

PRA RENCANA PABRIK
TRIKLOROASETALDEHID MONOHIDRAT
DENGAN PROSES KLOMINASI
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR

SKRIPSI

Disusun Oleh :

PRIMA ANGGRAINI 1514904



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2018

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK TRIKLOROASETALDEHID MONOHIDRAT DENGAN PROSES KLORINASI KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR

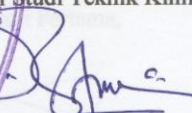
SKRIPSI

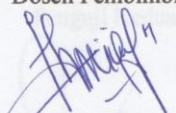
**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

PRIMA ANGGRAINI 1514904

Malang, 23 Januari 2018

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia

M. Istiaeny Hudha, ST, MT.
NIP P 1030400400

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

Faidliyah Nilna Minah, ST.MT
NIP. P. 1030400392

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : PRIMA ANGGRAINI
NIM : 1514904
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK TRIKLOROASETALDEHID
MONOHIDRAT DENGAN PROSES KLOMINASI
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON /TAHUN
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :
Hari : Kamis
Tanggal : 25 Januari 2018
Nilai : B+



Ketua,

M. Istiaeny Hudha, ST. MT.
NIP. P. 1030400400

Sekretaris,

Rini Kartika Déwi, ST. MT.
NIP. P. 1030100370

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,

Prof. Dr. Ir. Tri Poespawati MT.
NIP. 19580802199103

Penguji Kedua,

Dr. Nanik Astuti Rahman, ST. MT.
NIP. P. 1030400391

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : PRIMA ANGGRAINI
NIM : 1514904
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

**TRIKLOROASETALDEHID MONOHIDRAT
DENGAN PROSES KLOMINASI
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Januari 2018

Yang membuat pernyataan,



PRIMA ANGGRAINI
NIM. 1514904

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehyd Monohidrat dengan Proses Klorinasi Kapasitas Produksi 30.000 Ton/Tahun ”** dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Lalu Mulyadi, MT., selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Dr. Ir. F. Yudi Limpraptono, MT., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST, MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Ibu Faidliyah Nilna Minah.ST.,MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/ Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh sebab itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini.

Malang, Januari 2018

Penyusun

INTISARI

Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat dengan Proses Klorinasi ini mengambil lokasi pendirian di Jl. Amerika, Desa Citangkil, Kota Cilegon, Provinsi Banten dengan kriteria sebagai berikut:

- Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun
- Waktu operasi : 330 hari
- Bahan utama : Klorin
- Utilitas : Air, steam, listrik, bahan bakar, dan Amonia
- Organisasi Perusahaan
 - ✓ Bentuk : Perseroan Terbatas
 - ✓ Struktur : Garis dan staff
 - ✓ Karyawan : 282 orang
- Analisaekonomi
 - ✓ TCI : Rp. 729.075.560.106
 - ✓ ROI_{AT} : 14%
 - ✓ POT : 3,4067 tahun
 - ✓ BEP : 56,36%
 - ✓ IRR : 15%

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat dengan proses Klorinasi kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
INTISARI	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN.....	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX TATA LETAK.....	IX – 1
BAB X STRUKTUR ORGANISASI	X – 1
BAB XI ANALISIS EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	APP A – 1
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	APP B – 1
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	APP C – 1
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS	APP D – 1
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	APP E – 1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.5.1	Daftar harga Bahan baku dan produk	I-4
Tabel 1.5.2	Analisa kebutuhan dan hasil reaksi pada pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat.....	I-5
Tabel 1.6.1	Data impor trikloroasetaldehid monohidrat 2012-2016	I-5
Tabel 1.4.	Volume serta kenaikan ekspor dan impor karbon dioksida di Indonesia tahun 2011-2015	I-7
Tabel 7.1.	Alat- alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan	VII-4
Tabel 7.2.	Alat- alat keselamatan kerja.....	VII-8
Tabel 9.1.	Keterangan dan rincian luas pabrik	IX-7
Tabel 10.1.	Jadwal kerja karyawan pabrik	X-12
Tabel 10.2.	Perincian kebutuhan tenaga kerja	X-16
Tabel 10.3.	Daftar gaji karyawan per bulan	X-19
Tabel 11.1	<i>Cash flow</i> untuk NPV selama 10 tahun	XI-11
Tabel 11.2	<i>Cash flow</i> untuk IRR	XI-11

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Peta Indonesia	I-10
Gambar 1.2.	Peta pulau jawa.....	I-10
Gambar 1.3.	Peta provinsi Banten.....	I-10
Gambar 1.4.	Peta lokasi Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat.....	I-10
Gambar 2.1.	Blok diagram pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat	II-1
Gambar 9.1.	Peta Indonesia	IX-3
Gambar 9.2.	Peta pulau jawa.....	IX-
Gambar 9.3.	Peta provinsi Banten.....	IX-3
Gambar 9.4.	Peta lokasi Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat.....	IX-3
Gambar 9.5.	Skema tata letak Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat.....	IX-6
Gambar 9.6.	Lay out peralatan Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat	IX-9
Gambar 10.1	Struktur organisasi Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat.....	X-9
Gambar 11.1.	<i>Break Even Point</i>	XI-8
Gambar 11.2.	Kapasitas pada Keadaan <i>Shut Down Rate</i>	XI-10

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Trikloroasetaldehid monohidrat merupakan senyawa kimia yang berbentuk Kristal jernih tak berwarna dengan rumus molekul $\text{CCl}_3\text{CH}(\text{OH})_2$ yang memiliki berat molekul 165,4 gram/mol. Dimana memiliki titik didih 96°C serta titik lebur 57°C , serta mudah larut dalam air dingin, dietil eter, dan aseton. Selain itu trikloroasetaldehid monohidrat juga dikenal dengan nama chloral hidrat.

Trikloroasetaldehid monohidrat banyak digunakan sebagai bahan obat penenang, bahan pembuatan DDT, serta bahan pada pembuatan polyester.

Jika merujuk pada data badan pusat statistik, Indonesia masih sangat membutuhkan trikloroasetaldehid monohidrat. Ini dikarenakan dapat dilihat dari peningkatan impor bahan tersebut dari tahun ke tahun.

Hingga saat ini kebutuhan akan bahan trikloroasetaldehid monohidrat masih harus mengimpor dari Negara lain yakni Amerika Serikat. Mengingat hal tersebut maka di Indonesia perlu didirikan pabrik trikloroasetaldehid monohidrat. Ini karena dengan di didirikannya pabrik tersebut maka angka impor untuk bahan trikloroasetaldehid monohidrat dapat di tekan, selain itu pula dengan adanya pabrik ini secara tidak langsung juga dapat memperluas lapangan pekerjaan (*Patent, US 2616929 A, US 2752320 A*).

1.2. Sejarah dan Perkembangan Industri Trikloroasetaldehid Monohidrat

Trikloroasetaldehid monohidrat adalah pertama kali disintesis oleh J. von Liebig pada tahun 1832 dengan mereaksikan klor dan etanol. Awalnya pada tahun 1869 trikloroasetaldehid monohidrat digunakan dalam campuran obat penenang dan merupakan pendahulu dari bahan insektisida yang terkenal yaitu DDT. Trikloroasetaldehid monohidrat atau disebut juga kloral hidrat adalah bahan kimia penting di tahun 1960an, tapi kepentingannya terus menurun sejak saat itu karena penggunaan DDT telah dibatasi di Amerika, tetapi di daerah tropis kloral hidrat masih diproduksi (*Ullmann's, 2005*).

1.3. Kegunaan Trikloroasetaldehid Monohidrat

Penggunaan utama Trikloroasetaldehid monohidrat adalah :

1. Trikloroasetaldehid monohidrat sebagai bahan utama produksi dari DDT insektisida. Jumlahnya jauh lebih kecil digunakan untuk membuat insektisida lainnya (methoxychlor, naled, trichlorfon, dichlorvos), herbisida (trichloroacetic acid).
2. Sebagai obat penenang (chloral hydrate, chloral betaine, α -chloralose, dan natrium triclofos) (*Ullmann's, 2005*).

