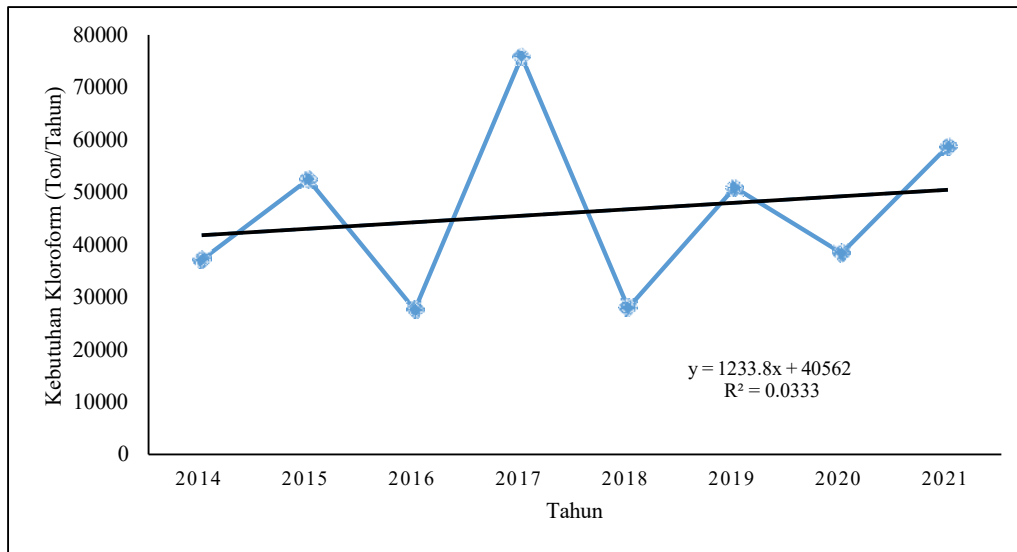
Data impor kloroform di Indonesia dari tahun 2014 sampai 2021, dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Impor Kloroform di Indonesia (Penulis, 2024)

Tahun	Impor (ton)
2014	37080
2015	52432
2016	27567
2017	75843
2018	27927
2019	50913
2020	38409
2021	58742

Data impor kloroform yang diperoleh dari tabel 1.1 diubah ke dalam bentuk persamaan

linear untuk memperkirakan kebutuhan kloroform di Indonesia (Penulis, 2024)



Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Kloroform di Indonesia

Berdasarkan tabel 1.1 dan gambar 1.1, diperkirakan kebutuhan kloroform meningkat di tahun mendatang. Untuk menghitung perkiraan kloroform di masa yang akan datang. Dapat dilakukan dengan metode *least square*, sehingga diperoleh persamaan $y = 1233,8x + 40562$, pabrik direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2028. Dari persamaan tersebut dapat diproyeksikan besarnya impor kloroform Indonesia pada tahun 2028 adalah sebesar 59.069 ton/tahun.

Tabel 1. 2 Proyeksi Kebutuhan Kloroform di Indonesia (Penulis, 2024)

No	Tahun	Jumlah
1	2022	51666
2	2023	52900
3	2024	54134
4	2025	55368
5	2026	56601
6	2027	57835
7	2028	59069

b. Kebutuhan kloroform di luar negeri

Kebutuhan kloroform di luar negeri juga semakin meningkat. Hal ini disebabkan diketahuinya fungsi kloroform sebagai bahan baku pada pembuatan *polytetrafloroethylene* (PTFE), dan *florinated ethylen-propylen* (FEP).

Impor kebutuhan kloroform di beberapa negara di ASEAN ditunjukkan pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Impor Kebutuhan Kloroform di beberapa negara ASEAN

Tahun	Malaysia	Filipina	Singapura	Thailand	Jumlah
2015	25873	6502	110815	82568	225758
2016	45974	3887	76483	123907	250251
2017	49778	20497	58941	122534	251750
kloroform2018	45610	14831	24163	127530	212134
2019	51897	32213	29594	70026	183730
2020	43534	7436		81282	132252
2021	26345	8638			34983

c. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama pembuatan kloroform adalah kalsium hipoklorit yang dapat diperoleh dari PT Insoclay Acidatama Indonesia dan PT. Asahimas Subentra Chemical, bahan baku aseton diperoleh dari PT. Metropolitan Phenol Pratama dan diimpor dari KMG Chemical Inc. Singapore kapasitas. Bahan baku pendukung asam sulfat diperoleh dari PT Indonesian Acid Industri Jakarta kapasitas 82.000 ton/tahun. *calcium oxide* diperoleh dari PT Bumi Resources Minerals, Tbl kapasitas 18.000 ton/tahun.

d. Kapasitas rancang minimum

Berdasarkan data yang diperoleh dari CIC 1995, ICIS 2004, beberapa pabrik yang telah memproduksi kloroform. Kapasitas produksi kloroform dari beberapa negara dapat dilihat pada tabel 1.4

Tabel 1. 4 Kapaasitas Produksi Klororform dari Beberapa Negara

Industri/Negara	Kapasitas (ton/tahun)
LPC, Muondville, W. Vancouver, Canada	18.000
Allied Chemical Corporation, M.W. Vancouver, Canada	20.000
E. I., du Pont de Nemours & Co., Inc., Niagara Falls, NY, USA	37.000
Stauffer Chemical Co., Louisvolle NY, USA	64.000
Dow Chemical Co., Freeport, Texas	90.200

Dow Chemical Co., Plaquemine, LA	92.000
Vulcan Materials Company, Geismar, LA	86.000
Akzo Nobel, Belanda	32.000
Aragonesa, Palos de la Frontera, Spanyol	20.000
Atofina, Prancis	100.000
Dow, Stade, Jerman	90.000
Ercros, Flix, Spanyol	30.000
LII Europe, Frankfurt, Jerman	120.000
Ineos Chlor, Roncorn, UK	155.000
Solvay, Bussi, UK	50.000
Rosiagnano, Italy	30.000
Tavaux, Perancis	70.000

Berdasarkan Tabel 1.4 dapat disimpulkan bahwa kapasitas produksi kloroform secara komersial adalah 18.000-155.000 ton/tahun.

e. Penetapan kapasitas produksi

Berdasarkan pertimbangan ketersediaan bahan baku, proyeksi kebutuhan pasar, dan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi, maka dipilih kapasitas pabrik kloroform yang akan dibangun sebesar 35.000 ton/tahun dengan tujuan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi impor. Pabrik kloroform dengan kapasitas 35.000 ton/tahun diharapkan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri sebesar 59,25% pada tahun 2028.

1.3. Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi didirikannya suatu pabrik sangatlah berpengaruh bagi perusahaan. Pemilihan lokasi yang tepat akan meminimalkan risiko negatif, dan tentu saja akan lebih menguntungkan perusahaan karena dapat mencegah adanya pengeluaran biaya tambahan akibat pemilihan lokasi.

Penentuan lokasi pabrik dibuat dalam prakiraan jangka panjang dengan mempertimbangkan berbagai faktor. Lokasi pabrik ditetapkan di daerah Cilegon, Banten dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut :

❖ Faktor utama

1) Sumber Bahan Baku

Proses pembuatan chloroform tergolong dalam proses *weight loss* (pengurangan berat), maka pabrik didirikan di dekat sumber bahan baku. Bahan baku utama berupa aseton dan *bleaching powder*. Aseton didapatkan dari KMG Chemicals.inc yang berada di Singapura dan *bleaching powder* didapatkan dari PT. Insoclay Acidatama Indonesia di Tangerang. Bahan baku pendukung seperti asam sulfat diperoleh dari PT. *Indonesia Acid Industry* Tangerang dan *calcium oxide* diperoleh dari PT. Bumi Resources Mineral, Tbk di Jakarta. Dengan mempertimbangkan lokasi pasokan bahan baku dan produk, maka ditetapkan lokasi pabrik kloroform yang akan didirikan berada antara lokasi bahan baku dan lokasi pemasaran. Dari beberapa sifat bahan baku yang mudah menguap dan sangat korosif, maka lokasi pabrik dipilih dekat dengan bahan baku tersebut. Hal ini ditetapkan dengan tujuan untuk efisiensi peralatan pabrik baik pada proses pengangkutan maupun proses penyimpanan bahan baku itu sendiri.

2) Pemasaran Produk

Pemasaran kloroform ini diutamakan untuk bahan baku pembuatan polimer, dimana pabrik polimer sedang berkembang di Indonesia terutama di Cilegon. Selain itu kawasan ini juga dekat dengan pelabuhan merak yang memudahkan dalam pemasaran ke luar Jawa maupun ke luar negeri. Perusahaan yang menjadi target pemasaran produk kloroform dapat dilihat dari Tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan yang Menjadi Target Pemasaran Produk

No	Nama Perusahaan	Lokasi	Jenis Perusahaan
1	PT. Alcon, Tempo Scan Pasific	Jakarta	Farmasi
2	PT. Kimia Farma	Jakarta	Farmasi
3	PT. Bayer Indonesia Tbl	Jakarta	Farmasi
4	PT. Bristol Myres Squibb Indonesia	Jakarta	Farmasi
5	PT. Caprifarmindo	Bandung	Farmasi
6	PT. Cendo Pratama	Bandung	Farmasi
7	PT. Harsen Laboratories	Bogor	Farmasi
8	PT. Indofarma	Bekasi	Farmasi
9	PT. Emba Megafarma	Semarang	Farmasi
10	PT. Erela	Semarang	Farmasi
11	PT. Phapros	Semarang	Farmasi

12	PT. Ciubros Farma	Semarang	Farmasi
13	PT. Benofarma	Surabaya	Farmasi
14	PT. Durafima Jaya	Surabaya	Farmasi
15	PT. Aditama Raya Farmino	Surabaya	Farmasi
16	PT. Graha Farma	Surakarta	Farmasi
17	PT. Ifars Pharmaceutical	Surakarta	Farmasi
18	PT. Pharos Indonesia	Banten	Farmasi
19	PT. Amoco	Banten	Farmasi
20	PT. Kenindo Sejahtera Farma	Banten	Farmasi

3) Sarana Transportasi

Fasilitas transportasi di daerah ini cukup memadai. Untuk penyediaan bahan baku cukup dengan transportasi darat sedang untuk pemasaran produk di luar pulau Jawa maupun ke luar negeri menggunakan transportasi laut dimana telah tersedia pelabuhan yang didukung fasilitas yang memadai. Selain itu pada daerah ini terdapat jalan tol yang dapat memudahkan akses transportasi darat.

4) Fasilitas Air

Cilegon merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga penyediaan utilitas utamanya air untuk proses dan pendingin tidak mengalami kesulitan karena dekat dengan aliran sungai Cidanau dan apabila tidak mencukupi, maka di kawasan industri Cilegon terdapat pabrik penyedia air yaitu PT. Krakatau Tirta Indonesia.

5) Tenaga Kerja

Tenaga kerja untuk pabrik direkrut dari daerah sekitar pabrik dan daerah lain di seluruh Indonesia, sehingga diharapkan mampu membuka lapangan kerja dan memanfaatkan sumber tenaga kerja yang potensial.

6) Kemasyarakatan

Keadaan sosial masyarakat sudah terbiasa dengan lingkungan industri sehingga pendirian pabrik baru dapat diterima dan dapat beradaptasi dengan mudah dan cepat.

Faktor pendukung

1) Perijinan dan Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik merupakan salah satu usaha untuk mewujudkan kebijakan pemerintah mengenai pengembangan industri dan pemerataan kesempatan kerja.

2) Pembuangan Limbah

Penanganan masalah limbah tidak menjadi masalah karena lokasi pabrik dekat dengan sungai Cidanau dan laut.

3) Perluasan pabrik.

Pendirian pabrik haruslah memperhitungkan rencana perluasan pabrik tersebut dengan jangka waktu 10 sampai 20 tahun kedepan (jangka panjang). Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak mengalami kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

4) Kondisi Iklim.

Kondisi alam (iklim) dari suatu area yang akan dibangun pabrik harus mendukung, dalam arti kondisinya tidak mengganggu jalannya operasi pabrik.

5) Energi

Penyediaan energi merupakan hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan listrik diambil dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan dari generator.

6) Biaya Konstruksi

Biaya konstruksi bisa lebih murah karena kawasan industri Cilegon berada di dekat pelabuhan sehingga biaya pengangkutan alat ke lokasi dapat lebih mudah dan murah

7) Perawatan

Pabrik mempunyai bengkel perawatan sendiri, apabila tidak dapat dilakukan sendiri di cilegon banyak terdapat bengkel yang dapat menangani peralatan-peralatan besar.

8) Bahaya banjir dan kebakaran.

Pabrik yang akan didirikan harus memperhatikan keselamatannya. Cilegon tidak termasuk daerah rawan banjir, dan di kawasan ini memiliki keselamatan terpadu untuk menjaga dari hal-hal yang berbahaya.

1.4. Tinjauan Proses

1.4.1. Macam-Macam Proses Pembuatan Chloroform

1) *Chlorinasi methane*

Reaksi ini merupakan reaksi radikal bebas dimana pembentukan kloroform dari metana dan klorin. Reaksi yang terjadi sebagai berikut: $\text{CH}_4(\text{g}) + 3\text{Cl}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CHCl}_3(\text{g}) + 3\text{HCl}(\text{g})$
Reaksi ini berlangsung pada kondisi operasi dengan rentang suhu 400 -500°C dan tekanan 1 atm dengan konversi equilibrium 90-95%. Reaksi ini menggunakan reaktor berjenis *fixed bed* (Othmer, 1998)

2) Photochemical Chlorination

Proses klorinasi dengan metode *photochemical chlorination* didasarkan pada reaksi klorinasi methane oleh aktivasi dari reaksi massa dengan radiasi sinar. Adapun pemisahan molekul *chlorin* (Cl_2) menjadi radikal Cl adalah dengan meradiasi reaksi massa dengan sumber sinar yang mempunyai radiasi 3.000-5.000 Å. bahan baku yang digunakan adalah methane dengan kemurnian tinggi. Konversi proses ini adalah 90%. Kondisi optimum kloroform terbentuk setelah bereaksi selama 2 jam. Adapun reaktor yang digunakan adalah reaktor *photochemical* (Ketta & Cunningham, 1992).

3) Reduksi carbon tetrachloride

Reduksi teratas dari carbon tetrachloride dengan etil alkohol akan menghasilkan kloroform. Reaksi terjadi pada reaktor dengan suhu 200°C selama 25 jam akan menghasilkan kloroform dalam jumlah kecil dan *ethyl chloride*. Reaksi berlangsung pada tekanan 0,1 Mpa (1 bar). Radiasi ultraviolet pada *carbon tetrachloride* dengan alkohol menghasilkan kloroform dengan konversi tinggi, tetapi reaksi berjalan sangat lambat (Kirk Othmer, 1978).

4) Reaksi *acetone* dengan *bleaching powder*

Reaksi aseton dan kalsium hipoklorit dalam pembentukan kloroform memiliki perbandingan yang masing-masing 1:1. Berikut ini adalah reaksi yang terjadi antara aseton dan kalsium hipoklorit : $2 \text{CH}_3\text{COCH}_3(l) + 3 \text{Ca}(\text{OCl})_2(aq) \rightarrow 2 \text{CHCl}_3(l) + \text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2(aq) + 2 \text{Ca}(\text{OH})_2(s)$ Reaksi ini berlangsung pada kondisi operasi dengan suhu 61 - 85°C dan tekanan 2 atm dengan konversi kloroform sebesar 97%. Reaksi ini menggunakan reaktor berjenis reaktor tangki alir berpengaduk (Canadian Paten, 1981).

1.4.2. Pemilihan Proses

Dari keempat reaksi dapat dibandingkan macam-macam proses produksi furfural:

Tabel 1. 6 Perbandingan Proses-Prose Pembuatan Kloroform

Nama Proses	Klorinasi Metana	Photochemical Chlorination	Reduksi Karbon Tetraklorida	Reaksi Aseton- Kalsium Hipoklorit
Reaktor	Fluidized bed	Photochemical	Batch	Batch dengan pengaduk
Konversi	Konversi 85%- 90%	Konversi 90%	Konversi 70- 80%	Konversi 97%
Biaya Investasi	Tinggi biaya investasi	Tinggi biaya investasi	Rendah biaya investasi	Rendah biaya investasi
Kelebihan	Konversi tinggi	Dapat mengurangi impuritas chloromethane (menyebabkan colorization)	Konversi yang dihasilkan cukup tinggi	<ul style="list-style-type: none"> • Proses reaksinya sederhana dengan temperatur operasi yang relatif rendah • Biaya investasi lebih murah dan perawatan lebih mudah • Pemurnian produk menggunakan destilasi, sehingga mudah pengoperasiannya • Kemurnian Tinggi mencapai 99%

Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> • Sensitif terhadap impuritas • Kemurnian produk sangat rendah • Biaya konstruksi tinggi • Reaksi eksotermis tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> • Reaktor dan peralatannya harus terbuat dari kaca, hal ini menyebabkan tingginya biaya investasi • Sensitif terhadap impuritas umpan, menyebabkan terminasi reaksi rantai. • Butuh energi besar untuk menghasilkan radiasi sinar dengan kekuatan 3.000-5.000 A. 	<ul style="list-style-type: none"> • Reaksi berjalan lambat 	<ul style="list-style-type: none"> • Membutuhkan bahan baku yang banyak karena reaksi dibuat excess
------------	--	--	--	--

1.4.3. Kegunaan Chloroform

Penggunaan chloroform dewasa ini adalah untuk, antara lain :

- a. Sebagai bahan baku pada pembuatan *polytetraflouroethylene*
- b. Dalam bidang farmasi sebagai zat pengekstrak untuk penicillin
- c. Sebagai bahan baku fungisida dan vermicida
- d. Dalam bidang kedokteran sebagai obat bius.

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

➤ *Aceton*

Bentuk	: cair
Bau	: khas
Warna	: tak berwarna
Density	: $\pm 0,792$ pada 20°C
Titik didih	: $\pm 58^{\circ}\text{C}$
Kemurnian	: min 99,5 % w
Impuritas	: air, maks. 0,5 % w

(PT. Metroholitan Phenol Pratama, Serang-Banten)

➤ *Bleaching Liquor*

Bentuk	: padat, butiran
Warna	: putih
Aviabile of Chlorine	: $\pm 35\%$
Density	: 2,35 g/ml
Kemurnian	: min 92 % w
Impuritas	: air, maks. 8 % w

(PT. Asahimas Subentra Chemical, Cilegon)

➤ *Asam sulfat*

Bentuk	: cair
Bau	: khas asam sulfat
Warna	: jernih kekuningan
Density	: 1,80 g/ml
Titik didih	: $\pm 340^{\circ}\text{C}$ 18
Kemurnian	: min 98,5 % w
Impuritas	: air, maks. 1,5 % w

(PT. Indo Bharata Raya, Purwakarta, Jabar)

➤ *Calcium Oxide*

Bentuk	: padat, butiran
Warna	: putih kekuningan
Kemurnian	: min 99 % w
Impuritas	: air, maks. 1 % w

(PT. Asahimas Subentra Chemical, Cilegon)

2.1.2 Spesifikasi Produk

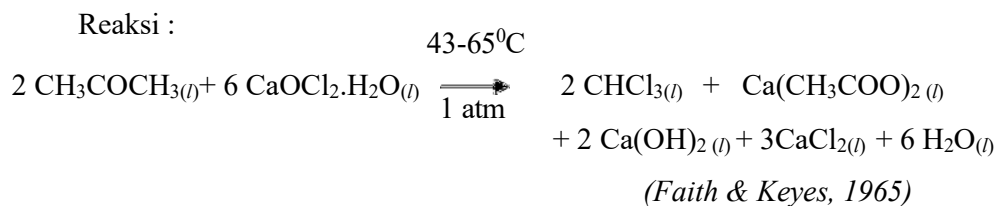
➤ *Chloroform*

Bentuk	: cair
Bau	: menyengat
Warna	: jernih
Titik didih	: ± 64,0 °C
Density pada 20 °C	: 1,489 g/ml
Refractive index	: 1,448
Kemurnian	: min 99 % w
Impuritas	: air, max. 1 % w

2.2. Konsep Proses

2.1.3 Dasar Reaksi

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

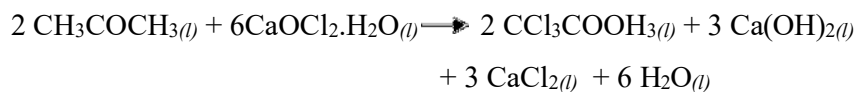


2.1.4 Tahapan Reaksi

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

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

Reaksi :

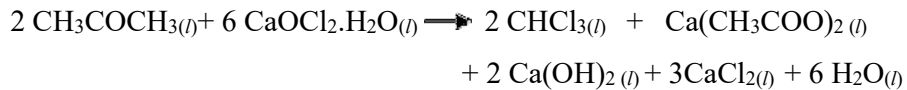


b. *Trichloroacetone* bereaksi dengan *calcium hidroksida* membentuk chloroform dan *calcium acetat*

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 : 3 *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 dinaikkan sampai 45 °C.

2.1.5 Kondisi Operasi

Berdasarkan *Faith & Keyes* (1965) kondisi operasi pada perancangan pabrik chloroform ini berlangsung pada suhu 45°C dan tekanan 1,2 atm dengan menggunakan reaktor batch. Kondisi tersebut mencapai konversi sebesar 96% dengan perbandingan antara *acetone* : *bleaching liquor* sebesar 1:3. Proses pembuatan chloroform berlangsung *irreversible* dan pada fase cair-cair. Bahan baku yang digunakan adalah *acetone* dan *bleaching powder*.

Kondisi operasi tersebut dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Suhu operasi yang diijinkan adalah 45 °C. Karena jika temperatur lebih tinggi lagi maka *bleaching liquor* akan terdekomposisi dengan melepaskan gas chlorin
2. Reaksi pembentukan *chloroform* merupakan reaksi *irreversible* dengan reaksi cair-cair, sehingga tekanan berperan kecil dalam hal konversi reaksi. Oleh karena itu, dipilih tekanan operasi 1,2 atm, sesuai dengan patent

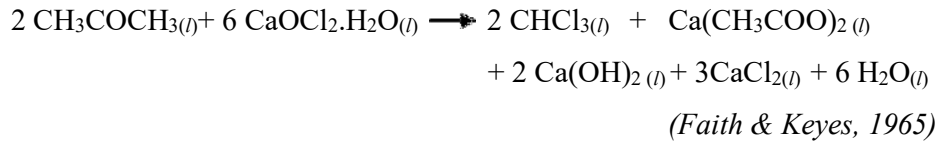
Kondisi operasi pada perancangan pabrik chloroform berdasarkan *Faith & Keyes* (1965) adalah sebagai berikut :

Temperatur	: 45 °C
Tekanan	: 1,2 atm
Perbandingan CH_3COCH_3 : $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$: 1 : 3
Fase Reaksi	: cair-cair

2.1.6 Tinjauan Thermodinamika

Suatu reaksi ditentukan eksotermis atau endotermis dari perhitungan ΔH , perhitungannya sebagai berikut :

Reaksi :



CH_3COCH_3	: -59,32 kcal/gmol
$\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$: -263,63 kcal/gmol
CHCl_3	: -28,9 kcal/gmol
$\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$: -356,63 kcal/gmol
$\text{Ca}(\text{OH})_2$: -235,58 kcal/gmol
CaCl_2	: -190,6 kcal/gmol
H_2O	: -68,32 kcal/gmol

$$\begin{aligned} \Delta H &= -1867,592 \text{ kcal/gmol} - (-1700,42) \text{ kcal/gmol} \\ &= -167,172 \text{ kcal/gmol} \end{aligned}$$

Reaksi diatas bersifat eksotermis karena ΔH berharga negatif, dan data ΔG_{298} untuk komponen yang terlibat dalam reaksi tersebut adalah sbb :

CH_3COCH_3	: -37,16 kcal/gmol
$\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$	0
CHCl_3	: -18,663 kcal/gmol
$\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$	0
$\text{Ca}(\text{OH})_2$: -213,9 kcal/gmol
CaCl_2	: -179,8 kcal/gmol
H_2O	: -56,6899 kcal/gmol

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= \{ [-469,0729] - [-37,16] \} \text{ kcal/mol} \\ &= -1808,3329 \text{ kjoule/mol} \\ &= -1808332,9 \text{ joule/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_0 &= \text{EXP} (\Delta G_{298} / -RT) \\ &= \text{EXP} \{ -1808332,9 / (-8,314 \times 298) \} \\ &= 729,88 \end{aligned}$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \frac{-\Delta H}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

Reaksi dijalankan pada suhu 122°F (110 – 134 °F, *Faith&Keyes, 1965*)

Sehingga harga K pada suhu 323 K dapat dihitung :

$$\ln \frac{K}{729,8} = \frac{-2332,35}{8,314} \left(\frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K = 6,52$$

$$K = 678,59$$

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

2.1.7 Tinjauan Kinetika

Dari persamaan Arrhenius $k = A e^{-E/RT}$

Dimana k = konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor tumbukan

E = Energi aktivasi

R = Konstanta gas ideal

T = Temperatur reaksi

Terlihat bahwa harga A, E dan R adalah tetap. Harga k hanya dipengaruhi oleh T (temperatur reaksi). Bila temperatur reaksi makin tinggi maka harga k akan semakin besar. Reaksi menjadi lebih cepat.

Adapun persamaan kecepatan reaksi untuk reaksi pembuatan chloroform dari *acetone* dan *bleaching liquor* adalah sebagai berikut :

$$-r_a = k C_A C_B^3$$

Dimana r_a = kecepatan reaksi

k = konstanta kecepatan reaksi

C_A = konsentrasi *acetone*

C_B = konsentrasi *bleaching liquor*

Sedangkan persamaan konstanta kecepatan reaksi untuk proses ini adalah :

$$k = 6,58 \times 10^5 e^{-23100/RT} \quad \text{L/mol.jam} \quad (\text{US Patent, 4,927,981})$$

Terlihat dari persamaan diatas, bila temperatur reaksi diperbesar maka kecepatan reaksi

akan membesar jadi dipilih temperatur reaksi setinggi mungkin dalam batas yang diijinkan yaitu 43-65 °C. Karena jika temperatur lebih tinggi lagi maka *bleaching liquor* akan terdekomposisi dengan melepaskan gas chlorin, sehingga frekuensi tumbukan menjadi lebih kecil dan harga konstanta kecepatan reaksi menjadi lebih kecil pula.

2.3. Langkah Proses

2.1.8 Langkah Operasi

Proses produksi Chloroform dengan cara mereaksikan aceton dengan *bleaching liquor* pada prinsipnya meliputi beberapa tahap, yaitu :

- Tahap penyiapan bahan baku
- Tahap reaksi
- Tahap pemurnian produk

1. Tahap penyiapan bahan baku

Tahap penyiapan bahan baku dimaksudkan untuk:

- Mencampur *bleaching powder* dan air dengan perbandingan 1 lb : 3 gallon air untuk menghasilkan *bleaching liquor*.
- Mengatur perbandingan aceton dan *bleaching liquor* sebanyak 1 : 10 (lb)
- Mengatur perbandingan H₂SO₄ dan chloroform sebanyak 1 : 2 untuk pemurnian di mixer.

Penyiapan bleaching liquor

Dari Bin penyimpanan (B-01), *bleaching powder* (CaOCl₂ 92%) diangkut dengan screw conveyer (SC-01), kemudian diumpankan ke bucket elevator (BE-01) yang membawanya menuju mixer (M-01). Air dari tangkinya dialirkan dengan pompa centrifugal menuju mixer (M-01). Didalam mixer yang dilengkapi dengan pengaduk, terjadi pelarutan *bleaching powder* dalam air menjadi *bleaching liquor* pada suhu 30°C, tekanan 1 atm. Produk keluar mixer (M-01) dengan temperature 30°C dipompa dengan pompa centrifugal menuju reaktor (R-01).

Penyiapan aceton

Aceton (99,5%) dari tangki penyimpanan (T-02) dipompa dengan pompa centrifugal untuk menaikkan tekanan menjadi 1,2 atm kemudian dialirkan ke reaktor (R-01).

Penyiapan asam sulfat

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

2. Tahap reaksi

Tahap reaksi dimaksudkan untuk mereaksikan aceton dengan chlorine yang terdapat dalam bleaching liquor.

Reaksi pembentukan chloroform dilakukan didalam reaktor tangki berpengaduk yang bekerja secara batch. Cairan dari tahap penyiapan bahan baku dengan perbandingan 1 : 10 (Aceton : Bleaching liquor) dialirkan ke Reaktor (R-01). Reaksi terjadi pada suhu 45 °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 sekaligus sebagai pemanas. Sebagai pemanas digunakan steam dan sebagai pendinginan digunakan air yang masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 45 °C. Kecuali chloroform sebagai produk utama, didalam reaktor juga menghasilkan calcium acetate ($\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$), Calcium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), dan calcium chloride (CaCl_2).

3. Tahap pemurnian produk

Tahap pemurnian produk dimaksudkan untuk :

- Memisahkan produk dari hasil samping dengan menggunakan kolom destilasi.
- Memurnikan produk chloroform dengan penambahan H_2SO_4
- Menambahkan Calcium Oxide untuk mengikat H_2SO_4 yang masih terikat produk.

Hasil reaksi dari reaktor dialirkan ke Hold Up Tank (HT-01) untuk ditampung sementara, kemudian dialirkan ke Filter (F-01) untuk disaring padatan yang tidak larut. Dari Filter (F-01), cairan dengan kandungan CHCl_3 5% dipompa dengan pompa sentrifugal menuju Heat Exchanger (HE-01) untuk dinaikkan suhunya dari 45 °C menjadi 104 °C kemudian diumpukan kedalam menara Distilasi (D-01). Produk keluar sebagai hasil atas berupa fase uap, sementara hasil bawah adalah waste (CHCl_3 0,6%) yang kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Hasil atas dari Distilasi (D-01) dengan kandungan CHCl_3 55% dilewatkan di Kondensor (Cd-01) dan diturunkan suhunya dari 94,5 °C menjadi 45 °C pada Heat Exchanger (HE-02) kemudian dialirkan menuju Acidifier (ACD-01) untuk dilakukan penambahan H_2SO_4 dengan perbandingan 1 : 2 (H_2SO_4 : Chloroform) yang berfungsi mengikat air yang ada dalam produk. Dari acidifier ini, cairan

dengan kandungan CHCl_3 41,8% dialirkan dengan pompa sentrifugal menuju Decanter (DC-01) untuk memisahkan produk dari H_2SO_4 dan airnya. Fase berat berupa H_2SO_4 39,6% berat kemudian dinaikkan suhunya dari 48,2°C menjadi 109 °C pada Heat Exchanger (HE-03) dan dialirkan ke menara Destilasi (D-02). Produk bawah menara destilasi (D-02) berupa asam sulfat pekat diturunkan suhunya dari 199 °C menjadi 45 °C pada Heat Exchanger (HE-04) dan direcycle kembali menuju Acidifier (ACD-01), sedang produk atas menara destilasi (D-02) berupa acetone 2,72% dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL). Sedangkan fase ringan dari Decanter (DC-01) berupa produk dengan kandungan CHCl_3 98,65% dialirkan dengan pompa sentrifugal menuju Mixer (M-02) untuk ditambahkan kalsium oxide 99%, yang digunakan untuk mengikat H_2SO_4 yang masih terikat produk. Produk keluar Mixer (M-02) berupa CHCl_3 98,34% kemudian dilewatkan ke filter (F-02) untuk dipisahkan produk dengan cake. Produk chloroform 99% keluar dari filter dan dialirkan ke tangki penyimpanan (T-03).

2.4. Diagram Alir Proses

(Terlampir)

2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas

Basis :

Massa bleaching powder : 10.000 lb
 Waktu : 1 jam
 Kapasitas : 35.000 ton/tahun
 4.419 kg/jam

2.1.9 Neraca Massa

Tabel 2. 1 Neraca massa di Mixer 01 (M-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	1	2	3
CaOCl ₂	4536,000		4536,000
H ₂ O	394,435	12617,874	13012,309
Jumlah	17548,309		17548,309

Tabel 2. 2 Neraca massa di Reaktor 01 (R-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	3	4	5
CH ₃ COCH ₃		453.6	18.144
CaOCl ₂	4536		1679.962
CHCl ₃			894.972
Ca(CH ₃ COO) ₂			592.926
Ca(OH) ₂			555.506
CaCl ₂			1248.090
H ₂ O	13012.309	2.279	13014.588
Jumlah	18004.188		18004.188

Tabel 2. 3 Neraca massa di Filter 01 (F-01)

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	5	6	7
CH ₃ COCH ₃	18.144		18.144
CaOCl ₂	1679.962		1679.962
CHCl ₃	894.972		894.972

Ca(CH ₃ COO) ₂	592.926		592.926
Ca(OH) ₂	555.506	538.848	16.659
CaCl ₂	1248.090		1248.090
H ₂ O	13014.588	13.015	13001.573
Jumlah	18004.188	18004.188	

Tabel 2. 4 Neraca massa di Menara Destilasi 01 (D-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	-	7	8	9
CH ₃ COCH ₃		18.144	18.144	
CaOCl ₂		1679.962		1679.962
CHCl ₃		894.972	805.474	89.497
Ca(CH ₃ COO) ₂		592.926		592.926
Ca(OH) ₂		16.659		16.659
CaCl ₂		1248.090		1248.090
H ₂ O		13001.573	650.079	12351.495
Jumlah		17452.326	17452.326	

Tabel 2. 5 Neraca massa di Acidifier 01 (ACD-01)

Komponen	Input (kg)			Output (kg)
	8	10	19	11
CH ₃ COCH ₃	18.144		0.090	18.234
CHCl ₃	805.474			805.474
H ₂ SO ₄		4.468	440.083	444.551
H ₂ O	650.079	0.068	8.891	659.038
Jumlah		1927.297		1927.297

Tabel 2. 6 Neraca massa di Decanter 01 (DC-01)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
		11	12	17
CH ₃ COCH ₃		18.234		18.234
CHCl ₃		805.474	805.474	

H ₂ SO ₄	444.551	4.305	440.246
H ₂ O	659.038	6.581	652.457
Jumlah	1927.297	1927.297	

Tabel 2. 7 Neraca massa di Destilasi 02 (D-02)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	17	18	19	
CH ₃ COCH ₃	18.234	18.224	0.010	
H ₂ O	652.457	643.649	8.808	
H ₂ SO ₄	440.246		440.246	
Jumlah	1110.937	1110.937		

Tabel 2. 8 Neraca massa di Mixer 02 (M-02)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	12	13	14	
CHCl ₃	805.474		805.474	
H ₂ SO ₄	4.305			
CaO		2.462		
CaSO ₄			5.976	
H ₂ O	6.581	0.025	7.396	
Jumlah	818.846	818.846	818.846	

Tabel 2. 9 Neraca massa di Filter 02 (F-02)

Komponen	Input (kg)		Output (kg)	
	14	15	16	
CHCl ₃	805.474		805.474	
H ₂ O	7.396	0.179	7.217	
CaSO ₄	5.976	5.976		
Jumlah	818.846	818.846	818.846	

2.1.10 Neraca panas

Tabel 2. 10 Neraca panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₃	4486292.118	
Q ₄	82601.452	
Q ₅		4543409.558
Q ₂₉₈	44605.219	
Q _{cw}		70089.230
Total	4613498.789	4613498.789

Tabel 2. 11 Neraca panas di Heat Exchanger 01 (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₅	4526469.324	
Q _{7'}		24608983.355
Q ₉	24206807.943	
Q _c		4124293.913
Total	28733277.267	28733277.267

Tabel 2. 12 Neraca panas di Destilasi 01 (D-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{7'}	24608983.355	
Q ₈		1567460.391
Q ₉		24206807.943
Q _s	10782893.035	
Q _c		9617608.055
Total	35391876.389	35391876.389

Tabel 2. 13 Neraca panas di Heat Exchanger 02 (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₈	1567460.391	
Q ₈ '		379397.140
Q _{cw}	1188063.251	
Q _{hw}		2376126.502
Total	2755523.642	2755523.642

Tabel 2. 14 Neraca panas di Acidifier (ACD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₈	379397.140	
Q ₁₀	486.002	
Q ₁₉	151030.574	
Q _{pelarutan}	28901.734	
Q ₁₁		559815.450
Total	559815.450	559815.450

Tabel 2. 15 Neraca panas di Heat Exchanger 03 (HE-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₇	559815.450	
Q ₁₇ '		4343111.709
Q _s	3783296.259	
Total	4343111.709	4343111.709

Tabel 2. 16 Neraca panas di Stripper - 01 (ST-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₇ '	605371.096	
Q ₁₈		1363743.681
Q ₁₉		2419519.576
Q _c	3177892.161	
Total	3783263.257	3783263.257

Tabel 2. 17 Neraca panas di Heat Exchanger 04 (HE-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₉	2419519.576	
Q _{19'}		151042.975
Q _{cw}		2268476.601
Total	2419519.576	2419519.576

Tabel 2. 18 Neraca panas di Mixer 02 (M-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₂	559815.45	
Q ₁₃	0	
Q _r	45.40	
Q ₁₄		559860.853
Total	559860.8535	559860.8535

2.6. Lay out Pabrik dan Peralatan Proses

2.1.11 Lay Out Pabrik

Lay out pabrik adalah tempat kedudukan bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan, baik bahan baku maupun produk. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dan kelancaran proses produksi terjamin.

Tata letak pabrik harus memperkirakan penentuan penempatan alat-alat produksi, sehingga alir proses produksi dapat berjalan dengan lancar serta faktor keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terjamin. Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang, control dan keamanan.

Secara garis besar beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik Chloroform, adalah :

1. Kemungkinan perluasan di masa depan
2. Adanya ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja
3. Penerangan ruangan
4. Ventilasi yang baik

5. Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok
6. Pondasi dari bangunan dan mesin-mesin
7. Kemungkinan timbulnya bahaya seperti kebakaran dan ledakan

Untuk lebih jelasnya hal-hal yang perlu diperhatikan dalam prarancangan tata letak pabrik kloroform :

1. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan awal, supaya masalah kebutuhan tempat tidak timbul di waktu yang akan datang. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik maupun mengolah produknya sendiri ke produk yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan dan asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam prarancangan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampung air yang cukup, penahan ledakan. Tangki penyimpan bahan baku atau produk berbahaya harus diletakkan di area yang khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan bangunan yang lain guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas area yang tersedia

Harga tanah yang membatasi kemampuan penyediaan area. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan, peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain jika memungkinkan ataupun lantai ruangan diataur sedemikian rupa sehingga menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam dan listrik akan memudahkan kerja dan perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatan.

Secara umum lay out pabrik ini dapat dibagi menjadi beberapa daerah denah utama, yaitu :

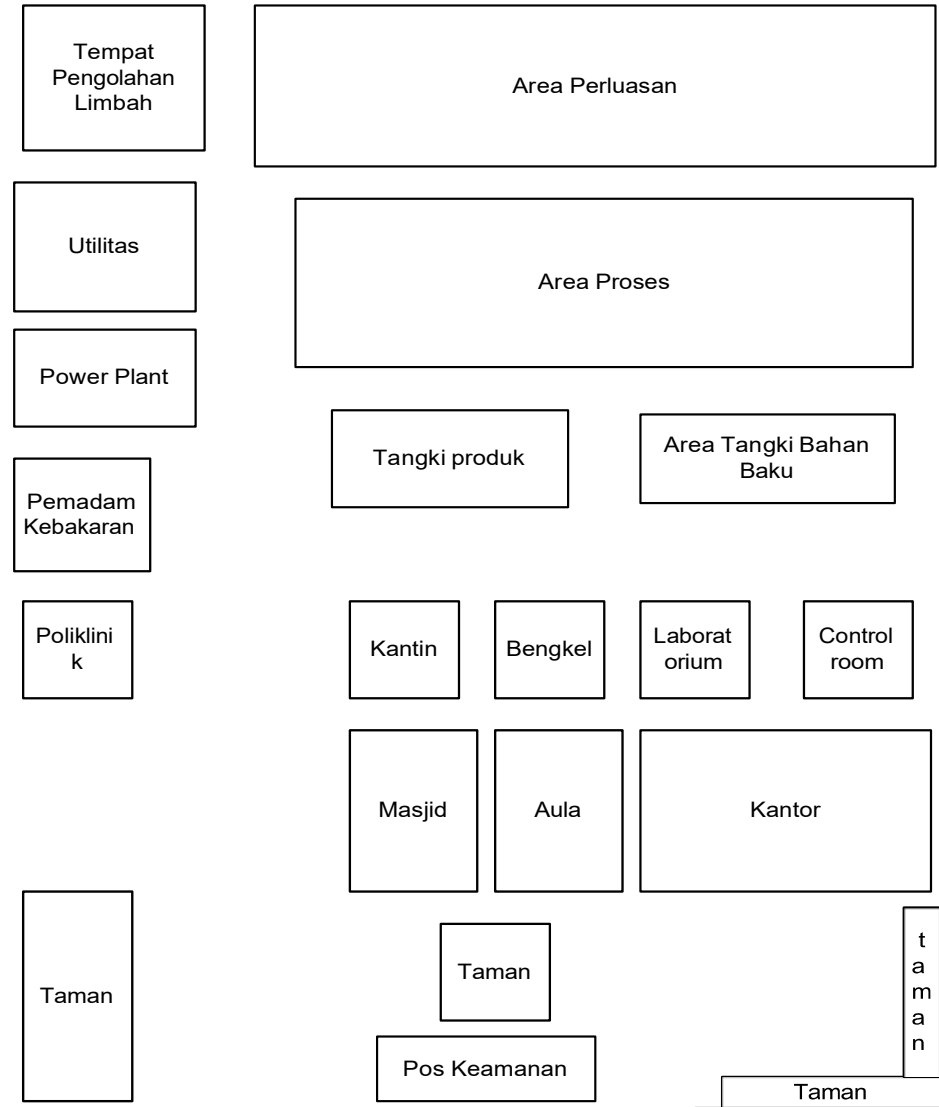
1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang control

- a. Daerah administrasi merupakan kegiatan administrasi pabrik
 - b. Daerah laboratorium dan ruang control merupakan pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses
Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
 3. Daerah pergudangan dan bengkel
Gudang merupakan tempat penyimpanan bahan kimia pendukung proses, barang dan suku cadang alat proses. Bengkel digunakan untuk perbaikan alat-alat dan pembuatan alat-alat penunjang proses.
 4. Daerah utilitas
Merupakan daerah dimana terjadi kegiatan penyediaan sarana pendukung proses.
 5. Daerah fasilitas umum
Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja seperti tempat parkir, masjid dan kantin.
 6. Daerah pengolahan limbah
Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah yang berasal dari aktivitas pabrik. Daerah ini ditempatkan di tempat yang jauh dari bangunan kantin, poliklinik, masjid dan daerah administrasi.

Tabel 2. 19 Perincian luas tanah sebagai Bangunan 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. 1 Lay Out Pabrik

2.1.12 Lay Out Peralatan Proses

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

1. Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi 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. Lalu lintas alat berat

Hendaknya diperhatikan jarak antar alat dan lebar jalan agar seluruh alat proses dapat tercapai oleh pekerja dengan cepat dan mudah supaya jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keselamatan pekerja selama tugas harus diprioritaskan, karena kenyamanan dalam kerja akan meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja.

3. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan para pekerja. Di samping itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

4. Cahaya

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

5. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.

6. Penempatan alat proses

Dalam menempatkan peralatan proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

7. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan

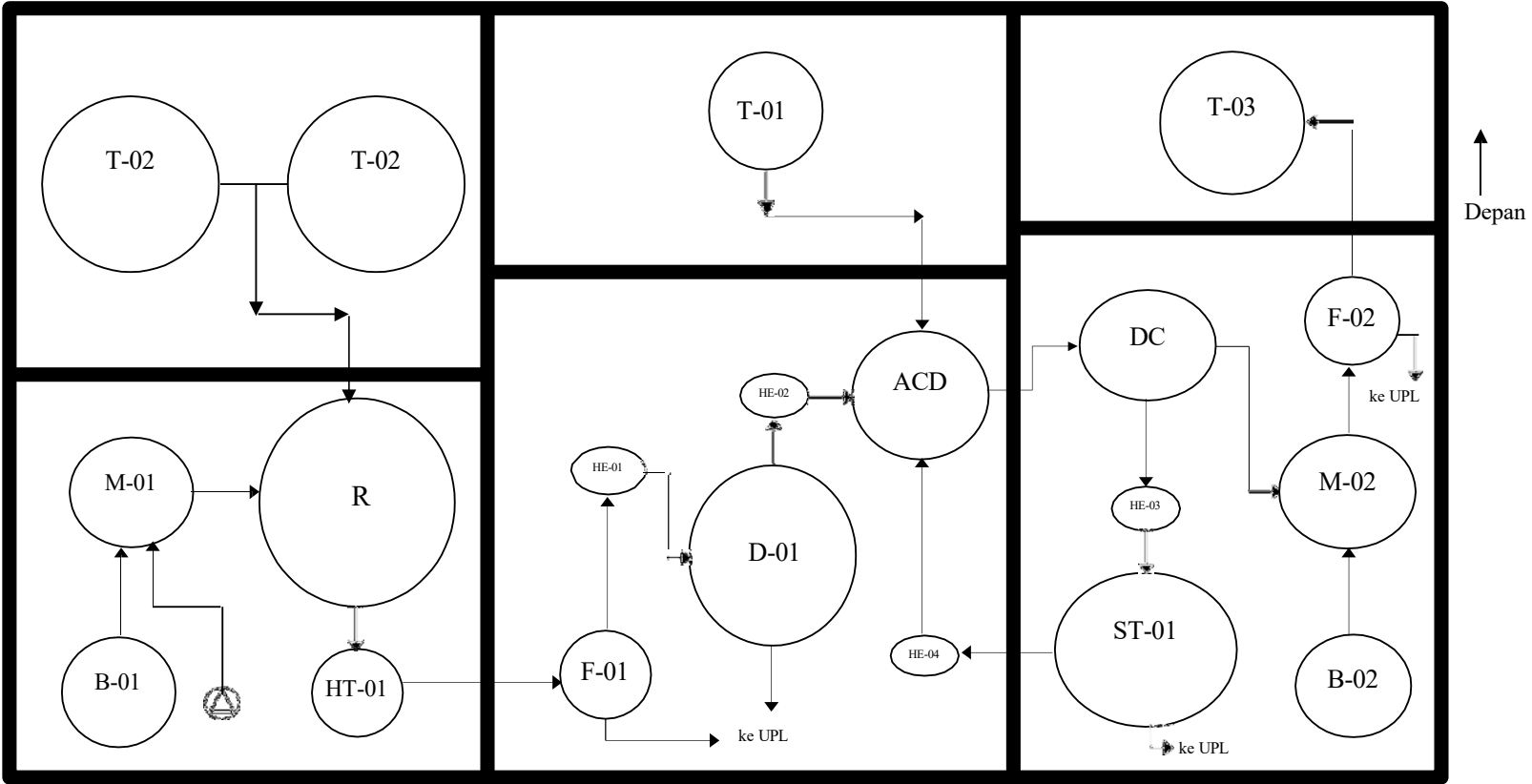
dari alat proses lain, sehingga apabila terjadi peledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

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

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- Biaya material handling menjadi rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- Karyawan mendapat kepuasan kerja

Jika karyawan mendapat kepuasan kerja, maka akan membawa dampak meningkatnya semangat kerja yang akhirnya meningkatkan produktifitas kerja.

Gambar 2. 2 Lay Out Peralatan Proses



Keterangan :

- T-01 : Tangki penyimpanan asam sulfat
- T-02 : Tangki penyimpanan aceton
- T-03 : Tangki penyimpanan chloroform
- B-01 : Bin penyimpanan bleaching powder
- B-02 : Bin penyimpanan CaO
- R : Reaktor
- M-01 : Mixer 1
- M-02 : Mixer 2
- ACD : Acidifier
- DC : Decanter
- HE-01 : Heater 1
- HE-02 : Coller 1
- HE-03 : Heater 2
- HE-04 : Cooler 2
- F-01 : Filter 1
- F-02 : Filter 2

BAB III

SPEKIFIKASI ALAT

3.1. Tangki Penyimpanan Aceton

Kode	: T-02
Fungsi	: Tangki penyimpanan aceton
Tipe	: Silinder horizontal bentuk torispherical
Jumlah	2
Kondisi	: Tekanan = 1 atm Temperatur = 30 °C
Dimensi	: Volume = 7617,76 bbl Diameter = 80 ft Tinggi = 32 ft Tebal head = 3 in Tinggi total = 42,24 ft
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 283 Grade C

3.2. Pompa umpan aceton

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku aceton dari tangki penyimpanan ke reaktor
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 21,03 gal/menit
Tenaga pompa	: 2,95 Hp
Tenaga motor	: 4 Hp
Pipa	: Commercial steel
Dimensi	: Dopt = 1,4 in Schedule = 40 ID = 1,38 in OD = 1,9 in.
Bahan konstruksi	: Carbon Steel

3.3. Reaktor

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara bleaching liquor dengan aceton yang akan menghasilkan Chloroform
Tipe	: Reaktor tangki yang dilengkapi pengaduk dengan jacket
Volume	: 127,38 m ³
Jumlah	: 3 buah
Kondisi	: Tekanan = 1,2 atm Temperatur = 45 °C
Dimensi	: Tinggi = 6,98 m Diameter = 4,42 m Tinggi jacket = 3,6 m Diameter jacket = 4,9 m
Pengaduk	: Impeller plat blade impellers Diameter : 1,98 m N : 53,995 rpm
Material konstruksi	: Carbon Stell SA 283 grade C

3.4. Heat Exchanger 3

Nama	: Heat Exchanger
Kode	: HE-03
Fungsi	: Memanaskan larutan H ₂ SO ₄ hingga temperatur masuk ST-01
Type	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA-283 grade C
Panjang hairpin	: 20 ft
Ukuran hairpin	: 4 x 3
A perpindahan panas	: 110,04 ft ²
Jumlah hairpins	: 3 buah

Anulus		Inner pipe
137,81	h outside	145,29

Uc	70,73 Btu/jam ft ² . ⁰ F	
Ud	58,13 Btu/jam ft ² . ⁰ F	
Rd calculated	0,002 jam ft ² . ⁰ F/Btu	
Rd required	0,001 jam ft ² . ⁰ F/Btu	
0,041 psi	Calculated ΔP	0,062 psi
2 psi	Alloweble ΔP	10 psi

3.5. Menara Destilasi 1

Kode	: D – 01	
Fungsi	: Memisahkan crude chloroform dari senyawa-senyawa turunan kalsium	
Tipe	: Sieve tray	
Bahan Kostruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C	
Jumlah	1	
Kondisi Operasi		
Kondisi Umpan	: Temperatur : 106,5 °C Tekanan : 1,2 atm	
Kondisi Puncak	: Temperatur : 96,9 °C Tekanan : 1 atm	
Kondisi Dasar	: Temperatur : 113 °C Tekanan : 1,5 atm	
Dimensi	: Diameter atas : 0,50157 m Diameter bawah : 0,68296 m Tebal shell desain : 3/16 in Tebal head atas : 3/16 in Tinggi Menara : 13,55 m	
Jumlah Plate aktual	: 27 plate	

3 6. Filter 2

Kode	: F – 02
Fungsi	: Memisahkan Chloroform dari impuritasnya (CaSO4)
Tipe	: Rotary vacum filter
Kapasitas	: 215,26 ft ³

Dimensi : Diameter = 2,871 ft
Lebar = 4,307 ft

Tenaga Blower : 5 Hp

Waktu pmbtkn.cake : 1,005 menit

BAB IV

UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau sering disebut dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain adalah unit penyediaan air (air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler), steam, listrik, air buangan, udara bertekanan dan pengadaan bahan bakar. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik Chloroform, antara lain:

a. **Unit Pengadaan Air**

Unit ini berfungsi menyediakan air sanitasi, air umpan vaporizer dan air pendingin.

b. **Unit Pengadaan Steam**

Unit ini berfungsi untuk menyediakan steam yang digunakan untuk proses penguapan pada vaporizer.

c. **Unit Pengadaan Tenaga Listrik**

Unit ini menyediakan listrik yang berfungsi sebagai tenaga penggerak pada peralatan proses maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan generator digunakan sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

d. **Unit Pengadaan Bahan Bakar**

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk boiler dan generator.

e. **Unit Penyediaan Udara Tekan**

Unit ini berfungsi untuk menyediakan udara tekan yang dipakai dalam sistem.

f. **Unit Pengolahan Limbah**

Unit ini berfungsi untuk mengolah semua limbah yang ada sebelum dibuang ke lingkungan sekitar, agar tidak mencemari lingkungan.

4.1.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

a. Unit Pengadaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air.

Dalam perancangan pabrik kali ini, sumber air yang digunakan berasal dari air yang dibeli dari PT Krakatau Tirta Indonesia (KTI) untuk air proses dan air sumur tanah, air sumur hasil pengeboran yang digunakan untuk air proses dan cadangan air. Pertimbangan digunakan

air sungai dan sumur bor sebagai sumber untuk mendapatkan air antara lain :

- Kebutuhan yang relatif besar, sehingga tidak cukup jika hanya menggunakan air sumur hasil pengeboran, sehingga lebih ekonomis apabila membeli air dari KTI yang mempunyai karakteristik air dapat kita lihat pada tabel 4.1 dibawah:

Tabel 4. 1 Karakteristik air KTI

No.	Parameter	Karakteristik air pada 25 ⁰ C, tekanan 1 atm	Satuan
1.	Kasadahan Ca	175-200	ppm
2.	Temperatur	20-25	⁰ C
3.	PH	7-7,6	
4.	Total alkali	15-20	ppm
5.	Kesadahan Mg	100-200	ppm
6.	Kadar sulfat	35-40	ppm
7.	Kadar chlorida	18-30	ppm
8.	Kadar silikat	10-50	ppm
9.	Kadar aluminium	0,1-0,2	ppm
10.	Kadar besi	0,3-0,5	ppm
11.	Kadar mangan	0,3-0,5	ppm
12.	Padatan tersuspensi	80-100	ppm
13.	Padatan terlarut	400-500	ppm
14.	Total padatan	500-600	ppm
15.	COD	23-24	ppm

Meskipun air sumur hasil pengeboran mempunyai hasil kualitas yang lebih baik dibandingkan dengan air permukaan ditinjau dari segi kontaminasi, maupun pencemaran lingkungan.

- Air tanah hasil pengeboran mempunyai kualitas air yang relative lebih baik dibandingkan dengan air permukaan, baik ditinjau dari segi kontaminasi maupun pencemaran lingkungan.
- Air tanah merupakan air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.

- Pengolahan air tanah dari sumur bor relative lebih mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif lebih mudah.

Air ini digunakan sebagai berikut:

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air sanitasi meliputi:

- Syarat Fisik, meliputi :
 - ☒ Suhu dibawah suhu udara luar
 - ☒ Warna jernih
 - ☒ Tidak mempunyai rasa
 - ☒ Tidak berbau
- Syarat Kimia, meliputi :
 - ☒ Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
 - ☒ Tidak beracun
- Syarat Bakteriologis, meliputi:
 - ☒ Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen

2. Air Proses dan Air Pendingin

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

- ☒ Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- ☒ Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- ☒ Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi
- ☒ Tidak terdekomposisi

Air pendingin pada pabrik ini digunakan untuk heat exchanger, kondensor dan reaktor.

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin, meliputi:

- Kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- Besi, yang dapat menimbulkan korosi.
- Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*.

Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blown down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- a. Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- b. Klorine, berguna untuk membunuh mikroorganisme

3. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan, karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut.
- Zat yang menyebabkan kerak (*Scale forming*)
Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.
- Zat yang menyebabkan *foaming*
Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan (*foaming*) terjadi pada alkalinitas tinggi.

b. Pengolahan Air

Kebutuhan air suatu pabrik dapat diperoleh dari perusahaan pengelola air di kawasan Industri Cilegon harus diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisik dan secara kimia dengan menambahkan *desinfektan* maupun dengan penggunaan ion exchanger.

1. Unit Pengolahan Air Tahap Awal

Mula-mula *raw water* diumpankan ke *premix tank*, kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil diinjeksikan bahan-bahan kimia:

- Alum yang berfungsi sebagai flokulan
- *Coagulan aid* yang berfungsi untuk mengatur pH agar kira-kira 6,4–6,7
- Kalsium hipoklorit atau Cl_2 cair yang berfungsi sebagai *desinfektan*.

Keluar dari *premix tank*, air dimasukkan ke dalam *clarifier* dimana *floc-floc* yang terbentuk diendapkan secara gravitasi sambil diaduk dengan putaran rendah. Lumpur yang diendapkan di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke dalam tempat penampungan sementara (*clear well*). Selanjutnya air diumpankan ke *sand filter* dan disini air yang berasal dari *clear well* yang kemungkinan masih mengandung partikel-partikel kotoran yang halus disaring, kemudian ditampung dalam dua buah tangki, yaitu:

- *Filtered water storage tank*, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan make-up air pendingin, air hidran dan air umpan unit demineralisasi air.
- *Potable water storage tank*, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan sehari-hari.

2. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan *resin*. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

Demineralisasi air diperlukan karena *Boiler Feed Water* harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut:

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada tube heat exchanger, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

Air dari *filtered water storage* diumpankan ke *carbon filter* yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau dan zat-zat organik lainnya. Air yang keluar dari *carbon filter* diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0–7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan ke dalam *cation exchanger* untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ditemui adalah Mg^{++} , Ca^{++} , K^+ , Fe^{++} , Mn^{++} dan Al_3^+ .

Air yang keluar dari *cation exchanger*, kemudian diumpankan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO_3^- , CO_3^{2-} , Cl^- , NO_3^- dan SiO_3^{2-} . Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1–6,2 dan selanjutnya dikirim ke unit *demineralized water storage* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai Boiler Feed Water.

3. Unit Deaerator

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbon dioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air, karena dapat menimbulkan korosi gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator.

Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut:

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui *stripping* dengan uap bertekanan rendah.

- Larutan Ammonia yang berfungsi mengontrol pH

Air yang keluar dari deaerator pH-nya sekitar 8,5 – 9,5

Keluar dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat ($\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak silika dan kalsium pada steam drum dan *boiler tube*. Sebelum diumpankan ke boiler, air terlebih dahulu diberi *dispersan*.

4.1.2. Unit Kebutuhan Air

a. Kebutuhan air umpan boiler

Kebutuhan air untuk steam pada pabrik Chloroform, dengan kapasitas 35.000 ton/tahun, dapat diketahui pada tabel berikut:

Tabel 4. 2 Kebutuhan Air untuk Pengadaan Steam

No.	Kode	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	R-01	Reaktor	2066,227
2	RB- 01	Reboiler	5869,044
3	HE-03	Heat Exchanger	1710,072
4	ST – 01	Stripper	1148,412
Total			10.793,755

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air untuk steam} &= 10.793,755 \text{ kg/jam} = 10.793,755 \text{ lt/jam} \\ &= 259,05 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Diperkirakan air hilang sebesar 10% sehingga make up air untuk steam

$$= 259,05 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,1 = 25,905 \text{ m}^3/\text{hari}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin dan air proses

Tabel 4. 3 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Kode	Nama Alat	Kebutuhan (kg/Jam)
1	R-01	Reaktor	389,482
2	Cd-01	Condensor	2766,123
3	HE-02	Heat exchanger	13262,275
4	HE-04	Heat exchanger	40286,671
Total			56704,551

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan air untuk pendingin} &= 56704,551 \text{ kg/jam} \\ &= 56704,551 \text{ ltr/jam} \\ &= 1360,909 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Make up untuk air pendingin} &= 1\% \times 1360,909 \\ &= 13,609 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air Sanitasi

- Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air untuk karyawan sebesar 50 L/orang/hari (*Linsley, halm. 93*)

Air untuk 155 karyawan kantor, diperlukan air sebanyak :

$$\begin{aligned}&= 136 \text{ orang} \times 50 \text{ L/hari} \\ &= 6800 \text{ L/hari} \\ &= 6,800 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

- Air untuk laboratorium diperkirakan sebanyak 2,5 m³/hari
- Air untuk pembersihan, pertamanan, dan lain-lain sebanyak 10 m³/hari

Jadi, kebutuhan air untuk sanitasi sebanyak

$$\begin{aligned}&= 6,800 \text{ m}^3/\text{hari} + 2,5 \text{ m}^3/\text{hari} + 10 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 19,3 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Total air bersih yang disuplai dari tangki air sebanyak:

$$\begin{aligned}&= \text{make up air pendingin} + \text{air sanitasi} + \text{air umpan boiler} \\ &= 13,609 \text{ m}^3/\text{hari} + 19,3 \text{ m}^3/\text{hari} + 25,905 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 58,814 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

4.1.3. Unit Pengadaan Steam

a. Kebutuhan Steam

Tabel 4. 4 Kebutuhan Pengadaaan Steam

No.	Kode	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	R-01	Reaktor	2.066,227
2	D- 01	Distilasi	5.869,044
3	HE-03	Heat Exchanger	1.710,072
4	ST – 01	Stripper	1.148,412
Total			10.793,755

Steam yang dibutuhkan dihasilkan oleh boiler, air sebagai umpan boiler diambil dari *Boiler Feed Water*. Kebutuhan steam dapat dilihat pada Tabel 4.3. yaitu 10.793,755 kg/jam. Untuk menjaga kemungkinan kebocoran, pada saat distribusi jumlah steam dlebihkan sebanyak 20%. Jadi jumlah steam yang dibutuhkan = $1,2 \times 10.793,755 = 12.952,506$ kg/jam = 28.555,388 lb/jam.

b. Perhitungan Kapasitas Boiler

Untuk menghitung kapasitas boiler dipakai persamaan

$$Q = m_s (h - h_f) \quad (\text{Severn, halm. 140})$$

Dalam hubungan ini :

Q = kapasitas boiler (Btu/jam)

m_s = masa steam yang dihasilkan (lb/jam)

h = enthalpi steam masuk pada P dan T tertentu (Btu/lb)

h_f = enthalpi steam pada 1 atm (Btu/lb)

Kondisi steam masuk pada $T = 180^{\circ}\text{C} = 356^{\circ}\text{F}$ dan $P = 9,88$ atm = 145,196 Psi

karena steam yang masuk terdiri dari 20% make up water dan 80% kondesat, maka:

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F} \quad \rightarrow h_{\text{liq } 86^{\circ}\text{F}} = 54,01\text{Btu/lb}$$

$$T = 180^{\circ}\text{C} = 356^{\circ}\text{F} \quad \rightarrow h_{\text{liq } 356^{\circ}\text{F}} = 327,91\text{Btu/lb}$$

(*Reff. Smith and Van Ness, App. C, halm 572*)

$$h_f = (0,2 \times (h_{\text{liq } 30^{\circ}\text{C}})) + (0,8 \times (h_{\text{liq } 180^{\circ}\text{C}}))$$

$$h_f = (0,2 \times (54,01)) + (0,8 \times (327,91)) = 273,13 \text{ Btu/lb}$$

Pada Steam Tabel, pada $T = 180^{\circ}\text{C}$, h (sat vap, $T = 180^{\circ}\text{C}$) = 1193,7 Btu /lb

(*Reff. Smith and Van Ness, App. C, halm 572*)

➤ **Perhitungan kapasitas boiler**

$$Q = 28.555,388 \text{ lb/jam} \times (1193,7 - 272,33)$$

$$Q = 26.310.077,842 \text{ Btu/jam}$$

Untuk tekanan < 200 psi, maka digunakan jenis *Fired Tube Boiler*. (*Severn, halm. 142*)

➤ **Menentukan Luas Penampang Perpindahan Panas**

$$Hp = \frac{m \cdot s(h - h_f)}{970,3 \times 34,5} \quad (\text{Severn, halm 140})$$

Dalam hubungan ini:

Hp = konversi panas menjadi daya (Hp)

m_s = massa steam yang dihasilkan (kg/jam)

h = entalphi steam pada P dan T tertentu (Btu/lb)

h_f = entalphi steam pada 1 atm (Btu/lb)

$$Hp = \frac{26.310.077,842}{(970,3 \times 34,5)} = 785,954 \text{ Hp}$$

Berdasarkan *Severn, halm. 126*, ditentukan luas bidang pemanasan adalah 10 ft²/Hp, sehingga total heating surface:

$$A = 10 \frac{ft^2}{Hp} \times 785,954 \text{ Hp}$$

$$A = 7859,54 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan *Severn, halm. 126*, ditentukan luas bidang pemanasan adalah 10 ft²/Hp, sehingga total heating surface:

$$A = 10 \frac{ft^2}{Hp} \times 785,954 \text{ Hp}$$

$$A = 7859,54 \text{ ft}^2$$

➤ **Perhitungan kebutuhan bahan bakar**

Bahan bakar yang digunakan dalam menghasilkan steam oleh boiler adalah Minyak residu (Fuel oil grade 2).

Berdasarkan *Hougen, volume 1, halm 519*.

Tabel 4. 5 Kebutuhan Bahan Bakar

	Gross heating value (Btu/lb)	Net Heating Value (Btu/lb)	ρ (lb/ft ³)
Minyak residu	19430	19134	59,14

☒ **Panas yang dihasilkan**

$$mf = \frac{Q}{f \times \eta}$$

Dimana dalam hubungan ini:

Q = panas yang dihasilkan boiler (btu/jam)

mf = massa bahan bakar, lb/jam

f = heating value bahan bakar, Btu / jam

η = efisiensi boiler (80%)

vf = laju alir volumetric

$$mf = \frac{26.310.077,842}{19.134 \times 0,80} = 1.718,804 \text{ lb/jam}$$

$$vf = \frac{mf}{\rho}$$

$$vf = \frac{1.718,804}{59,14} = 29,063 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} = 0,823 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan per bulan = $0,823 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari/bulan}$

$$= 592,56 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

c. Spesifikasi Boiler:

1. Tipe : Fired Tube Boiler
2. Jumlah : 1 buah
3. Heat Surface : 7859,54 ft²
4. Tekanan : 145,196 psia
5. Suhu : 180 °C = 356 °F
6. Rate Steam : 26.310.077,842 lb/jam
7. Bahan bakar : Minyak residu (fuel oil grade 2)
8. Rate bahan bakar : 29,063 ft³/jam

4.1.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

a. Kebutuhan Listrik

Pada perancangan pabrik Chloroform kebutuhan tenaga listrik dipenuhi oleh suplai dari Pembangkit Listrik Negara (PLN). Untuk menghindari gangguan bila sewaktu-waktu listrik padam digunakan Pembangkit Tenaga Listrik Sendiri (Generator Set)

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik dengan pertimbangan :

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- Tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan, dengan menggunakan transformator

Generator AC yang digunakan jenis AC, 3 fase yang mempunyai keuntungan :

- Tenaga listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Harganya murah dan sederhana

1. Listrik untuk keperluan proses dan keperluan pengolahan air

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

Tabel 4. 6 Konsumsi Listrik untuk Keperluan Proses

Nama Alat	Hp	Jumlah	Σ Hp
Agitator R-01	24	3	72
Agitator M-01	6	1	6
Agitator ACD-01	6	1	6
Agitator M-02	6	1	6
Pompa -01	4	1	4
Pompa -02	4	1	4
Pompa -03	4	1	4
Pompa -04	4	1	4
Pompa -05	4	1	4
Pompa -06	4	1	4
Pompa -07	4	1	4
Pompa -08	4	1	4
Pompa -09	4	1	4

Pompa -10	4	1	4
Pompa -11	4	1	4
Rotary Drum Filter	4	1	4
Total			138

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses:

$$= 138 \times 0,7457 \frac{KW}{Hp}$$

$$= 102,907 \text{ KW}$$

Tabel 4. 7 Konsumsi Listrik untuk Pengolahan Air

Nama Alat	Hp	Jumlah	ΣHp
Pompa Cooling water	2	2	4
Pompa Air Lunak	2	2	4
Pompa Air Sanitasi	2	6	12
Pompa air umpan boiler	2	2	4
Pompa bahan bakar	2	2	4
Pompa kondensat	2	2	4
Fan Cooling Tower	1	26	26
Total			58

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses:

$$= 138 \times 0,7457 \frac{KW}{Hp}$$

$$= 102,907 \text{ KW}$$

2. Listrik untuk penerangan dan AC

Besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan proses dipakai standar yang terdapat dalam buku *Perry, edisi 3, halm 1758*. Besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4. 8 Konsumsi Listrik untuk Penerangan

Nama Alat	Luas (m ²)	ft ²	Cd. A	Lumen
Pos keamanan	50	538,196	10	5381,96
Parkir *	600	6458,35	10	64583,5
Musholla	100	1076,39	15	16145,85
Utilitas*	1500	16145,9	15	242188,5
Laboratorium	200	2152,78	20	43055,6
Kantor	1200	12916,7	25	322917,5
Bengkel	800	8611,13	15	16145,85
Pemadam kebakaran	100	1076,39	15	16183,05
Area Proses *	2500	26909,8	30	807294
Power plant	1500	26909,8	10	269098
Jalan/taman *	1100	11840,3	10	118403
Poliklinik	50	538,196	10	5381,96
Aula	600	6458,35	10	64583,5
Gudang	200	2152,78	15	32291,7
Penyimpanan Produk dan Bahan	3800	40902,9	15	613543,5
Baku	600	6458,35	20	129167
Unit Pengolahan Limbah *	6500	69965,4	10	699654
Area Perluasan *	150	1614,59	30	48437,7
Ruang Kontrol				
Total	21550	231962,05	285	3514406,17

*) = area diluar bangunan

- Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 watt. Berdasarkan *Perry, edisi 3, halm. 1758*, Lumen output tiap lampu instant starting daylight 40 W adalah 1960 Lumen.

Jumlah Lumen didalam ruangan = 1453166,17 Lumen

Maka, jumlah lampu yang dibutuhkan = $\frac{1453166,17}{1960} = 742$ buah

- Untuk halaman, jalan, tempat parkir digunakan lampu Mercury 100 W. Lumen output tiap lampu adalah 3000 Lumen,

- maka jumlah lampu yang dibutuhkan adalah $\frac{2061240}{3000} = 687$ buah.

$$\begin{aligned} \text{Total daya penerangan} &= (40 \times 742) + (100 \times 687) \\ &= 98380 \text{ Watt} = 98,38 \text{ KW} \end{aligned}$$

Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 25.000 watt = 25 KW

3. Listrik untuk laboratorium dan instrument

Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi diperkirakan 10 KW

Total kebutuhan listrik = (204,32 + 43,25 + 25 + 10) KW = 282,57 KW

Faktor keamanan 20% : Jadi kebutuhan listrik = 1,2 x 282,57 KW = 339,084 KW

b. Generator

Digunakan generator dengan efisiensi 80%, maka input generator:

$$= \frac{339,084 \text{ KW}}{0,8} = 423,855 \text{ KW}$$

Ditetapkan input generator 500 KW,

$$\begin{aligned} \text{sehingga untuk keperluan lain masih tersedia} &= (500 - 284,04) \\ &= 76,145 \text{ KW} \end{aligned}$$

c. Spesifikasi Generator

Tipe : AC Generator

Kapasitas : 500 KW

Tegangan : 220/360 Volt

Effisiensi : 80%

Phase : 3

Jumlah : 2 buah

Bahan bakar :

Solar

4.1.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair (IDO = *Industrial Diesel Oil*) yang diperoleh dari PERTAMINA atau distributornya. Pemilihan didasarkan pada pertimbangan bahan bakar cair :

- Mudah didapat
- Kesetimbangan terjamin

- Mudah dalam penyimpanannya

Untuk menjalankan generator tersebut digunakan bahan bakar, yaitu:

- Jenis bahan bakar : Solar
- Gross Heating Value : 19144 Btu/lb
- Net Heating Value : 18848 Btu/lb
- Effisiensi bahan bakar : 80%
- Spec.gravity solar : 0,8691

$$\rho \text{ solar} : 54,26 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Severn, halm. 87})$$

$$\text{Kapasitas input generator} = 500 \text{ KW}$$

$$= 500 \text{ KW} \times 0,947831 \text{ BTU/s.KW} \times 3600 \text{ s/jam}$$

$$= 1706095,8 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{1706095,8}{(0,80 \times 0,8691 \times 18848)} = 130,19 \text{ lb/jam}$$

4.1.6. Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan yang digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi di seluruh area proses dan utilitas, dihasilkan dari kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan dua buah kompresor. Kapasitas masing-masing kompresor adalah 25 m³/menit dan mempunyai tekanan 8 kg/cm². Udara tekan yang dihasilkan harus bersifat kering, bebas minyak dan tidak mengandung partikel-partikel lainnya.