1.4. Sifat – Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Ethanol

a. Sifat-sifat fisik :

Titik didih	: 78,32 °C
Titik lebur	: - 114,1 °C
Bentuk	: cair, tak berwarna
Densitas	: 0.7893 g/cm ³
Rumus molekul	: C ₂ H ₆ O
Berat molekul	: 46,04 g/mol
Temperatur kritis	: 243,1 °C
Tekanan kritis	: 63 atm

b. Sifat-sifat kimia :

Kelarutan	: larut dalam air
-----------	-------------------

(Kirk and Othmer, Edisi 4)

2. Klorin

a. Sifat-sifat fisik :

Titik didih	: - 34,1 °C
Titik lebur	: - 101 °C
Bentuk	: gas berwarna kuning kehijauan
Densitas	: 1,41 g/cm ³
Rumus molekul	: Cl ₂
Berat molekul	: 70,906 g/mol
Temperatur kritis	: 143,9 °C

Tekanan kritis : 76 atm

b. Sifat-sifat kimia :

Kelarutan : pada air dingin sangat sedikit larut (7,41 g/l)

(Perry, Edisi 8, 2008)

3. Amonia

a. Sifat-sifat fisik :

Titik didih : - 33,35 °C

Titik lebur : - 69,2 °C

Bentuk : Cair tidak berwarna

Densitas : 0,639 g/cm³ (@ 0 °C)

Rumus molekul : NH₃

Berat molekul : 17,03 g/mol

Temperatur kritis : 133 °C

b. Sifat-sifat kimia :

Kelarutan : mudah larut dalam pada air dingin (42,8 g/l @ 0 °C)

(Perry, Edisi 8, 2008)

1.4.2. Spesifikasi Produk

1. Trikloroasetaldehid monohidrat

a. Sifat-sifat fisik :

Titik didih : 96 °C

Titik lebur : 57 °C

Bentuk : Serbuk jernih tidak berwarna

Densitas : 1,9081 g/cm³

Rumus molekul : CCl₃CH(OH)₂

Berat molekul : 165,4 g/mol

b. Sifat-sifat kimia :

Kelarutan : Mudah larut dalam air (660 g/100 ml @ 20 °C), dietil eter, aseton

2. Hidrogen klorida

a. Sifat-sifat fisik :

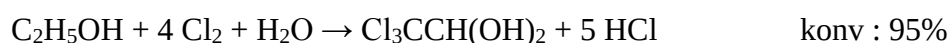
Titik didih	: - 85,05 °C
Titik lebur	: - 114,22 °C
Titik beku	: -112 °C
Bentuk	: Cair
Densitas	: 13,4 g/cm ³
Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,46 g/mol

b. Sifat-sifat kimia :

Kelarutan	: larut dalam alkohol, ether, benzene, methanol
	Mungkin dapat bereaksi dengan adanya perubahan panas jika terjadi kontak dengan air (Kirk and Othmer, Edisi 4)

1.5. Analisa Pasar

Pada pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat dari etanol dan klorin persamaan reaksinya adalah sebagai berikut :



Tabel 1.5.1. Daftar Harga

Komponen	Berat Molekul	Harga (\$/ton)	Biaya BB (\$)	Hasil (\$)
C ₂ H ₅ OH	46,07	210	9.674,7	
Cl ₂	70,91	150	10.636,5	
Cl ₃ CCH(OH) ₂	165,42	2.262		374.180
HCl	36,47	300		10.941

Dari hasil perhitungan *stoichiometry*, akan didapat pemakaian bahan dan hasil produksi dari reaksi tersebut seperti yang terlihat pada tabel 1.5.2.

Tabel 1.5.2. Analisa Kebutuhan Dan Hasil Reaksi Pembuatan Trikloroasetaldehid Monohidrat

Reaksi	Komponen				
	Etanol	Klorin	Air	Trikloroasetaldehid Monohidrat	Asam Klorida
1.	-1	-4	-1	0,95	4,75

Dari tabel 1.5.2. terlihat untuk menghasilkan 1 ton Trikloroasetaldehid Monohidrat dibutuhkan 1 lbmol etanol dan 4 lbmol klorin sehingga analisa ekonomi nya akan menjadi :

$$\begin{aligned}
 EP &= \text{produk} - \text{reaktan} \\
 &= (\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 + \text{HCl}) - (\text{H}_3\text{CCHO} + \text{Cl}_2) \\
 &= \{(0,95 \times \$ 374.180) + (4,75 \times \$ 10.941)\} - \{(1 \times \$ 9.674,7) + (1 \times \$ 10.636,5)\} \\
 &= \$ 407.441 - \$ 20.311,2 \\
 &= \$ 387.129
 \end{aligned}$$

1.1. Perkiraan Kapasitas Pabrik

Kebutuhan akan trikloroasetaldehid monohidrat di Indonesia terus meningkat, sehingga perlu mengimpor dari negara lain. Nilai impor trikloroasetaldehid monohidrat dari tahun 2012 sampai 2016 seperti terlihat pada tabel 1.6.1

Tabel 1.6.1. Data Impor Trikloroasetaldehid Monohidrat tahun 2012 – 2016 di Indonesia.

Tahun	Impor (ton)	Kenaikan impor (%)
2012	6.142,748	
2013	5.067,923	-0,1750
2014	7.574,45	0,4946
2015	9.417,608	0,2433
2016	9.800,49	0,0407
Rata – rata kenaikan		0,1509

Dari tabel 1.6.1 terlihat kenaikan impor rata – rata tiap tahun adalah 0,1509%.

Dengan demikian maka indonesia perlu didirikan pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat dengan bahan baku etanol dan klorin

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perencanaan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan. Untuk perkiraan kapasitas

produksi pabrik baru tahun 2022 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$M = P (1 + i)^n$$

Dimana :

M = perkiraan impor pada tahun 2022

P = data besarnya impor pada tahun pertama

i = rata – rata kenaikan impor tiap tahun

n = selisih tahun

Dari nilai rata – rata kenaikan impor yang diperoleh yaitu 0,1509% maka dapat diprediksi nilai impor pada tahun 2022 dengan persamaan :

$$M = P (1 + i)^n$$

$$M = 9.800,49 (1 + 0,1509)^5$$

$$M = 19.789,69 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan rata – rata kenaikan impor sebesar 0,1509% pertahun dan diprediksi impor pada tahun 2022 sebesar 19.789,69 ton/tahun, maka kapasitas pabrik baru dapat dilihat sebagai berikut :

Kapasitas pabrik baru = impor + ekspor

Asumsi : ekspor tahun 2022 diperkirakan sebesar 60% dari kebutuhan.

$$\begin{aligned} \text{Jadi kapasitas pabrik baru} &= 19.789,69 + (19.789,69 \times 0,6) \\ &= 31.663,51 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari peluang kapasitas produksi maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik baru sebesar 30.000 ton/tahun.

1.2. Pemilihan Lokasi Pabrik

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial dari masyarakat karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

1. Faktor Utama

a. Penyediaan bahan baku

- b. Pemasaran (marketing)
- c. Utilitas (air, listrik, dan bahan bakar)
- d. Keadaan geografis dan masyarakat

2. Faktor Khusus

- a. Transportasi
- b. Tenaga kerja
- c. Buangan pabrik (disposal)
- d. Pembuangan limbah
- e. Site dan karakteristik dari lokasi
- f. Peraturan perundang-undangan

1.7.1. Faktor Utama

1. Penyediaan Bahan Baku

Tersedianya dan harga bahan baku sering menentukan lokasi suatu pabrik, jika ditinjau dari segi ini maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan bahan baku.

Hal – hal yang perlu diperhatikan dari bahan baku adalah :

- a. Letak sumber bahan baku.
- b. Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber dapat diandalkan pengadaannya.
- c. Cara memperoleh dan membawa bahan baku ke pabrik (transportasi).
- d. Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.

2. Pemasaran (marketing)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut.

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah:

- a. Tempat produk yang akan dipasarkan.
- b. Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang.
- c. Pengaruh persaingan yang ada.
- d. Jarak pemasaran dari lokasi, dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran

3. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari air, listrik dan bahan bakar.

a. Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu :

- Air kawasan
- Air sungai
- Air dari PDAM. Untuk itu perlu diperhatikan mengenai:
 - Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani kebutuhan pabrik.
 - Kualitas sumber air yang tersedia.
 - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dipergunakan air kawasan. Air kawasan diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan.

b. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Ada atau tidaknya listrik di daerah tersebut.
- Jumlah listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

4. Iklim dan Alam Sekitarnya

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Keadaan alam

Keadaan alam yang menyulitkan konstruksi akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.

- Keadaan angin

Kecepatan dan arah angin pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut yang akan mempengaruhi peralatan.

- Gempa bumi yang pernah terjadi
- Kemungkinan perluasan di masa yang akan datang

1.7.2. Faktor Khusus

1. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada seperti:

- a. Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan roda empat
- b. Jalan / rel kereta api
- c. Adanya pelabuhan
- d. Sungai yang dapat dilayari oleh kapal dan perahu

2. Tenaga Kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- a. Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- b. Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang ada.
- c. Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

3. Buangan pabrik (disposal)

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka ada beberapa hal yang harus diperhatikan:

- a. Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- b. Masalah pencemaran yang mungkin timbul

4. Pembuangan Limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

5. Site dan karakteristik dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah:

- a. Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
 - b. Harga tanah dan fasilitas lainnya.
6. Peraturan perundang-undangan
- Hal-hal yang perlu ditinjau:
- a. Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
 - b. Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.
 - c. Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut

Berdasarkan pertimbangan di atas dapat ditentukan bahwa lokasi yang dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik trikloroasetaldehid monohidrat **di Jl. Amerika, Desa Citangkil, Kota Cilegon, Provinsi Banten**. Peta lokasi pabrik trikloroasetaldehid monohidrat dapat dilihat pada gambar 1 sampai gambar 3.