4.1.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik Chloroform, antara lain adalah limbah buangan sanitasi, air berminyak dari pompa, gas sisa proses.

1. Limbah Padat

Limbah padat pabrik kloroform ini berupa bahan kemas dari bahan baku yang digunakan yaitu kalsium hipoklorit. Limbah padat mengandung sisa bahan yang menempel yang selanjutnya ditangani dengan cara melakukan penampungan limbah pada sebuah bak penampung limbah, kemudian limbah tersebut dikirimkan ke institusi atau perusahaan-perusahaan yang bergerak dalam pengolahan limbah seperti PT PPLI. Selain itu, pabrik kloroform ini juga menghasilkan limbah padat dari kegiatan perkantoran yakni berupa kertas bekas, tissue, alat-alat tulis, cartridge printer dan lain-lain. Untuk penanganan limbah kantor tersebut dapat dilakukan melalui berbagai cara seperti melalui program 3R yaitu

Reduce, Reuse dan Recycle.

2. Unit pengolahan air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan perkantoran, dikumpulkan dan diolah dalam unit sanitasi dengan menggunakan lumpur aktif dan desinfektan Na-hipoklorit.

3. Air berminyak dari pompa

Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dan turbin dipisahkan dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampungan terakhir dan kemudian dibuang.

4. Air sisa proses

Limbah cair yang masih mengandung Cl_2 dan garam-garam kalsium dibuang ke unit pengolahan limbah yang akan diolah sehingga tidak membahayakan lingkungan.

5. Unit pengolahan limbah

Limbah hasil buangan proses dari pabrik berupa yang masih mengandung zat-zat yang dapat mencemari lingkungan ditampung dalam unit pengolahan limbah untuk diolah sebelum dibuang.

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan-bahan buangan gas, maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara:

- a). Dibuat stack/cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap
- b). Gas-gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan flare.

4.2. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atau mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan analisa proses, dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain:

- Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
(apakah sudah memenuhi persyaratan yang diijinkan atau tidak)

- Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan (apakah sudah memenuhi standar yang akan dipasarkan)
- Memeriksa kadar zat-zat yang dapat menyebabkan pencemaran pada buangan pabrik

4.2.1. Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik Chloroform ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu.

Adapun analisa pada proses pembuatan Chloroform dilakukan terhadap:

- Bahan baku Chloroform dan Aceton yang dianalisa kadarnya
- Produk Chloroform, yang dianalisa kadar kemurniannya
- *Exit gas*, yang dianalisa kadarnya.

Adapun analisa untuk unit utilitas, meliputi:

- Air lunak proses kapur dan air proses penjernihan yang dianalisa pH SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , sulfur sebagai SO_4^- , chlor sebagai Cl_2 dan zat padat terlarut.
- Air bebas mineral, analisis sama dengan penukar ion
- Boiler Feed Water, yang dianalisa pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dan kadar Fe.
- Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padar terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_3 , PO_4^- , SiO_2
- Air minum yang dihasilkan meliputi pH, *chlor* sisa dan kekeruhan.

4.2.2. Metode Analisa

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian:

- Laboratorium Pengamatan
- Laboratorium Analitik
- Laboratorium Penelitian Pengembangan dan Lindungan Lingkungan

a. Laboratorium Pengamatan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua *stream* yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “Certificate of Quality” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan bahan baku dan produk akhir.

b. Laboratorium Analitik

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, bahan penunjang, produk intermediate, produk akhir, dan analisa air.

c. Laboratorium Penelitian Pengembangan dan Lindungan Lingkungan

Kerja dan tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Dalam melaksanakan tugasnya, juga senantiasa melakukan penelitian terhadap kondisi lingkungan serta mengadakan pengembangannya.

4.2.3. Alat-alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama laboratorium yang digunakan:

- a. Gas Chromatography
Fungsi : untuk menentukan kadar CO₂, NH₃ dalam aliran proses
- b. Water Content Tester
Fungsi : untuk menentukan kadar air di dalam bahan baku maupun produk
- c. pH meter
Fungsi : untuk mengetahui tingkat keasaman dan kebasahan air
- d. Hydrometer
Fungsi : alat untuk mengukur specific gravity
- e. Turbidity meter
Fungsi : untuk mengukur tingkat kekeruhan air
- f. Viskosimeter
Fungsi : untuk mengukur tingkat viskositas

4.3. Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal sakit, kematian, kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk itu setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian kerja seperti helm, sarung tangan, masker dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi.

Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun.

Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktivitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keaman yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk, dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan yang negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai. Perusahaan bertekad menciptakan lingkungan kerja yang aman dan sehat bagi seluruh karyawannya, yaitu dengan membuat rancangan peralatan kerja yang tepat, penyiapan prosedur kerja, perlindungan perorangan dan pelatihan keselamatan kerja. Dengan demikian diharapkan seluruh kegiatan perusahaan akan aman bagi karyawan, masyarakat, dan lingkungan sekitar. Perusahaan berkeyakinan bahwa semua kecelakaan dapat dihindarkan dengan menghilangkan kondisi kerja yang tidak aman dan melaksanakan pekerjaan dengan prosedur kerja yang aman dan benar. Kegiatan keselamatan dan kesehatan kerja yang dilakukan ini juga harus sesuai dengan ketentuan pemerintah dan perundang-undangan yang berlaku yaitu UU Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3), No. 1 Tahun 1970, sehingga dapat disimpulkan bahwa keselamatan dan kesehatan kerja adalah sangat penting, yaitu:

1. Seluruh karyawan wajib berpartisipasi dalam program keselamatan dan kesehatan kerja.
2. Keselamatan kerja adalah tanggung jawab semua karyawan.
3. Program keselamatan kerja bertujuan untuk memanusiakan manusia.

Semua karyawan dalam lingkungan pabrik harus menjadikan keselamatan dan kesehatan kerja sebagai gaya hidup. Sehingga sangat penting untuk menghayati K3, sesuai dengan prinsip K3 di atas maka perusahaan mengadakan beberapa program keselamatan kerja, yaitu:

1. *Training* pengenalan tentang keselamatan kerja setiap ada karyawan baru
2. Program penyegaran dan pelatihan K3
3. Tersedianya tenaga kesehatan yang terlatih

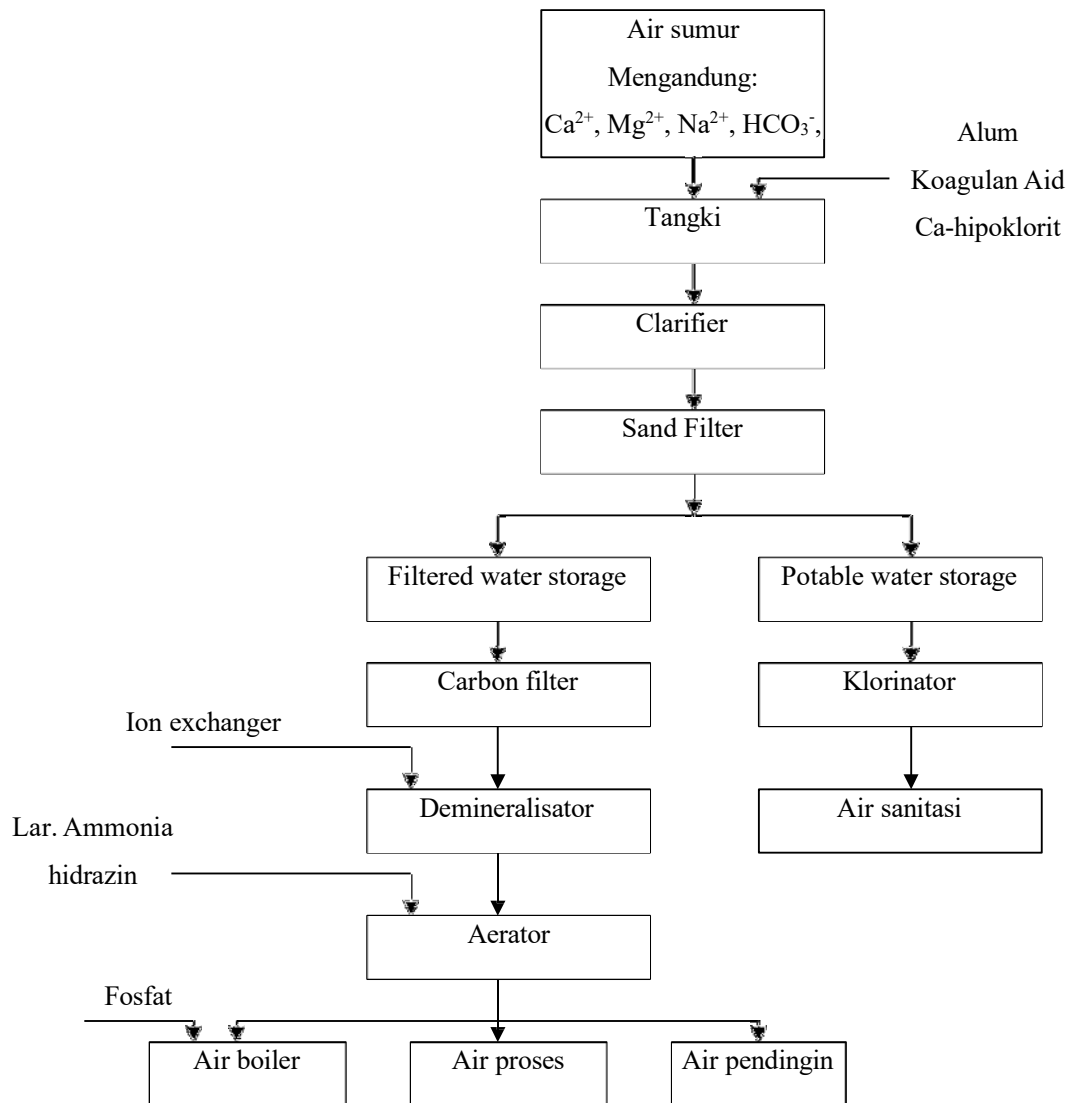
4. Tersedianya alat pelindung perorangan
5. Standarisasi formal keselamatan kerja
6. Inspeksi bulanan K3
7. Pembentukan dan rapat panitia K3 setiap bulan
8. Pemeriksaan kesehatan secara reguler, yaitu satu tahun sekali yang bekerja sama dengan rumah sakit tertentu.

Selain UU No. 1/1970, pelaksanaan tugas dalam keselamatan dan kesehatan kerja ini harus berlandaskan:

- UU No. 2/1951
Mengenai ganti rugi akibat kecelakaan yang dikeluarkan oleh departemen tenaga kerja.
- PP No. 4/1982
Mengenai ketentuan pokok pengolahan lingkungan hidup yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup
- PP No. 29/1986
Mengenai ketentuan AMDAL yang dikeluarkan oleh Menteri Negara Kelestarian Lingkungan Hidup

Ketentuan-ketentuan keselamatan dan kesehatan kerja karyawan secara garis besar dibuat oleh perusahaan, tujuannya agar dapat memahami prosedur yang aman dan sehat, serta dapat menjalankan dengan tertib, teratur, dan berdisiplin. Misalnya ketentuan tentang pemakaian alat pelindung diri, macam-macam gas yang berbahaya yang mungkin ada dipabrik, sikap kerja yang aman, pakaian kerja yang aman, penanganan gas bahaya, penanganan tabung gas, pelaporan kecelakaan, sakit atas kondisi tidak aman, keselamatan kerja dengan uap (steam), prosedur memasuki tangki, alat pengaman kebersihan pribadi dan sebagainya.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu dibuat prosedur darurat penanggulangan.



Gambar 4. 1 Bagan Pengolahan Air

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

5.1. Bentuk Perusahaan

Perusahaan yang akan didirikan harus mempunyai badan hukum yang jelas, baik itu perusahaan yang bersifat sederhana maupun perusahaan besar. Bentuk perusahaan secara umum dapat dibagi dalam 4 kategori, yaitu usaha perorangan, usaha persekutuan, perseroaan terbatas, perusahaan negara.

Dari uraian di atas pabrik Chloroform yang didirikan direncanakan mempunyai spesifikasi:

- Bentuk : Perseroaan Terbatas
- Lapangan Usaha : Industri Chloroform
- Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten

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

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan cara menjual saham perusahaan untuk mendapatkan modal yang besar.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi, beserta staffnya yang diawasi oleh komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya :
 - Pemegang saham
 - Direksi beserta staffnya & karyawan
5. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris dapat memilih dewan direksi, diantaranya direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas

Dalam Perseroaan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat,

sehingga dengan modal ini Perseroaan Terbatas (PT) dapat memperluas usahanya.

7. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi
8. Mudah mendapatkan kredit dari Bank dengan jaminan perusahaan yang ada
9. Mudah bergerak di pasar modal
10. Bidang geraknya lebih leluasa *(Reff. Swastha dan Sukotjo, halm. 53)*

5.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan, antara lain:

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

(Vermont A. Musselman – John, halm 110)

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu *Sistem Line and Staff*. Dimana ada (dua) kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu:

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

Manfaat adanya struktur organisasi line dan staff sebagai berikut:

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.

- Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
- Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

5.3. Tugas dan Wewenang

Bagan struktur Organisasi dapat dilihat pada Gambar 5.1.

5.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroaan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat tersebut, para pemegang saham:

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

5.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

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

5.3.3. Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

5.3.4. Staff Ahli

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang Staff Ahli meliputi:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

5.3.5. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri atas ahli-ahli/sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Litbang membawahi 2 (dua) departemen:

- a. Departemen Penelitian
- b. Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenangnya meliputi:

- a. Mempertinggi mutu suatu produk.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- c. Mengadakan penelitian pemasaran suatu produk ke suatu tempat.
- d. Mempertinggi efisiensi kerja.

5.3.6. Kepala Bagian

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

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

b. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

c. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik, antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.
- Untuk menyediakan sarana untuk melindungi pabrik dari kebakaran.

d. Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan ini bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

e. Kepala Bagian Umum

Kepala Bagian Umum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

5.3.7. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

5.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Kloroform direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 (dua) golongan, yaitu:

1. Karyawan non-shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. 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 (enam) hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam kerja:

- Hari Senin – Jum'at : Jam 08.00 – 16.00
- Hari Sabtu : Jam 08.00 – 12.00

Jam Istirahat

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jum'at : Jam 11.00 – 13.00

2. Karyawan Shift/Ploog

Karyawan Ploog adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gedung dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja

secara bergantian sehari semalam dengan pengaturan sebagai berikut:

a. Karyawan Operasi

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

b. Karyawan Keamanan

- Shift Pagi : Jam 06.00 – 14.00
- Shift Siang : Jam 14.00 – 22.00
- Shift Malam : Jam 22.00 – 06.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 (empat) regu, dimana 3 (tiga) regu bekerja dan 1 (satu) regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 (tiga) hari kerja dan 1 (satu) 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 masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Masing-masing Regu

Hari Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

P : Shift Pagi

S : Shift Siang

M : Shift Malam

L : Shift Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan

diberlakukan absensi. Di samping itu masalah absensi nantinya digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan.

5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada Pabrik Kloroform ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 (tiga) golongan sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

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

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 5. 2 Jabatan dan Prasyarat

JABATAN	PRASYARAT
Direktur	S1 / S2 semua jurusan
Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Manajer Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia / Hukum / Ekonomi
Sekretaris	Sarjana Muda Sekretaris
Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia / Kimia Murni
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ilmu Sosial
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin / Elektro
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Hukum
Kepala Seksi Humas	Sarjana Fisip
Kepala Seksi Keamanan	SMU
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
Kepala Seksi K3	Sarjana Muda Hyperkes
Karyawan Personalia & Humas	SMU/SMEA
Karyawan Keamanan	SMU/SMP
Karyawan Bagian Pemasaran	SMU/SMEA

JABATAN	PRASYARAT
Karyawan Bagian Keuangan	SMU/SMEA
Karyawan Bagian Produksi	SMU/STM
Karyawan Bagian Teknik	SMU/STM
Dokter	Dokter
Sopir, Pesuruh, Cleaning Service	SMU/SMP
Paramedis	Akademi

5.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 5. 3 Jumlah Karyawan

No.	JABATAN	JUMLAH
1	Direktur	1
2	Manajer Teknik dan Produksi	1
3	Manajer Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	3
5	Sekretaris	3
6	Kepala Bagian Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian Produksi	1
11	Kepala Seksi Personalia	1
12	Kepala Seksi Humas	1
13	Kepala Seksi Keamanan	1
14	Kepala Seksi Pembelian	1
15	Kepala Seksi Pemasaran	1
16	Kepala Seksi Administrasi	1
17	Kepala Seksi Kas Penjualan	1
18	Kepala Seksi Proses	1
19	Kepala Seksi Laboratorium	1
20	Kepala Pengendalian	1
21	Kepala Seksi Pemeliharaan	1

No.	JABATAN	JUMLAH
22	Kepala Seksi Utilitas	1
23	Karyawan Personalia	2
24	Karyawan Humas	2
25	Karyawan Keamanan	14
26	Karyawan Pembelian	4
27	Karyawan Pemasaran	4
28	Karyawan Administrasi	3
29	Karyawan Kas	3
30	Karyawan Proses	35
31	Karyawan Pengendalian	4
32	Karyawan Laboratorium	7
33	Karyawan Pemeliharaan	7
34	Karyawan Utilitas	7
35	Sopir	4
36	Pesuruh	2
37	Satpam	9
38	Cleaning Service	3
Total		136

5.6.3 Penggolongan dan Gaji

Sistem gaji pada perusahaan dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. Gaji bulanan

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

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

3. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan.

Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 5. 4 Penggolongan gaji menurut jabatan

Golongan	JABATAN	GAJI
1	Direktur	Rp 35.000.000,00
2	Manajer	Rp 22.000.000,00
3	Staff Ahli	Rp 19.000.000,00
4	Kepala bagian	Rp 15.000.000,00
5	Kepala seksi proses	Rp 12.000.000,00
6	Kepala seksi non proses	Rp 11.500.000,00
7	Foreman	Rp 9.500.000,00
8	Dokter, Karyawan proses	Rp 8.500.000,00
9	Sekretaris Bagian, Karyawan non Proses	Rp 7.000.000,00
10	Karyawan biasa	Rp 5.000.000,00
11	Sopir	Rp 3.500.000,00
12	Satpam	Rp 3.250.000,00
13	Pesuruh, cleaning service	Rp 2.750.000,00

5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan, antara lain:

1. Tunjangan

- a) Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 (satu) tahun
- b) Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap sejumlah 3 (tiga) pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan 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/bulan.

5.8. Manajemen Produksi

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

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan 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 untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

5.3.8. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu faktor eksternal dan 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

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan, yaitu:

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil:

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

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

- Material (Bahan baku)
Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas, maka akan mencapai target produksi yang diinginkan
- Manusia (Tenaga kerja)
Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu diperlukan pelatihan atau training pada karyawan agar ketrampilan meningkat.
- Mesin (Peralatan)
Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja efektif mesin dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif mesin adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

5.3.9. Pengendalian Produksi

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana, serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium.

2. Pengendalian Kuantitas

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

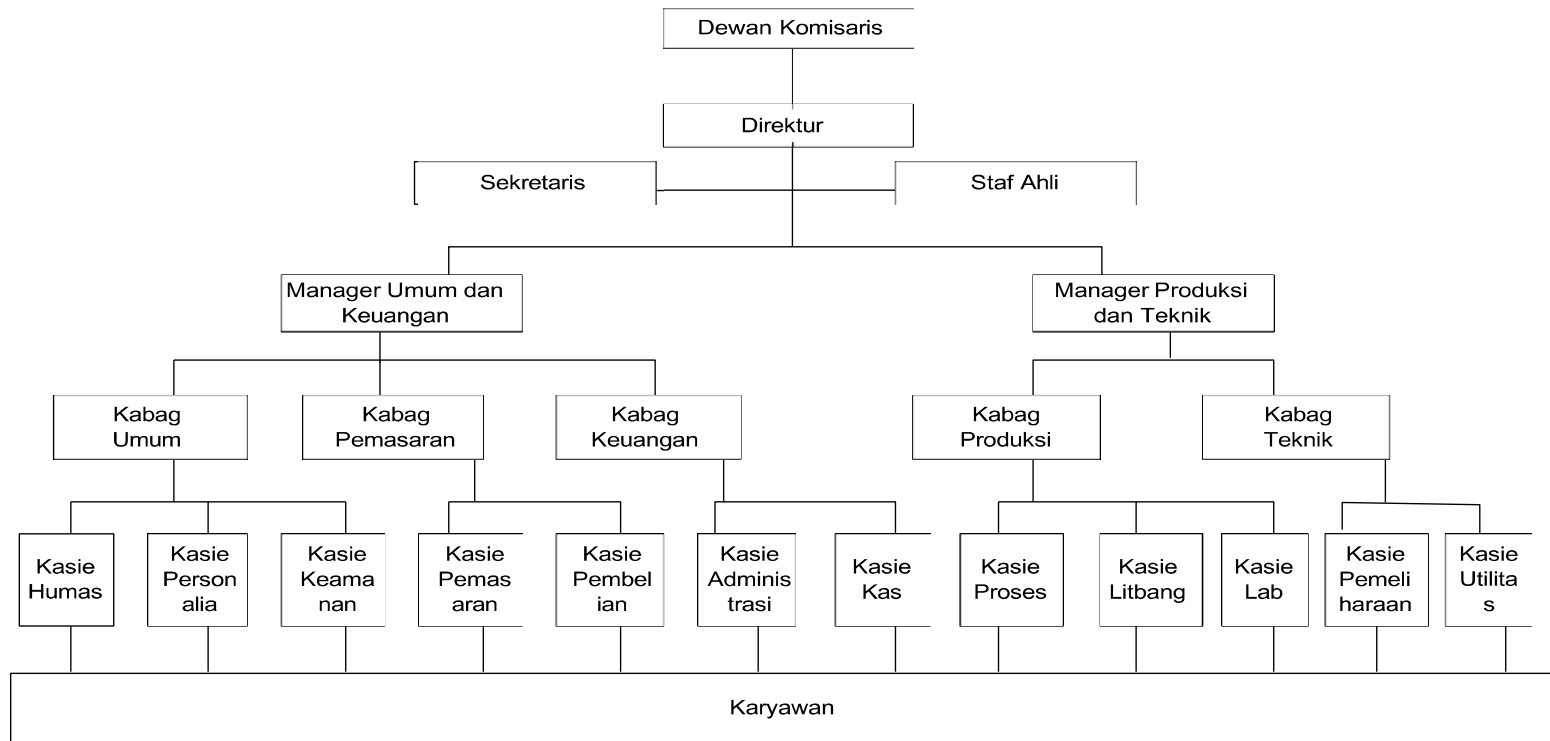
3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

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

Struktur Organisasi



Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB VI

TROUBLESHOOTING

6.1. Unit Penyimpanan

Berikut ini merupakan spesifikasi Tangki Penyimpanan (T-03) yang dapat dilihat pada Tabel 6.1.

Tabel 6. 1 Spesifikasi pada Unit Penyimpanan

<i>No</i>	<i>Component Description</i>	<i>Study Note</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recomendation</i>
Tangki (T-03)	Tempat penampungan bahan dan produk	<i>Level</i>	<i>High</i>	<i>High Level</i>	<i>Valve</i> gagal menutup dengan benar	Tangki Meledak	Memakai katup relief <i>valve pressure gate</i>	Melakukan pemeriksaan valve dan <i>pressure gate</i> , pemeriksaan instalasi pemadam kebakaran, melakukan inspeksi pada peralatan dan valve yang dilakukan secara rutin. Mengukur ketinggian fluida yang sesuai, melakukan penjadwalan terhadap pemeriksaan pada <i>relief valve</i> , pemasangan alarm sign untuk melakukan evakuasi apabila terjadi sesuatu pada operator dan personil yang ada di lapangan.
					<i>Valve</i> gagal membuka dengan benar	Terjadinya kebakaran	Memakai sistem <i>sprinkler, foam chamber fire hydrant</i>	

6.2 Unit Penyambung

Pada Tabel 6.2 berikut ini merupakan spesifikasi pompa sentrifugal (P-03)

Tabel 6. 2 Spesifikasi pada Unit Penghubung

<i>No</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Study Note</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recomendation</i>
2.	Pompa (P-03)	Untuk memompa larutan H ₂ SO ₄	<i>Flow</i>	<i>Less</i>	<i>Less Flow</i>	Aliran fluida kurang	Ketersediaan fluida untuk proses terhambat	Instalasi pipa	Melakukan pemeriksaan instalasi pipa secara rutin dengan memperhatikan kavitasi yang bisa terjadi, Mengurangi tekanan atau kualitas pada pembukaan katup, menyiapkan suku cadang yang cukup.
				<i>More</i>	<i>More Flow</i>	<i>Motor overload dan bearing overload</i>	Motor terbakar	Kurangi kapasitas flow pada pembukaan katup	Melakukan penggantian seal, roller bearing, dan shaft sesuai dengan waktu pakai secara teatur
			<i>Pressure</i>	<i>Less</i>	<i>Low Pressure</i>	<i>Seal rusak, roller bearing dan hausnya shaft pada pompa</i>	Tidak dicapainya spesifikasi tekanan pada proses yang menyebabkan kualitas kloroform turun	Pressure Control (PC)	Melakukan pembersihan pada instalasi pipa saluran dan valve
				<i>More</i>	<i>More pressure</i>	<i>impellar jebol, motor rusak, shaft bengkok</i>	valve tersumbat keluaran pompa	Pressure Control	

6.3 Unit Perekaksi

Berikut ini spesifikasi alat reaktor (R-01) yang dapat dilihat pada Tabel 6.3.

Tabel 6. 3 Spesifikasi Pada Unit Perekaksi

<i>No</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Study Note</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recomendation</i>
3.	Reaktor (R-01)	Sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara aseton dan bleaching liquor	Temper atur	<i>Low</i>	Temperatur rendah	Pemanas hilang	Proses pemisahan aliran produk	Temperatur kontrol (TC)	Melakukan preventive maintenance secara berkala dan terjadwal dan pemasangan alarm sign pada reaktor yang berfungsi untuk memperingati operator ketika dalam keadaan emergency
				<i>high</i>	Temperatur tinggi	Banyak uap yang mengalir dari boiler	Perubahan kualitas produk karena suhu reaksi yang tidak konsinsten	Temperatur kontrol (TC)	Melakukan preventive maintenance secara berkala dan terjadwal dan pemasangan alarm sign pada reaktor yang berfungsi untuk memperingati operator ketika dalam keadaan emergency
			<i>flow</i>	<i>No</i>	<i>No flow</i>	Penyumbatan pada instalasi pipa	Tidak ada feed yang masuk ke dalam reaktor	<i>Level control</i> (LC) dan <i>flow control</i> (FC)	Melakukan preventive maintenance secara berkala dan terjadwal dan pemasangan alarm sign pada reaktor yang berfungsi untuk memperingati operator ketika dalam keadaan emergency
						<i>Control valve</i> tidak bisa beroperasi	Tidak ada operasi dan proses produksi serta reaksi yang terjadi		
						Kerusakan pompa karena kelebihan panas	reaksi yang terjadi		
				<i>Less</i>	<i>Less flow</i>	Penyumbatan parsial yang terjadi pada pipa	Membuat perubahan feed yang tidak konsissten		
						Adanya kebocoran pada pipa	Reaksi pada reaktor tidak sempurna sehingga kapasitas tidak sesuai efisien		
						<i>Control valve</i> gagal membuka	Reaksi pada reaktor tidak sempurna sehingga kapasitas tidak sesuai efisien		
						Pompa menjadi tidak efisien	sehingga kapasitas tidak sesuai efisien		

		berjalan pada kapasitas yang tidak ditentukan	
<i>More</i>	<i>More Flow</i>	Kegagalan pompa karena pompa terlalu panas	Reaksi pada reaktor tidak sempurna sehingga kapasitas tidak sesuai
			Terjadinya banjir pada reaktor
Reverse	Reverse flow	Kerusakan pompa karena kegagalan teknis	Kemungkinan Pressure control (PC) terjadi <i>backflow</i>
		Tekanan tinggi pada reaktor	

6.4 Unit Penukar Panas

Pada Tabel 6.4 berikut ini merupakan spesifikasi heat exchanger (HE-01)

Tabel 6. 4 Spesifikasi pada Unit Penukar Panas

<i>No</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Study Note</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safeguard</i>	<i>Recomendation</i>
4	Heat Exchanger	Untuk memanaskan asam sulfat hingga temperatur masuk D-02	<i>Temperatur</i>	<i>Less</i>	Aliran air pendingin terlalu sedikit	Adanya penyumbatan yang terjadi pada pipa	Overheating pada dinding steam yang menuju heat exchanger	Temperatur kontrol (TC)	Melakukan pengecekan pipa secara teratur dan berkala, pemasangan alarm sign untuk memberi tanda kepada operator
				<i>More</i>	Aliran air pendingin terlalu banyak	Kegagalan katup air pendingin	Suhu proses mengalami penurunan		
			<i>flow</i>	<i>None</i>	Tidak ada aliran pendingin	Kegagalan katup air pendingin masuk untuk membuka	Suhu cairan proses tidak diturunkan	Temperatur kontrol (TC), flow control (FC)	Pemasangan instalasi indikator suhu sebelum dan sesudah operasi serta pemasangan alat ukur aliran
				<i>Less</i>	Aliran air pendingin terlalu sedikit	Kebocoran pipa	Menyebabkan output suhu cairan proses terlalu rendah		
				<i>More</i>	Aliran air pendingin terlalu banyak	Kegagalan menutup untuk katup air pendingin	Menyebabkan output suhu cairan proses terlalu rendah		
				<i>reverse</i>	Proses aliran fluida terbalik	Kegagalan valve membuka dan menutup	Produk yang dihasilkan tidak sesuai		

6.5 Unit Pemisah

Pada Tabel 6.2 berikut ini merupakan spesifikasi kolom distilasi (D-01)

Tabel 6. 5 Spesifikasi pada Unit Pemisah

<i>No</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Study Note</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>	<i>Safefuard</i>	<i>Recomendation</i>
5.	Menara Distilasi (D-01)	Memisahkan crude chloroform dari senyawa-senyawa turunan kalsium	<i>Flow</i>	<i>No</i>	<i>No Flow</i>	Terjadi penyumbatan pada saluran	Tidak ada pasokan kondensat, menyebabkan sistem terlalu panas	<i>Safety valve dan control valve (CV)</i>	Mempertimbangkan pemasangan instalasi <i>flowmeter</i> sebelum <i>valve</i> , pemeriksaan jalur atau saluran secara teratur dan perawatan secara berkala
			<i>Temperature</i>	<i>More</i>	<i>More Temperature</i>	Pemanasan terlalu panas	<i>Overheating</i> pada tabung pemanas akan menyebabkan kebocoran	Indikator temperatur	Memasang instalasi gas detector untuk mengetahui kebocoran, pemeriksaan secara berkala
			<i>Pressure</i>	<i>More</i>	<i>More Pressure</i>	Peningkatan suhu pada reaksi distilasi	Tabung pemanas terlalu panas menyebabkan kebocoran	Indikator tekanan	Memasang instalasi gas detector untuk mengetahui kebocoran, pemeriksaan berkala

BAB VII

ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dari perancangan pabrik chloroform dimaksudkan untuk mengetahui kelayakan pabrik yang dirancang layak untuk dibangun atau tidak. Untuk mengetahui hal tersebut perlu dievaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari :

1. *Profit on Sales*
2. *Return of investment*
3. *Pay out time*
4. *Break event point*
5. *Shut Down Point*
6. *Discounted Cash Flow*

Untuk menunjang faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor yaitu :

1. Penafsiran Modal Industri atau Total Capital Investment yang terdiri :

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

FCI adalah sebagian dana yang digunakan untuk fasilitas-fasilitas, yang terdiri dari :

- Physical Plant Cost = Delivered Equipment Cost, Installation, Piping, Instrumentasi, Isolasi, Listrik, Total harga tanah, Total harga bangunan dan jalan, Utilitas.
- Direct Plant Cost = Engineering & Construction.
- Contractor fee, Contingency

- b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

WCI adalah sebagian dana yang dibutuhkan untuk menjalankan usaha secara normal, yang terdiri : persediaan bahan baku (*Raw Material Inventory*), Persediaan bahan dalam proses (*In Process Inventory*), Persediaan Produk (*Product Inventory*), Pembayaran penjualan yang tertunda (*Extended Credit*), Pajak yang akan dibayar (*Available Cash*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari :

- a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah jumlah dari Direct dan Indirect Cost, terdiri dari :

- Direct Manufacturing Cost (DMC) = Raw Material, Tenaga Kerja, Supervisi, Maintenance, Plant Supplies, Royalty & Patent, Utilitas.
 - Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Pay Roll Over Head, Laboratory, Plant Over Head, Packaging & Shipping.
 - Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Depreciation, Property of Tax, Insurance.
- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General Expense adalah pengeluaran umum yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk Manufacturing Cost, yang terdiri dari : Administrasi, Sales Expense, Research, Finance.

3. Total Pendapatan

Perhitungan *Discounted Cash Flow (DFC)* digunakan untuk membandingkan bunga bank sehingga layak untuk usaha industri.

(Petters and TimmerHaus, 1990, pg.27)

7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat proses industri setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian pada saat tersebut. Untuk mengetahui harga-harga peralatan yang ada sekarang dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan pendekatan :

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

(Aries Newton, hal. 16)

Dengan :

Ex = Harga pembelian alat pada tahun 2023

Ey = Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx = Indeks harga tahun 2023

Ny = Indeks harga tahun referensi

Harga indeks tahun 2023 dicari dengan persamaan least square dengan menggunakan data indeks tahun 2005 – 2022

Tabel 7. 1 Indeks Ekonomi tahun 2005 - 2022

Tahun	Index (y)
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	607,5
2020	596,2
2021	708,0
2022	813,0

(Sumber : Chemical Engineering Magazine”, April 2023)

Dari data tersebut diperoleh persamaan least square $y = 11,16x - 21891$

$$y = 11,16x - 21891$$

$$y = 11,16(2028) - 21891$$

$$y = 741,48$$

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

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^n \quad (\text{Aries Newton, pg. 15})$$

(Ca)

Dengan :

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

n = eksponen

7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pendirian pabrik = Tahun 2023

Harga Chloroform = US\$ 6,00 / kg (BPS, Tahun 2023)

Harga Aceton = US\$ 0,90 / kg (BPS, Tahun 2023)

Harga Kaporit = US\$ 0,50 / kg (BPS, Tahun 2023)

Harga CaO = US\$ 0,20 / kg (BPS, Tahun 2023)

Asumsi kurs dollars = Rp 14986,69 / 1 US\$ (Kompas, 24 November 2023)

7.3. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

7.3.1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment terdiri dari :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pembuatannya.

2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Adalah usaha atau modal yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

(Aries Newton, pg. 1-11)

7.3.2. Penentuan Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost merupakan jumlah dari direct, indirect, dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Manufacturing cost meliputi :

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Adalah pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan produk

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Adalah harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak bergantung pada waktu maupun tingkat produksi.

(Aries & Newton, 1955)

7.3.3. **General Expense**

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. (Aries Newton, pg. 186-187)

7.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, dan untuk mengetahui pabrik tersebut potensial atau tidak untuk didirikan, maka dilakukan suatu analisa kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

7.4.1. **Percent Profit on Sales (POS)**

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$$

7.4.2. **Percent Return on Investment (ROI)**

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{profit}}{\text{FCI}} \times 100\% \quad (\text{Reff. Aries Newton, pg. 193})$$

7.4.3. **Pay Out Time POT**

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Keuntungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi *depresiasi*.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Profit} + \text{depresiasi}} \times 100\% \quad (\text{Aries Newton, pg. 195})$$

7.4.4. Break Event Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama atau titik batas produksi, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (\text{Aries Newton, pg. 206})$$

Dengan :

Fa = Fixed manufacturing cost

Ra = Regulated cost

Va = Variabel cost

Sa = Penjualan cost

7.4.5 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktifitas produksi dihentikan. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen kapasitas minimal tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti operasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (\text{Aries Newton, pg. 207})$$

Dengan :

Fa = Fixed manufacturing cost

Ra = regulated cost

Va = Variabel cost

Sa = Penjualan cost

7.4.6 Discounted Cash Flow (DCF)

Discounted Cash Flow adalah salah satu cara untuk menganalisa kelayakan ekonomi pabrik, dimana DCF didefinisikan sebagai jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk mengembalikan pinjaman modal dan bunganya.