Gambar 1.1. Peta Negara Indonesia.



Gambar 1.2. Peta Pulau Jawa



Gambar 1.3. Peta Propinsi Banten



Gambar 1.4 Peta Lokasi Pabrik

Keterangan :



: Lokasi Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat

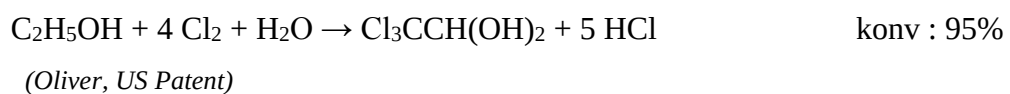
Trikloroasetaldehid Monohidrat

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

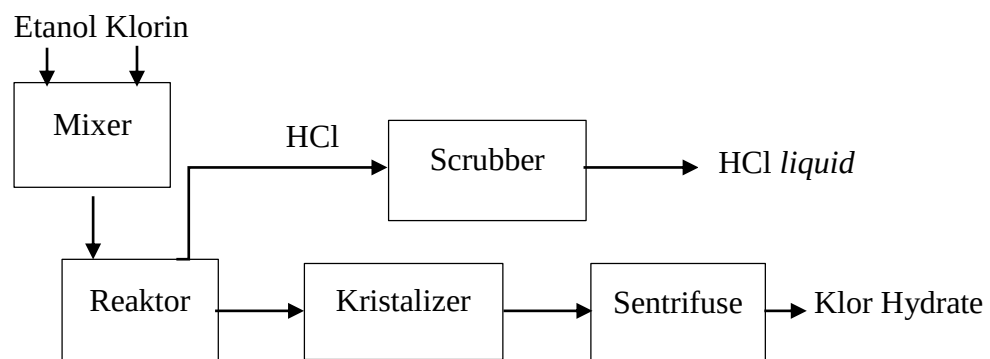
2.1. Macam Proses

Pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat pada dasarnya mereaksikan bahan baku yang digunakan yaitu etanol, klorin, dan air sehingga menghasilkan trikloroasetaldehid monohidrat dan asam klorida. Pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat pada umumnya dilakukan dengan satu cara dengan reaksi sebagai berikut :



Proses pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat dilakukan pada suhu sedang yaitu suhu 60°C. Reaksi berlangsung secara eksotermis dengan tekanan 1 atm. Produk utama keluar dari reaktor kemudian di kristalisasi dan produk samping berupa gas asam klorida di masukkan ke scrubber kemudian di tambah *water process* untuk di ubah fase nya menjadi liquid. Hasil utama berupa kristal trikloroasetaldehid monohidrat.

2.2. Uraian Proses



Gambar 2.1. Proses Pembuatan Trikloroasetaldehid monohidrat

Pada prinsipnya proses pembuatan trikloroetanol monohidrat dapat dibagi menjadi 4 tahapan proses yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian dan pemisahan
4. Tahap penanganan produk

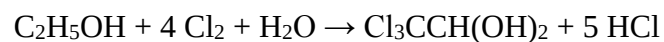
Uraian proses secara lengkap adalah sebagai berikut:

2.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Etanol dari storage (F-111) dengan suhu 30 °C dipompa (L-112) menuju tangki pengencer (M-113) untuk diencerkan dari konsentrasi 95% menjadi konsentrasi 80%. Setelah dari tangki pengencer (M-113) etanol dengan konsentrasi 80% di pompa (L-114) menuju heater (E-115) untuk dipanaskan suhunya hingga 60 °C. Gas klorin dialirkan dengan pipa dari storage PT. Asahimas Chemical, lalu masuk ke ekspander (G-116) untuk menurunkan tekanan menjadi 1 atm. Kemudian dari ekspander (G-116) gas klorin masuk ke dalam reaktor (R-110). Kemudian dilakukan penambahan air dari water proses (WP). Semua bahan baku dimasukan ke dalam reaktor (R-110) secara bersamaan lalu dilanjutkan ke proses selanjutnya.

2.2.2. Tahap Reaksi

Etanol diumpankan kedalam reaktor (R-110) untuk direaksikan dengan gas klorin dan air dengan suhu operasi 60 °C serta tekanan 1 atm. Didalam reaktor akan terjadi reaksi :



Dimana konversi reaksi yang terjadi yaitu 95%. Air yang ditambahkan, excess 80% dari water proses berguna untuk mengatur konsentrasi dan kelarutan dari slurry. Sebagai produk dari reaksi, $\text{CCl}_3\text{CH}(\text{OH})_2$ mempunyai kandungan air rendah dan kejenuhan produk yang tinggi sehingga lebih mudah membentuk kristal.

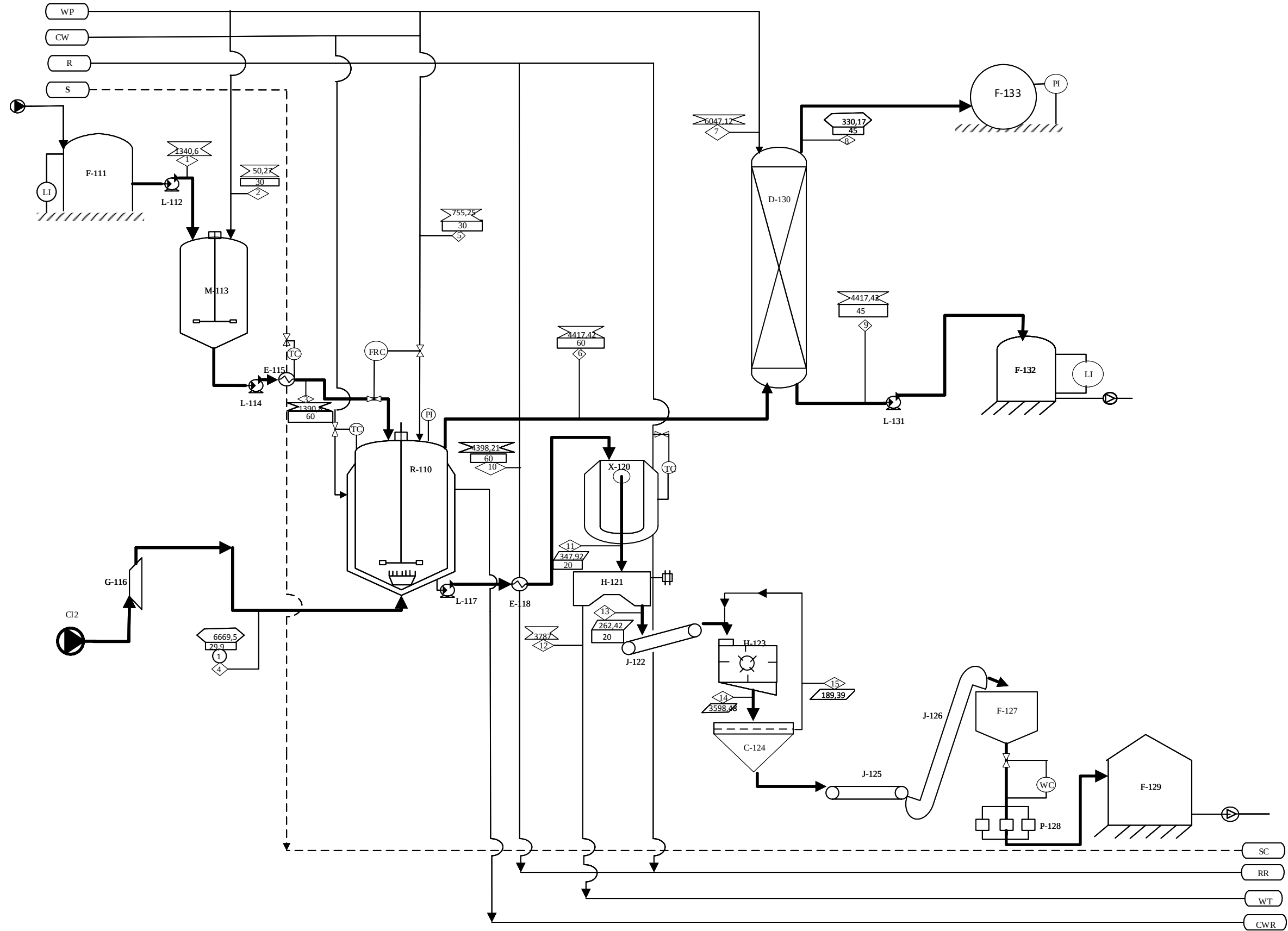
2.2.3. Tahap pemurnian dan pemisahan

Setelah keluar dari reaktor (R-110) produk atas berupa HCl, $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ sisa dan Cl_2 sisa, dimasukkan kedalam scrubber (D-130). Pada scrubber (D-130) ditambahkan air dari water proses yang berguna untuk menyerap HCl gas sehingga dihasilkan HCl liquid. Hasil Cl_2 sisa yang tidak terikat dengan air masuk ke dalam tangki penampung dan hasil $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ sisa yang terikat dengan air dianggap sebagai impurities produk samping HCl liquid. Sedangkan produk bawah dari reaktor (R-110) berupa $\text{CCl}_3\text{CH}(\text{OH})_2$ dipompa (L-117) menuju Coller (E-118) untuk didinginkan sebelum masuk ke kristalizer (X-120) untuk proses

pengkristalan pada suhu 20 °C. Dimana pada proses kristalisasi digunakan ammonia sebagai media pendingin refrigerant hingga kristal trikloroasetaldehid monohidrat dapat terbentuk. Kristal yang terbentuk akan masuk ke sentrifuge (H-121) yang berfungsi memisahkan kristal dari larutan induk. Kemudian produk kristal dari sentrifuge (H-121) akan diangkut ke proses selanjutnya.