Harga ditrial sehingga didapat harga i :

$$(FCI + WCI) (1 + i)^n = CF\{(1 + i)^{-1} + \dots + (1 + i)^{-n}\} + WCI + SV$$

(*Petters and TimmerHaus, 1990, pg.301*)

7.5. Hasil Perhitungan

7.5.1. Fixed Capital Investment

Tabel 7. 2 Physical Plant Cost (PPC)

No	PPC	Biaya, US\$
1	PEC	5.733.150,81
2	Instalasi	2.149.652,64
3	Pemipaan	4.550.706,31
4	Instrumentasi	1.658.355,50
5	Insulasi	407.327,28
6	Listrik	636.653,32
7	Bangunan	3.416.364,79
8	Tanah & perbaikan	6.326.947,44
9	Utilitas	4.299.863,11
10	Environmental	1.719.945,24
Total PPC		30.898.966,45

Tabel 7. 3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Jenis biaya	Biaya (US \$)
1.	PPC	30.898.966,45
2.	Engineering & const.	6.179.793,29
Total		37.078.759,74

Tabel 7. 4 Fixed Capital Investment (FCI)

No	FCI	Biaya (US \$)
1.	Direct Plant Cost	37.078.759,74
2.	Contractor's Fee	2.595.513,18
3.	Contingency	9.269.689,93
Total		42.764.169,56

7.5.2. Working Capital

Tabel 7. 5 Working Capital

No	Jenis Working Capital	Biaya (US \$)
1.	Raw material inventory	5.063.242,76
2.	Inprocess inventory	398,28
3.	Product inventory	13.143.080,96
4.	Extended credit	17.500.000,00
5.	Available cost	13.143.080,96
Total		48.849.802,97

7.5.3. Manufacturing Cost

Tabel 7. 6 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Jenis DMC	Biaya (US \$)
1.	Bahan baku	116.960.907,81
2.	Labor cost	106.060,78
3.	Supervisi	19.964,38
4.	Maintenance	2.758.288,94
5.	Plant supplies	413.743,34
6.	Royalti dan paten	6.300.000,00
7.	Utilitas	4.757.270,52
Total		131.316.235,77

Tabel 7. 7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Jenis IMC	Biaya (US \$)
1.	Pay roll overhead	18.560,64
2.	Laboratory	15.909,12
3.	Plant overhead	79.545,58
4.	Packaging & shipping	21.000.000,00
Total		21.114.015,34

Tabel 7. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Jenis FMC	Biaya (US \$)
1.	Depresiasi	4.137.433,41
2.	Property tax	689.572,23
3.	Asuransi	459.714,82
Total		5.286.720,46

Tabel 7. 9 Total Manufacturing Cost (MC)

No	Jenis MC	Biaya (US \$)
1.	Direct manufacturing cost	131.316.235,77
2.	Indirect manufacturing cost	21.114.015,34
3.	Fixed manufacturing cost	5.286.720,46
Total		157.716.971,57

7.5.4 General Expense

Tabel 7. 10 Total General Expense (GE)

No	Jenis GE	Biaya (US \$)
1.	Administrasi	708.625,45
2.	Sales	6.300.000,00
3.	Riset	6.300.000,00
4.	Finance	19.421.503,23
Total		32.730.128,69

7.5.5 Keuntungan

- Keuntungan sebelum pajak (PBT) = US \$ 19.552.899,75
- Keuntungan setelah pajak (PAT) = US \$ 15.642.319,80

7.5.6 Analisa Kelayakan

1. Percent Profit on Sales
 - POS sebelum pajak = 9,31 %
 - POS Setelah pajak = 7,45 %
2. Return on Investment (ROI)
 - ROI sebelum pajak = 45,72 %
 - ROI sesudah pajak = 36,58 %

Menurut *Aries & Newton* :

Untuk pabrik beresiko rendah : % ROI sebelum pajak minimal 11 %

Untuk pabrik beresiko tinggi : % ROI sebelum pajak minimal 44 %

Pabrik Chloroform adalah pabrik dengan resiko rendah (Low Risk) sehingga harga % ROI telah memenuhi.

3. Pay Out Time (POT)

➤ POT sebelum pajak = 1,90 tahun

➤ POT sesudah pajak = 2,27 tahun

Menurut *Aries & Newton* :

Untuk pabrik beresiko rendah : POT sebelum pajak maksimal 5 tahun

Untuk pabrik beresiko tinggi : POT sebelum pajak maksimal 2 tahun

Pabrik Chloroform adalah pabrik dengan resiko rendah (Low Risk) sehingga harga POT telah memenuhi.

4. Break Even Point (BEP)

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3.Ra}{(Sa - Va - 0,7.Ra)} \times 100 \%$$
$$= 45,20 \%$$

Syarat BEP maksimal adalah 60 % untuk mendapatkan bantuan dari bank, sehingga pabrik Chloroform di Indonesia telah memenuhi syarat.

5. Shut Down Point (SDP)

$$\text{SDP} = \frac{0,3.Ra}{(Sa - Va - 0,7.Ra)} \times 100 \%$$
$$= 30,39 \%$$

6. Discounted Cash Flow

FCI = US \$ 42.764.169,56

WCI = US \$ 48.849.802,97

CF = US \$ 39.201.256,43

SV = US \$ 4.276.416,96

$$\text{Umur pabrik (n)} = \frac{FCI - SV}{\text{Depresiasi}} = 9,3 \text{ tahun}$$

$$(FCI + WCI)(1 + i)^n = CF\{(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i)^{n-n}\} + WCI + SV$$

Dari hasil trial didapatkan $i = 42,11$

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw-Hill Book Company.
- Faith, W., Keyes, D., & Clark, R. (1965). *Industrial chemical*. John Wiley and Sons, Inc.
- Kern, D. Q. (1983). *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill Book Co., Inc.
- Othmer, K. (1998). *Encyclopedia of Chemical Technology (2004) chloroform* (4th Edition, Vol. 5). John Wiley and Sons Inc.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1980). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (3 rd ed.). Mc Graw Hill Book Co., Inc.
- Yaws, C. L. (1997). *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*. Gulf Publishing Company.

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Data-data

- Komposisi Bahan Baku

KOMPONEN	% BERAT
Aceton	99,5
Air	0,5
Bleaching Powder (Kaporit)	92
Air	8
Asam Sulfat	98,5
Air	1,5
Lime	99
Air	1

- Komposisi Produk yang diinginkan

KOMPONEN	% BERAT
Chloroform	99
Air	1

- Konsumsi Bahan Baku

Dari (Faith & Keyes, hal. 268) diperoleh data bahwa tiap 1 ton Chloroform yang dihasilkan, dibutuhkan bahan baku dengan perbandingan sbb :

$$\frac{\text{Bleaching Powder}}{\text{Water}} = \frac{3 \text{ lb}}{1 \text{ gallon}}$$

$$\frac{\text{Aceton}}{\text{Bleaching Powder}} = \frac{0,1 \text{ lb}}{1 \text{ lb}}$$

$$\frac{\text{Aceton}}{\text{Sulfuric acid}} = \frac{1 \text{ lb}}{1 \text{ lb}}$$

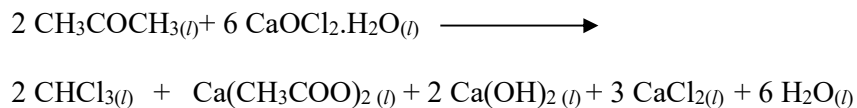
- Berat Molekul Tiap Komponen

KOMPONEN	RUMUS MOLEKUL	BM (kg/kmol)
Acetone	CH ₃ COCH ₃	58,08
Bleaching Powder	CaOCl ₂	127
Chloroform	CHCl ₃	119,5
Calcium acetat	Ca(CH ₃ COO) ₂	158
Calcium Hydroxide	Ca(OH) ₂	74,1
Calcium Chloride	CaCl ₂	110,986
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98,08
Calcium Oxide (lime)	CaO	56,08
Calcium Sulfat	CaSO ₄	136,138
Air	H ₂ O	18,015

- Kapasitas Produksi : 25000 ton/tahun
- Operasi Pabrik tiap Tahun : 330 hari
- Kapasitas Produksi tiap Jam

$$\left[\frac{25000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \left[\frac{1 \text{ thn}}{330 \text{ hari}} \right] \left[\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right] = 3156,56 \text{ kg}$$

- Reaksi yang terjadi



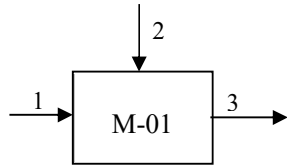
(Faith & Keyes, 1965 hal. 268)

- Komposisi Dalam Produk

- Chloroform : $0,99 \times 3156,56 \text{ kg} = 3125 \text{ kg}$
- Air : $0,01 \times 3156,5656 \text{ kg} = 31,56 \text{ kg}$

NERACA MASSA TIAP ALAT

1. Neraca Massa di sekitar Mixer 1 (M-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (3)

Basis : Bleaching Powder = 10000 lb/jam.

$$\begin{aligned} \text{CaOCl}_2 \text{ arus (1)} &= 0,4536 \text{ kg/lb} \times 10000 \text{ lb} &= 4536 \text{ kg} \\ &= 4536 \text{ kg} / 127 \text{ kg/kmol} &= 35,7 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ arus (1)} &= 0,08 \times 4536 \text{ kg} / 0,92 &= 394,4 \text{ kg} \\ &= 394,4 \text{ kg} / 18,015 \text{ kg/mol} &= 21,9 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Kebutuhan Air pada arus (2)

$$\begin{aligned} \frac{\text{Bleaching Powder}}{\text{Water}} &= \frac{3 \text{ lb}}{1 \text{ gallon}} && (\text{Faith \& Keyes, 1965}) \\ &= \frac{10.000 \text{ lb}}{3 \text{ lb / gallon}} &= 3333,3 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Kebutuhan air :

$$\begin{aligned} &= 3333,3 \text{ gallon} \times 3,7854 \text{ lt/gal} \times 1 \text{ kg/lt} &= 12617,9 \text{ kg} \\ &= 12617,9 \text{ kg} / 18,015 \text{ kg/kmol} &= 700,41 \text{ kmol} \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir total arus (3):

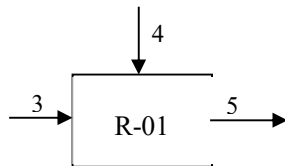
Neraca massa total : massa arus (3) = massa arus (1) + massa arus (2)

Menghitung arus Bleaching liquor (3)

$$\begin{aligned} \text{Massa arus (3)} &= \text{Massa arus (1)} + \text{Massa arus (2)} \\ &= 4930,4 \text{ kg} + 12617,9 \text{ kg} \\ &= 17548,3 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	1	2	3
CaOCl ₂	4536		4536
H ₂ O	394,4	12617,9	13012,3
Jumlah	17548,3		17548,3

2. Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (5)

$$\text{Neraca massa total : Massa arus (3)} + \text{massa arus (4)} = \text{Massa arus (5)}$$

- Menghitung kebutuhan aceton (CH₃COCH₃) pada arus (4)

$$\frac{\text{Bleaching Powder}}{\text{Aceton}} = \frac{1 \text{ lb}}{0,1 \text{ lb}} \quad (\text{Faith \& Keyes, 1965})$$

$$\text{Kebutuhan aceton} = \frac{10.000 \text{ lb}}{10} = 1000 \text{ lb}$$

$$= 1000 \text{ lb} \times 0,4536 \text{ kg/lb} = 453,6 \text{ kg}$$

$$= 453,6 \text{ kg} / 58,08 \text{ kg/kmol} = 7,81 \text{ kmol}$$

$$\text{Konversi} = 96 \% \text{ terhadap Aceton} \quad (\text{Faith \& Keyes, 1965,})$$

$$\begin{aligned} \text{CHCl}_3 \text{ yang terbentuk} &= 0,96 \times 7,81 \text{ kmol} &= 7,50 \text{ kmol} \\ &= 7,50 \text{ kmol} \times 119,5 \text{ kg/kmol} \\ &= 895,96 \text{ kg} \end{aligned}$$

➤ Neraca Komponen

a. Masukan Reaktor :

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (4)} = 453,6 \text{ kg} / 58,08 \text{ kg/kmol} = 7,81 \text{ kmol}$$

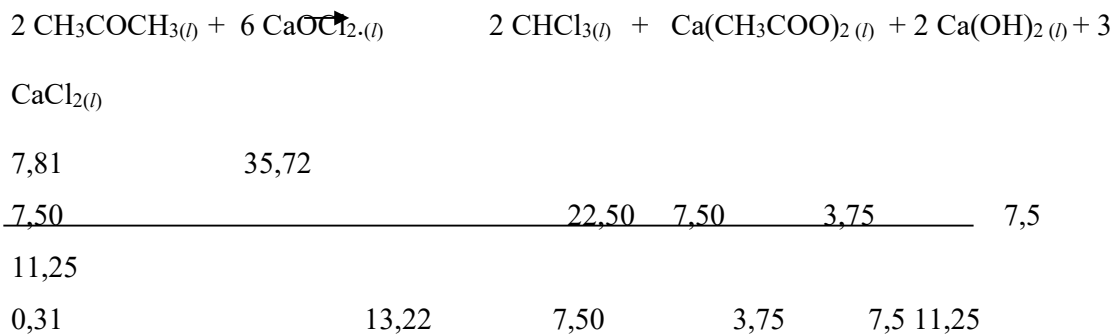
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (4)} &= (0,005 \times 453,6 \text{ kg}) / 0,995 = 2,3 \text{ kg} \\ &= 2,3 \text{ kg} / 18,015 \text{ kg/kmol} = 0,13 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaOCl}_2 \text{ arus (3)} &= 4536 \text{ kg} / 127 \text{ kg/kmol} \\ &= 35,72 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (3)} &= 13012,3 \text{ kg} / 18,015 \text{ kg/kmol} \\ &= 722,3 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H}_2\text{O masuk reaktor} &= \text{H}_2\text{O arus (3)} + \text{H}_2\text{O arus (4)} \\ &= 722,3 \text{ kmol} + 0,13 \text{ kmol} \\ &= 722,43 \text{ kmol} \end{aligned}$$

b. Reaksi :



c. Keluaran Reaktor

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (5)} = 0,31 \text{ kmol} \times 58,08 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 &= 18 \text{ kg} \\
 \text{CaOCl}_2 \text{ arus (5)} &= 13,22 \text{ kmol} \times 127 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1678,94 \text{ kg} \\
 \text{CHCl}_3 \text{ arus (5)} &= 7,50 \text{ kmol} \times 119,5 \text{ kg/kmol} \\
 &= 895,96 \text{ kg} \\
 \text{H}_2\text{O arus (5)} &= \text{H}_2\text{O arus (3)} + \text{H}_2\text{O arus (4)} \\
 &= 722,43 \text{ kmol} \times 18,015 \text{ kg/kmol} \\
 &= 13014,6 \text{ kg} \\
 \text{Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ arus (5)} &= 3,75 \text{ kmol} \times 158 \text{ kg/kmol} \\
 &= 592,50 \text{ kg} \\
 \text{Ca(OH)}_2 \text{ arus (5)} &= 7,50 \text{ kmol} \times 74,1 \text{ kg/kmol} \\
 &= 555,75 \text{ kg} \\
 \text{CaCl}_2 \text{ arus (5)} &= 11,25 \text{ kmol} \times 111 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1248,75 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

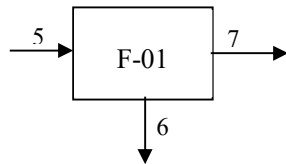
➤ Menghitung massa total arus (5)

$$\begin{aligned}
 \text{Massa total arus (5)} &= \text{massa total arus (3)} + \text{massa total arus (4)} \\
 &= 17548,3 \text{ kg} + 455,9 \text{ kg} = 18004,2 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)		Output (kg)
	3	4	5
CH ₃ COCH ₃		453,6	18
CaOCl ₂	4536		1678,94
CHCl ₃			895,96
Ca(CH ₃ COO) ₂			592,50
Ca(OH) ₂			555,75
CaCl ₂			1248,75

H ₂ O	13012,3	2,3	13014,6
Jumlah	18004,2		18004,2

3. Neraca Massa di sekitar Filter 1 (F-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (7)

➤ Neraca massa total :

Massa total arus (5) = Massa total arus (6) + massa total arus (7)

➤ Kelarutan masing-masing komponen :

Data kelarutan pada temperatur 45 °C

Komponen	gr/100 gr air
Ca(CH ₃ COO) ₂	32
Ca(OH) ₂	0,128
CaCl ₂	119,4
CaOCl ₂	Soluble

(Yaws, Carl L. 1999)

$$\begin{aligned}
 \text{Ca(CH}_3\text{COO)}_2 &= \frac{32 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 13014,6 \text{ kg} \\
 &= 4164,67 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Ca(OH)}_2 &= \frac{0,128 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 13014,6 \text{ kg} \\ &= 16,66 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CaCl}_2 &= \frac{119,4 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 13014,6 \text{ kg} \\ &= 15539,43 \text{ kg}\end{aligned}$$

Kesimpulan : **Hanya Ca(OH)₂ yang tidak terlarut sempurna dalam air**

Asumsi : Air terikut cake sebesar 0,1 % berat air input.

➤ Neraca massa tiap komponen

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (7)} = \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (5)} = 18 \text{ kg}$$

$$\text{CaOCl}_2 \text{ arus (7)} = \text{CaOCl}_2 \text{ arus (5)} = 1678,94 \text{ kg}$$

$$\text{CHCl}_3 \text{ arus (7)} = \text{CHCl}_3 \text{ arus (5)} = 895,96 \text{ kg}$$

$$\text{Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ arus (7)} = \text{Ca(CH}_3\text{COO)}_2 \text{ arus (5)} = 555,75 \text{ kg}$$

$$\text{CaCl}_2 \text{ arus (7)} = \text{CaCl}_2 \text{ arus (5)} = 1248,75 \text{ kg}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ arus (7)} = \frac{0,128 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 13014,6 \text{ kg} = 16,66 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} \text{ arus (7)} &= 0,999 \times \text{H}_2\text{O} \text{ arus (5)} \\ &= 0,999 \times 13014,6 \text{ kg} = 13001,6 \text{ kg}\end{aligned}$$

- Menghitung cake yang terbentuk pada arus (6)

➤ Neraca Komponen arus (6)

$$\begin{aligned}\text{Ca(OH)}_2 \text{ arus (6)} &= \text{Ca(OH)}_2 \text{ arus (5)} - \text{Ca(OH)}_2 \text{ arus (7)} \\ &= 555,75 \text{ kg} - 16,66 \text{ kg} \\ &= 539,09 \text{ kg}\end{aligned}$$

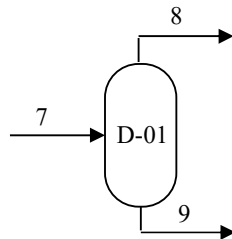
$$\text{H}_2\text{O} \text{ arus (6)} = 0,001 \times \text{H}_2\text{O} \text{ arus (5)}$$

$$= 0,001 \times 13014,6 \text{ kg}$$

$$= 13,0146 \text{ kg}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	5	6	7
CH ₃ COCH ₃	18		18
CaOCl ₂	1678,94		1678,94
CHCl ₃	895,96		895,96
Ca(CH ₃ COO) ₂	592,50		592,50
Ca(OH) ₂	555,75	539,09	16,66
CaCl ₂	1248,75		1248,75
H ₂ O	13014,6	13,0146	13001,6
Jumlah	18004,2	18004,2	

4. Neraca Massa di sekitar Menara Destilasi 1 (D-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (8)
- Neraca massa total : Massa arus (7) = massa arus (8) + massa arus (9)

Komponen kunci ringan : Chloroform

Komponen kunci berat : Air

Diinginkan :

- Semua aceton sebagai produk atas

- 90 % Chloroform sebagai produk atas
- 5 % air sebagai produk atas

➤ Menghitung laju alir komponen arus (8)

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (8)} = \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (7)} = 18 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{CHCl}_3 \text{ arus (8)} &= 0,9 \times \text{CHCl}_3 \text{ arus (7)} \\ &= 0,9 \times 895,96 \text{ kg} = 806,36 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ arus (8)} &= 0,05 \times \text{H}_2\text{O} \text{ arus (7)} \\ &= 0,05 \times 13001,6 \text{ kg} = 650,08 \text{ kg} \end{aligned}$$

• Menghitung laju alir komponen pada arus (9)

$$\begin{aligned} \text{CHCl}_3 \text{ arus (9)} &= 0,1 \times \text{CHCl}_3 \text{ arus (7)} \\ &= 0,1 \times 895,96 \text{ kg} = 89,596 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ arus (9)} &= 0,95 \times \text{H}_2\text{O} \text{ arus (7)} \\ &= 0,95 \times 13001,6 \text{ kg} = 12351,52 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{CaOCl}_2 \text{ arus (9)} = \text{CaOCl}_2 \text{ arus (7)} = 1678,94 \text{ kg}$$

$$\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ arus (9)} = \text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ arus (7)} = 592,50 \text{ kg}$$

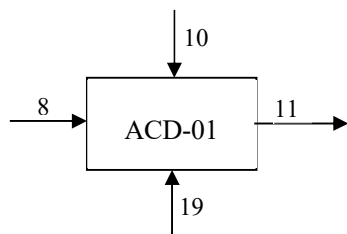
$$\text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus (9)} = \text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ arus (7)} = 16,66 \text{ kg}$$

$$\text{CaCl}_2 \text{ arus (9)} = \text{CaCl}_2 \text{ arus (7)} = 1248,75 \text{ kg}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	7	8	9
CH ₃ COCH ₃	18	18	
CaOCl ₂	1678,94		1678,94
CHCl ₃	895,96	806,36	89,596
Ca(CH ₃ COO) ₂	592,50		592,50
Ca(OH) ₂	16,66		16,66

CaCl ₂	1248,75		1248,75
H ₂ O	13001,6	650,08	12351,52
Jumlah	17452,41	17452,41	

5. Neraca Massa di sekitar Acidifier (ACD-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (11)

➤ Neraca massa total :

$$\text{Massa arus (8)} + \text{Massa arus (10)} + \text{Massa arus (19)} = \text{Massa arus (11)}$$

Kebutuhan asam sulfat pada arus (10)

$$\frac{\text{Aceton}}{\text{Sulfuric acid}} = \frac{1 \text{ lb}}{1 \text{ lb}} \quad (\text{Faith \& Keyes, 1965})$$

$$\text{Kebutuhan asam sulfat} = 0,4536 \text{ kg/lb} \times 1000 \text{ lb}$$

$$= 453,6 \text{ kg}$$

$$= \{\text{asam sulfat arus (10)} + \text{asam sulfat arus (11)}\}$$

Asumsi :

- Asam sulfat recycle (kemurnian 98 %) sebesar 99 % kebutuhan asam sulfat total
- Asam sulfat make-up (kemurnian 98,5 %) sebesar 1 % kebutuhan asam sulfat total

➤ Neraca komponen asam sulfat recycle {arus (19)}

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (19)} = (453,6 \text{ kg} \times 0,99) \times 0,98$$

$$= 440,08 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COCH}_3 &= (453,6 \text{ kg} \times 0,99) \times 0,0002 \\ &= 0,1 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (19)} &= (453,6 \text{ kg} \times 0,99) \times 0,0198 \\ &= 8,81 \text{ kg} \end{aligned}$$

➤ Neraca komponen asam sulfat make-up { arus (10) }

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (10)} &= (453,6 \text{ kg} \times 0,01) \times 0,985 \\ &= 4,47 \text{ kg} \end{aligned}$$

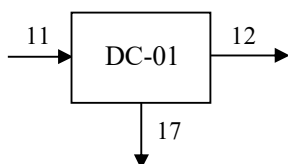
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (10)} &= 0,015 \times \{ \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (10)} / 0,985 \} \\ &= 0,015 \times (4,47 \text{ kg} / 0,985) \\ &= 0,07 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung massa total arus (11)

$$\begin{aligned} \text{Massa total arus (11)} &= \text{massa arus (8)} + \text{massa arus (10)} + \text{massa arus (19)} \\ &= 1474,44 \text{ kg} + 4,54 \text{ kg} + 449,16 \text{ kg} \\ &= 1928,14 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)			Output (kg)
	8	10	19	11
CH ₃ COCH ₃	18		0,1	18,1
CHCl ₃	806,36			806,36
H ₂ SO ₄		4,47	440,08	444,55
H ₂ O	650,08	0,07	8,81	658,96
Jumlah	1927,97			1927,87

6. Neraca Massa di sekitar Decanter (DC-01)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (17)

➤ Neraca massa total :

$$\text{Massa arus (11)} = \text{Massa arus (12)} + \text{Massa arus (17)}$$

➤ Kelarutan masing-masing komponen :

Data kelarutan terhadap air dan CHCl_3 pada temperatur 45 °C

Komponen	gr/100 gr air	gr/100 gr CHCl_3
H_2SO_4	Soluble	Insoluble
CHCl_2	0,552	Soluble
$\text{CH}_2\text{CO CH}_2$	Soluble	0,817

(Yaws, Carl L.1999)

➤ Neraca komponen pada arus (12)

$$\text{CHCl}_3 \text{ arus (12)} = \text{CHCl}_3 \text{ arus (11)} = 806,36 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (12)} &= \frac{0,552 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times \text{CHCl}_2 \text{ arus (11)} \\ &= \frac{0,552 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 806,36 \text{ kg} = 4,45 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (12)} &= \frac{0,817 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times \text{CHCl}_2 \text{ arus (11)} \\ &= \frac{0,817 \text{ gr}}{100 \text{ gr}} \times 658,96 = 6,59 \text{ kg} \end{aligned}$$

➤ Neraca komponen pada arus (17)

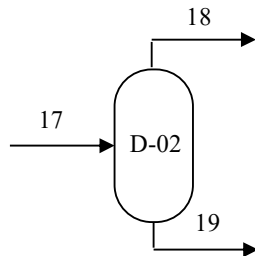
$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (17)} = \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (11)} = 18,1 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (17)} &= \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (11)} - \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (12)} \\ &= 444,55 \text{ kg} - 4,45 \text{ kg} = 440,10 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (17)} &= \text{H}_2\text{O arus (11)} - \text{H}_2\text{O arus (12)} \\ &= 658,96 \text{ kg} - 6,59 \text{ kg} = 652,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	11	12	17
CH ₃ COCH ₃	18,1		18
CHCl ₃	806,36	806,36	
H ₂ SO ₄	444,55	4,45	440,10
H ₂ O	658,96	6,59	652,37
Jumlah	1927,97	1927,97	

7. Neraca Massa di sekitar Menara Destilasi 2 (D-02)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (19)
- Neraca massa total : Massa arus (17) = massa arus (18) + massa arus (19)

Komponen kunci ringan : Aceton

Komponen kunci berat : Air

Diinginkan :

- Aceton keluar sebagai produk bawah sebesar 0,55 %
- Air keluar produk bawah sebesar 1,35 %

- Semua asam sulfat keluar sebagai produk bawah

➤ Menghitung laju alir komponen arus (19)

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (19)} = \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (17)} = 440,10 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (19)} &= \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (17)} \times 0,00055 \\ &= 18,1 \text{ kg} \times 0,00055 = 0,1 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (19)} &= \text{H}_2\text{O arus (17)} \times 0,0135 \\ &= 652,37 \text{ kg} \times 0,0135 \text{ kg} = 8,81 \end{aligned}$$

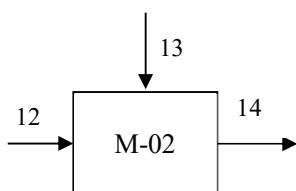
• Menghitung laju alir komponen pada arus (18)

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (18)} &= \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (17)} - \text{CH}_3\text{COCH}_3 \text{ arus (19)} \\ &= 18,1 \text{ kg} - 0,1 \text{ kg} = 18 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (18)} &= \text{H}_2\text{O arus (17)} - \text{H}_2\text{O arus (19)} \\ &= 652,37 \text{ kg} - 8,81 \text{ kg} \\ &= 643,56 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	17	18	19
CH ₃ COCH ₃	18,1	18	0,1
H ₂ O	652,37	643,56	8,81
H ₂ SO ₄	440,10		440,10
Jumlah	1110,7	1110,7	

8. Neraca Massa di sekitar Mixer 2 (M-02)



Tujuan :

- Menghitung laju alir komponen pada arus (14)

➤ Neraca massa total :

$$\text{Massa arus (14)} = \text{Massa arus (12)} + \text{Massa arus (13)}$$

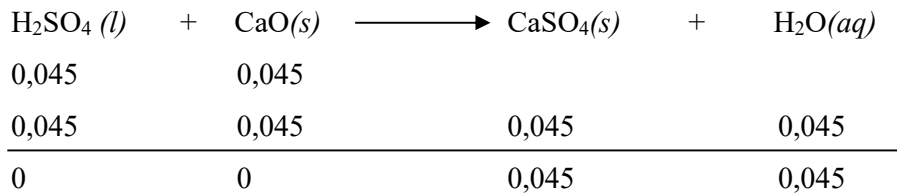
➤ Kebutuhan CaO arus (13)

$$\text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ arus (12)} = 4,45 \text{ kg} / 98,08 \text{ kg/kmol} = 0,045 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan CaO arus (13)} &= (0,045 \text{ kmol} \times 56,08 \text{ kg/kmol}) \\ &= 2,54 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (13)} &= 0,01 \times \{ \text{CaO arus (13)} / 0,99 \} \\ &= 0,01 \times (2,54 \text{ kg} / 0,99) = 0,03 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi :



$$\begin{aligned} \text{CaSO}_4 \text{ yang terbentuk pada arus (14)} &= 0,045 \text{ kmol} \times 136,138 \text{ kg/kmol} \\ &= 6,18 \text{ kg} \end{aligned}$$

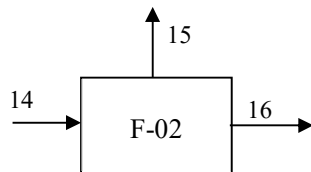
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= 0,045 \text{ kmol} \times 18,015 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,81 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O total arus (14)} &= \text{H}_2\text{O hasil reaksi} + \text{H}_2\text{O arus (12)} + \text{H}_2\text{O arus (13)} \\ &= 0,81 \text{ kg} + 6,59 \text{ kg} + 0,03 \text{ kg} \\ &= 7,43 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)
----------	------------	-------------

	12	13	14
CHCl ₃	806,36		806,36
H ₂ SO ₄	4,45		
CaO		2,54	
CaSO ₄			6,18
H ₂ O	6,59	0,03	7,43
Jumlah	819,97		819,97

9. Neraca Massa di sekitar Filter 2 (F-02)



Tujuan :

- Menghitung cake yang terbentuk pada arus (15)

➤ Neraca massa total :

Massa total arus (14) = Massa total arus (16) + massa total arus (15)

Asumsi :

- CaSO₄ yang terbentuk semuanya padatan
- Air terikut cake sebesar 3 % berat cake

➤ Neraca komponen pada arus (15)

CaSO₄ arus (15) = CaSO₄ arus (14) = 6,18 kg

H₂O arus (15) = 0,03 x CaSO₄ arus (15)
 = 0,03 x 6,18 kg
 = 0,185 kg

- Menghitung laju alir komponen pada arus (16)

$$\begin{aligned} \text{CHCl}_3 \text{ arus (16)} &= \text{CHCl}_3 \text{ arus (14)} \\ &= 806,36 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O arus (12)} &= \text{H}_2\text{O arus (14)} - \text{H}_2\text{O arus (11)} \\ &= 7,43 \text{ kg} - 0,185 \text{ kg} \\ &= 7,245 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input (kg)	Output (kg)	
	14	15	16
CHCl ₃	806,36		806,36
H ₂ O	7,43	0,185	7,245
CaSO ₄	6,18	6,18	
Jumlah	819,97	819,97	

❖ Neraca Massa Overall

Arus	Input (kg)	Output (kg)
1	4930,4	
2	12618	
4	456	
6		552,1
9		15978
10	4,54	
13	2,57	
15		6,4
16		813,6
18		661,5
Jumlah	18011,6	18011,6

❖ **Scale Up**

Dari hasil perhitungan neraca massa diperoleh :

- Produk Chloroform : 806,36 kg
- Kemurnian : 99 %
- Kapasitas produksi tiap jam : $3156,56 \text{ kg} \times 0,99 = 3125 \text{ kg}$

Sehingga setiap arus dikalikan dengan factor koreksi :

$$Z = \frac{3125}{806,36} = 3,88$$

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

• Data Cp Padatan

$$C_p = A + BT + C/T^2 \text{ (Kcal/Kmol.K)}$$

Komponen	A	B	C
CaOCl ₂	19,49	0,003624	-162700
Ca(CH ₃ COO) ₂	23,52	0,004216	-142000
Ca(OH) ₂	21,4		
CaCl ₂	16,9	0,00386	
CaO	10	0,00484	-108000
CaSO ₄	18,52	0,02197	-156800

(Perry's Chemical Engineers' Handbook)

• Data Cp Cairan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \text{ (Kjoule/Kmol.K)}$$

Komponen	A	B	C	D
CH ₃ Cl ₃	28.296	0.65897	-0.0020353	2.59E-06
CH ₃ COCH ₃	46.879	0.627	-0.00208	2.96E-06
H ₂ O	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.35E-07
H ₂ SO ₄	26.004	0.70337	0.0013856	1.03E-06
CaOCl ₂	51.256	0.582	-0.00206	3.40E-08
Ca(CH ₃ COO) ₂	82.249	0.71	-0.0033	2.39E-06
Ca(OH) ₂	86.551	0.65	-0.0246	4.25E-06
CaCl ₂	71.687	0.451	-0.00244	3.62E-08

(Carl L. Yaws-Chemical Properties Handbook)

• Data Cp Gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (Kjoule/Kmol.K)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ Cl ₃	22.487	0.19823	-0.00021676	1.16E-07	-2.46E-11
CH ₃ COCH ₃	35.918	0.093896	0.0001873	-2.16E-07	6.32E-11
H ₂ O	33.933	-0.0084186	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
H ₂ SO ₄	9.486	0.33795	-0.00038078	2.13E-07	-4.69E-11
CaOCl ₂	21.56	0.206508	-0.0004312	2.41E-07	-4.06E-11
Ca(CH ₃ COO) ₂	42.265	0.625084	-0.0020934	1.80E-07	-3.51E-11
Ca(OH) ₂	46.52	0.40073	-0.0010038	1.41E-07	-4.70E-11
CaCl ₂	32.214	0.200904	0.0012624	1.81E-07	-3.96E-11

(Carl L. Yaws-Chemical Properties Handbook)

- **Data ΔH_f dan Berat Molekul (BM)**

Komponen	H _f (kcal/gmol)	BM (g/gmol)
CH ₃ Cl ₃	-28.9	119.37
CH ₃ COCH ₃	-59.32	58.08
H ₂ O	-68.317	18.02
H ₂ SO ₄	-193.69	98.07
CaOCl ₂	-263.63	126.98
Ca(CH ₃ COO) ₂	-356.63	158.17
Ca(OH) ₂	-235.58	74.09
CaCl ₂	-68.32	110.98
CaO	-151.7	56.08
CaSO ₄	-338.73	136.13

(Perry's Chemical Engineers' Handbook)

- **Data Tekanan Uap**

$$\text{Log}_{10} P = A + B/T + C \text{Log}_{10} T + DT + ET^2 \quad (P\text{-mmHg ; T-K})$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₃ COCH ₃	28.5884	-2469	-7.351	2.80E-10	2.70E-06
CH ₃ Cl ₃	56.6178	-3246.2	-18.7	0.00952	1.20E-12
H ₂ O	29.8605	-3152.2	-7.3037	2.40E-09	1.80E-06
Ca(OH) ₂	0.0154	-2598	3.8431	-0.0039	2.20E-06
Ca(CH ₃ COO) ₂	7.2014	-3684	1.8542	-0.0001	3.20E-07
CaCl ₂	2.1059	-3024	3.0436	-2.00E-05	6.20E-08
CaOCl ₂	4.0425	-3482	2.924	-0.002	4.40E-07
H ₂ SO ₄	2.0582	-4192.4	3.2578	-0.0011	5.50E-07

(Carl L. Yaws-Chemical Properties Handbook)

- Data Enthalpy Penguapan

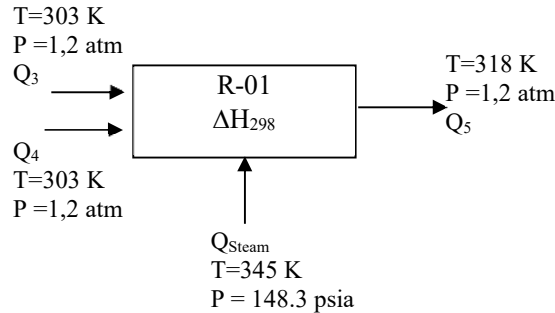
$$H_{\text{vap}} = A \left[\left[1 - \frac{T}{T_c} \right] \right]^n \quad (\text{Kjoule/mol})$$

Komponen	A	T _c (K)	N
CH ₃ Cl ₃	42.953	536.4	0.375
CH ₃ COCH ₃	49.244	508.2	0.481
H ₂ O	52.053	647.13	0.321
H ₂ SO ₄	50.115	925	0.38
CaOCl ₂	61.051	1230.15	0.32
Ca(CH ₃ COO) ₂	76.408	3021.45	0.261
Ca(OH) ₂	62.84	3624.26	0.436
CaCl ₂	64.628	2163.62	0.361

(Carl L. Yaws-Chemical Properties Handbook)

NERACA PANAS TIAP ALAT

6. Neraca Panas di sekitar Reaktor (R-01)



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan Chloroform

Tujuan : a. Menghitung panas yang dilepas untuk mencapai suhu operasi

b. Menghitung kebutuhan steam

c. Menghitung kebutuhan pendingin

a. Mengitung Panas yang dilepas untuk mencapai suhu operasi

- Menghitung kebutuhan panas bleaching liquor (Q₃)

$$Q_3 = m \int C_p.dT \quad T_1 = 303 \text{ K} \quad T_2 = 318 \text{ K}$$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	Q ₃ (kJ)
CaOCl ₂	192.072	515.125	98941.318
H ₂ O	3883.625	1129.705	4387350.800
Total			4486292.118

- Menghitung kebutuhan panas aceton (Q₄)

$$Q_4 = m \int C_p.dT \quad T_1 = 303 \text{ K} \quad T_2 = 318 \text{ K}$$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	Q ₄ (kJ)
CH ₃ COCH ₃	41.992	1944.759	81663.778
H ₂ O	0.680	1378.317	937.674
Total			82601.452

$$H \text{ reaktan total} = Q_3 + Q_4$$

$$= 3235082.472 + 59613.029 = 3294695.501 \text{ kJ}$$

b. Menghitung kebutuhan steam

Sebagai pemanas digunakan saturated steam pada $T = 453 \text{ K}$ dan $P = 148,3 \text{ psia}$

dengan $\lambda = 2010,5014 \text{ kJ/kg}$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= \frac{\Delta Q_{total}}{\lambda_{steam}} \\ &= \frac{4568893.570 \text{ kJ}}{2010,5014 \text{ kJ/kg}} \\ &= 2272.514493 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Menghitung kebutuhan pendingin

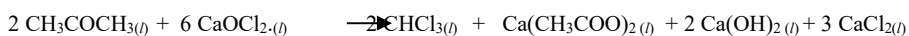
- Menghitung panas produk keluar reaktor (Q_5)

$$Q_5 = m \int C_p \cdot dT \quad T_1 = 303 \text{ K} \quad T_2 = 318 \text{ K}$$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	Q_5 (kJ)
CH_3COCH_3	1,202	1944,759	2337,193
CaOCl_2	51,293	515,125	26422,254
CHCl_3	29,090	424,440	12347,119
$\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$	14,550	841,134	12238,501
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	29,100	321,000	9341,057
CaCl_2	43,655	271,478	11851,385
H_2O	2803,036	1128,869	3164260,273
Total			3238797,783

- Menghitung panas reaksi (ΔQ_r)

Reaksi :



Diketahui :

$$\Delta H_f \text{CH}_3\text{COCH}_3 = -59,32 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CaOCl}_2 = -263,63 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CHCl}_3 = -28,9 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2 = -356,63 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ Ca}(\text{OH})_2 = -235,58 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ CaCl}_2 = -68,32 \text{ Kkal/mol}$$

(Perry's, Tabel : 3-206)

$$\begin{aligned} \Delta H_r_{298} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= \{(68,3174)+(-356,63)+(-235,58)+(-68,32)\} - \{(-59,32) + (-263,63)\} \\ &= -488,76 \text{ Kkal/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Q_r &= \Delta H_r_{298} \times \text{kmol yang terbentuk} \\ &= -488,76 \text{ kkal/mol} \times 29,09 \text{ mol/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kkal} \\ &= -45808,332 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- Neraca panas total :

$$\begin{aligned} Q_3 + Q_4 + Q_r &= Q_5 + Q_{cw} \\ Q_{cw} &= (Q_3 + Q_4 + Q_r) - Q_5 \\ &= [(3235082,472) + (59613,029) + (45808,332)] - [3238797,783] \\ &= 101706,051 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk jacket pendingin pada $T = 303\text{K}$ dan keluar pada $T = 313\text{K}$

$$(\text{Cp } dT)_{\text{air}} = 490,615 \text{ kJ}$$

$$Q_{cw} = m \cdot \text{Cp} \cdot dT$$

$$m = \left(\frac{Q_{cw}}{\text{Cp} \cdot dT} \times \text{BM} \right)$$

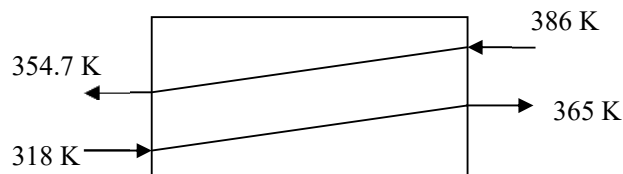
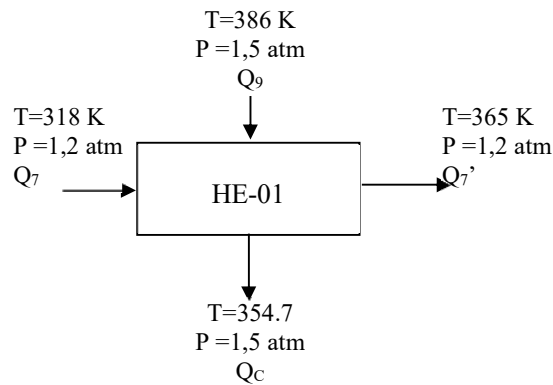
$$= \left(\frac{101706,051}{490,615} \times 18,015 \right)$$

$$= 3741,824 \text{ kg}$$

Neraca panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₃	3235082,472	
Q ₄	59613,029	
Q ₅		3238797,783
Q ₂₉₈	45808,332	
Q _{cw}		101706,051
Total	3340503,833	3340503,833

7. Neraca Panas disekitar HE-01



Profil suhu

Fungsi : Memanaskan campuran choroform yang akan masuk ke menara Distilasi.

Tujuan : Menghitung T out

- a. Menghitung panas yang dibawa produk pada dasar menara dan masuk HE-01

(Q₉) dimana masuk T₁ = 354,7 K keluar pada T₂ = 386 K

Komponen	m (kmol)	∫ Cp dT	H ₉ (kJ)
CaOCl ₂	51,294	827,846	42463,292
CHCl ₃	2,909	10478,178	30478,783
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	3004,732	43718,851
Ca(OH) ₂	0,872	1883,200	1641,764
CaCl ₂	98,882	1883,200	186213,891
H ₂ O	2661,887	6619,963	17621595,948
Jumlah	2830,393		17926112,529

- b. Menghitung panas produk keluar HE-01 (Q₇') yang merupakan umpan masuk pada kolom distilasi D-01.

Dengan mengetahui harga q = 1, maka diketahui umpan masuk pada kondisi cair jenuh

Penentuan karakteristik umpan masuk

Umpan masuk pada P = 1,2 atm & T_F = 379,5 K

Komponen	x _i = x _d	P _i (atm)	K = P _i /P _t	y _i = x _i .K
CH ₃ COCH ₃	0,00041	4,27294	3,56078	0,00146
CaOCl ₂	0,01744	0,0680	0,0567	0,0010
CHCl ₃	0,00989	3,67011	3,05843	0,03025
Ca(CH ₃ COO) ₂	0,00495	0,25327	0,21106	0,00104
Ca(OH) ₂	0,00030	0,10907	0,09089	0,00003
CaCl ₂	0,01484	0,12827	0,10689	0,00159
H ₂ O	0,95217	1,24435	1,03696	0,98736
Jumlah	1,00000			0,98897

Produk keluar HE pada T = 379,5 K T_{ref} = 298 K

Komponen	m (kmol)	∫ Cp dT	Q ₇ ' (kJ)
----------	----------	---------	-----------------------

CH ₃ COCH ₃	1,202	11097,620	13337,016
CaOCl ₂	51,294	995,996	51088,301
CHCl ₃	29,090	2975,030	280818,408
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	1744,100	43286,688
Ca(OH) ₂	0,872	1483,917	1520,497
CaCl ₂	43,656	1483,917	64781,832
H ₂ O	2800,233	6127,926	17159621,075
Total			17614453,811

- Menghitung Q_c

Neraca panas total :

$$Q_7 + Q_9 = Q_7' + Q_c$$

$$Q_c = (323879,783 + 17926112,529) - 17614453,811$$

$$= 3550456,500 \text{ kJ}$$

Dengan trial didapat T_c = 339,4 K

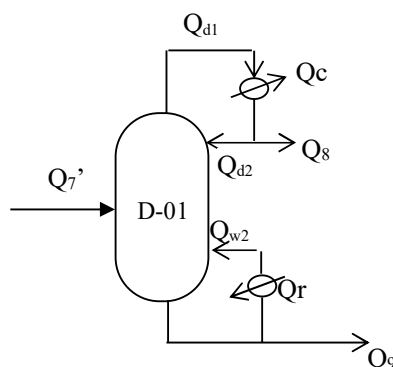
Komponen	m (kmol)	$\dot{O} C_p dT$	Q _c (kJ)
CaOCl ₂	51,294	1172,347	60134,000
CHCl ₃	2,909	4762,035	13851,743
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	2093,516	30460,654
Ca(OH) ₂	0,872	5491,191	4787,192
CaCl ₂	98,882	750,631	74223,660
H ₂ O	2661,887	1264,892	3366999,855
Jumlah	2830,393		3550457,104

Neraca panas di Heat Exchanger 01 (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
----------	----------------	-----------------

$Q_5 = Q_7$	3238797,783	
Q_7'		17614453,811
Q_9	17926112,529	
Q_c		3550456,500
Total	21164910,311	21164910,311

4. Neraca panas di sekitar Menara Destilasi 1 (D-01)



Fungsi : Memisahkan chloroform dari senyawa-senyawa turunan Calsium.

- Tujuan :
- Menghitung panas yang dilepas pada kondensor (Q_{d1})
 - Menghitung kebutuhan pendingin di kondensor
 - Menghitung panas yang dibutuhkan reboiler
 - Menghitung kebutuhan steam pemanas pada reboiler.

- Menghitung panas yang dilepas pada kondensor (Q_{d1})

- Neraca bahan total :

$$F = D + W$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + W \cdot X_w$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + (F - D) \cdot X_w$$

Neraca panas disekitar kondensor :

$$Q_{d1} = m \cdot \int C_p \cdot dT + m \cdot H_v$$

$$Q_{d1} = Q_{d2} + Q_8 + Q_c$$

Neraca panas disekitar menara distilasi :

$$Q_7' + Q_r = Q_8 + Q_9 + Q_c$$

Distribusi komposisi distilat dan residu disajikan dalam tabel berikut :

Komponen	Feed		Destilat		Residu	
	M (kmol)	X _F	m (kmol)	X _D	m (kmol)	X _W
CH ₃ COCH ₃	1,202	0,00041	1,202	0,00718	-	-
CaOCl ₂	51,294	0,01744	-	-	51,294	0,01849
CHCl ₃	29,090	0,00989	26,182	0,15641	2,909	0,00105
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	0,00495	-	-	14,550	0,00525
Ca(OH) ₂	0,872	0,00030	-	-	0,872	0,00031
CaCl ₂	43,656	0,01484	-	-	43,656	0,01574
H ₂ O	2800,233	0,95217	140,011	0,83642	2660,222	0,95916
Total	2940,897		167,394		2773,502	

Penentuan komposisi pada Destilat dan Residu yaitu dengan meninjau tekanan uap murni masing-masing komponen pada temperatur yang sama.

- Menentukan Dew Point Puncak Menara

Trial dew point pada P = 1 atm dan T = 96,9°C

Komponen	y _i = x _d	P _i (atm)	K = P _i /P _t	x _i = y _i / K
CH ₃ COCH ₃	0,00718	3,34301	3,34301	0,00215
CHCl ₃	0,15641	2,87912	2,87912	0,05432
H ₂ O	0,83641	0,88621	0,88621	0,94381
Jumlah	1			1,00028

Karena $\sum x_i = 1$, maka trial benar.

- Menentukan Buble Point

Trial buble point pada P = 1,1 atm dan T = 94,5 °C

Komponen	$x_i = x_d$	P_i (atm)	$K = P_i/P_t$	$y_i = x_i \cdot K$
CH ₃ COCH ₃	0,00718	3,13808	2,85280	0,02048
CHCl ₃	0,15641	2,68650	2,44227	0,38199
H ₂ O	0,83641	0,81131	0,73755	0,61690
Jumlah	1			1,01939

Karena $\sum y_i = 1$, maka trial benar.

- Menentukan Buble Point Dasar Menara

Trial buble point pada $P = 1,5$ atm & $T = 113$ °C

Komponen	$X_i = x_w$	P_i (atm)	$K = P_i/P_t$	$y_i = x_i \cdot K$
CHCl ₃	0,00105	3,34301	2,22867	0,00234
H ₂ O	0,95916	1,54846	1,03231	0,99015
Ca(CH ₃ COO) ₂	0,00525	0,38166	0,25444	0,00133
Ca(OH) ₂	0,00031	0,14687	0,09791	0,00003
CaCl ₂	0,01574	0,18405	0,12270	0,00193
CaOCl ₂	0,01849	0,09947	0,06631	0,00123
Jumlah	1			0,99701

Karena $\sum y_i = 1$, maka trial benar

- Menentukan konstanta underwood (θ)

Rumus persamaan Underwood :

$$1 - q = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_F \quad ; \quad q = 1, \text{ maka}$$

$$1 - 1 = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_F \quad \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_F = 0$$

$$\theta \text{ trial} = 0,1811635 \quad P_t = 1,2 \text{ atm} \quad T_F = 379,5 \text{ K}$$

Komponen	M, kmol	$X_i = X_F$	P_i	K_F	α_i	$\alpha_i \cdot X_F / (\alpha_i - \theta)_F$
CH ₃ COCH ₃	1,202	0,00041	4,22016	3,83651	3,45021	0,000

CH ₃ Cl ₃	29,090	0,00989	3,62528	3,29571	2,96386	0,011
H ₂ O	2800,233	0,95217	1,22316	1,11196	1,00000	1,163
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	0,00495	0,22064	0,20058	0,18039	-1,147
Ca(OH) ₂	0,872	0,00030	0,10656	0,09583	0,08618	0,000
CaCl ₂	43,656	0,01484	0,12470	0,11336	0,10195	-0,019
CaOCl ₂	51,294	0,01744	0,06599	0,05999	0,05395	-0,007
Jumlah	2940,897					0,000

$$\sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_F = 0, \text{ maka trial dianggap benar}$$

- Penentuan harga R_{min}

$$R_{\min} + 1 = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta} \right)_D$$

$$T_{\text{puncak}} = 369,5 \text{ K} ; P_{\text{puncak}} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	m, kmol	X _i = X _D	P _i	K _F	α _i	α _i · X _D / (α _i - θ) _D
CH ₃ COCH ₃	1,202	0,00718	4,27294	4,27294	2,75947	0,00768
CH ₃ Cl ₃	26,182	0,15641	2,87912	2,87912	1,85934	0,17329
H ₂ O	140,011	0,83641	1,54846	1,54846	1,00000	1,02147
Jumlah	167,394					1,20244

$$R_{\min} + 1 = 1,20244$$

$$R_{\min} = 0,20244$$

Untuk pendingin jenis air, maka harga R/R_{min} = 1,2 – 1,3

Diambil R/R_{min} = 1,25

$$R = 1,25 \times R_{\min}$$

$$= 1,25 \times 0,20264 = 0,25305$$

$$L = R \times D = 0,25330 \times 167,394 = 42,359 \text{ kmol}$$

$$V = L + D = 42,359 + 167,394 = 209,754 \text{ kmol}$$

- Menghitung panas yang dibawa uap masuk kondensor (H_{d1})

$$H_{d1} = m \cdot \int C_p dT + m \cdot H_v ; T = 369,89 \text{ K} \quad T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	y_i	$\int C_p dT$	Q_v	Q_{d1}
CH ₃ COCH ₃	1,506	0,00718	9699,258	27724,030	56355,949
CHCl ₃	32,807	0,15641	8451,413	26368,740	1142340,875
H ₂ O	175,441	0,83641	5402,697	39670,730	7907734,457
Jumlah	209,754				9106431,282

- Menghitung panas yang dibawa refluks (Q_{d2})

$$Q_{d2} = m \cdot \int C_p dT ; T = 379,5 \text{ K} \quad T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	x_i	$\int C_p dT$	Q_{d2}
CH ₃ COCH ₃	0,304	0,00718	2975,030	904,752
CHCl ₃	6,625	0,15641	1329,255	8806,712
H ₂ O	35,430	0,83641	6127,926	217112,778
Jumlah	42,359			226824,242

- Menghitung panas yang dibawa destilat (Q_8)

$$Q_8 = m \cdot \int C_p dT ; T = 3379,5 \text{ K} \quad T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	y_i	$\int C_p dT$	Q_8
CH ₃ COCH ₃	1,202	0,00718	11097,620	13337,016
CHCl ₃	26,182	0,15641	96053,309	252738,986
H ₂ O	140,011	0,83641	6127,926	857977,652
Jumlah	167,394			11240533,654

- Menghitung panas kondensor (Q_c)

$$Q_c = Q_{d1} - (Q_{d2} + Q_8)$$

$$= 9106431,282 - (226824,242 + 11240533,654)$$

$$= 775555,386 \text{ kJ}$$

b. Menghitung kebutuhan pendingin di kondensor

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada $T_1 = 303 \text{ K}$ dan keluar pada $T_2 = 313 \text{ K}$

$$C_{\text{pair } dT} = 1832,52 \text{ kJ}$$

$$Q_c = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$m = \left(\frac{Q_c}{C_p \cdot dT} \times BM \right)$$

$$= \left(\frac{16863709,629}{1832,52} \times 18,015 \right)$$

$$= 101533,2 \text{ kg}$$

c. Menghitung panas yang dibutuhkan reboiler (Q_r)

- Menghitung panas yang dibawa produk pada dasar menara (Q_9)

$$T_{\text{dasar}} = 386 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q_9 (kJ)
CaOCl ₂	51,294	827,846	42463,292
CHCl ₃	2,909	10478,178	30478,783
Ca(CH ₃ COO) ₂	14,550	3004,732	43718,851
Ca(OH) ₂	0,872	1883,200	1641,764
CaCl ₂	98,882	1883,200	186213,891
H ₂ O	2661,887	6619,963	17621595,948
Jumlah	2830,393		17926112,529

- Menghitung panas yang dibutuhkan rebiler

Sesuai dengan neraca panas yang ada disekitar menara :

$$Q_r = (Q_8 + Q_9 + Q_c) - Q_7'$$

$$\begin{aligned} Q_r &= (11240533,654 + 17926112,529 + 775555,386) - 17614453,811 \\ &= 9191265,757 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Kebutuhan steam yang digunakan saturated steam pada $T = 453 \text{ K}$ dan $P = 148,3$

psia dengan $\lambda = 2010,5014 \text{ kJ/kg}$

$$Q_s = m \cdot \lambda$$

$$m = Q_s / \lambda$$

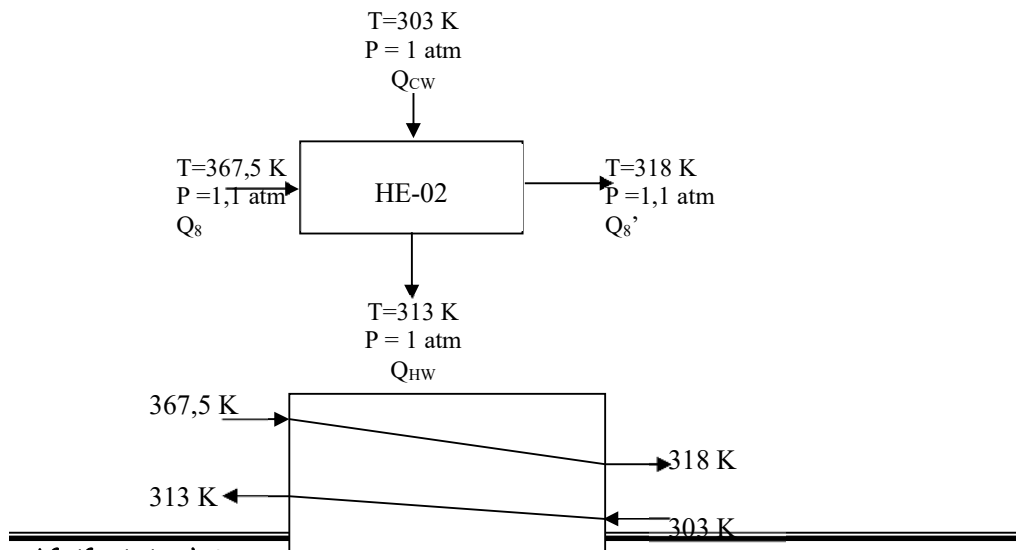
$$= 9191265,757 \text{ kJ} / 2010,5014 \text{ kJ/kg}$$

$$= 4571,629 \text{ kg}$$

Neraca panas di Destilasi 01 (D-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_7'	17614453,811	
Q_8		1124053,654
Q_9		17926112,529
Q_r	9191265,757	
Q_c		775555,386
Total	26805719,569	26805719,569

5. Neraca panas disekitar HE-02



Profil suhu

Fungsi : Mendinginkan produk destilat.

Tujuan : Menghitung kebutuhan kebutuhan pendingin

a. Panas produk masuk HE-02 (Q_8)

$$Q_8 = 11240533,654 \text{ kJ}$$

b. Panas produk keluar HE-02 (Q_8')

Produk keluar HE pada $T = 318 \text{ K}$ $T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	Q_8' (kJ)
CH ₃ COCH ₃	1,202	2583,707	3105,074
CHCl ₃	53,869	2268,642	122209,050
H ₂ O	43,428	1506,130	65408,245
Total			190722,369

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada $T_1 = 298 \text{ K}$ dan keluar pada $T_2 = 318 \text{ K}$

$$C_{p_{\text{air}}} \cdot dT = 918,46 \text{ KJ}$$

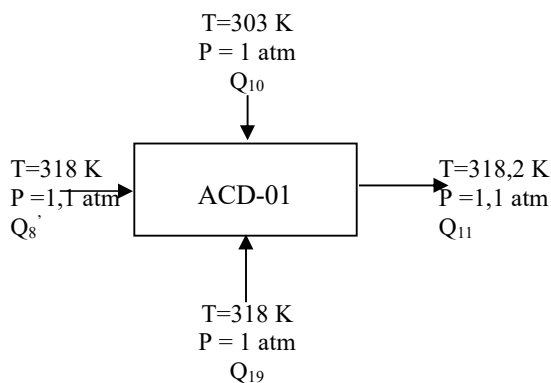
$$Q_{\text{HW}} - Q_{\text{CW}} = Q_8 - Q_8'$$

$$Q_{\text{HW}} - Q_{\text{CW}} = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned}
 m &= \left(\frac{Q_8 - Q_8'}{C_p \cdot dT} \times BM \right) \\
 &= \left(\frac{933331,285}{918,46} \times 18,015 \right) \\
 &= 381444,7 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca panas di Heat Exchanger 02 (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_8	1124053,654	
Q_8'		190722,369
Q_{cw}		933331,285
Total	1124053,654	1124053,654

6. Neraca panas di sekitar Acidifier (ACD-01)

Fungsi : Mencampur crude chloroform dengan asam sulfat untuk menyerap air

Tujuan : Menghitung panas keluar mixer

Neraca panas total :

$$Q_{11} = Q_8' + Q_{19}' + Q_{10} + Q_{pel}$$

a. Panas yang dibawa produk atas destilasi (Q_8')

$$Q_8' = 190722,369 \text{ kJ}$$

b. Panas asam sulfat make-up (Q_{10})

$$Q_{10} = 0 \text{ kJ}$$

c. Panas asam sulfat recycle (Q_{19}')

Asam sulfat recycle masuk pada $T = 318\text{ K}$ $T_{\text{ref}} = 298\text{ K}$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q_{19}'
CH_3COCH_3	0,007	1944,759	13,394
H_2O	1,898	1128,869	2143,065
H_2SO_4	17,410	6134,845	106809,347
Total			108965,805

d. Panas pelarutan asam sulfat (Q_{pel})

Panas pelarutan = $756,9734\text{ kJ/kmol}$ (Perry's Chemical Engineers' Handbook)

Jumlah mol asam sulfat (n) = $35,13\text{ kmol}$

$$\begin{aligned} (Q_{\text{pel}}) &= 756,9734\text{ kJ/kmol} \times 35,13\text{ kmol} \\ &= 26593,63\text{ kJ} \end{aligned}$$

e. Menghitung panas keluar acidifier (Q_{11})

$$\begin{aligned} Q_{11} &= Q_8' + Q_{19}' + Q_{10} + Q_{\text{pel}} \\ &= 190722,369 + 108965,805 + 0 + 26592,476 \\ &= 326280,649\text{ KJ} \end{aligned}$$

f. Menghitung suhu keluar acidifier

T ditrial sampai diperoleh $Q_{11} = Q_{17} = 326280,649\text{ kJ}$

$T(\text{trial}) = 318,6\text{ K}$ $T_{\text{ref}} = 298\text{ K}$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	$Q_{11}(\text{kJ})$
CH_3Cl_3	26,182	1885,793	49373,065
CH_3COCH_3	1,209	2149,280	2597,786

H ₂ O	141,926	1245,922	176828,999
H ₂ SO ₄	14,434	6796,264	98099,379
Total			326280,649 9

Karena $Q_{11} = Q_{17}$, maka trial dinyatakan benar.

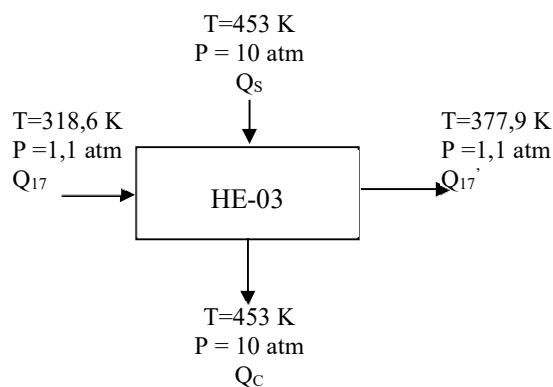
Neraca panas di Acidifier (ACD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _{8'}	190722,369	
Q ₁₀	0,00	
Q _{19'}	108965,805	
Q _{pelarutan}	26592,476	
Q ₁₁		326280,649
Total	326280,649	326280,649

7. Neraca panas disekitar HE-03

Fungsi : Memanaskan campuran asam sulfat yang akan masuk ke menara destilasi-02

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pemanas



- Panas masuk HE-03 ($Q_{11} = Q_{17}$)

$$Q_{11} = Q_{17} = 326280,649 \text{ kJ}$$

- Panas produk keluar HE-03 (Q_{17}')

Dengan mengetahui harga q , maka diketahui bahwa umpan masuk pada kondisi cair jenuh ($Q = 1$)

Ditentukan oleh karakteristik umpan masuk kolom stripper (ST-01)

Kondisi operasi umpan masuk kolom stripper $P = 1,2 \text{ atm}$ & $T = 104,9^\circ\text{C}$

Komponen	$x_i = x_d$	P_i	$K = P_i/P_t$	$y_i = x_i \cdot K$
CH_3COCH_3	0,00757	4,10579	3,42150	0,02590
H_2SO_4	0,88301	1,17759	0,98133	0,86652
H_2O	0,10942	1,17759	0,98133	0,10738
Jumlah	1			0,99980

Produk keluar HE pada $T = 377,9 \text{ K}$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	$Q_{17}'(\text{kJ})$
CH_3COCH_3	1,209	10862,766	13129,583
H_2O	140,505	6007,009	844,15,636
H_2SO_4	17,410	37007,273	644306,881
Total			1501452,100

- Kebutuhan steam (m_{steam})

Neraca panas total :

$$Q_s - Q_c = Q_{17}' - Q_{17}$$

$$m \cdot \lambda = Q_{17}' - Q_{17}$$

$$m = (Q_{17}' - Q_{17}) / \lambda$$

Sebagai pemanas digunakan saturated steam pada $T = 453 \text{ K}$, dan $P = 148,3 \text{ psia}$

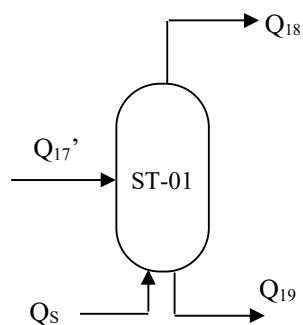
dengan $\lambda = 2010,5 \text{ kJ/kg}$, maka :

$$\begin{aligned}
 m &= (H_{17}' - H_{17}) / \lambda \\
 &= \frac{1175171,451 \text{ kJ}}{2010,5 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 572,552 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca panas di Heat Exchanger 03 (HE-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₇	326280,649	
Q _{17'}		1501452,100
Q _s	1175171,451	
Total	1501452,100	1501452,100

8. Neraca panas di sekitar Menara Stripper (ST-01)



Fungsi : memisahkan chloroform dari senyawa-senyawa turunan Calcium.

Tujuan : mengetahui kondisi puncak dan dasar menara

- Neraca bahan total :

$$F = D + W$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + W \cdot X_w$$

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + (F - D) \cdot X_w$$

Neraca panas disekitar menara stripper :

$$Q_{17} + Q_S = Q_{18} + Q_{19}$$

Distribusi komposisi distilat dan residu disajikan dalam tabel berikut :

Komponen	Feed		Destilat		Residu	
	m (kmol)	X_F	m (kmol)	X_D	m (kmol)	X_w
CH ₃ COCH ₃	1,205	0,00757	1,202	0,00860	0,007	0,00036
H ₂ O	140,505	0,88301	138,607	0,99140	1,898	0,09828
H ₂ SO ₄	17,410	0,10942			17,410	0,90136
Total	159,121		139,809		19,316	

Penentuan komposisi pada Destilat dan Residu yaitu dengan meninjau tekanan uap murni masing-masing komponen pada temperatur yang sama.

- Penentuan kondisi operasi beserta distribusi komposisi seimbangya pada puncak menara

Kondisi puncak pada $P = 1,1$ atm dan $T = 102,8$ °C

Komponen	$y_i = x_d$	P_i	$K = P_i/P_t$	$x_i = y_i / K$
CH ₃ COCH ₃	0,00860	3,89408	3,54007	0,00243
H ₂ O	0,99140	1,09448	0,99499	0,99640
Jumlah	1			0,99883

Karena $\sum x_i = 1$, maka trial benar.

- Penentuan kondisi operasi beserta distribusi komposisi seimbangya pada dasar menara.

Kondisi dasar pada $P = 1,5$ atm & $T = 199$ °C

Komponen	$x_i = x_w$	P_i	$K = P_i/P_t$	$y_i = x_i \cdot K$
CH ₃ COCH ₃	0,00036	26,42552	17,61701	0,00628
H ₂ O	0,09828	14,88123	9,92082	0,97506

H ₂ SO ₄	0,90136	0,04071	0,02714	0,02446
Jumlah	1			1,00580

Karena $\sum y_i = 1$, maka trial benar

- Menghitung panas yang terkandung dalam destilat (Q_{18})

$$Q_{18} = m \cdot \int C_p dT \quad ; \quad T = 375,8 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q_{18} (kJ)
CH ₃ COCH ₃	1,202	10555,774	12685,831
H ₂ O	138,607	5848,416	810629,699
Jumlah	139,809		823315,529

- Menghitung panas yang terkandung dalam residu (Q_{19})

$$Q_{19} = m \cdot \int C_p dT \quad ; \quad T = 472 \text{ K}$$

Komponen	M (kmol)	$\int C_p dT$	Q_{19} (kJ)
CH ₃ COCH ₃	0,007	26493,414	182,462
H ₂ O	1,898	13360,709	25364,211
H ₂ SO ₄	17,410	98781,524	1719813,728
Jumlah	19,316		1745360,401

- Menghitung panas yang dibutuhkan menara stripper (Q_s)

$$Q_s = (Q_{18} + Q_{19}) - Q_{17}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} Q_s &= (654240,4 + 1745360,401) - 1501452,100 \\ &= 1067223,830 \text{ kJ} \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan steam pemanas pada menara stripper

Sebagai tenaga pemisah digunakan superheated steam yang masuk pada dasar kolom $T_1=225^{\circ}\text{C}$ untuk mencapai kondisi puncak 150°C pada $P = 1,5 \text{ atm}$.

$$C_{\text{pair dT}} = 2433,20$$

$$Q_s = m \cdot C_{\text{pair dT}}$$

$$m = Q_s / C_{\text{pair dT}}$$

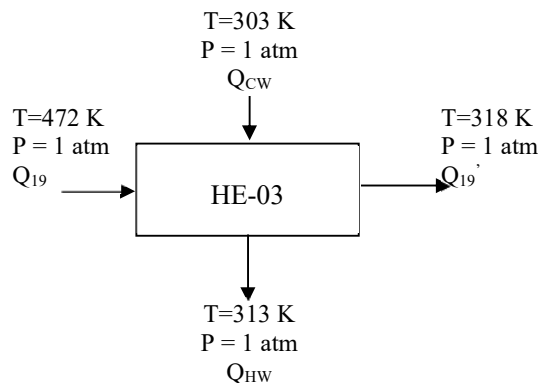
$$= 1067223,830 \text{ kJ} / 2433,20 \text{ KJ/Kg}$$

$$= 438,6 \text{ kg}$$

Neraca panas di Stripper - 01 (ST-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q_{17}'	1501452,100	
Q_{18}		823315,529
Q_{19}		1745360,401
Q_s	1067223,830	
Total	2568675,930	2568675,930

9. Neraca panas disekitar HE-04



Fungsi : Mendinginkan produk destilat dari menara D-02.

Tujuan : Menghitung kebutuhan kebutuhan pendingin

a. Panas produk masuk HE-02 (Q_{19})

$$Q_{19} = 1745360,401 \text{ Kj}$$

b. Panas produk keluar HE-02 (Q_{19}')

Produk keluar HE pada $T = 318 \text{ K}$; $T_{ref} = 298 \text{ K}$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q_{19}'
CH_3COCH_3	0,007	1944,759	13,394
H_2O	140,505	1128,869	158611,862
H_2SO_4	17,410	6134,845	106809,347
Total			265434,602

c. Menghitung kebutuhan air pendingin

Sebagai pendingin digunakan air yang masuk pada $T_1 = 303 \text{ K}$ dan keluar pada $T_2 = 313 \text{ K}$

$$C_{p\text{air } dT} = 918,463 \text{ kJ}$$

$$Q_{cw} = m \cdot C_p \cdot dT$$

$$m = \left(\frac{Q_{cw}}{C_p \cdot dT} \times BM \right)$$

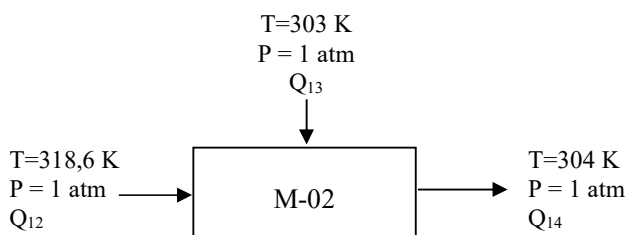
$$= \left(\frac{1479925,799}{918,463343} \times 18,015 \right)$$

$$= 29027,747 \text{ kg}$$

Neraca panas di Heat Exchanger 04 (HE-04)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₉	1745360,401	
Q _{19'}		265434,602
Q _{cw}		1479925,799
Total	1745360,401	1745360,401

10. Neraca panas di sekitar Mixer 2 (M-02)



Fungsi : Menetralkan asam sulfat yang terikat produk dengan CaO (lime).