2.2.4. Tahap penanganan produk

Produk kristal dari centrifuge (H-121) diangkut dengan menggunakan belt conveyor (J-122) menuju hammer mill (H-123) untuk dilakukan pengecilan ukuran. Dari hammer mill (H-123) kristal tersebut dimasukkan kedalam screen untuk menyeragamkan ukuran kristal hingga 60 mesh. Dimana Kristal yang tidak memenuhi ukuran akan di recycle kembali ke hammer mill (H-123). Selanjutnya dilakukan pengemasan produk dengan mesin pengemas (P-128) dengan kapasitas 25 kg per unit dalam kemasan drum. Kemudian produk tersebut disimpan dalam gudang, dan produk siap untuk didistribusikan.



20	FRC	FLOW RATIO CONTROL
19	PI	PRESSURE INDICATOR
18	WC	WEIGHT CONTROL
17	PC	PRESSURE CONTROL
16	TC	TEMPERATURE CONTROL
15	LI	LIQUID INDIKATOR
14	SC	STEAM CONDENSATE
13	CWR	COOLING WATER RETURN
12	RR	REFRIGERANT RETURN
11	WT	WATER TREATMENT
10	WP	WATER PROSES
9	S	STEAM
8	CW	COOLING WATER
7	R	REFRIGERANT; NH ₃
6		ALIRAN PADAT
5		ALIRAN GAS
4		ALIRAN FLUIDA
3		TEKANAN
2		TEMPERATURE
1		NOMOR ALIRAN
NO	SIMBOL	KETERANGAN
23	F-133	STORAGE CI2 SISA
22	F-132	STORAGE PRODUK HCL
21	L-131	POMPA
20	D-130	SCRUBBER
9	F-129	STORAGE PRODUK
18	P-128	MESIN PENGEMAS
17	F-127	BIN
16	J-126	BUCKET ELEVATOR
15	J-125	BELT CONVEYOR
14	C-124	SCREEN
13	H-123	HAMMER MILL
12	J-122	BELT CONVEYOR
11	H-121	CENTRIFUGE
10	X-120	KRISTALIZER
9	E-118	COOLER
8	L-117	POMPA
7	G-116	EXPANDER
6	E-115	HEATER
5	L-114	POMPA
4	M-113	MIXER
3	L-112	POMPA
2	F-111	STORAGE ETHANOL
1	R-110	REAKTOR
NO	KODE	NAMA ALAT

KOMPONEN	NOMOR ALIRAN (Kg/Jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C2H5OH	1072,48		1072,48			53,62			53,62						
H2O	268,12	50,27	318,39	66,03	755,25		6047,12		6047,12	422,19	422,19	74,27			3,71
Cl2				6603,47		330,17		330,17							
HCl						4033,63			4033,63						
CCl3CH(OH)2 LIQ										3976,02	262,42		262,42		
CCl3CH(OH)2 KRIS										3713,61	3713,61		3598,48	185,68	
JUMLAH	1340,60	50,27	1390,87	6669,5	755,25	4417,42	6047,12	330,17	4417,42	4398,21	4398,21	3787,88	262,42	3598,48	189,39

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG		
FLOWSHEET PRA PERANCANGAN PABRIK TRIKLOROASETALDEHID MONOHYDRATE		
DIRANCANG OLEH		DOSEN PEMBIMBING
1.Prima Anggraini 2.Ade Irmawan		15.14.904 12.14.057 Faidliyah Nilna Minah, ST., MT NIP .P. 103 0400 392

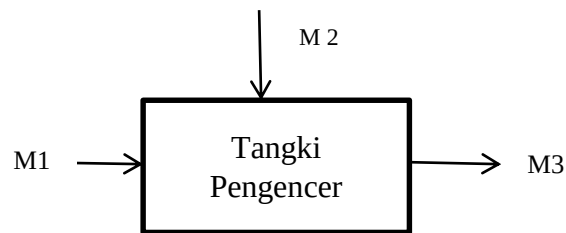
BAB III

NERACA MASSA

Pabrik = Trikloroasetaldehid Monohidrat
 Kapasitas Produksi = 30.000 ton/tahun = 3787,879 kg/jam
 Satuan Massa = kg/jam
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun = (24 jam/hari)
 Basis Bahan baku = 1340,6028 kg/jam

1. MIXER (M-113)

Fungsi : Untuk mengencerkan Ethanol dengan air dari 95% sampai 80%



Neraca Massa Total: $M_1 + M_2 = M_3$

Keterangan:

M_1 = Massa ethanol masuk tangki pelarut

M_2 = Massa air masuk tangki pelarut

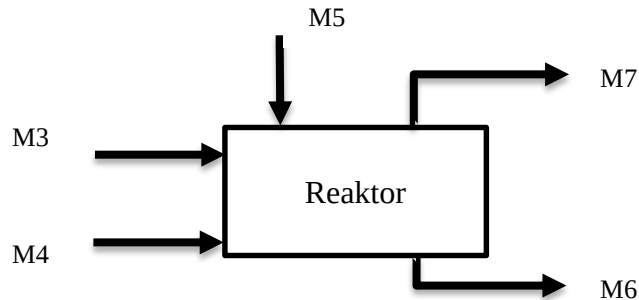
M_3 = Massa ethanol keluar tangki pelarut

Table 3.1. Neraca massa Mixer (M-113)

Bahan Masuk (kg/jam)			Bahan Keluar (kg/jam)		
Dari Storage C ₂ H ₅ OH			Ke Reaktor		
C ₂ H ₅ OH	=	1072,482	C ₂ H ₅ OH	=	1072,482
H ₂ O	=	268,1206	H ₂ O	=	318,3932
Dari Water Proses					
H ₂ O	=	50,2726			
Total	=	1390,875	Total	=	1390,875

2. REAKTOR (R-110)

Fungsi : untuk mereaksikan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ dan gas Cl_2 menjadi $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ dan HCl



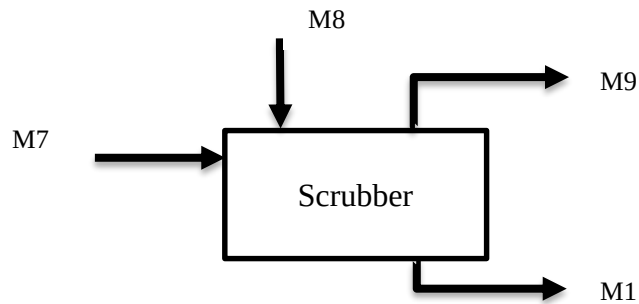
Keterangan :

- M3 = massa larutan $\text{C}_5\text{H}_2\text{OH}$ dari tangki pelarut
- M4 = massa gas Cl_2
- M5 = massa H_2O dari water proses
- M6 = massa liquid keluar reactor
- M7 = massa gas HCl , $\text{C}_5\text{H}_2\text{OH}$, Cl_2 sisa

Tabel 3.2. Neraca massa Reaktor (R-110)

Bahan Masuk (kg/jam)		Bahan Keluar(kg/jam)	
Dari tangki pengencer		Ke scrubber	
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	= 1072,482	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	= 53,6241
H_2O	= 318,3932	Cl_2	= 330,1737
Jumlah	= 1390,875	HCl	= 4033,625
		Jumlah	= 4417,423
Dari storage klorin		Ke kristalizer	
Cl_2	= 6603,473	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	= 3976,024
H_2O	= 66,0347	H_2O	= 422,1906
Jumlah	= 6669,5078	Jumlah	= 4398,2149
H_2O yang dibutuhkan :			
	= 755,2548		
Total	= 8815,6380	Total	= 8815,6380

3. SCRUBBER (D-130)



Keterangan :

- M7 = Massa gas HCl, C₅H₂OH, Cl₂ sisa dari reaktor
 M8 = H₂O penyerap
 M9 = gas Cl₂ menuju storage
 M10 = HCl liquid, C₅H₂OH dan H₂O menuju penampungan

Tabel 3.3. Neraca massa Scrubber (D-130)

Bahan Masuk (kg/jam)		Bahan Keluar(kg/jam)	
Dari Reaktor :		Ke stack :	
C ₂ H ₅ OH	= 53,6241	Cl ₂	= 330,17366
Cl ₂	=330,17366	Ke tangki	
HCl	=4033,6254	penampungan :	
Jumlah	=4417,4231	C ₂ H ₅ OH	= 53,624113
H ₂ O penyerap	=6047,1239	HCl	= 4033,6254
		H ₂ O	= 6047,1239
		Jumlah	= 10134,373
Total	=10464,5471	Total	= 10464,5471

4. KRISTALIZER (X-120)



Fungsi : mengkristalkan larutan jenuh dari reaktor

Keterangan :

M11 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ menuju kristalizer

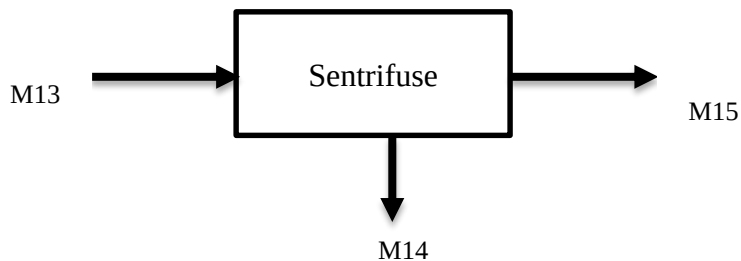
M12 = H_2O menuju kristalizer

M13 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal, $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju sentrifuse
Tabel 3.3. Neraca massa Kristalizer (X-120)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar(kg/jam)
Dari Reaktor :	Ke Sentrifuse :
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ =3976,0243	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal =3713,6067
H_2O =422,1906	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid =262,4176
	H_2O =74,2721
	Ke WWT :
	H_2O =347,9185
Total =4398,2149	Total =4398,2149

5. SENTRIFUSE (H-121)

Fungsi : memisahkan kristal $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ dengan larutan induk



Keterangan :

M13 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal, $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju sentrifuse

M14 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju WWT

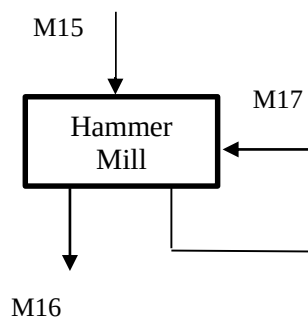
M15 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal dan H_2O menuju hamer mill

Tabel 3.5. Neraca massa Sntrifuse (H-121)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar(kg/jam)
Dari Kristalizer :	Ke Hammer mill :
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid = 262,4176	H_2O = 74,2721
H_2O = 74,2721	Jumlah = 3787,8788
	Ke WWT :
	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid = 262,4176
Total = 4050,2964	Total = 4050,2964

6. HAMMER MILL (H-123)

Fungsi : Untuk memecahkan kristal trikloroasetaldehyd monohidrat



Neraca Massa Total : $M16 = M15 + M17$

Keterangan :

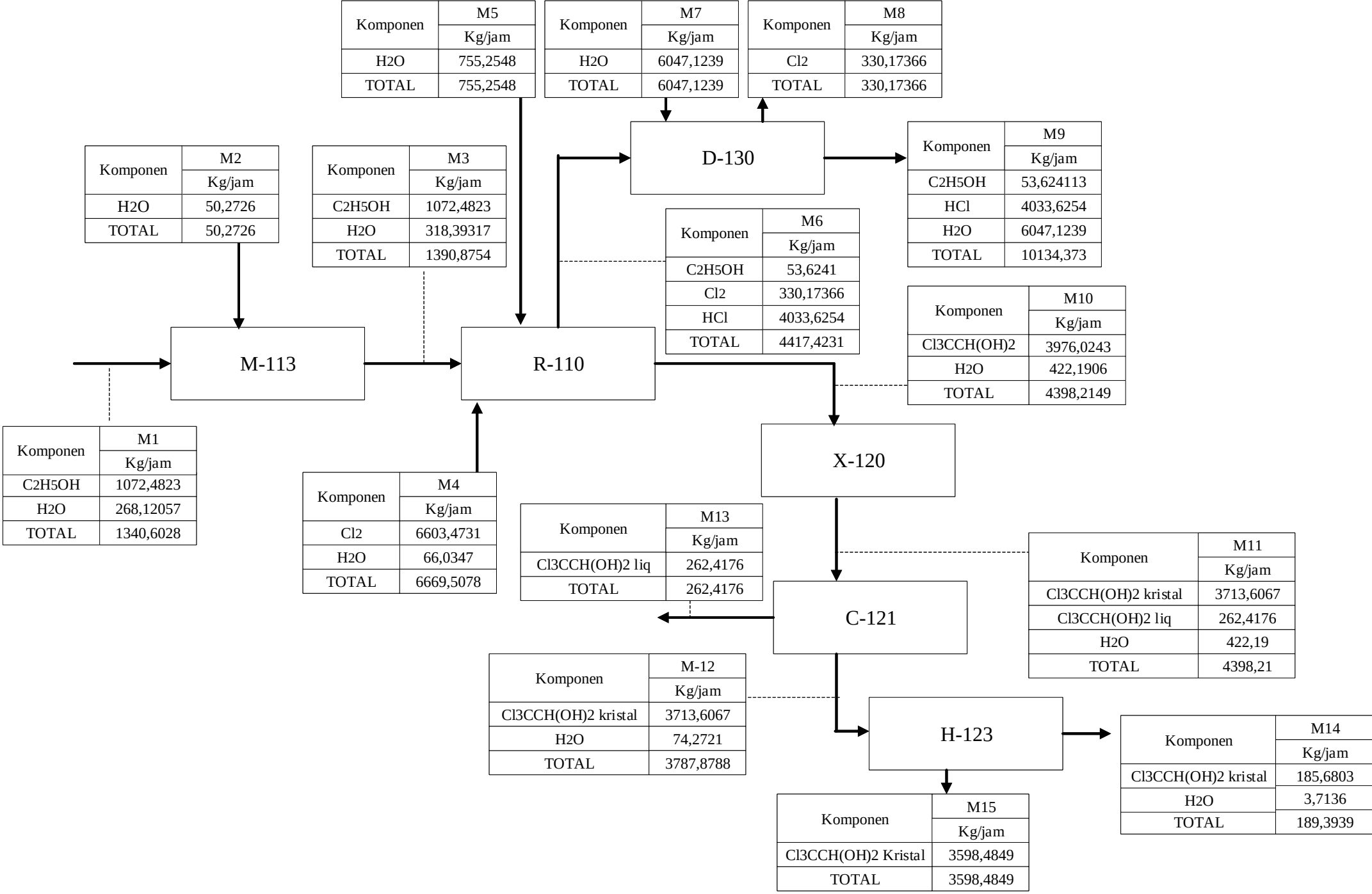
M15 = kristal dari sentrifuse

M16 = kristal yang keluar dari screen ke tangki penampung

M17 = kristal yang di recycle

Tabel 3.6. Neraca massa Hammer Mill (H-123)

Bahan Masuk (kg/jam)		Bahan Keluar (kg/jam)	
Dari sentrifuse :		Ke Bin Produk :	
Cl ₃ CCH(OH) ₂ Kristal	= 3713,6067	Cl ₃ CCH(OH) ₂ Kristal	= 3598,4849
H ₂ O	= 74,2721	kristal yang di recycle :	
		Cl ₃ CCH(OH) ₂ Kristal	= 185,6803
		H ₂ O	= 3,7136
		Jumlah	= 189,3939
Total	= 3787,8788	Total	= 3787,8788

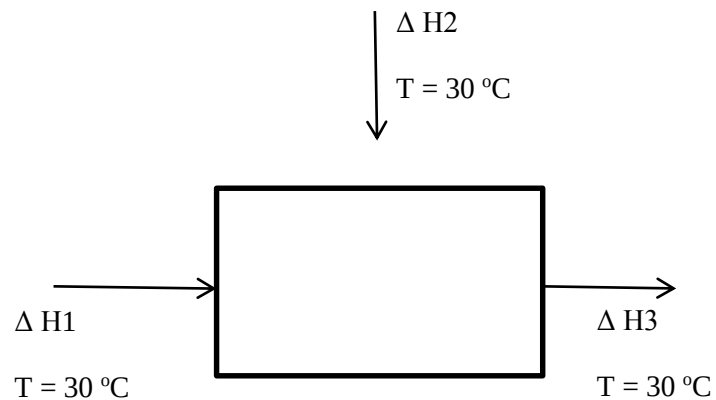


BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas produksi	=	3787,87879	kg/jam
Basis operasi	=	1340,60283	kg/jam
Satuan panas	=	kkal/jam	
Jumlah hari kerja	=	330	hari
Suhu Referensi	=	298,15	°K