Tujuan : Menghitung temperatur yang keluar dari mixer.

Neraca Panas Total :

$$Q_{14} = Q_{12} + Q_{13} - Q_r$$

- a. Panas dari produk atas decanter (Q₁₂)

Produk keluar pada $T_{11} = T_{12} = 318,6 \text{ K}$

$$Q_{12} = 300451,483 \text{ KJ}$$

- b. Panas yang dibawa CaO (lime) (Q₁₃) pada suhu $T = 303 \text{ K}$

$$Q_{13} = 0 \text{ kJ}$$

Panas reaksi (Q_r)



$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^\circ &= (\Delta H_f \text{H}_2\text{O} + \Delta H_f \text{CaSO}_4) - (\Delta H_f \text{H}_2\text{SO}_4 + \Delta H_f \text{CaO}) \\ &= ((-68,317) + (-338,73)) - ((-193) + (-151)) \end{aligned}$$

$$= -61,6574 \text{ kcal/mol}$$

$$\Delta Q_r = \Delta H_{298}^\circ \times \text{kmol yang terbentuk}$$

$$\Delta Q_r = -61,6574 \text{ kcal/mol} \times 4,184 \text{ J/kcal}$$

$$= -257,975 \text{ kJ/kmol}$$

$$n(\text{mol}) = 0,176 \text{ kmol}$$

$$Q_r = 0,176 \times -257,975$$

$$= -45,403 \text{ kJ}$$

c. Panas keluar mixer -02 (Q_{14})

$$Q_{14} = Q_{12} + Q_{13} - Q_r$$

$$= (300451,483 + 0) - (-45,403)$$

$$= 300496,886 \text{ kJ}$$

d. Menentukan suhu keluar mixer

$$T(\text{trial}) = 310 \text{ K} \quad T_1 = 303 \text{ K}$$

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q_{14} (kJ)
CHCl ₃	26,182	792,493	20748,739
H ₂ O	1,599	527,287	842,957
CaSO ₄	0,176	158066,451	278905,191
Total			300496,886

Karena $Q_{14}(\text{trial}) \approx Q_{14} \text{ aktual}$, maka trial dinyatakan benar.

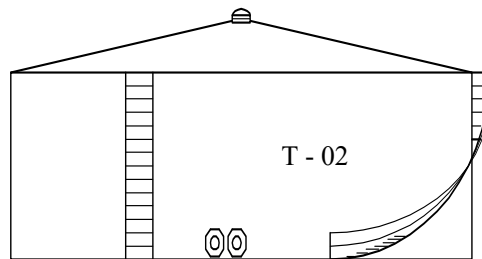
Neraca panas di Mixer 02 (M-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q ₁₂	300451,48	
Q ₁₃	0	
Q _r	45,40	
Q ₁₄		300496,886
Total	300496,89	300496,8859

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Aceton



Kode : T - 02

Fungsi : Menyimpan bahan baku aceton dalam bentuk cair

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
b. Menentukan bahan konstruksi tangki
c. Menentukan kapasitas tangki
d. Menentukan diameter tangki
e. Menentukan tebal shell dan dimensi course
f. menghitung tinggi dan tebal head
g. menentukan nozzle pengisian

a. Menentukan tipe tangki

Dalam perancangan ini dipilih tangki silinder tegak (*vertikal*) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berebentuk kerucut (*conical*) dengan pertimbangan :

- Kondisi operasi tangki pada tekanan atmosferik dan temperatur 30 °C
- Konstruksi yang sederhana sehingga lebih ekonomis
- Bahan baku dalam bentuk cair (Brownell, hal. 3)

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Dipilih bahan Carbon Steel jenis SA-283 grade C dengan pertimbangan :

- Penyimpanan bahan baku pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm
- Memiliki allowable stress yang cukup besar

- Tahan terhadap korosi
- Harganya relatif murah
- Baik untuk menyimpan aceton

(Peters, hal 440)

c. Menentukan kapasitas tangki

- Menentukan density campuran aceton-air

Kondisi : P = 1 atm

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho_{\text{acetone}} = 0,79 \text{ g/ml} ; \rho_{\text{air}} = 0,9956 \text{ g/ml}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= (0,995 \times 0,79) + (0,005 \times 0,9956) \\ &= 0,791 \text{ g/ml} \\ &= 49,383 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan aceton

$$\text{Kebutuhan aceton} = 2,438.9 \text{ kg/jam}$$

Tangki direncanakan dapat menyimpan aceton selama 15 hari.

$$\text{Kebutuhan aceton} = 1768,9 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 15 \text{ hari}$$

$$= 877,996.4 \text{ kg} \times 2,205 \text{ lb/kg}$$

$$= 1935650.786 \text{ lb}$$

- Menghitung kapasitas tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{massa aceton}}{\rho_{\text{camp}}}$$

$$= \frac{877996.4 \text{ kg}}{791.0280 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1109.9436 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20 %, maka volume tangki menjadi:

$$V = 1,1 \times 1109.9436 \text{ m}^3$$

$$= 1331.9323 \text{ m}^3 = 47036.7483 \text{ ft}^3$$

Direncanakan aceton disimpan dalam 2 tangki, maka kapasitas tiap tangki:

$$V = \frac{31258,5 \text{ ft}^3}{2} = 15629,3 \text{ ft}^3$$

$$= 2783,118 \text{ bbl}$$

- Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki

Berdasarkan persamaan 3-12 (Brownell & Young, 1959) untuk tangki tertutup didapat harga perbandingan $D/H = 8/3$ ($D = \text{diameter}$, $H = \text{tinggi}$).

$$V_t = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$1,331.932 = \frac{1}{4} \times \pi \times (8/3 H)^2 \times H$$

$$H = 8.600 \text{ m}$$

$$28.214 \text{ ft}$$

$$D = 22.932 \text{ m}$$

$$75.236 \text{ ft}$$

$$902.837 \text{ in}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan adalah :

$$H = 32.000 \text{ ft}$$

$$D = 80.000 \text{ ft}$$

(Brownell & Young, Appendix E, item 3, 1959 : 348)

Tangki dengan ukuran tersebut mempunyai kapasitas maksimum

$$28650 \text{ bbl} = 4,555.317 \text{ m}^3$$

sementara kapasitas rancangan adalah

$$7617,7633 \text{ bbl} = 1,331.932 \text{ m}^3,$$

sehingga tangki yang dibutuhkan 1 buah dengan 4 course.

$$\text{Jumlah course} = 4.000 \text{ course}$$

$$\text{Butt-welded courses} = 96.000 \text{ in}$$

$$8.000 \text{ ft}$$

$$\% \text{ excess volume} = 29\%$$

- Menentukan Jumlah Plate dan Tebal Shell tiap Plate ikut s1

Direncanakan menggunakan lebar plate komersial 8 ft sehingga untuk tinggi 24 ft dipakai plate dengan ketebalan berbeda dan tipe pengelasan double-welded butt

joint, dikarenakan jenis pengelasan ini kuat dan tidak memiliki keterbatasan. Bahan yang dipilih adalah carbon steel jenis SA-283 dengan karakteristik sebagai berikut:

Stress (t) = 21000 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 85% (Brownel and Young, 1959, Tabel 13.2)

Faktor korosi (c) = 0.125 in (peters and timmerhaus, 1991)

f = 12,650.000 lb/in² (Brownel and Young, 1959, Tabel item 4:344)

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times D}{2 \times f \times E} + c$$

(Brownell and Young, 1959, Pers 3.18)

dimana :

t = tebal shell (in)

ρ = densitas cairan (lb/in³)

H = tinggi course (in)

D = inside diameter (in)

f = tegangan kerja (working stress) yang diijinkan (psi)

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi

Sedangkan panjang plate dihitung menggunakan persamaan :

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12n}$$

dimana :

weld length = jumlah plate x allowable welded joint

n = jumlah plate

Course 1 :

H1 = 32.000 ft

$$D = 80.000 \text{ ft}$$

$$t1 = 0.600 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young, 1959, Item 4 hal. 348:

$$t1 = 0.750 \text{ in} \quad \text{brownel hal.87}$$

$$L = \begin{array}{ll} 25.135 \text{ ft} & 25.135 \text{ ft} \\ 301.625 & \text{in} \end{array}$$

Course 2:

$$H2 = H1 - 8 = 24.000 \text{ ft}$$

$$D = 80.000 \text{ ft}$$

$$t2 = 0.337 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young, 1959, Item 4 hal. 348:

$$t2 = 0.375 \text{ in} \quad \text{brownel hal.87}$$

$$L = \begin{array}{ll} 25.129 \text{ ft} & 25.129 \text{ ft} \\ 301.543 & \text{in} \end{array}$$

Course 3:

$$H2 = H1 - 8 = 16.000 \text{ ft}$$

$$D = 80.000 \text{ ft}$$

$$t3 = 0.263 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young, 1959, Item 4 hal. 348:

$$t3 = 0.313 \text{ in}$$

$$L = \begin{array}{ll} 25.127 \text{ ft} & 25.127 \text{ ft} \\ 301.519 & \text{in} \end{array}$$

Course 4:

$$H2 = H1 - 8 = 8.000 \text{ ft}$$

$$D = 80.000 \text{ ft}$$

$$t4 = 0.125 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell and Young, 1959, Item 4 hal. 348:

$$t4 = 0.188 \text{ in}$$

$$L = \begin{array}{ll} 25.123 \text{ ft} & 25.123 \text{ ft} \\ 301.476 & \text{in} \end{array}$$

- Menentukan Tinggi Head Tangki sampe sini

Jenis : conical roof head

Bahan : Stainless Steel Type 304

Digunakan pers. 4.6 (Brownell & Young, 1959)

Dimana t_a = tebal atap standar, maka:

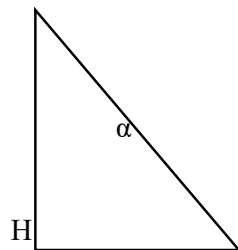
$$\sin \theta = \frac{80}{430 \times \frac{3}{4}} = 0.248$$

$$\sin \theta = 0.248$$

$$\theta = 14.363 \text{ derajat}$$

Sehingga tinggi head tangki dapat ditentukan sebagai berikut:

Course	Panjang shell (ft)	Lebar plate (ft)	Tebal shell (in)	Tebal shell (in) perhitungan
1	25.135	efisiensi pengelasan	0.750	0.600
2	25.129	efisiensi pengelasan	0.375	0.337
3	25.127	efisiensi pengelasan	0.313	0.263
4	25.123	efisiensi pengelasan	0.188	0.125



θ

$$\alpha = 90 - \theta$$

$$\alpha = 75.637$$

$$\tan \alpha = D/2H$$

$$\tan \alpha = 3.905$$

$$H = 10.243 \text{ ft}$$

- Menentukan Tebal Head Tangki

Persamaan untuk menghitung tebal head:

$$t = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)}$$

(Brownell and Young, 1959, Pers 6.154)

Tekanan penyimpanan = 1 atm = 14,7 psi dan diambil faktor keamanan 10 %, maka:

$$P = 16.170 \text{ psi}$$

$$t = 2.913 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell and Young, 1977, p.88, dapat diketahui tebal head standar adalah :

$$t = 3.000 \text{ in} \quad \text{sudah dicocokkan di brownel hal. 88}$$

- Menentukan diameter pipa pengisian dan pengeluaran

Untuk pipa pengisian digunakan persamaan :

$$Di_{opt} = 3,9 (Q_f)^{0,45} \cdot (\rho)^{0,13}$$

(Peters & Timmerhaus, 4thed, pers.11-45,1991 : 365)

dimana :

qf laju alir campuran (ft³/s)

ρ densitas campuran (lb/ft³)

Direncanakan waktu pengisian selama 12 jam :

$$qf = \frac{Vt}{12 \text{ jam} \times \frac{3600 \text{ detik}}{1 \text{ jam}}}$$

qf 1.089 ft³/s
ρ 49.382 lb/ft³
Di opt. = 6.728 in

Digunakan pipa standar:

Di nominal 8.000 in
Schedule number 40.000
OD 8.625 in
ID 7.081 in
Flow area per pipe 50.000 in²

(Brownell and Young, 1959, Appendix K item 2, hal.: 389)

Sedangkan untuk pipa pengeluaran:

qf 0.030 ft³/s
Di opt. = 1.341 in

Digunakan pipa standar:

D nominal 1.500 in
Schedule number 40.000
OD 1.900 in
ID 1.610 in
Flow area per pipe 2.036 in²

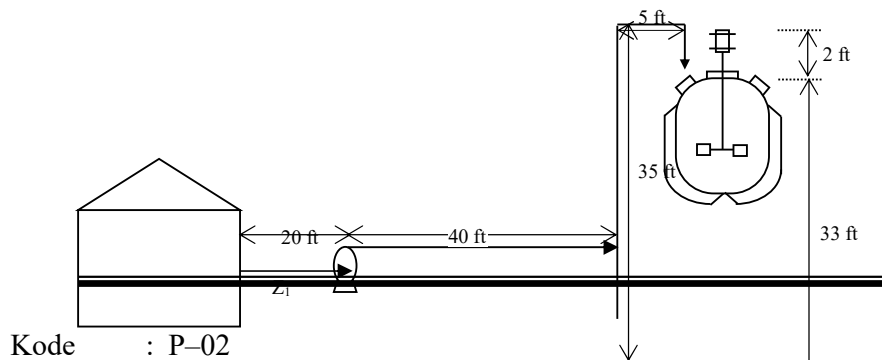
(Brownell and Young, 1959, Appendix K item 2, hal.: 389)

RESUME

Ringkasan Tangki (T-01)	
Fungsi	Menyimpan Acetone 99,5% pada tekanan atmosfer dan suhu kamar pada kondisi cair.
Kondisi	Temperatur 30°C Tekanan 1 atm Wujud cair
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head conical roof</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel 283</i> <i>Grade C</i> Jumlah 1 buah Tinggi 32 ft Diameter 80 ft Jumlah <i>Course</i> 4 buah
<i>Course 1</i>	Panjang <i>plate</i> 25.135 ft Lebar <i>plate</i> efisiensi pengelasan ft Tebal <i>shell</i> 0.750 in
<i>Course 2</i>	Panjang <i>plate</i> 25.129 ft Lebar <i>plate</i> efisiensi pengelasan ft Tebal <i>shell</i> 0.375 in
<i>Course 3</i>	Panjang <i>plate</i> 25.127 ft Lebar <i>plate</i> efisiensi pengelasan ft Tebal <i>shell</i> 0.313 in
course 4	Panjang <i>plate</i> 25.123 ft Lebar <i>plate</i> efisiensi pengelasan ft Tebal <i>shell</i> 0.188 in
Tinggi <i>head</i>	10.243 ft
Tebal <i>head</i>	2 1/4 in
Pipa	Pipa pengisian

D nominal		8.000 in
Schedule no.	40	
OD		8.625 in
ID		7.081 in
Flow area per pipe		50.000 in ²
Pipa pengeluaran		
D nominal		1.500 in
Schedule no.	40	
OD		1.900 in
ID		1.610 in
Flow area per pipe		2.036 in ²

2. Pompa Aceton



Fungsi : Mengalirkan bahan baku aceton 99,5 % dari tangki penyimpanan menuju reaktor.

Tujuan perancangan :

- Menentukan tipe pompa
- Menghitung tenaga pompa
- Menghitung power pompa dan power motor

a. Menentukan tipe pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa tipe centrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Dapat digunakan untuk kapasitas besar

- Konstruksi sederhana dan relatif murah

b. Menghitung Tenaga Pompa

• Menghitung Laju Alir Volumetrik Fluida

Komponen	Keluar (kg/jam)	xi	ρ (kg/m ³)	ρ · xi
	Arus 4			
CH ₃ COCH ₃	2438.88	0.995	518.8491	516.25485
H ₂ O	12.26	0.005	632.197	3.160986
Total	2451.13	1.000		519.41584

- Laju alir massa = 2,451.13 kg/jam

$$= 5,404.75 \text{ lb/jam}$$

- ρ (densitas Aceton = 519.42 kg/ltr

$$= 32.4115 \text{ lb/ft}^3$$

• Menghitung Viskositas Fluida

Komponen	BM	yi	μ _i (cp)	μ _i · BM ^{0,5}	μ _i · yi · BM ^{0,5}
CH ₃ COCH ₃	58.08	0.9950	0.31	2.3625	2.3507
H ₂ O	18.015	0.0050	0.85	3.6077	0.0180
Total				5.9703	2.3687

jadi μ campuran = 0.40

- μ (viskosita (aceton) pada suhu 30 C = 0.3968 cp

$$= 0.00027 \text{ lb/fts}$$

Laju Volumetrik (Q) = 0.046 ft³/s

Diambil faktor keamanan = 10%

$$Q_f = 0.051 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 23.13 \text{ gal}/\text{men}$$

- **Menghitung Diameter Pipa**

Dari Peter perism.45 hal 365 ,Asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_{i \text{ opt}} = 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$= 1.47 \text{ in}$$

$$= 0.122 \text{ ft}$$

Dari Apendix K, Brownell hal. 386 dipilih pipa baja komersial dengan ukuran

Diambil nominal standart pipe (NSP) = 1.5 in(Kern,Table 11)

Schedule number : 40

$$ID = 1.380 \text{ in}$$

$$= 0.1150 \text{ ft}$$

$$OD = 1.900 \text{ in}$$

$$= 0.1583 \text{ ft}$$

Flow Area = 0.01038 ft²/ft(dari Kern Tabel 11)

$$\text{Flow Area} = \frac{1}{4} \pi \times ID^2$$

$$= 0.01038 \text{ ft}^2$$

3. Menentukan Bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= 4.908 \text{ ft}/\text{s}$$

$$NRe = 68615.79$$

$NRe > 2100$ maka aliran turbulen

4. Menghitung Total Friksi

Dari Foust, Appendix C-1, hal 717 untuk baja komersial $\varepsilon =$

$$0.001104$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0008$$

D

Dari Foust, Appendix C-3, hal 721 untuk $NRe = 68616$

diperoleh harga faktor friksi (f) = 0.019

- **Menghitung panjang ekuivalen (ΣLe)**

Instalasi pipa dirancang sbb : dari Appendix C-2a s/d C-2d, hal 718, Foust

Komponen	Jumlah	L/D	L (ft)	Le (ft)
Pipa lurus horizontal	3		45	45
Pipa lurus vertikal	3		55	55
Elbow standart 90°	4	30	1.5	6
Check valve fully open	1	135	3.5	3.5
Gate valve fully open	2	13	0.7	1.4
Sharp adged entrance ($k=0,5$)	1	46	2.5	2.5
Sharp adged exit ($k=1,0$)	1	90	5	5
Total			$\Sigma Le =$	118.40

Jadi panjang ekuivalen = 118.40 ft

- **Menghitung energi yang hilang karena gesekan**

Kehilangan energi karena friksi dihitung dengan persamaan D'archy (friction head)

$$\Sigma F = \frac{f \times v^2 \times L_e}{2 \times g_c \times D_i} \quad g_c = 32.174$$

$$g = 32.174$$

$$\Sigma F = 6.88 \text{ lbf.ft/lbm}$$

c. Menghitung Tenaga Motor Pompa

Tenaga pompa dihitung dengan menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{Z_1 \cdot g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g_c} + \frac{P_1}{\rho} - W_f = \frac{Z_2 \cdot g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g_c} + \frac{P_2}{\rho} + \Sigma F$$

a. Menghitung velocity head $\frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c}$ dimana :

V_1 = Kecepatan linier fluida pada titik 1, cairan dalam tangki tutun perlahan-lahan , sehingga dianggap = 0

V_2 = Kecepatan linier fluida pada titik 2, cairan masuk prehiter dengan laju alir rata-rata = 0

Kecepatan linier fluida di titik 1 sama dengan di titik 2 (karena fluida bersifat noncompressible), maka :

$$\Delta V_1 = V_1 - V_2 = 0 \text{ ft/s}$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} = 0 \text{ lbf/lbm}$$

b. Menghitung head karena beda elevasi ($\Delta Z \times g/g_c$)

$$\text{Direncanakan } Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 35 \quad \text{ft}$$

$$\frac{\Delta Z \cdot g}{gc} = 35.00 \quad \text{ft}$$

c. Menghitung Pressure Head

ΔP dimana :

ρ

P_2 = tekanan pada output pipa

$$= 1 \text{ atm}$$

$$= 2116.217 \text{ lbf/ft}^2$$

P_1 = Tekanan pada input pipa + ($\rho \times g/gc \times h$)

h = Net Positive Section Head (NPSH),

karena data NPSH untuk kapasitas pompa = 23.13 gal/men

(NPSHnya tidak ada sehingga digunakan $h = 20\% \times$ tinggi liquid)

$$= 1.450703342 \quad \text{ft}$$

t cairan = 7.25 ft

$$\text{Jadi } P_1 = 2539.460 \quad \text{lbf/lbm}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho}$$

$$= 13.0584 \text{ ft.lbf/lbm}$$

- Menghitung Power Head (-Wf)

$$- W_f = \frac{\Delta Z \cdot g}{gc} + \frac{\Delta V}{2 \cdot gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= 54.94 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung BHP pompa

$$Q = 0.051 \text{ ft}^3/\text{s} \quad 23.13 \text{ gal}/\text{men}$$

$$P \text{ teoritis} = q \times W_f \text{ (tenaga pompa teoritis)}$$

Dalam hubungan ini q = kapasitas massa (lb/ft)

$$q = Q \times \rho$$

$$= 1.65 \text{ lb/s}$$

$$P \text{ teoritis} = q \times W_f \text{ (tenaga pompa teoritis)}$$

$$= 90.73 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 0.16 \text{ HP}$$

Dari (Fig. 14-37 Peter , Hal.520) untuk kapasitas =

$$23.129 \text{ gal}/\text{men}$$

$$\text{diperoleh efisiensi pompa} = 0.050$$

$$\text{BHP} = \frac{Q \times \rho \times (-W_f)}{550 \times \text{efisiensi}} \dots\dots\dots \text{(Pers. 3-332,hal 144, Geankoplis)}$$

$$= 3.30 \text{ HP}$$

Dari (Fig. 14-38 Peter, vol. 4), untuk BHP pompa =

$$3.30 \text{ HP}$$

$$\text{diperoleh Efisiensi motor} = 83\%$$

$$\text{Sehingga } P \text{ motor} = \frac{P \text{ actual}}{\eta \text{ motor}}$$

= 3.98 HP

Jadi yang digunakan = 4 HP

SPESIFIKASI

Fungsi = Memompa larutan dari Mixing Tangki (M-01) ke Reaktor (R-01)

Jenis = Centrifugal pump

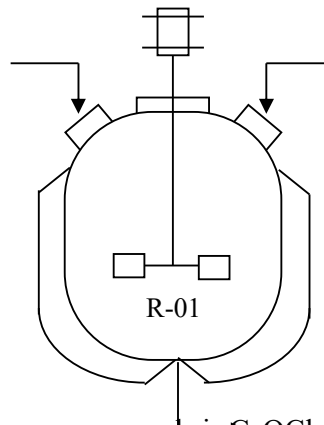
Bahan = Alloy Steel SA 202

Kapasitas = 23.129 gal/men

Dimensi = D opt pipa = 1.47in

Power = 4 HP

3. Reaktor



Kode : R-01

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi CaOCl_2 dengan acetone yang akan menghasilkan Chloroform.

Tujuan :

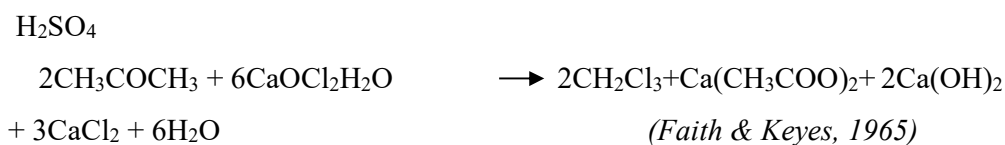
- a. Menentukan jenis reaktor
- b. Menghitung dimensi reaktor
- c. Menghitung power pengaduk
- d. Menghitung dimensi jacket

a. Menentukan jenis reaktor

Dalam perancangan ini dipilih jenis reaktor tangki berpengaduk, yang dilengkapi dengan jacket. Reaktor jenis ini dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Reaksi berlangsung pada fase cair
2. Reaksi pembentukan nitrobenzene merupakan reaksi eksotermis
3. Reaksi isotermis
4. Proses berlangsung secara kontinyu
5. Waktu tinggal dalam reaksi berlangsung cepat
6. Kondisi operasi:
 - Tekanan = 1,2 atm
 - Suhu operasi = 45°C

Reaksi :



- Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi dipilih dari Carbon Steel SA 283 grade C dengan pertimbangan :

- Memiliki tekanan maksimum yang diijinkan cukup besar (12650 psi).
- Tahan terhadap korosi.
- Harga relatif murah.
- Menghitung kinetika reaksi
 - Konversi = 97,61%
 - $t = 4,12 \text{ jam} = 247,2 \text{ menit}$
 - $T = 45^\circ\text{C}$
 - $P = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$

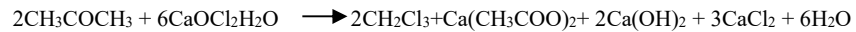
Komponen	Masuk (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Vol (L/jam)
Aceton	2438.88	762.0380206	3,200.47
Bleaching liquor	24388.79	2350	10,378.21
H ₂ O	12.26	1009.117561	12.14
Total	26839.92	4121.155581	13,590.82

ρ campuran = 1,373.72kg/m³

Rate volume (Q) = 13,590.82 ltr/menit 479.96 ft³/jamt

Persamaan kecepatan reaksi :

Reaksi :



(Faith & Keyes, 1965)

Persamaan kecepatan reaksi : $r_a = k \cdot C_a \cdot C_b$

Sebagai reaktan pembatas adalah aceton C_{ao}

$$C_{ao} (\text{Aceton}) = 0.0031 \text{ gmol/L}$$

$$C_{bo} (\text{Bleaching liquor}) = 0.0141 \text{ gmol/L}$$

$$M = (C_{bo}/C_{ao}) = 4.57$$

- Reaksi berlangsung pada suhu $80^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$, maka :

$$k = 1.080344 \times e^{(-9087.8482/T)} \text{ liter/mol.menit}$$

$$k = 1.080344 \text{ liter/kmol menit}$$

$$X_A = 0.0909$$

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$= 4.20273\text{E-}05 \text{ kmol/liter menit}$$

- Menghitung Waktu Tinggal Reaktor

$$\tau = \frac{C_{A0} \times X_A}{-r_A} = 6.680288228 \text{ menit}$$

$$= 0.111338137 \text{ jam}$$

- Menghitung konstanta kecepatan reaksi

$$k = 1.080344 \text{ L/(kmol menit)}$$

$$1 \text{ m}^3 = 35.3147 \text{ ft}^3$$

$$1 \text{ m}^3 = 1000 \text{ liter}$$

$$1 \text{ m} = 3.28084 \text{ ft}$$

$$1 \text{ m} = 39.3701 \text{ in}$$

$$1 \text{ ft} = 0.30479999 \text{ m}$$

$$\text{Waktu reaksi} = 4.18 \text{ jam}$$

Total waktu tiap batch :

$$\text{- Waktu Pengisian} = 20 \text{ menit}$$

$$\text{- Waktu pemanasan} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{- Waktu pengosongan} = 20 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned}
 \text{- Waktu reaksi} &= 250 \text{ menit} \\
 &= 300 \text{ menit} \\
 &= 5.0 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan 3 buah Kristaliser yang berkapasitas sama

$$\begin{aligned}
 1 \text{ Batch} &= 5 \text{ jam} \\
 1 \text{ hari kerj} &= 24 \text{ jam} \\
 \text{jumlah Batch perhari} &= \frac{24 \text{ jam/hari} \times 3 \text{ kristalier}}{3 \text{ jam/batch kristaliser}} \\
 &= 14.4 \text{ batch/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{banyaknya batch tiap kristaliser perhari} &= \frac{24 \text{ batch/hari}}{3 \text{ kristaliser}} \\
 &= 4.8 \text{ batch/hari} \\
 1 \text{ m}^3 &= 35.3147 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka volume reaktor } V &= 67954.11089 \text{ liter} \\
 &= 67.95 \text{ m}^3 \\
 &= 2399.78 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah batch

$$\begin{aligned}
 \text{Volume 1 buah reaktor} &= 30000 \text{ liter} = 30 \text{ m}^3 \\
 &= 1059.44 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah reaktor yang dibutuhkan} = 2.27 = 3 \text{ reaktor}$$

$$\text{Jumlah batch/hari} = 14.40 = 15 \text{ batch/ hari}$$

banyaknya batch tiap reaktor per hari = 5 batch/ hari

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan : } H &= D & 1.00 & D & \pi & = 3.14 \\
 \text{Vol tangki reaktor} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H & 1 \text{ m} & = 39.3701 \text{ in} \\
 67.95 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1D & 1 \text{ ft} & = 0.3047999 \text{ m} \\
 D^3 &= 86.57 & 1 \text{ m} & = 3.280840971 \text{ ft} \\
 \text{ID} = D &= 4.42 \text{ m} & 14.51 & \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$= 174.16 \text{ in}$$

$$H = 4.42 \text{ m} \quad 14.51333453 \text{ ft}$$

Untuk mengatasi agar zat cair dalam reaktor tidak meluap selama pengadukan, diberi over design 20% untuk tinggi reaktor

$$H' = 5.31 \text{ m} = 5 \text{ m}$$

$$= 17.42 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi volume tangki reaktor :} = 81.54 \text{ m}^3$$

$$2,879.73 \text{ ft}^3$$

$$\ln k = -(E/RT) + A$$

$$E = \text{energi aktivasi} = 23100 \text{ kal/gmol}$$

$$A = \text{faktor tumbukan} = 650000 \text{ gmol/jamL}$$

$$R = 1.987 \text{ gkal/gmol K}$$

$$T = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\ln k = -23.17365657 \text{ gmol/jamL} \quad 5.17559\text{E-}09$$

$$k = 9.\text{E-}11 \text{ gmol/jamL}$$

* mencari harga kecepatan reaksi

Persamaan kecepatan reaksi untuk reaksi nitrasi asam campuran adalah:

$$(-r_a) = k X_{Aa} X_{Bb} V_a$$

k = konstanta kecepatan reaksi

X_{Aa} = mol fraksi HNO₃ dalam asam campuran

X_{Bb} = mol fraksi benzene dalam fase organik

V_a = fraksi volume asam campuran

* Perhitungan tebal shell

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu carbon steel SA-283 grade C

$$t_s = \{(P.R_i)/(f.E - 0,6P)\} + c$$

t_s = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

$$R_i = \text{jari-jari dalam (in)} \quad 87.08 \text{ in}$$

$$f = \text{maximum allowable stress (psia)} \quad 12650 \text{ psia}$$

$$E = \text{effisiensi pengelasan (\%)} = 0.8$$

c = faktor korosi (in) = 0.125 in

P operasi = 1.32 atm = 19.404 psia

Komponen	kmo/jam	xi	ρ (kg / m ³)	xi . ρ (kg /m ³)
Aceton	1.680	0.000407848	318.8491	0.130041962
B. Liquor	71.136	0.01727294	1422.306	24.56740675
Chloroform	40.312	0.009788352	591.0178	5.78509002
Ca(CH ₃ COO) ₂	20.156	0.004894176	1129.3241	5.527110673
Ca(OH) ₂	40.312	0.009788352	832.8029	8.151767587
CaCl ₂	60.468	0.014682527	633.7399	9.304903433
H ₂ O	3884.305	0.943165805	432.1972	407.6336202
Total	4118.370	1		461.0999406

Jadi ρ campuran = 461.0999 kg/m³

= 0.0167 lb/in³

= 28.7850 lb/ft³

P hidrostatik = ρ (g/gc) H = 417.7669 lb/ft²

= 0.1974 atm

= 2.9004 psi

= 2.901100377 lbf/in²

P operasi = 1.2000 atm

Faktor keamanan = 10% = 1.3200 atm =

P desain = 1.3200 atm =

= 19.3987 psi = (lbf/in²)

P total = 22.2998 lbf/in²

ts = 0.3171 in

Dipilih tebal dinding standar = 6/8 in

* Menghitung tebal head

OD = ID + (2 x tebal dinding)

OD = 175.6601 in

Dari Table 5-7, hal 91 Brownell untuk OD = 78 dan tebal shell = 6/8 in

$$rc = 170.0000 \text{ in}$$

$$Icr = 11.5000 \text{ in}$$

$$Icr / rc = 0.067647059$$

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

$$W = 1.7112$$

$$th = ((P.rc.W) / (2.f.E - 0,2P)) + c$$

$$th = 0.2906 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal head standar } 5/8 \text{ in} = 0.625 \text{ in}$$

* Menghitung tinggi head (OA)

Dari Table 5-6, hal 88 Brownell dengan $th = 5/8 \text{ in}$ diperoleh:

$$Sf = 1,5 - 3 \text{ in} \quad \text{dipilih} = 2.0000 \text{ in}$$

$$= 0.166666582 \text{ ft}$$

$$OD = ID = 175.6601 \text{ inch}$$

$$r = 72.0000 \text{ inch}$$

$$cr = 170.0000 \text{ inch}$$

$$Icr = 11.5000 \text{ inch}$$

$$a = ID/2 = 87.8300 \text{ inch}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = a - Icr = 76.3300 \text{ inch}$$

$$BC = rc - Icr = 164.1601 \text{ inch}$$

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

$$AC = 145.3349566 \text{ inch}$$

$$b = 30.3251 \text{ inch}$$

tinggi head

$$OA = th + b + sf = 32.9501 \text{ inch}$$

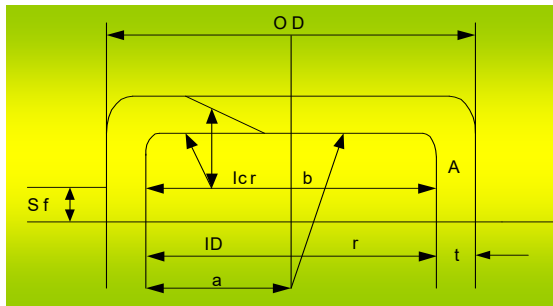
$$OA = 0.8369 \text{ m}$$

$$= 2.7458 \text{ ft}$$

* Menghitung tinggi total reaktor(Hr)

$$H = H' + (2 * OA)$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) = 6.982260303 \text{ m}$$



* Menghitung volume tangki total (VT)

$$VT = 1/4 * (ID^2) * H' * 2 * \text{volume sebuah head}$$

$$ID = 14.51 \text{ ft} \quad 4.423664364$$

$$H' = 17.42 \text{ ft} \quad 5.308397237$$

$$\text{Volume sebuah head} = \text{V head tanpa Sf} + \text{head dengan Sf}$$

$$= 0,000049ID^3 + (1/4 * 3,14 * ID^2 * (Sf/2))$$

$$= 13.92895064 \text{ ft}^3 = 0.394423921 \text{ m}^3$$

jadi volume reaktor :

$$VT = 127.3767474 \text{ m}^3$$

*Menghitung tinggi cairan dalam reaktor

$$(Vc') \text{ volume pd bagian shell} = Vc - \text{volume sebuah head}$$

$$= 67.56 \text{ m}^3$$

$$\text{maka : } Vc' = 1/4 * 3,14 * ID^2 * HL'$$

$$HL' = 4.40 \text{ m}$$

$$= 14.43 \text{ ft} \quad 164.3923706$$

$$= 4.40 \text{ m}$$

d. Merancang Power Pengaduk

* Menentukan tipe pengaduk dan power pengaduk

Menghitung tinggi impeller dari tangki dasar tangki (E)

$E = \text{diameter impeller} = D_i$

$D_i = \text{diameter reaktor}/3$

$D_i = 1.474554304 \text{ m} = 4.837776744 \text{ ft}$

Menghitung lebar baffle (B)

$B = \text{diameter reaktor}/12$

$B = 0.368638576 \text{ m} = 1.209444186 \text{ ft}$

Menghitung lebar blades (W)

$W = 1/5 * D_i$

$W = 0.294910861 \text{ m} = 0.967555349 \text{ ft}$

Menentukan viskositas campuran

$\ln \mu = \sum X_i \ln \mu_f$

$\mu = \text{viskositas campuran}$

$\mu_f = \text{komponen viskositas}$

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kgmol)	Mol	y_i	μ (cp)	$y_i \cdot \mu$ (BM ^{0,5})	$\mu \cdot y_i$ (BM ^{0,5})
Aceton	97.555	58.080	1.680	0.000	0.223	0.003	0.001
B. Liquor	9032.681	144.300	62.597	0.015	0.074	0.183	0.013
Chloroform	4812.009	119.375	40.310	0.010	0.380	0.107	0.041
Ca(CH ₃ COO) ₂	3187.998	131.123	24.313	0.006	0.086	0.068	0.006
Ca(OH) ₂	2986.800	74.095	40.310	0.010	0.184	0.084	0.015
CaCl ₂	6710.626	110.985	60.464	0.015	0.284	0.155	0.044
H ₂ O	69975.760	18.015	3884.305	0.944	0.434	4.007	1.738

Total	96803.42 9		4113.9 79	1.00 0		4.607	1.858
-------	---------------	--	--------------	-----------	--	-------	-------

jadi μ campuran = 0.4033 cp

$$\mu = 0.4033 \text{ cp} = 0.000271117 \text{ lb/ft s}$$

Jenis pengaduk yang digunakan = marine propeller (3 blades)

- $D_i/D_t = 0.3300$

- $H/D_t = 0,75 - 1,3 \quad 1.0000$ (dipilih)

- $E/D_T = 2,7 - 3,9 \quad 0.3300$ (dipilih)

- $W/D_i = 0.2000$

- Kecepatan peripherial $250 \quad 250 \text{ m/menit}$

$$N = V / (3,14 * D_i)$$

$$N = 53.9945 \text{ rpm}$$

$$= 0.9 \text{ Rps}$$

- $D_t = 6.0000 \text{ ft}$

- $D_i = 18.1818 \quad \text{ft}$

- $Z_i = 18.1818 \quad \text{ft}$

- $Z_1 = 6.0000 \text{ ft}$

- $W = 3.6364 \text{ ft}$

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

WELH = Water Equivalent Liquid Height

D_i = diameter pengaduk

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

WELH = $Z_1 \times (\rho \text{ cairan} / \rho \text{ air})$

WELH =

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

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

$$N = V / (3,14 * D_i)$$

$$N = 53.9945 \quad \text{rpm}$$

$$0.9 \quad \text{rps}$$

$$3239.670487 \quad \text{rph}$$

* Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre (Re) = N \cdot D_i^2 \cdot \rho / \mu = 134221.346$$

Dari Fig. 477, hal 507 Brown kurva diperoleh konstanta power number (KT) = 6

$$P = \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5 \cdot KT / Gc$$

$$P = 10358.250 \quad \text{ft lbf/s}$$

$$18.833 \quad \text{Hp}$$

$$19 \quad \text{Hp}$$

Bila efisiensi motor = 80 % maka power motor penggerak impeller:

$$Hp = 23.541 \quad \text{Hp}$$

$$25 \quad \text{Hp}$$

Ada dua alat perpindahan panas untuk CSTR yaitu coil dan jaket pendingin. Pada perancangan ini digunakan jaket pendingin sebagai alat perpindahan panas untuk CSTR karena mempertimbangkan reaktan yang korosif yaitu asam sulfat yang masuk ke dalam reaktor.

a. Menghitung Perpindahan Panas antara Dinding Tangki Reaktor dengan Jaket Pendingin

Persamaan dari Rase (1977) halaman 358 Tabel 8.6 :

$$\frac{h_i \times D_t}{K} = 0,73 \times \left(\frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu} \right) \times \left(\frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{0,33}$$

Dimana :

$$\mu = \text{Viskositas campuran} = 0.000271117 \text{ lb/ft sec}$$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 28.7850 \text{ lb/ft}^3$$

$$K = \text{Konduktivitas panas} = 0.08 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas campuran} = 264 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$D_t = \text{Diameter tangki} = 14.51 \text{ ft} \quad 4.423664364$$

$$D_i = \text{Diameter impeller} = 4.837776744 \text{ ft}$$

$$N = \text{Kecepatan putar pengaduk} = 3239.7 \text{ rph}$$

$$h_i = 9.741109531 \text{ Btu/hr Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD) = 1500 \text{ Btu/hr Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = 9.678258215$$

$$\text{Dirt factor (Rd)} = 0.003 \text{ (Kern, 1988, Tabel 8)}$$

Design Overall Coefficient (U_d)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$U_d = 9.405180907 \text{ Btu/hr }^\circ\text{F ft}^2$$

Harga U_d berkisar antara 250 - 500 Btu/hr $^\circ\text{F ft}^2$ (Kern, 1988. Table 8)

Hot Fluid ($^\circ\text{F}$)		Cold Fluid ($^\circ\text{F}$)	Differences ($^\circ\text{F}$)
356	High Temperature	113	243
356	Low Temperature	86	270

$$LMTD = \frac{90 - 63}{\left(\ln \frac{90}{63}\right)}$$

Menghitung Luas Perpindahan Panas

A tersedia = A selimut + A penampang bawah

$$A \text{ tersedia} = (\pi \times OD \times H \text{ liquid}) + (1/4 \times \pi \times OD^2)$$

$$= 26661.64123 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{dibutuhkan}} = \frac{Q}{U_D \times LMTD}$$

$$Q = 4568893.57 \text{ kJ}$$

$$4330474.996 \text{ BTU}$$

$$A_{\text{dibutuhkan}} = 1796.728701 \text{ ft}^2$$

A tersedia > A dibutuhkan, sehingga jaket pendingin dapat digunakan.