1. Tangki Pengencer Ethanol (M-113)

Fungsi : Untuk mengencerkan Ethanol dengan air dari 95% sampai 80%



Persamaan Neraca Panas $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_p = \Delta H_3$

Keterangan :

ΔH_1 : panas yang terkandung pada C_2H_5OH masuk

ΔH_2 : panas yang terkandung pada air pengencer masuk

ΔH_3 : panas yang terkandung C_2H_5OH keluar

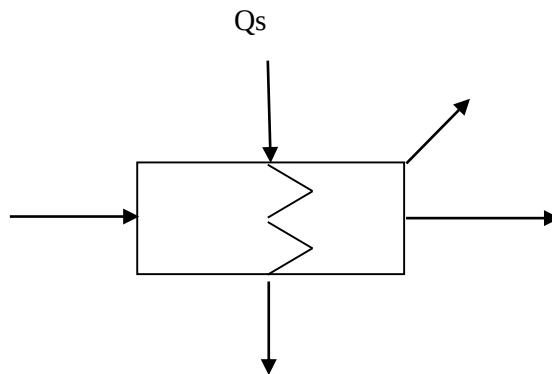
ΔH_p : panas pengenceran C_2H_5OH

Neraca panas total tangki pengencer (M-113) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2561,6442	ΔH_3	1110,8086
ΔH_2	112,1916		
ΔH_p	-1551,8069	Q_{loss}	11,2203
Total	=	1122,0289	
		Total	= 1122,0289

1. Heater Ethanol (E-115)

Fungsi : memanaskan etanol sebelum diumpan menuju reaktor



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana:

ΔH_1 : panas yang terkandung dalam C_2H_5OH masuk heater

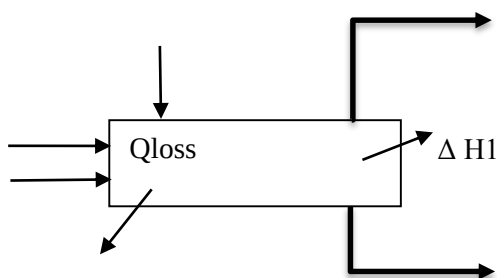
ΔH_2 : panas yang terbawa dalam C_2H_5OH keluar heater
 Q_s : panas steam
 Q_{loss} : panas yang hilang (lolos)

Neraca panas pada Heater (E-115)

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2561,6442	ΔH_2	18354,5202
Q_s	15818,4925	Q_{loss}	25,6164
Total	18380,1367	Total	18380,1367

3. Reaktor (R-110)

Fungsi : mereaksikan etanol klorin dan air

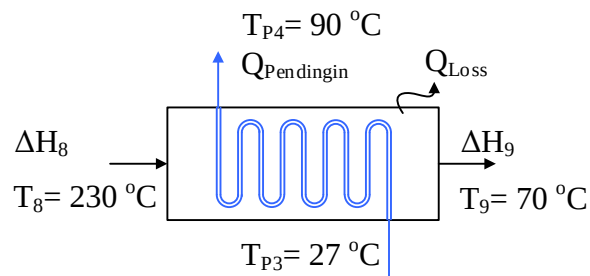


Neraca panas pada Reaktor (R-110) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	18354,52	ΔH_4	24978,88
ΔH_2	3904,72	ΔH_5	28905,68
ΔH_3	1685,47	Q_{loss}	239,45
ΔH_R	-54107,87	Q	-84287,17
Total	-30163,16	Total	-30163,16

4. Cooler (E-121)

Fungsi : untuk mendinginkan liquida yang keluar dari reaktor (R-110) hingga $30^\circ C$



Neraca panas total :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar cooler

$Q_{\text{pendingin}}$ = Panas yang terkandung pada steam

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K

Suhu produk keluar = 20 °C = 293,15 K

Suhu pendingin masuk = 0 °C = 273,15 K

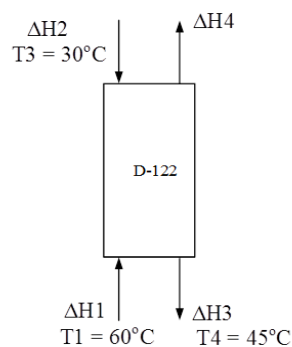
Suhu pendingin keluar = 15 °C = 288,15 K

Neraca panas pada Cooler (E-115) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	83243,8938	ΔH_2	-477391,6073
		Q_{serap}	560635,5011
Total	83243,8938	Total	83243,8938

5. Scrubber (D-130)

Fungsi : untuk menscrub HCl fase gas agar menjadi HCl fase cair



Neraca panas total

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q$$

Keterangan :

ΔH_1 : Panas bahan masuk

ΔH_2 : Panas yang terkandung pada bahan masuk H_2O

ΔH_3 : Panas yang terkandung pada produk bawah

ΔH_4 : Panas yang terkandung pada produk atas

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K

Suhu produk keluar = 45 °C = 318,15 K

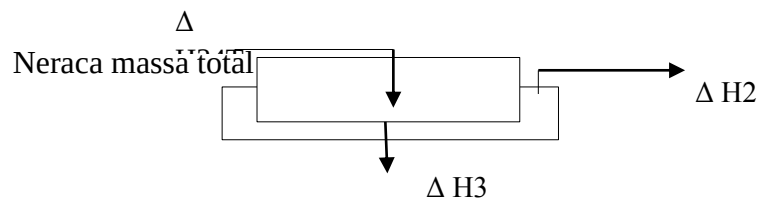
Suhu air proses masuk = 30 °C = 303,15 K

Neraca panas pada Scrubber (D-130) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 28905,6803	ΔH_3	= 69390,3979
ΔH_2	= 13495,1483	ΔH_4	= 753,8353
		Q	= -27743,4046
Total	42400,8286	Total	42400,8286

6. KRISTALIZER (X-120)

fungsi : Untuk mengkristalkan produk yang keluar dari reaktor (R-110)



suhu bahan masuk = 20 ° C = 293,15 K

suhu bahan keluar = 15 ° C = 288,15 K

suhu refrensi = 25 ° C = 298,15 K

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

Q = panas yang dibawa keluar oleh pendingin

Neraca Panas Kristalizer			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
ΔH_1	-3503,0179	ΔH_2	-951869,2294
		QA	948366,2115
Total	-3503,0179	Total	-3503,0179

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

5.1. Ringkasan Spesifikasi Keseluruhan Peralatan

No	Nama alat	Kode	Jenis	Ukuran	Bahan Konstruksi	Jumlah
1	Storage Etanol	F-111	Silinder Tank	ID = 215,5 in OD = 216 in H = 29,97 ft Kapasitas = 9947,4974 ft ³	Carbon steels SA-299	2
2	Pompa Ethanol	L-112	Pompa sentrifugal	Kapasitas = 2955,49 ft ³ /jam Daya = 0,5 Hp	Carbon steel	2
3	Mixer	M-113	Silinder Tank	OD = 60 in ID = 59,6 in H = 6,088 ft Kapasitas= 3066,32 lb/jam	C.S. SA 240 Grade M-Type 316	2
4	Pompa	L-114	Pompa Sentrifugal	Kapasitas = 3066,32 ft ³ /jam Daya = 0,5 Hp	Carbon Steel	2
5	Heater Ethanol	E-115	Double pipe Heat Exchanger	OD = 2,38 in ID = 2,067 in L = 15 ft Kapasitas = 3066,32 lb/jam	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316	2
6	Ekspander	G-116	Multi Stage reciprocating expander	Kapasitas = 14558,24 lb/jam Daya = 1 Hp	Carbon Steel	2
7	Reaktor (R-110) tugas alat utama dirancang oleh Prima Anggraini NIM. 1514904					
8	Pompa	L-117	Pompa Sentrifugal	Kapasitas = 9696,3 ft ³ /jam Daya = 1 Hp	Carbon Steel	2
9	Cooler	E-118	Double pipe Heat Exchanger	OD=2,38 in ID=2,067 in L=12 ft Kapasitas= 9696,3 lb/jam	Stainless steel SA 240 Grade M Type 316	2

10	Kristalizer	X-120	Swenson-Walker Crystallizer	Diameter = 24 in L = 36 ft Daya = 2 Hp Kapasitas = 9696,45 lb/jam	Carbon Steel	2
11	Centrifuge	H-121	Disk-Centrifuge Bowl	Diameter = 13 in Daya = 6 Hp Kapasitas = 50 gpm	Carbon Steel	2
12	Belt Conveyor	J-122	Flat Belt On Continous Plate	Daya = 1,6 Hp Kapasitas = 3787,8788 kg/jam Kecepatan = 30,5 m/menit		2
13	Hammer Mill	H-123	Chrusher	Daya = 85,8 Hp Kapasitas = 8350,8869 lb/jam		2
14	Screen	C-124	Vibrating Screen	Luas ayakan = 8,9648 ft ² Kapasitas = 3787,8788 kg/jam		2
15	Belt Conveyor	J-125	Flat Belt On Continous Plate	Daya = 1,6 Hp Kapasitas = 3787,8788 kg/jam Kecepatan = 30,5 m/menit		2
16	Bucket Elevator	J-26	Centrifugal-Discharge Buckets	Daya = 6 Hp Kapasitas = 3,7879 ton/jam Kecepatan = 60876,6236 ft/menit		2
17	Bin Produk	F-127	Tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk conis dengan	Diameter = 47,6250 in Tinggi = 9,2489 ft	Carbon Steel SA 240 Grade M type 316	2
18	Mesin Pengemas	P-128		Kapasitas = 15866,6852 lb/jam	Carbon Steel	2
19	Gudang Produk	F-129	Bangunan beton bertulang	Tinggi = 12 m Panjang = 16,82 m Lebar = 8,4098 m	Beton Bertulang	2
20	Scrubber (D-130) Dilihat pada BAB IV Perancangan Alat Utama					

21	Pompa	L-131	Pompa sentrifugal	Kapasitas = 339,519 ft ³ /jam Daya = 2 Hp	Carbon Steel	2
22	Storage Hasil Sampling (HCl liquid)	F-132	Silinder Tank	ID = 239,5 in OD = 240 in H = 339,73 ft Kapasitas = 71298 ft ³	Stainless Steel SA-240, Grade M, Tipe 316	2
23	Storage gas Cl ₂ sisa	F-133	Spherical Tank	ID = 131,125 in OD = 132 in Kapasitas = 1254,382 ft ³	Carbon Steel	2

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-110
Fungsi	: Untuk mereaksikan ethanol dengan gas klorin
Jumlah	: 1 buah
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 120°
Perlengkapan	: Pengaduk dan jaket pendingin
Kondisi operasi	: - Temperatur = 60 °C - Tekanan = 1 atm = 1,0133 bar - Waktu operasi = 1 jam - Fase = gas-liquid
Direncanakan	: - Bahan konstruksi = Stainless Steel SA 240 Grade M type 316 - allowable stress (f) = 18750 - Pengelasan = double welded butt joint, E = 0,8 - Faktor korosi = 1/16 - Bahan masuk = 8815,6380 kg/jam = 19434,9556 lb/jam

6.1. Rancangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

$$\text{Bahan masuk} = 8815,6380 \text{ kg/jam}$$

$$= 19434,9556 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 79,6871 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{19434,9556 \text{ lb/jam}}{79,6871 \text{ lb/ft}^3} = 243,8909 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume bahan} = 243,8909 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Volume ruang kosong untuk reaktor berpengaduk dan jake 20% V total

$$\text{Volume tota} = \text{Volume bahan} + \text{Volume ruang kosong}$$

$$\text{Volume tota} = 243,8909 + 20\% \text{ V total}$$

$$80\% \text{ Volume tota} = 243,8909$$

$$\text{Volume tota} = 304,8637 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan dimensi vessel

1. Diameter Vessel

$$\text{asumsi : } L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Volume tota} = \text{V tutup bawah} + \text{V silinder} + \text{V tutup atas}$$

$$\text{Volume total} = \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi \times di^2}{4} \times L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$304,864 = \frac{3,14 \times di^3}{24 \times \tan 60} + \frac{3,14}{4} \times di^2 \times 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$304,8637 = 0,0755 \, di^3 + 1,1775 \, di^3 + 0,0847 \, di^3$$

$$304,8637 = 1,3377 \, di^3$$

$$di^3 = 227,8951 \, ft^3$$

$$di = 6,1082 \, ft$$

$$di = 73,2981 \, in$$

2. Menghitung volume liquid dalam silinder (Vls)

$$\begin{aligned} Vls &= V_{liquid} - V_{tutup \, bawah} \\ &= 243,8909 - \frac{\pi \, di^3}{24 \tan 1/2\alpha} \\ &= 243,8909 - \frac{715,5907}{7,6810} \\ &= 150,7268 \, ft^3 \end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi liquid dalam silinder (L ls)

$$\begin{aligned} L \, ls &= \frac{V \, ls}{(\pi/4) \times di^2} \\ &= \frac{150,7268}{29,2882} \\ &= 5,1463 \, ft = 61,7559 \, in \end{aligned}$$

4. Menghitung tekanan design (pi)

$$Pi = Patm + P_{hidrostatik}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho (HL - 1)}{144}$$

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \frac{79,6871 \times (5,1463 - 1)}{144} \\ &= 2,2945 \, psia \end{aligned}$$

$$P_{operasi} = 1 \, atm = 14,7 \, psia$$

$$\begin{aligned} Pi &= 14,7 \, psia + 2,2945 \, psia \\ &= 16,9945 \, psia = 2,2945 \, psig \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned} ts &= \frac{Pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0,6Pi)} + C \\ &= \frac{2,2945 \times 73,2981}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 2,2945)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0681 \\ &= \frac{1,0897}{16} \approx \frac{3}{16} \end{aligned}$$

standarisasi do

$$\begin{aligned} do &= di + 2 ts \\ &= 73,2981 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 73,6731 \text{ in} \end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

$$\begin{aligned} \text{standarisasi do} &= 78 \\ di &= do - 2 ts \\ &= 78 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 77,6250 \text{ in} = 6,4688 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung tinggi silinder (Ls)

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2 \alpha} + \frac{\pi \times di^2}{4} \times Ls + 0,0847 di^3 \\ 304,8637 &= \frac{3,14 \times 270,6831}{24 \times \tan \#} + \frac{3,14}{4} \times 41,8447 Ls + 270,683 \\ Ls &= 9,1623 \text{ ft} = 109,9472 \text{ in} \\ \frac{Ls}{D} &= \frac{9,1623}{6,1082} = 1,5 \end{aligned}$$

C. Menentukan dimensi tutup

1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dish)

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 90, didapatkan :

Tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned} - r &= 78 \\ - icr &= 4 \frac{7}{8} \\ - sf &= 2,5 \\ tha &= \frac{0,885 \times Pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0,1 Pi)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 2,2945 \times 77,6250}{2 \left(\frac{18750}{0,8} - 0,1 \times 2,2945 \right)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0678 \\ &= \frac{1,0841}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} ha &= 0,169 di \\ &= 0,169 \times 6,4688 \text{ ft} \\ &= 1,0932 \text{ ft} = 13,1186 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah

Bentuk tutup bawah adalah conical, dengan sudut puncak (α) 120° , maka :

$$\begin{aligned} thb &= \frac{Pi \cdot di}{2 (f \cdot E - 0,6 Pi) \cos 1/2 \alpha} + C \\ &= \frac{2,2945 \times 77,6250}{2 \left(\frac{18750}{0,8} - 0,6 \times 2,2945 \right) \cos 60} + \frac{1}{16} \end{aligned}$$

$$= 0,0684$$

$$= \frac{1,0950}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{1/2 d}{\tan 1/2\alpha}$$

$$= \frac{1/2 \times 6,4688 \text{ ft}}{\tan 60}$$

$$= 1,8674 \text{ ft} = 22,4084 \text{ in}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

- do = 78	in	- tha = 3/16	in
- di = 77,6250	in	- ha = 13,1186	in
- Ls = 109,9472	in	- thb = 3/16	in
- ts = 3/16	in	- hb = 22,4084	in

- tinggi reaktor	= tinggi (tutup atas + silinder + tutup bawah) + sf
	= 147,9742 in
	= 12,3312 ft

6.2. Perhitungan Nozzle

Perencanaan:

- a. Nozzle pada tutup standart dishd
 - Nozzle untuk pemasukan C_2H_5OH
 - Nozzle untuk pemasukan H_2O
 - Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk gas
- b. Nozzle pada silinder reaktor
 - Nozzle untuk pemasukan jaket pendingin
 - Nozzle untuk pengeluaran jaket pendingin
- c. Nozzle pada tutup bawah conical
 - Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk liquid
- d. Digunakan flange standart dengan type welding neck pada:
 - Nozzle untuk pemasukan C_2H_5OH
 - Nozzle untuk pemasukan H_2O
 - Nozzle untuk pemasukan jaket pendingin
 - Nozzle untuk pengeluaran jaket pendingin
 - Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk liquid
 - Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk gas