Menentukan Tebal Jaket Pendingin

Aliran volumetrik media pendingin :

$$Q_m = \frac{m}{\rho_{\text{air}}} = \frac{\text{kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$m = 741463.5009 \text{ kg/jam}$$

$$Q_m = 741.4635009 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Ditentukan waktu tinggal media pendingin di dalam reaktor selama 5 menit

maka volume jaket yang dibutuhkan : 0.083333333 jam

$$V_j = Q_m \times \text{waktu tinggal}$$

$$V_j = 61.78862508 \text{ m}^3$$

Tinggi jaket pendingin (Hj) 10% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam reaktor yaitu

$$H_j = 4.837785463 \text{ ft}$$

$$= 1.474557009 \text{ m}$$

Maka diameter jaket pendingin (Dj)

$$V_j = (1/4 \times \pi \times D_j^2 \times H_j)$$

$$D_j = 0.136905678 \text{ m}$$

$$= 0.449165623 \text{ ft}$$

$$= 5.389990216 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Jaket

Bahan : Stainless Steel Type 316

$$t_j = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C$$

(Brownell and Young, 1959. p. 254)

Dimana :

P = Tekanan operasi, psia = 14.7

ri = Jari-jari jaket, in =

f = Allowable stress, psia = 12650 psia

E = Efisiensi pengelasan = 0.8

C = Faktor korosi = 0.125 in

$$ri = \frac{Dj}{2} = \frac{in}{2}$$

ri = 2.694995108 in

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

tj = 0.128918082 in

Digunakan tebal jaket standar yaitu 3/16 in = 0.1875 in

RESUME

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara acetone dan bleaching liquor

Jenis : CSTR

Tekanan Operasi : 1.2 atm

Suhu Reaktor : 45 K

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283

Spesifikasi	Shell :	Head :
a. Diamter Dalam	14.513 ft	5.308397237 ft
b. Diameter Luar	14.513 ft	4.423664364 ft
c. Tebal	6/8 in	5/8 in
d. Tinggi	17.416 ft	2.746 ft
e. Volume	2879.732	ft ³

Spesifikasi Pengaduk

a. Jenis Marine Propeller

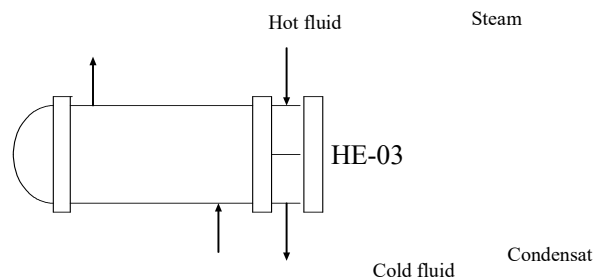
b. Diameter : 18.182 ft

- c. Lebar Baffle : 3.636 ft
 d. Kecepatan Putar : 53.995 rpm
 e. Power Motor :24.541 HP

Spesifikasi Jacket Pendingin

- a. Luas Perpindahan Panas :1796.729 ft²
 b. Diameter Jacket : 0.449 ft
 c. Tebal Jacket : 3/16 in
 Tinggi Reaktor :22.908 ft
 Volume Reaktor :127.377 m³

4. Heat Exchanger 3



Kode : HE-03

Fungsi : Menaikkan suhu campuran chloroform dari 313°K sampai 365°K

Tujuan : a. Menentukan tipe heat exchanger

- b. Menentukan rute fluida
- c. Menentukan bahan konstruksi
- d. Menentukan dimensi heat exchanger
- e. Menentukan dirt factor (Rd)
- f. Menentukan pressure drop

1. Menentukan tipe heat exchanger

Beban panas (Q_s) = 3783296.2591 Kj/jam = 3585872.8887 Btu/jam

Fluida dingin W_c (17) = 5973.2 kg/jam = 13168.6241 lb/jam

Fluida panas W_h (s) = 1871.7490 kg/jam = 4126.4952 lb/jam

* Menghitung harga Δt

Fluida panas		fluida dingin	ΔT	
356	suhu tinggi	353.7609184	2.23908157	ΔT_2
356	suhu rendah	119.218545	236.781455	ΔT_1
			234.5423735	234.542373

Fluida panas		fluida dingin	ΔT
453	suhu tinggi	451.7560658	1.243934
453	suhu rendah	321.4547472	131.5453

$$LMTD = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / 2.3 \log(\Delta T_2 / \Delta T_1)$$

$$LMTD = 50.3760 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = LMTD = 50.3760 \text{ } ^\circ\text{F}$$

* Menghitung kalorik temperatur

$$T_c = T_{\text{avg}} = (T_1 + T_2) / 2 = 356 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{avg}} = (t_1 + t_2) / 2 = 236.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Harga } U_d = 50-100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{misalkan harga } U_d = 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = Q / (U_d \cdot \Delta t)$$

$$A = 1423.6444 \text{ ft}^2$$

Dalam perncangan dipilih Double Pipe HE karena $(A) < 200 \text{ ft}^2$

maka prosedur yang digunakan berdasarkan buku kern

2. Menentukan rute fluida

Direncanakan menggunakan hairpins dgn panjang 20 ft, pipa luar = 4 in dan pipa dalam = 3 in.

Pada ukuran pipa 4 x 3 IPS diperoleh data :

$$\text{Flow area inner pipe} = 7.38 \text{ in}^2$$

$$\text{Flow area annulus} = 3.14 \text{ in}^2$$

Untuk itu aliran fluidanya adalah :

Bagian annulus = fluida panas

Bagian inner pipe = fluida dingin

* Dimensi HE

IPS = 4 x3

Schedule number = 40

Diameter annulus OD = 4.5 in = 0.3750 ft

ID = 4.026 in = 0.3355 ft

Diameter inner pipe OD = 3.5 in = 0.2917 ft

ID = 3.068 in = 0.2557 ft

Menentukan dirt factor

Anulus, fluida panas (steam)	Inner pipe, fluida dingin H ₂ SO ₄
<p>a. Flow area, aa</p> <p>$D_2 = 0.3355 \text{ ft}$</p> <p>$D_1 = 0.2917 \text{ ft}$</p> <p>$aa = \frac{1}{4} \pi (D_2^2 - D_1^2)$</p> <p>0.0216 ft</p> <p>Diameter Equivalent, De</p> <p>$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$</p> <p>0.0943 ft</p> <p>b. Mass Velocity, Ga</p> <p>$G_a = W_h/aa$</p> <p>191134.3482 lb/jam. ft²</p> <p>c. $T_{av} = (T_1 + T_2)/2$ 356</p> <p>$\mu = 0.0140$</p> <p>$\mu = 0.0339$</p>	<p>a. Flow area, ap</p> <p>$D = 0.256 \text{ ft}$</p> <p>$A_p = \frac{1}{4} \pi D^2$</p> <p>= 0.0513 ft²</p> <p>b. Mass Velocity, Gp</p> <p>$G_p = W_c/A_p$</p> <p>= 256529.3404 lb/jam. ft²</p> <p>c. $t_{av} = 236.5$</p> <p>$\mu = 0.96$</p> <p>$\mu = 2.3232$</p> <p>d. Bilangan Reynold, Rep</p> <p>$Re_p = D \times G_p/\mu$</p> <p>= 28,229.760</p> <p>e. $j_H = 120$</p> <p>f. $pd \ t_{av} = 236.5$</p>

d. Bilangan Reynold, Rea	c = 0.525
Rea = De x Ga/m	k = 0.19
531,714.659	(c.μ/k) ^{1/3} = 1.8585
e. jH = 500	Φ = (μ/μw) ^{0,14} = 1
f. pd Tav = 356	hi = jH x (k/D)x (c.μ/k) ^{1/3} x
c = 0.66	(μ/μw) ^{0,14}
k = 0.028	= 165.7457
(c.μ/k) ^{1/3} = 0.9278	hio = hi x (ID/OD)
ho = jH x (k/De)x (c.μ/k) ^{1/3} x	= 145.2879
(μ/μw) ^{0,14}	
= 137.8123	

Clean overall coefficient, Uc

$$Uc = (hio \cdot ho) / (hio + ho) = 70.7257$$

$$Rd = 0.002$$

$$1/UD = (1/Uc) + Rd$$

$$= 0.0161$$

$$UD = 61.9612$$

Luas Perpindahan Panas

$$A = Q / UD * \Delta t$$

$$= 1148.8193 \quad \text{ft}^2$$

$$a'' = 0.917 \quad \text{ft}^2$$

Panjang yg dibutuhkan = A / a''

$$= 1252.801847$$

$$= 160.0000 \quad \text{lin ft}$$

shg digunakan 3 buah panjang 20 ft hairpins atau 120 lin ft

Koreksi

Jumlah hairpin = 4

Harga A aktual = 3 hairpin x 2 x 20 ft hairpin

Harga A aktual = 110.04 ft²

$UD = Q/A \cdot dT$

Ud = 682.4901618

Menentukan faktor pengototran (Rd)

Rd = 0.0020

Rd minimal 0,001 maka Rd perhitungan > Rd minimal sehingga memenuhi syarat

Menentukan pressure drop

Anulus, fluida panas (steam)	Inner pipe, fluida dingin H ₂ SO ₄
a a. Flow area, aa	a. Bilangan Reynold, Rep
D2 = 0.335 ft	Rep = D x Gp/m
D1 = 0.292 ft	= 28,229.760
Diameter Equivalent, De	
De' = (D2 - D1)	f = 0,00350+(0,264/(DG/μ) ^{0,42})
0.0438 ft	f = 0.00707
Re'a = De' . Ga / m	s = 1.8
= 247276.283	r = 112.5
	b. Dfp =
f = 0,00350+(0,264/(DG/μ) ^{0,42})	Dfp = 0.110 ft
	DPp = 0.086 psi
f = 0.00493	
s = 1	
r = 62.5	
b. DFa =	

$D_{fa} = 0.805896689$	
$V = (G_a/3600 \cdot r)$	
$= 0.849485992$	
$D_{fi} = 5 \cdot (V^{2/2} \cdot g')$	
$= 0.056026898$	
$DP_a = (F_a + F_i)r/144$	
$= 0.374$	
$DP_a \text{ maksimal} = 10 \text{ psi}$	

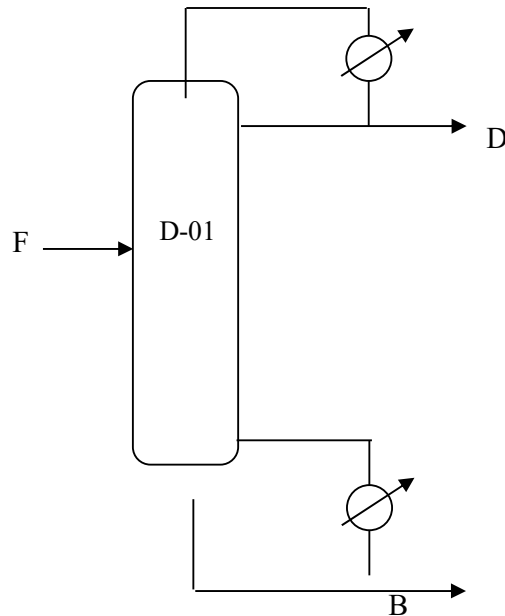
5. MENARA DISTILASI 01

Kode : D – 01

Fungsi : Memisahkan crude chloroform dan toluene dari senyawa-senyawa turunan kalsium

- Tujuan :
- A. Menentukan tipe kolom distilasi
 - B. Menentukan bahan konstruksi untuk kolom distilasi
 - C. Menghitung jumlah plate aktual
 - D. Menentukan lokasi umpan masuk
 - E. Menentukan dimensi kolom distilasi

Gambar :



a. Menentukan Tipe Kolom distilasi

Dalam perancangan ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan :

1. Perkiraan diameter kolom lebih dari 3 ft
2. Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menimbulkan flooding
3. Umpan yang masuk ke dalam kolom tidak korosif

Jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan :

1. Kapasitas uap dan cairannya besar
2. Pressure drop rendah dan efisiensi tinggi
3. Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah
4. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana

b. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Dipilih bahan konstruksi jenis carbon steel SA – 285 grade C dengan pertimbangan :

1. Mempunyai allowable stress besar
2. Struktur kuat

3. Harga yang relatif lebih murah

a. Menghitung Jumlah Plate Aktual

Dari hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diperoleh data:

F =	4,075.4 kmol/jam	1.13205	kmol/detik
Lo =	30.3 kmol/jam	0.00842	kmol/detik
D =	232.0 kmol/jam	0.06444	kmol/detik
Vo =	262.3 kmol/jam	0.07286	kmol/detik
W =	3,843.4 kmol/jam	1.06761	kmol/detik
R min =	0.10451		
R =	0.13063		

Trial kondisi dew point puncak menara

$$P (\text{atm}) = 1 \quad T (\text{C}) = 96.9$$

$$T (\text{K}) = 369.9$$

$$\log_{10} T = 2.56808$$

Komponen	$y_i = x_d$	$K = P_i/P_t$	$x_i = y_i / K$
CH ₃ COCH ₃	0.00724	3.34326	0.00217
CHCl ₃	0.15640	2.87933	0.05432
H ₂ O	0.83636	0.88630	0.94366

Trial kondisi dasar menara

$$P (\text{atm}) = 1.5 \quad \text{atm} \quad \& \quad T (\text{C}) = 113$$

$$T (\text{K}) = 386$$

komponen	$x_i = x_w$	$K = P_i/P_t$	$y_i = x_i \cdot K$
CHCl ₃	0.00524	2.84356	0.01491
H ₂ O	0.95915	1.02331	0.98151
Ca(CH ₃ COO) ₂	0.00031	0.25028	0.00008
Ca(OH) ₂	0.01573	0.09675	0.00152
CaCl ₂	0.01573	0.12093	0.00190
CaOCl ₂	0.00105	0.06531	0.00007

Total	1.0	0.99999
-------	-----	---------

Mencari rata-rata

Dipilih :

komponen kunci ringan = LK Chloroform

komponen kunci berat = HK Air

a puncak = $K-LK/K-HK$
 = 3.24871

a dasar = $K-LK/K-HK$
 = 2.77879

a rata2 = 3.00458

Menghitung jumlah plate minimal

$N_{min} = \log (X-lk/X-hk)D * (X-Hk/X-lk)W / (\log a \text{ rata2})$
 = 3.210714452
 = 3 tray

Menentukan jumlah plate teoritis

dari data n. panas =

R = 0.13063

R min = 0.10451

N min = 3.21071

$W = R - R_{min}/R+1 = 0.02311$

jml plate ditentukan dengan Gbr. Gilliland, shg diperoleh ;

$N-N_{min}/N+1 = 0.65289$

$N = 3.86360 = 11.13067 = 11$ plate teoritis
 = 0.34711

Menentukan jumlah plate aktual

harga viskositas masing2 komp dlm umpan pada T rata2 ant. Puncak + dasar kolom.

penentuan efisiensi plate

$$T \text{ rata2} = (D \cdot T_d + W \cdot T_b) / F$$

$$T \text{ rata2} = 25,415.543 + 434,304.258 = 112.804 \text{ C}$$

$$= 385.804 \text{ K}$$

komponen	Xf	m (cp)	Xf . m
CH ₃ COCH ₃	0.00041	0.11000	0.00005
CaOC ₁₂	0.01744	0.18000	0.00314
CHCl ₃	0.00989	0.23600	0.00233
Ca(CH ₃ COO) ₂	0.00495	0.68100	0.00337
Ca(OH) ₂	0.00030	0.82400	0.00025
CaCl ₂	0.01484	0.70260	0.01043
H ₂ O	0.95172	0.27700	0.26363
			0.28319

$$a \text{ rata2} = 3.00458$$

$$m \text{ avg} = 0.28319$$

$$(a \cdot m) \text{ rata2} = 0.85086$$

dari grafik 6.25 Treyball, didapat harga $h = 0.42$

penentuan jml plate aktual

jml plate utk kondesor total dan reboiler parsial :

$$n \text{ aktual} = N \text{ teoritis} / h$$

$$= 26.50 = 27 \text{ plate aktual}$$

$$\text{maka jml plate} = 27 \text{ plate aktual}$$

d). Menentukan Lokasi umpan

$$Nr/Ns = \log((X-lk/X-hk)D * (X-hk/X-lk))F / \log((X-lk/X-hk)F * (X-hk/Xlk))$$

$$Nr/Ns = 0.69939$$

Nr = jml tray dihitung dari atas

Ns = jml tray dihitung dari bawah

$$Nr + Ns = 27$$

$$NS = \frac{27}{1.69939} = 15.59473$$

sehingga umpan masuk antara plate ke 15 dan 16

e). Menentukan Dimensi Menara Kolom Distilasi

1. Menghitung diameter kolom

* Menghitung diameter puncak menara

MENGHITUNG DENSITY UAP & BM camp.

$$T = 96.9 \text{ C} \quad 369.893 \text{ K} \quad \text{GR/ML}$$

$$P = 1.0 \text{ atm}$$

komponen	A	B	n	Tc	T	r	xd = xi	xi.r	BM	Yi . BM
CH3COCH 3				508.20	369.89	0.7920	0.0021	0.0017		
				0	3	0	7	2	58.08	0.12578
CHCl3				536.40	369.89	0.8790	0.1564	0.1374	119.5	18.6892
				0	3	0	0	7	0	5
H2O				647.10	369.89	0.9980	0.8363	0.8346		15.0712
				0	3	0	6	9	18.02	8
							1	0.9738 8		33.8863 1

$$\rho \text{ liq camp} = 0.97388 \quad \text{gr/ml} = 973.9 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{BM camp.} = 33.88631$$

HITUNG DENSITY UAP RATA2

Komponen	xi	Tc	Pc	ω	xi . Tc	xi . Pc	xi ω
CH3COC H3	0.0072 4	508.200	46.400	0.31 8	3.67964	0.33596	0.0023 0

CHCl ₃	0.1564 0	536.400	54.000	0.21 4	83.8904 8	8.44535 7	0.0334 7
H ₂ O	0.8363 6	647.100	217.60 0	0.88 0	541.211 21	181.992 83	0.7360 0
TOTAL	1.000	1691.70 0	318.00 0	1.41 2	628.781 32	190.774 14	0.7717 7

$$T_c \text{ camp.} = 628.78132$$

$$P_c \text{ camp.} = 190.77414$$

$$w_c \text{ camp.} = 0.77177$$

$$P = 1.000 \text{ atm}$$

$$T = 96.893 \text{ C} = 369.893 \text{ K}$$

$$P_r = P/P_c = 0.00524$$

$$T_r = T/T_c = 0.58827$$

$$B_o = 0.083 - (0.422/T_r^{1.6}) = -0.90326$$

$$B' = 0.139 - (0.172/T_r^{4.2}) = -1.45801$$

$$Z = 1 + (B_o + w \times B') (P_r/T_r) = 0.98192$$

$$V = (Z R T)/(B M \text{ camp.} \cdot P) = 879.51960$$

$$\rho_{\text{vap camp}} = 1/V = 0.00114 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1.13698 \text{ Kg/m}^3$$

Menghitung laju alir L_o dan V_o

$$L_o = 30.3 \text{ Kmol/jam}$$

$$V = 262.3 \text{ Kmol/jam}$$

Menghitung laju alir volumetrik (Q_l) dan uap (Q_v)

$$Q_l = L_o/r_l = 0.00029 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$Q_v = V/r_v = 0.07286 \text{ m}^3/\text{det}$$

Menghitung konstanta Flooding (Fl_v)

$$C_f = (a \log (1/Fl_v) + b) * ((s/0.02)^{0.2}) \quad \text{dari tabel 6.1}$$

$$\text{Treyball, } t = 0.45720 \text{ m}$$

$$a = 0.0744 t + 0.01173 = 0.04575$$

$$b = 0.0304 t + 0.015 = 0.02890$$

penentuan harga σ

komponen

komponen	xi	A	Tc	n	T	σ	$\sigma \text{ xi}$
CH ₃ COCH ₃	0.00217		508.200		369.893	22.60000	0.04894
CHCl ₃	0.15640		536.400		369.893	63.70000	9.96239
H ₂ O	0.83636		647.100		369.893	29.80000	24.92365
	0.9949						34.93498

$$0.34935 \text{ N/m}$$

$$\sigma \text{ campuran} = 34.9350 \text{ dyne/cm} = 0.34935 \text{ N/m}$$

$$Fl_v = (L/V) * ((r_g / r_l)^{0.5})$$

$$Fl_v = 0.00014$$

karena $Fl_v < 0,1$ maka digunakan $Fl_v = 0.10$

$$C_f = 0.13226$$

$$V_f = c_f (r_l - r_v/r_v)^{0.5}$$

$$V_f = 3.86871$$

diambil kec flooding = 80 %

$$V_f = 3.09496$$

Menghitung luas permukaan aktif (A_n)

$$A_n = Q_v/V_f = 0.02354 \text{ m}^2 \quad 23.54060$$

dari table 6-1, Trayball dirancang panjang weir 0,7 D dan luas tower dengan down spot sebesar 8,808%

$$A_t = A_n/(1-0.08808) = 0.19749 \text{ m}^2$$

Diam Puncak Menara (D)

$$D = (4 \times A_t/3.14)^{0.5} = 0.50157 \text{ m} = 1.64559 \text{ ft} = 50.15749 \text{ cm}$$

MENGHITUNG DIAMETER DASAR MENARA

Diketahui kondisi operasi

$$P = 1.5 \text{ atm}$$

$$T = 112.6 \text{ C} = 385.7\text{K}$$

HITUNG BM, DENSITY CAIRAN PADA T =

komponen	A	B	n	Tc	T	r	xi	xi.r	BM	Yi . BM
CHCl3				536.4	385.73	0.8790	0.0052	0.0046	119.5	
				0	5	0	4	1	0	0.62670
H2O				647.1	385.73	0.9980	0.9591	0.9572		17.2791
				0	5	0	5	3	18.02	0
Ca(CH3COO) 2					385.73	1.2300	0.0003	0.0003	158.0	
					5	0	1	9	0	0.04970
Ca(OH)2					385.73	1.2000	0.0157	0.0188		
					5	0	3	8	74.10	1.16581
CaCl2					385.73	1.3200	0.0157	0.0207	110.9	
					5	0	3	7	9	1.74614
CaOCl2					385.73	1.4340	0.0010	0.0015	127.0	
					5	0	5	0	0	0.13321
total							1	0.9622		21.0006
								3		5

$$\rho \text{ liq camp} = 0.96223 \text{ kgr/ml} = 962.22895 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{BM camp} = 21.00065$$

HITUNG DENSITY UAP RATA-RATA

komponen	xi	Tc	Pc	w	xi . Tc	xi . Pc	xi.w
CHCl3	0.0052	536.400	54.000	0.21	2.81305	0.28319	0.0011
	4			4			2
H2O	0.9591	647.100	0	0.88	620.6663	208.7111	0.8440
	5			0			6
Ca(CH3COO) 2	0.0003	883.000	47.500	0.38	0.27774	0.01494	0.0001
	1			0			2
Ca(OH)2	0.0157	853.000	39.500	0.34	13.42022	0.62145	0.0054
	3			4			1
CaCl2	0.0157	1,053.00	51.000	0.54	16.56681	0.80238	0.0085
	3			0			0
CaOCl2	0.0010	1,083.00	56.400	0.57	1.13592	0.05916	0.0006
	5			0			0
total					637.1773	209.6307	0.8507
	1				7	6	1

$$T_c, \text{ camp} = 637.17737 \text{ K}$$

$$P_c, \text{ camp} = 209.63076 \text{ atm}$$

$$w_c, \text{camp} = 0.85071$$

$$P = 1.5 \text{ atm}$$

$$T = 112.6 \text{ C} = 385.735 \text{ K}$$

$$Pr = P/P_c = 0.00716$$

$$Tr = T/T_c = 0.60538$$

$$R = (m^3 \text{ atm mol}^{-1} \text{ k}^{-1}) = 0.08200$$

$$V = (ZRT/P \cdot BM) = 981.69925$$

$$r \text{ vap camp} = 0.00102 \text{ gr/m}^3 = 1.01864 \text{ Kg/m}^3$$

$$Bo = 0.083 - (0.422/Tr^{1.6}) = -0.85903$$

$$B' = 0.139 - (0.172/Tr^{4.2}) = -1.27682$$

$$Z = 1 + (Bo + w \times B') (Pr/Tr) = 0.97701$$

$$V = (Z P T)/(BM \text{ camp} \cdot P) = 1,005.62651$$

$$r \text{ vap camp} = 1/V = 0.00099 \text{ gr/m}^3 = 0.99440 \text{ Kg/m}^3$$

Menghitung laju alir L dan V

Umpan masuk pada uap jenuh $q=0$

$$V_o - V = F (q - 1)$$

$$L_o' = L_o + F = 4,105.68681 \text{ Kmol/jam}$$

$$V' = V_o + F = 4,337.66837 \text{ Kmol/jam}$$

Menghitung perc volumetrik (Ql) dan uap (Qv)

$$Q_l = L_o/r_l \quad 0.02489 \quad \text{m}^3/\text{det}$$

$$Q_v = V/r_v \quad 0.24760 \quad \text{m}^3/\text{det} \quad 1.21169$$

Menghitung konstanta Flooding (Flv)

$$C_f = (a \log (1/Fl_v) + b) * ((s/0.02)^{0.2}) \quad \text{dari tabel 6.1}$$

$$\text{Treyball, } t = 0.9500 \text{ m}$$

$$a = 0.0744 t + 0.01173 = 0.08241$$

$$b = 0.0304 t + 0.015 = 0.04388$$

Menghitung surface tension campuran (s campuran)

komponen

komponen	Yi	A	Tc	n	T	s	syi
CHCl3	0.005		536.40		385.7	63.700	0.3340
	24		0		35	00	6
H2O	0.959		647.10		385.7	29.800	28.582
	15		0		35	00	69
Ca(CH3CO O)2	0.000		883.00		385.7	48.500	0.0152
	31		0		35	00	6
Ca(OH)2	0.015		853.00		385.7	67.200	1.0572
	73		0		35	00	6
CaCl2	0.015		1,053.0		385.7	28.300	0.4452
	73		00		35	00	4
CaOC12	0.001		1,083.0		385.7	40.500	0.0424
	05		00		35	00	8
total							30.476 98

dyne/c 0.030 N/
m = 48 m

$$Flv = (QL/QV) * ((rv / rl)^{0.5}) = 0.10219$$

$$Cf = 0.13739$$

$$Vf = Cf * ((rl - rv)/rv)^{0.5}$$

$$Vf = 7.09117$$

diambil kec flooding = 80 %

$$Vf = 5.67294$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$An = Qv/Vf = 0.04365 \text{ m}^2$$

$$At = An/(1-0.08808) = 0.36616 \text{ m}^2$$

Diam Dasar Menara (D)

$$D = (4 \times At/3.14)^{0.5} = 0.68296 \text{ m} = 2.24070 \text{ ft} = 68.29650 \text{ cm}$$

f). Menghitung Tebal Shell kolom

bahan konstruksi = Carbon Stell SA-283 Grade C

allowable working stress (f) = 12,650 psi

Eff.pengelasan (E) = 0.850

faktor korosi (C) = 0.125

P operasi = 1.200 atm

$$P = 1.1 \times P \text{ OPERASI} = 1.320 \text{ atm} = 19.40400 \text{ psi}$$

$$D \text{ menara atas (D)} = 1.94314 \text{ ft} = 23.31771 \text{ in}$$

$$\text{jari - jari menara atas (r)} = 11.65886 \text{ in}$$

$$t_s = (P \cdot r / fE - 0.6P) + C = 0.14606 \text{ in}$$

maka digunakan tebal shell standar = 3/16 in

g). Menghitung Tebal Head

Tebal Head menara bag puncak:

bahan yang dipakai sama dgn Shell, yaitu = TORISPHERICAL

$$ID = 1.64559 \text{ ft} = 19.74704 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2t_s = 20.03917 \text{ in}$$

Digunakan OD standar = 12.00000 in

dari tabel 5.7, Brownell =

tebal shell = 3/16

$$i_{cr} = 0.750 \text{ in}$$

$$r_c = 12 \text{ in} = 1.06680 \text{ m}$$

$i_{cr}/r = 6.25 > 6\%$, maka dipakai rumus =

$$W = 1/4(3 + (r_c/i_{cr})^{0.5}) = 1.750 \text{ in}$$

$$t_h = (P \cdot r \cdot W / 2 f E - 0.2 P) + C = 0.14341 \text{ in}$$

dipakai tebal head std yaitu = 3/16 in

Tebal Head menara bag BAWAH :

bahan yang dipakai sama dgn Shell, yaitu = TORISPHERICAL

$$ID = 2.24070 \text{ ft} = 26.88839 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2t_s = 27.26339 \text{ in}$$

Digunakan OD standar = 28.00000 in

dari tabel 5.7, Brownell =

tebal shell = 3/16

$$i_{cr} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r_c = 26 \text{ in}$$

$icr/rc = 6.73 > 6\%$, maka dipakai rumus =

$$W = 1/4(3+(r/icr)^{0.5}) = 1.71362 \text{ in}$$

$$th = (P \cdot r \cdot W / 2 f E - 0.2 P) + C = 0.16521 \text{ in}$$

dipakai tebal head std yaitu = 3/16 in

Straight flange, sf = 1,5 - 2 in

Nilai sf diambil = 2 in

Menghitung Tinggi Head puncak

dari tabel 5.6, Brownell, utk tebal 3/16 didapat :

$$Sf = 1.5 - 2, \text{ dipilih} = 2 \text{ in}$$

$$ID = 1.64559 \text{ ft} = 19.74704 \text{ in}$$

$$icr = 3/4 \text{ in}$$

$$r = 26 \text{ in} = 1.06680 \text{ m}$$

$$AB = (ID/2) - icr = 9.12352 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 25.25000 \text{ in}$$

$$b = r - (\text{sqr}(BC^2 - AB^2)) = 2.45592 \text{ in}$$

Tinggi head menara atas = $b + th + sf = 4.59933 \text{ in}$ (tinggi ruang puncak)

$$= 0.11682 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Head dasar

dari tabel 5.6, Brownell, utk tebal 3/16 didapat :

$$Sf = 1.5 - 2, \text{ dipilih} = 2 \text{ in}$$

$$ID = 2.24070 \text{ ft} = 26.88839 \text{ in}$$

$$icr = 1.750 \text{ in}$$

$$r = 26 \text{ in} = 1.06680 \text{ m}$$

$$AB = (ID/2) - icr = 11.69419 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 24.25000 \text{ in}$$

$$b = r - ((BC^2 - AB^2)^{0.5}) = 4.75598 \text{ in}$$

Tinggi head menara atas = $b + th + sf = 6.92119 \text{ in}$ (tinggi ruang dasar)

$$= 0.17580 \text{ m}$$

h). Menghitung tinggi total kolom kolom destilasi

$$\text{Tinggi ruang puncak} = 1,5 * \text{tray spacing} = 0.6858 \text{ meter}$$

$$\text{Tinggi ruang dasar} = 2 * \text{tray spacing} = 0.9144 \text{ meter}$$

$$N = 13.26$$

$$H = [(N-1) \text{tray spacing}] + \text{tinggi ruang puncak} + \text{tinggi dasar puncak}$$

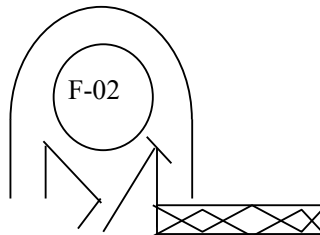
$$H = 13.2595 \text{ meter}$$

$$H \text{ total} = (N \text{ aktual} \times \text{tray spacing}) + (\text{th atas} + \text{Th bawah})$$

$$= 13.26 + 0.11682 + 0.17580$$

$$= 13.55 \text{ m}$$

6. Rotary Vacuum Filter



Kode : F – 02

Fungsi : Memisahkan Chloroform dari impuritasnya (CaSO₄)

Tujuan :

- a. Menentukan dimensi utama filter
- b. Menentukan tenaga blower

a. Menentukan dimensi utama filter

Material input :

Komponen	kg/jam	lb/jam	ρ (lb/ft ³)	X_i	ρ camp.
CHCl ₃	4330.808081	9545.10101	91.48	0.984	89.986107
H ₂ O	39.76813904	87.64897845	62.5	0.009	0.564541217

CaSO4	32.12922495	70.81281178	190.738	0.007	1.391931435
Total	4402.705445	9703.5628			91.94257965

Densitas larutan, $r = 91.94257965 \text{ lb/ft}^3$

Volume solid = 0.371256969

Laju alir volumetric :

$$V = 105.5393794 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Fraksi massa zat padat dalam umpan :

$$Q_s = 0.007$$

Bahan keluar :

Densitas filtrat, $\rho_{\text{filtrat}} = 91.48 \text{ lb/ft}^3$

Densitas cake, $\rho_{\text{cake}} = 190.738 \text{ lb/ft}^3$

Menentukan luas penyaring (A) ;

$$A_2 = \frac{C_v \cdot x \cdot V}{1 - \Delta PC}$$

(Brown, 234)

Menentukan konstanta filtrasi (K) :

$$K = \frac{g_c \cdot D_p^2 \cdot F \cdot Re}{32 \cdot F_f}$$

(Brown, 242)

Dimana

K : Permeabilitas cake, ft^3/dt^2

g_c : Gaya gravitasi, 32,2 ft/d

D_p : Diameter partikel, 0,039 in

FRe : Bilangan Reynold sebagai fungsi porositas

F_f ; faktor friksi sebagai fungsi porositas

Data cake :

Densitas cake, $r_{\text{cake}} = 190.738 \text{ lb/ft}^3$

Densitas air, $r_{\text{air}} = 62.5 \text{ lb/ft}^3$

Porositas, $X = 0.56$

Sphericity, $y = 0.25$

Dari fig. 219 Brown diperoleh $Fre = 90$

Dari fig. 220 Brown diperoleh $Ff = 40000$

Maka :

$$K = 2.39142E-08 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Untuk jenis Rotary Drum Vacuum Filter dengan mengabaikan tahanan saluran

$$\text{maka : } \frac{\Psi'}{N} = \frac{Cv}{A^2 (-\Delta P)} \left(\frac{V'}{N} \right)^2$$

dimana :

- A : Luas penyaringan, ft²
- V' : filtrat, ft³/dt
- y' : Fraksi tercelup
- N : Kecepatan putaran tiap detik, rps

$$Cv = \frac{\mu \rho x}{2 K [\rho_s (1 - x)(1 - X)] - \rho_x X}$$

dimana :

- m : viscositas filtrat
- r : densitas filtrat
- x : fraksi massa padatan slurry
- K : permeabilitas
- Ps : densitas padatan dalam cake
- X : porositas

$$\text{Volume filtrat : } v = 104.3408506 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Fraksi volume solid dalam filtrat, Q_s :

$$Q_s = 0.678668148$$

$$\mu_{\text{larutan}} = \mu_{\text{air}} \left[\frac{1 + 0,5 Q_s}{(1 - Q_s)^4} \right]$$

$$= 1.3E-01 \text{ lb/ft.dt} \quad 1281.901087 \quad 257.6806548$$

$$r_s = 190.738 \quad \text{lb/ft}^2$$

$$x = 0.007$$

$$C_v = 21573.48917 \text{ lb}$$

$$C_v = 12700 \text{ lb}$$

Kecepatan filtrat :

$$V' = 104.3408506 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0.02898357 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$A_2 = \frac{C_v (V')^2}{(\Delta P) \Psi' N} = \frac{2,315}{\Psi' x N}$$

Direncanakan :

$$\Psi' = 0.4$$

$$N = 1.45 \text{ rpm}$$

$$= 0.024199998 \text{ rps}$$

$$A_2 = 1872.185214 \text{ ft}^4$$

$$A = 43.26875564 \text{ ft}^2$$

Faktor over design diambil 20%, maka :

$$A = 51.92250676$$

Panjang drum ditentukan 1,5 D

$$51.92250676 = L \times 1,5 D$$

$$D = 4.803818239$$

$$L = 7.205727358$$

$$\text{Fraksi tercelup} = 0.33333333$$

$$= 33.33333333 \%$$

Menghitung tebal cake :

Volume filtrat per siklus :

$$dv = \frac{\rho_s (1 - x)(1 - X) - \rho \cdot x \cdot X}{x}$$

$$dv = 6450.667361$$

$$dv = 18.8926$$

$$v = 18.8926 \text{ dL}$$

$$\text{Dimana: } V' = 10.64462892$$

$$= 18.8926 \text{ L}$$

$$L = 0.563428481 \text{ ft}$$

$$CT = 5970.794384 \text{ dt}$$

$$= 99.51323973 \text{ menit}$$

Mencari ketetapan filtrasi CaSO₄ sebagai fungsi viskositas udara :

$$CaSO_4 = X L m F/a \quad (\text{Brown}, 223)$$

$$\text{Dimana } \mu: \text{ viskositas udara} = 1.21E-05 \text{ lb/ft dt}$$

$$CaSO_4 = 3342.6890 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \quad 5.773810325$$

$$\text{Kecepatan linier filtrat (} v_a \text{)} \quad (\text{Brown}, \text{per.} 170)$$

$$v_a = 0.117254105 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ dt}$$

Mencari residual saturation, S_r :

$$S_r =$$

$$(\text{Brown}, 224)$$

Dimana :

$$q : \text{ sudut pembentukan kontak awal cake} = 0^\circ$$

$$g : \text{ tegangan permukaan filtrat}$$

waktu pembentukan cake :

$$t = \frac{CL \cdot L^2}{(-\Delta P)}$$

$$CL = \frac{\mu (-\rho_s (1-x)(1-X) - \rho \cdot x \cdot X)}{2 \cdot K \cdot P \cdot x} \quad (\text{Brown}, 243)$$

$$CL = 1767329.129 \text{ lb/dt/ft}^4$$

$$= 30510.2$$

$$t = 60.31689699 \text{ detik}$$

$$t = 1.005281617 \text{ menit}$$

$$\frac{t}{CT} = 0.010101989$$

$$\frac{v_a}{Ca}$$

$$Ca$$

$$= 3.50778E-05$$

dari fig.256 Brown hal.250 didapat $Sr = 0.3$

Kebutuhan udara :

$$V_u = \left[\frac{V_a}{C_a} \right] \times C_a = 0.117254105 \text{ ft}^3 \text{ cycle}$$

· Menghitung kapasitas Blower

$$P = 10$$

$$\frac{-\Delta P}{L} = 1.387784953$$

$$K = 2.39142E-08 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Dari fig.258 Brown didapat $FT = 0.7$

Dianggap pressure drop sepanjang pipa diabaikan, sehingga :

$DP =$ (in Hg maka tekanan vacum) 10

$$DP = P \text{ atm} - 4 = 29,92 - 4 = 19.92 \text{ in Hg}$$

Tekanan rata-rata dalam cake = 24.46 in Hg

$$\text{Kapasitas Blower} : 2.142387897 \text{ ft}^3/\text{dt} = 128.5432738$$

$$P = 10 \text{ in Hg} = 707.2619 \text{ lb/ft}^2$$

dan dianggap efisiensi pada vacum adalah 80 %,maka :

$$P = 2.991$$

$$H_p = 3 H_p$$

RESUME

Tipe	= Rotary vacum filter
Diameter	=4.803818239 ft
Tinggi	= 7.205727358 ft
Waktu pembentukan cake	= 1.005281617 menit
Tenaga Blower	= 3 Hp

7. Pipa

Komponen	Jumlah	L/D	L (ft)	Le (ft)
Pipa lurus horizontal	40		270	270
Pipa lurus vertikal	32		295	295
Elbow standart 90°	50	30	1.5	75
Check valve fully open	14	135	3.5	49
Gate valve fully open	18	13	0.7	12.6
Sharp adged entrance (k=0,5)	12	46	2.5	30
Sharp adged exit (k=1,0)	15	90	5	75
Total		$\Sigma Le =$		806.60

8. Decanter

Fungsi : memisahkan hasil yang keluar dari hasil bawah ACD-01, untuk memisahkan produk dari H₂SO₄ dan airnya

Alat : tangki silinder horisontal

Kondisi : P = 1 atm

T = 450C

Komposisi Umpan

komponen	F _{mi} (kg/j)	ρ_i (kg/m ³)	Q _i (m ³ /j)	w _i	μ_i (cp)	
Aceton	98.03805665	318.8491	0.3075	0.0095	0.8300	
Chloroform	4330.808081	591.0178	7.3277	0.4179	0.4800	
H ₂ SO ₄	2390.22333	429.2571	5.5683	0.2307	8.3000	
H ₂ O	3,543.46	432.1972	8.1987	0.3419	0.7100	
	10,362.53	1771.3212	21.4022	1.0000	10.3200	

$\rho_f = 442.8303 \text{ kg/m}^3$

$\mu_f = 2.58$

$cp = 2.580E-03 \text{ kg/s.m}$

$Q_f = 21.4022 \text{ m}^3/\text{jam} = 5.945E-03 \text{ m}^3/\text{s}$

Komposisi fraksi ringan

komponen	F _{mi} (kg/j)	ρ _i (kg/m ³)	Q _i (m ³ /j)	w _i	μ _i (cp)
Aceton	-	-	-	-	-
Chloroform	4330.808081	591.0178	7.3277	0.98666567	0.4800
H ₂ SO ₄	23.14614533	429.2571	0.0539	0.00527327	8.3000
H ₂ O	35.38	432.1972	0.0819	0.00806106	0.7100
	4,389.34	1452.4721	7.4635	1	9.4900

$$\rho_L = 484.1573667 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 3.163333333$$

$$c_p = 3.163\text{E-}03 \text{ kg/s.m}$$

$$Q_L = 7.4635 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.073\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s}$$

Komposisi fraksi berat

komponen	F _{mi} (kg/j)	ρ _i (kg/m ³)	Q _i (m ³ /j)	w _i	μ _i (cp)
Aceton	98.03805665	318.8491	0.3075	0.0164	0.8300
Chloroform	-	-	-	-	-
H ₂ SO ₄	2367.077185	429.2571	5.5144	0.3963	8.3000
H ₂ O	3508.079267	432.1972	8.1168	0.5873	0.7100
	5973.195	1180.3034	10.0548	1.0000	9.8400

$$\rho_H = 393.4344667 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_H = 3.28$$

$$c_p = 3.280\text{E-}03 \text{ kg/s.m}$$

$$Q_H = 10.0548 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.793\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{s}$$

Dispersed Phase

$$\theta = 0.799$$

$\theta < 3,3$ berarti fase ringan terdispersi

Droplet settling rate (u_D)

Asumsi: $d = 150 \mu\text{m}$ (API standart desing)

$$d = 1.50\text{E-}04$$

$$\mu D = -3.517E-04 \text{ m/s}$$

menentukan luas permukaan interface

luas permukaan interface minimal =

$$A = -5.8951 \text{ m}^2$$

menentukan diameter Decanter

h bernilai negative karena interface di bawah $\frac{1}{2}$ tinggi

diambil $h = -0,3 D = -0,6 r$

$$I = 2(r^2 - h^2)^{1/2} = 1,6 r$$

Diambil $L = 3 D = 6 r$

$$A1 = I.L = 9,6 r^2 \quad \text{à } r = 0,3146 \text{ m}$$

Diambil :

$$r = 0.4 \text{ meter} = 15.748 \text{ inch}$$

$$D = 0.8 \text{ meter} = 31.496 \text{ inch}$$

$$h = -0.24 \text{ meter}$$

$$I = 0.64 \text{ meter}$$

$$L = 2.4 \text{ meter}$$

$$A1 = -4.8951 \text{ meter}^2$$

Menentukan interface level

$$AL = 0.3297 \text{ m}^2$$

$$AH = 0.1727 \text{ m}^2$$

$$P = \quad \quad \quad \text{m} \quad \quad \text{arccos}(h/r) =$$

$$DL = 0.5469 \text{ m}$$

$$DH = 0.5004 \text{ m}$$

Chek size of continuous Phase

$$UD < -5.706E-04 \text{ m/s}$$

$$d = 1.89253E-08 \quad 2.751E-04 \quad \text{m}$$

$$d = 34.595$$

chek coalescence Time

$$\text{diambil residence time} = \quad 5 \quad \text{MENIT}$$

$$\begin{aligned}
 t &= 300 \text{ detik} \\
 HD &= -0.342 \\
 HD/D &= -42.79299374 \\
 \text{check turbulence level} \\
 VL &= 6.288E-03 \text{ m/s} \\
 Nre &= 526.345 \\
 VH &= 1.617E-02 \text{ m/s} \\
 Nre &= 970.7199
 \end{aligned}$$

nilai $Nre < 5000$, problem kecil

menentukan diameter hole diffuser

diambil $hdif = \frac{1}{4} D = 0,2$ meter

baffle area, $ADif =$

$$= 0,1358 \text{ m}^2$$

diambil $\frac{1}{2}$ in diameter hole dengan $1 \frac{1}{2}$ in triangular pitch

open area =

diperoleh open area $0,1007 \text{ m}^2$

hole area = open area * baffle area

diperoleh hole area = 0.013675

$2,72\%$ dari decanter area

dalam perancangan hole area antara $2-10\%$ decanter area (memenuhi)

jumlah lubang = $108.065 \quad 43.55095541$

110 holes

menentukan diameter nozzle feed, light liquid dan heavy liquid

$$D_{opt} = 226.L^{0,5}.\rho^{-0,35}$$

(coulson and Richardson, 1983)

	Feed	Light liquid	Heavy liquid
L, kg/s	0.4762	0.3139	0.1323
ρ , kg/m ³	815.5325	788.4946	880.7536
D_{opt} , mm	14.9279	12.8365	7.6593

In	0.5877	0.5054	0.3015
D standart IPS, in	$\frac{3}{4}$	$\frac{3}{4}$	$\frac{3}{8}$
Sch no	40	40	40
OD, in	1.05	1.05	0.675
ID, in	0.825	0.825	0.493
Flow area per pipe, in ²	0.534	0.534	0.192

Mechanical design

Tebal shell

Bahan : stainless stell SA 167 grade C tipe 316

P operasi = 1 atm = 14.696 psi

P design = 1.2 atm = 17.6352 psi

$r_i = 0.4 \text{ m} = 15.748 \text{ inch}$

$f = 18750 \text{ psi}$

$C = 0.125 \text{ in}$

$E = 0.8$

$t_s = 0.143527678 \text{ in}$

dipilih t_s standart $\frac{3}{16} \text{ in}$

dari table 5.8 (brownell and young, 1979) untuk head = $\frac{3}{16} \text{ in}$ diperoleh

$sf = 1,5 - 2,25$

dipilih : $sf = 2 \text{ in}$

$icr = 5.4262 \text{ in}$

$a = ID/2 = 15.748 \text{ in}$

$AB = a - icr = 10.3218 \text{ in}$

$BC = 2r - icr = 26.0698 \text{ in}$

$AC = 23.93940093 \text{ in}$

$B = 7.556599072 \text{ in}$

Tinggi head $OA = t_s + b + sf = 9.70012675 \text{ in}$

LAMPIRAN D

EVALUASI EKONOMI

Analisa Perhitungan : 1 tahun (330 hari)

Nilai mata uang : Rp 10.065/US\$ (Sumber : KOMPAS 24 November 2005)

Tahun Evaluasi : 2011

1. Perhitungan Production Cost (biaya produksi)

A. Capital Investment

A. 1. Fixed Capital Investment

A. 2. Working Capital Investment

B. Manufacturing Cost

B. 1. Direct Manufacturing Cost

B. 2. Indirect Manufacturing Cost

B. 3. Fixed Manufacturing Cost

C. General Expense

C. 1. Administration

C. 2. Sales

C. 3. Research

C. 4. Finance

2. Analisa Kelayakan

a. Keuntungan/profit

b. Return On Investment (ROI)

c. Pay Out Time (POT)

d. Break Even Point (SDP)

PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (Production Cost)**1. CAPITAL INVESTMENT****1.1. Fixed Capital Investment**

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi perekonomian yang ada. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa yang lalu hingga diperoleh harga alat pada masa mendatang.

Tabel D.1. Index CEP tahun 2005 – 2022

Tahun	Index (y)
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	607.5
2020	596.2
2021	708.0
2022	813.0

(Sumber: *Chemical Engineering Progress*, Juni 2022)

Diasumsikan perubahan indeks yang terjadi merupakan fungsi linear maka dapat dibuat suatu persamaan pendekatan :

$$y = 11,16x - 21891$$

dengan: x = tahun

y = plant cost index

Sehingga pada tahun 2028 indeks CEPCI sebesar:

$$\begin{aligned}y &= 11,16x - 21891 \\ &= 11,16(2028) - 21891 \\ &= 741.48\end{aligned}$$

Untuk menentukan harga alat-alat pada tahun 2010 digunakan rumus :

$$E_y = E_x \times \left[\frac{N_y}{N_x} \right]$$

(Aries & Newton, hal 16)

E_y = harga alat pada tahun pabrik berdiri

E_x = harga alat pada tahun referensi

N_y = indeks tahun pabrik berdiri

N_x = indeks tahun referensi

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

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries \& Newton, hal 15})$$

dengan:

E_b = harga alat dengan kapasitas dicari

E_a = harga alat dengan kapasitas diketahui

C_a = kapasitas alat A

C_b = kapasitas alat B

Dalam perhitungan analisa ekonomi ini dipakai dasar buku:

Aries, R. and Newton R, 1995, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”

Peters, M.S and Timmerhaus, K. D, 1990, “*Plant Design and Economic for Chemical Engineer’s*”

Ulrich, G.D, 1984, “*Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*”

Web master and www.matche.com

Dari perhitungan didapat daftar harga alat yang kemudian ditabelkan sebagai berikut:

No	Nama Alat	Kode	Bahan	Satuan	Jumlah	Harga total
1	Tangki asam sulfat	T-01	Stainless Steel	V, ft3	2	180976.2154
2	Tangki aceton	T-02	Carbon Steel grade C	V, ft3	2	265014.7549
3	Tangki chloform	T-03	Carbon Steel grade C	V, ft3	2	442899.9867
4	Tangki Hold-up	HT-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	194213.6354
5	Bin CaOCl ₂	B-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	5976.440163
6	Bin CaO	B-02	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	5186.95317
7	Pompa asam sulfat	P-01	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
8	Pompa aceton	P-02	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
9	Pompa air	P-03	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	9134.369818
10	Pompa produk mixer 1	P-04	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	10121.23314
11	Pompa produk filter 1	P-05	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	10121.23314
12	Pompa produk destilasi 1	P-06	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
13	Pompa produk acidifier	P-07	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	10121.23314
14	Pompa produk bawah decanter	P-08	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
15	Pompa produk bawah decanter	P-09	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
16	Pompa produk filter 2	P-10	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
17	Pompa produk bawah stripper	P-11	Carbon Steel grade C	Dpipa, in	1	8739.635479
18	Mixer-1	M-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	82462.05651

19	Mixer-2	M-02	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	82620.1627 2
20	Acidifier	ACD-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	74172.4522 5
21	Reaktor	R-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	6	1287308.51 8
22	Destilasi-1	D-01	Carbon Steel grade C	D&H, meter	1	549679.847
23	Stripper-1	ST-01	Carbon Steel grade C	D&H, meter	1	168863.269
24	HE-1	HE-01	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	27489.9286 6
25	HE-2	HE-02	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	32818.9612 8
26	HE-3	HE-03	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	32479.5055
27	HE-4	HE-04	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	32479.5055
28	Kondensor-1	Cd-01	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	53345.6047 8
29	Decanter	DC-01	Carbon Steel grade C	V, ft3	1	265425.900 6
30	Rotary vacuum filter 1	F-01	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	160387.662 8
31	Rotary vacuum filter 2	F-02	Carbon Steel grade C	A, ft2	1	160387.662 8
32	Screw Conveyor CaOCl ₂	SC-01	Carbon Steel grade C	L&D, ft	1	26108.331
33	Screw Conveyor CaO	SC-02	Carbon Steel grade C	L&D, ft	1	20581.9220 5
34	Bucket Elevator 1	BE-01	Carbon Steel grade C	H, ft	1	24331.9806 9
35	Bucket Elevator 2	BE-02	Carbon Steel grade C	H, ft	1	18608.2137 3
		Total				4294494.98 8

Harga dalam rupiah adalah US \$ 2.521.049,49

A. Evaluasi Ekonomi Plant

1. Capital Investment

1.1. Purchased Equipment Cost

Tabel D.4. Purchased Equipment Cost

No	Uraian	Biaya (US\$)
1	Harga alat (EC)	4,294,494.99
2	Biaya angkutan sampai pelabuhan (15% EC)	644,174.25
3	Asuransi pengangkutan (2% EC)	85,889.90
4	Provisi Bank (0,3% EC)	21,472.47
5	EMKL (1% EC)	42,944.95

6	Pajak barang impor (20% EC)	644,174.25
7	Biaya transportasi dari pelabuhan ke lokasi (5% EC)	21,472.47
Total		5,733,150.81

Total PEC = US \$ 5,733,150.81

1.2. Instalasi

(Aries & Newton, halm 77)

Pemasangan alat	43%	PEC	
Material	11%	630,646.59	
Labor	32%	1,834,608.26	
Jmlh man hour		49,584.01	
Ongkos asing		91,730.41	US \$
ongkos indonesia		1,427,275.64	US \$

Total instalasi **2,149,652.64** US \$
Rp. 32,216,177,772.6880

Pemipaan	86%		
Material	49%	2,809,243.90	US\$
Labor	37%	2,121,265.80	US\$
Jmlh man hour		57,331.51	
Ongkos asing		106,063.29	US \$
ongkos indonesia		24,509,219,707.97	RP
		1,635,399.12	US \$
Total pemipaan		4,550,706.31	US\$
		Rp. 68,200,024,764.0664	

Instrumentasi	30%		
Material	24%	1,375,956.19	US\$
Labor	6%	343,989.05	US\$
jmlh man hour		9,297.00	
Ongkos asing		17,199.45	US\$
Ongkos indonesia		3,974,468,060.75	Rp
		265,199.86	US\$
Total		1,658,355.50	US\$
		Rp. 24,853,259,857.4706	

Isolasi	8%		
Material	3%	171,994.52	
Labor	5%	286,657.54	
Jmlh man hour		7,747.50	

Ongkos asing	14,332.88	US \$
ongkos indonesia	3,312,056,717.29	RP
	220,999.88	US \$
Total	407,327.28	US\$
	Rp. 6,104,487,718.9120	

Bangunan

Luas bangunan 12,800.00 m2

Harga	4,000,000.00	/m2
Biaya bangun	51,200,000,000.00	Rp
Total dlm \$	3,416,364.79	US\$
	Rp. 51,200,000,000.0000	

Tanah dan perbaikan jalan

luas tanah 21,550.00 m2

harga tanah 4,000,000.00 /m2
biaya tanah 86,200,000,000.00 Rp

perbaikan jalan 10%	8,620,000,000.00	Rp
Total dlm \$	6,326,947.44	US\$
	Rp. 94,820,000,000.0000	

Utilitas

Utilitas 75% PEC 4,299,863.11 US\$
Rp. 64,440,715,421.9712

Electrical Cost

electrical 12% PEC	12%	
Material	7%	401,320.56 US\$
Labor	5%	286,657.54 US\$
Jmlh man hour		7,747.50
Ongkos asing		14,332.88 US \$
ongkos indonesia		3,312,056,717.29 RP
		220,999.88 US \$
Total		636,653.32 US\$

Rp. 9,541,325,874.7505

Environmental 30% PEC

1,719,945.24 US \$

Rp. 25,776,286,168.7885

Total physical plat cost (PPC)

Jenis PPC	Biaya US \$
PEC	5,733,150.81
Instalasi	2,149,652.64
Pemipaan	4,550,706.31
Instrumentasi	1,658,355.50
Insulasi	407,327.28
Listrik	636,653.32
Bangunan	3,416,364.79
Tanah&perbaikan	6,326,947.44
Utilitas	4,299,863.11
Evirotment	1,719,945.24
Total	30,898,966.45

PPC 30,898,966.45 US\$

Rp. 463,073,231,474.61

Direct plant cost (DPC) PPC + Engineering & construction

PPC = 30898966.45 US\$

Engineering & construction = 6179793.29 US\$

DPC = 37,078,759.74 US\$

Rp. 555,687,877,769.53

Contactor fee = 7%DPC

2,595,513.18 US\$

Rp. 38,898,151,443.87

Contingency 25% DPC

9,269,689.93 US\$

Rp. 138,921,969,442.38

Fixed capital (FC)

PPC	30898966.45
Contactor fee	2595513.18
Contingency	9269689.93
total	42764169.56
FC	42,764,169.56 US\$
	Rp. 640,893,352,360.86

Plant start up	7.5% FC
	3,207,312.72 US\$
	Rp. 48,067,001,427.06
FCI	45,971,482.28 US\$
	Rp. 688,960,353,787.92

Manufacturing cost**a) Direct manufacturing cost**

Bahan baku	Harga/kg (Rp)	Kebutuhan(k g/jam)	Kebutuhan (kg/thn)	Harga (\$/thn)
Asam Sulfat	0.20	24.39	193159.21	38,631.84
Aceton	0.90	2451.13	19412986.34	17,471,687.70
Kaporit	0.50	26509.55	209955667.45	104,977,833.72
CaO	0.20	13.37	105878.65	21,175.73
Total				122,509,329.00

Total biaya bhn baku = 122,509,329.00 US\$

Biaya transportasi

5% dr harga bahan baku = 6,125,466.45 US\$

Total biaya bhn baku = 128,634,795.45 US\$

= Rp. 1,927,809,802,630.92

Labor

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln (Rp)	Total gaji/th
1.	Foreman	13	3,500,000.00	500,500,000.00
2.	Karyawan	33	3,000,000.00	1,089,000,000.00
Total		46		1,589,500,000.00
Total dalam US \$				106,060.78
Total dalam Rupiah				1,589,500,000.00

Supervision

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bl (Rp)	Total gaji/th
1.	Kepala Bagian	2	5000000	110,000,000.00
2.	Kepala Seksi	4	4300000	189,200,000.00
Total gaji dalam 1 tahun dalam Rp				299,200,000.00
Total gaji dalam 1 tahun dalam US\$				19,964.38 US\$

Annual maintenance cost 6% FCI

Total maintenance = 2,758,288.94 US\$

= Rp. 41,337,621,227.28

Plant supplies = 15% maintenace

Total plant supplies = 413,743.34 US\$

= Rp. 6,200,643,184.09

Royalti & patent

Kapasitas pertahun = 35,000.00 ton/thn

Harga produk = 6.00 US\$/kg

Pejualan/thn = 210,000,000.00 US\$/thn

= Rp. 3,147,204,900,000.00

3% dr harga jual produk = 6,300,000.00 US\$

= Rp. 94,416,147,000.00

utilitas

25-50 % ambil 37.5% dr bangunan + contegency

bangunan + contingency = 12,686,054.72 US\$

Biaya = 4,757,270.52 US\$

= Rp. 71,295,738,540.89

Waste 0.1% Sales 210,000.00

Total biaya bhn baku = 128,634,795.45

Total labor = 106,060.78

Total supervision = 19,964.38

Total maintenance = 2,758,288.94

Total plant supplies = 413,743.34

Royalties and Patent Cost = 6,300,000.00

Utilitas = 4,757,270.52

Total direct man cost = 142,990,123.41 US\$

= Rp. 2,142,948,652,583.1800

b) Indirect cost**Payrol overhead**

15-20% labor ambil 17.5% = 18,560.64 US\$

= Rp.278,162,500.00

Laboratorium

10-20% labor ambil 15% = 15,909.12 US\$

= Rp. 238,425,000.00

Plant overhead

50-100% labor ambil 75% = 79,545.58 US\$

= Rp. 1,192,125,000.00

Shipping & transportasion produk

10% sales price = 21,000,000.00 US\$
= Rp. 314,720,490,000.00

Total indirect Man Fact =
= 21,114,015.34 US\$
= Rp. 316,429,202,500.00

c) fixed manufacturing

Depresiasi = 8-10% FCI ambil 10%
= 9% FCI
= 4,137,433.41 US\$
= Rp. 62,006,431,840.91

Property taxes

1-2% FCI ambil 1,5 % = 689,572.23 US\$
= Rp. 10,334,405,306.82

Asuransi

1% FCI = 459,714.82 US\$
= 6,889,603,537.88

Total fixed Man Fact = 5,286,720.46 US\$
= 79,230,440,685.61

Total Manufacturing cost

= 169,390,859.21 US\$
= 2,538,608,295,768.79

Working Capital**a. Raw material inventory**

Bahan baku	Harga/kg (Rp)	Kebutuhan (kg/jam)	Harga (\$) dlm 1 jam	15 hari
H2SO4	2997.34	24.39	4.88	1,755.99
Aceton	13488.02	2,451.13	2,206.02	794,167.62
Kaporit	7493.35	26,509.55	13,254.78	4,771,719.71
CaO	2997.34	13.37	2.67	962.53
Total		28,998.45	15,468.35	5,568,605.86

$$\begin{aligned} \text{Biaya u/ 1/2 bln} &= 5,568,605.86 \text{ US/bln} \\ &= 83,454,969,810.86 \text{ Rp/bln} \end{aligned}$$

$$\text{Total raw material inventory} = 5,568,605.86 \text{ US\$}$$

$$\begin{aligned} \text{b) inproses inventory} & \quad \text{Waktu produksi 4 jam 0.5\% MC} \\ &= 534.69 \text{ US\$} \\ &= 8,013,283.7619 \text{ Rp/bln} \end{aligned}$$

c) Produk inventory

$$\begin{aligned} \text{1 bln dr manufacturing cost} &= 14,115,904.93 \text{ US\$} \\ &= 211,550,691,314.0660 \text{ Rp/bln} \end{aligned}$$

d) Extended credit

$$\begin{aligned} \text{1 bln dr sales price} &= 17,500,000.00 \text{ US\$} \\ &= 262,267,075,000.0000 \text{ Rp/bln} \end{aligned}$$

e) Available cash

$$\begin{aligned} \text{1 bln MC} &= 14,115,904.93 \text{ US\$} \\ &= 211,550,691,314.0660 \text{ Rp/bln} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total working capital} &= 51,300,950.42 \text{ US\$} \\ &= \text{Rp. } 768,831,440,722.76 \end{aligned}$$

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji/tahun
Direktur	1	35,000,000	420,000,000
Manajer	3	20,000,000	660,000,000
Staff ahli	3	17,000,000	561,000,000
Kepala bagian	3	15,000,000	495,000,000
Kepala seksi proses	6	11,500,000	759,000,000
Kepala seksi non proses	5	10,000,000	550,000,000
Dokter	2	8,000,000	176,000,000
Karyawan proses	36	7,500,000	2,970,000,000
Karyawan non Proses, Sekretaris			1,925,000,000
Bagian	25	7,000,000	
Karyawan biasa	20	5,000,000	1,100,000,000
Sopir	4	3,500,000	154,000,000
Cleaning service	6	2,700,000	178,200,000
Satpam	9	3,250,000	321,750,000
Total	123		10,269,950,000
dalam US\$			685,271.40

Total mangement salaries

= Rp. 10,269,950,000.00

= 685,271.40 US\$

legal fee & auditing

Tiap tahun = Rp. 100,000,000.00

= 6,672.59 US\$

Peralatan kantor

= Rp. 250,000,000.00

= 16,681.47 US\$

Total administrasi**= Rp. 10,619,950,000.00****= 708,625.45 US\$****b) Sales****3 % sales price****= 6,300,000.00 US\$****= Rp. 94,416,147,000.00****c) Riset****2-4% penjualan****= 6,300,000.00 US\$****= Rp. 94,416,147,000.00****d) Finance****Finance****= Rp. 299,880,349,198.42****= 20,009,778.62 US\$****Total General Ex (GE) = 33,318,404.08 US\$****= Rp. 499,332,593,198.42****Analisa kelayakan****Biaya produksi****= 202,709,263.28 US\$****= Rp. 3,037,940,888,967.21****Penjualan produk****= 210,000,000.00 US\$****= Rp. 3,147,204,900,000.00****Keuntungan sblm pajak = 7,290,736.72 US\$****= Rp. 109,264,011,032.79****Pajak 20% keuntungan = 1,458,147.34 US\$**

= Rp. 21,852,802,206.56

Keuntungan sesudah pajak

= 5,832,589.37 US\$

= Rp. 87,411,208,826.23

Percent profit on sales

a) POS sblm pajak = 3.47 %

b) POS stlh pajak = 2.78 %

Percent Return Investment

a) ROI sblm pajak = 17.05 %

b) ROI stlh pajak = 13.64 %

POT

a) POT sblm pajak = 3.87 thn

b) POT sesudah pajak = 4.41 thn

BEP

a) Fa = 5,286,720.46 US\$

= Rp. 48,109,156,207.21

b) Va = 160,692,065.97 US\$

= Rp. 1,462,297,800,339.07

c) Ra = 36,730,476.85 US\$

= Rp. 334,247,339,339.04

d) Sa = 210,000,000.00 US\$

= Rp. 1,911,000,000,000.00

BEP = 69.10 %

SDP = 46.70 %

DCI

SV 10% FCI = 4,276,416.96 US\$

$$= \text{Rp. } 64,089,335,236.09$$

Umur pabrik

$$\text{FC} = 42,764,169.56 \text{ US\$}$$

$$\text{SV} = 4,276,416.96 \text{ US\$}$$

$$\text{Depresiasi} = 4,137,433.41 \text{ US\$}$$

$$= 9.30 \text{ thn}$$

$$\text{CF} = 29,979,801.40 \text{ US\$}$$

$$= \text{Rp. } 449,297,989,865.56$$

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

$$\text{FC} = 42,764,169.56$$

$$\text{WC} = 51,300,950.42$$

$$\text{SV} = 4,276,416.96$$

$$i = 0.42108010$$

$$\text{ruas kiri} = 2,472,499,024.62$$

$$\text{ruas kanan} = 1,847,820,585.84$$

$$\text{selisih} = -624,678,438.78$$

KESIMPULAN

1. *Persen Return On Investment* sebelum pajak adalah 17,05% dan 13,64% setelah pajak.

Batas ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimal 11%, sedangkan pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah 44%.

2. *Persen Profit On Sales* sebelum pajak adalah 3,47% dan 2,78% setelah pajak.

3. *Pay Out Time* sebelum pajak 3,87 tahun dan 4,41 tahun setelah pajak.

Batas maksimum *Pay Out Time* untuk pabrik kimia dengan resiko rendah 5 tahun dan untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah 2 tahun.

4. Break Event Point pabrik ini adalah 69,10%

Syarat *Break Event Point* maksimal adalah 60% untuk mendapat kredit dari bank.

5. *Shut Down Point* adalah 46,70%

6. Investasi yang dapat menarik pihak investor jika nilai ROI-nya 1,5-2 kali bunga bank. Oleh karena bunga bank di Indonesia relative tinggi maka pabrik kurang ekonomis jika menggunakan modal dari dalam negeri. Untuk mengatasi hal tersebut, maka dicer investor dari luar negeri dengan pinjaman dana dari bank luar negeri karena tingkat suku bunga bank luar negeri relative rendah, maksimum 5% tiap tahun. Dengan melihat data ekonomi dan perbandingan antara ROI dan suku bunga bank di luar negeri, maka pabrik akan menguntungkan secara ekonomis.

Dari hasil Evaluasi Ekonomi di atas, Pabrik Chloroform kapasitas 25.000 ton/tahun layak untuk didirikan.