Perhitungan

a. Nozzle untuk pemasukan C₂H₅OH

$$\begin{aligned}\text{Rate umpan masuk} &= 1390,8754 \text{ kg/jam} = 3066,324 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas umpan} &= 49,3197 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{3066,3240 \text{ lb/jam}}{49,3197 \text{ lb/ft}^3} = 62,1724 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0173 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0173^{0,45} \times 49,3197^{0,13} \\ &= 1,0422 \text{ in} \\ &= 0,0868 \text{ ft}\end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

$$\begin{aligned}- \text{Ukuran pipa} &= 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft} \\ - \text{OD} &= 1,315 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft} \\ - \text{ID} &= 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft} \\ - \text{A} &= 0,006 \text{ ft}^2 = 0,8640 \text{ in}^2\end{aligned}$$

b. Nozzle untuk pemasukan H₂O

$$\begin{aligned}\text{Rate umpan masuk} &= 755,25477 \text{ kg/jam} = 1665,0347 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas umpan} &= 59,9453 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{1665,0347 \text{ lb/jam}}{59,9453 \text{ lb/ft}^3} = 27,7759 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0077 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0077^{0,45} \times 59,9453^{0,13} \\ &= 0,7439 \text{ in} \\ &= 0,0620 \text{ ft}\end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

$$\begin{aligned}- \text{Ukuran pipa} &= 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft} \\ - \text{OD} &= 1,315 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft} \\ - \text{ID} &= 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft} \\ - \text{A} &= 0,006 \text{ ft}^2 = 0,8640 \text{ in}^2\end{aligned}$$

c. Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk gas

$$\begin{aligned}\text{Rate umpan masuk} &= 4417,42 \text{ kg/jam} = 9738,651 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas umpan} &= 65,5991 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{9738,6510 \text{ lb/jam}}{65,5991 \text{ lb/ft}^3} = 148,4570 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0412 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0412^{0,45} \times 65,5991^{0,13}\end{aligned}$$

$$= 1,6001 \text{ in}$$

$$= 0,1333 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 2 in = 0,1667 ft
- OD = 2,375 in = 0,1979 ft
- ID = 2,067 in = 0,1723 ft
- A = 0,0233 ft² = 3,3552 in²

d. Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk liquid

$$\text{Rate umpan masuk} = 4398,21 \text{ kg/jam} = 9696,3 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 50,3397 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{9696,3046 \text{ lb/jam}}{50,3397 \text{ lb/ft}^3} = 192,6176 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0535 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0535^{0,45} \times 50,3397^{0,13} \\ &= 1,7382 \text{ in} \\ &= 0,1448 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 2 in = 0,1667 ft
- OD = 2,375 in = 0,1979 ft
- ID = 2,067 in = 0,1723 ft
- A = 0,0233 ft² = 3,3552 in²

f. Nozzle untuk Manhole

Lubang manhole berdasarkan standart yang ada yaitu : 20 in

(Brownell and Young item 3 dan 4 halaman 351)

berdasarkan fig. 12.2 Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa (NPS) : 20 in
- Diameter luar (DO) : 27 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 1 11/16 in
- Diameter lubang (R) : 23 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 20 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 22 in
- Tebal nozzle (L) : 5 11/16 in
- Diameter dalam nozzle (B) : 19,25 in
- Jumlah lubang baut : 20 buah
- Diameter baut : 1 1/8 in

g. Nozzle untuk air pendingin inlet dan air pendingin out

Lubang untuk pemasukan dan pengeluaran steam dan kondensat dianggap sama dengan tebal jaket, yaitu : 3/16 sehingga berdasarkan fig. 12.2 Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa (NPS) : 1/2 in
- Diameter luar (DO) : 3 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 7/16 in
- Diameter lubang (R) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 0,84 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 1 3/16 in
- Tebal nozzle (L) : 1 7/8 in
- Diameter dalam nozzle (B) : 0,62 in
- Jumlah lubang baut : 4 buah
- Diameter baut : 5/8 in

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi nozzle:

- Nozzle A : Nozzle untuk pemasukan C_2H_5OH
- Nozzle B : Nozzle untuk pemasukan H_2O
- Nozzle C : Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk gas
- Nozzle D : Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk liquid
- Nozzle F : Nozzle untuk Manhole
- Nozzle G : Nozzle untuk air pendingin inlet dan air pendingin out
- NPS : ukuran pipa nominal, in
- A : Diameter luar flange, in
- T : Ketebalan minimum flange, in
- R : diameter luar bagian yang menonjol, in
- E : Diameter hubungana atas, in
- K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L : panjang julakan, in
- B : diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
B	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
C	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
F	20	27 1/2	1 11/16	16 1/4	15 3/4	14	5	13.25
G	1/2	3 1/2	4/9	1 3/8	1 1/5	5/6	1 7/8	5/8

6.3.Perhitungan Pengaduk

Perencanaan pengaduk (*G.G.Brown hal.507*)

- Jenis pengaduk : axial turbin 4 blades sudut 45°
- Bahan impeller : Hight Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Bahan poros pengaduk : Hot Roller Steel SAE 1020

Dari *Geankoplis, tabel 3.4-1 hal 144-145* diketahui:

$$\begin{aligned}
Da/Dt &= 0,3 - 0,5 \\
C/Dt &= 1/3 \\
W/Da &= 1/5 \\
J/Dt &= 0,0833 \\
L/Da &= 1/4
\end{aligned}$$

Dimana:

Dt : Diameter dalam silinder
 Da : Diameter impeller
 C : Tinggi impeller dari dasar tangki
 Zl : Tinggi liquid dalam silinder
 W : Lebar impeller
 L : Panjang impeller

Perhitungan dimensi pengaduk

a. Menentukan diameter impeller

$$\begin{aligned}
Da/Dt &= 0,5 \\
Da &= Dt \times 0,5 \\
Da &= 77,6250 \times 0,5 \\
Da &= 38,8125 \text{ in} = 3,2344 \text{ ft}
\end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned}
C/Dt &= 0,3333 \\
C &= 1/3 \times Dt \\
C &= 0,3333 \times 77,6250 \\
&= 25,8750 \text{ in} = 2,1563 \text{ ft}
\end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$\begin{aligned}
L/Da &= \frac{1}{4} \\
L &= \frac{1}{4} da \\
&= \frac{1}{4} \times 38,8125 \\
&= 9,7031 \text{ in} = 0,8086 \text{ ft}
\end{aligned}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$\begin{aligned}
W/Da &= 0,20 \\
W &= 0,20 \times Da \\
&= 0,20 \times 38,8125 \\
&= 7,7625 \text{ in} = 0,6469 \text{ ft}
\end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}
n &= \frac{H \text{ liquid}}{2 \times Da^2} \\
n &= \frac{61,7559}{2 \times 1506,4102}
\end{aligned}$$

$$= 0,0205 \text{ in} = 1 \text{ buah}$$

Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times D_i^5}{gc}$$

dimana:

P = daya pengaduk

ϕ = power number

ρ = densitas bahan = 79,6871 lb/ft³

D_i = diameter impeller = 3,2344 ft

gc = 32,2 lb.ft/s².lbf

n = putaran pengaduk, ditetapkan = 100 rpm = 1,67 rps

(Perry, ed. 7 halaman 18-13)

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{L^2 n \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{0,8086^2 \cdot 1,6667 \cdot 79,6871}{0,00176}$$

$$= 49432,1370 \quad (\text{Turbulen, } N_{Re} > 2100)$$

dari fig.3.4-4 'Geankoplis", hal.145, didapatkan :

$$N_p = 1,5$$

Dari G.G. Brown fig. 4.77 halaman 507, diperoleh = 0,9

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times D_i^5}{gc}$$

$$= \frac{0,9 \times 79,6871 \times 2^3 \times 3,2344^5}{32,2}$$

$$= 3649,8300 \text{ lb.ft/dt}$$

$$= 3649,8300 \text{ lb.ft/dt} \times \frac{1}{550} \text{ Hp}$$

$$= 6,6361 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission system losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

sehingga daya yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,15) P + P \\ &= 0,25 \times 6,6361 + 6,6361 \\ &= 8,2951 \text{ Hp} \approx 8 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya 8 Hp

Perhitungan Poros Pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^3}{16}$$

(Hesse, pers. 16-1 hal 465)

Dimana:

$$T = \text{nomen puntir (lb.in)} = \frac{63025}{N} \frac{H}{N} \quad (\text{Hesse, hal 469})$$

$$H = \text{daya motor pada poros} = 8 \text{ Hp}$$

$$N = \text{putaran pengaduk} = 100 \text{ rpm}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} T &= \frac{63025}{N} \frac{H}{N} \\ &= \frac{63025 \times 8}{100} \\ &= 5228,0496 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Hesse tabel 16-1 halaman 457 untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 mengandung karbo 20% dengan batas = 36000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$\begin{aligned} S &= 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2 \\ &= 7200 \end{aligned}$$

Diameter poros pengaduk (D) (Hesse, pers. 16-1 hal 465)

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{\pi \times T}{S} \\ &= \frac{\pi \times 5228,0496}{7200} \\ &= 3,7000 \text{ in}^3 \\ D &= 1,5467 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Panjang poros (L)

Rumus:

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana:

L : Panjang poros (ft)

$$l : \text{jarak impeller dari dasar tangki} = 9,7031 \text{ in} = 0,8086 \text{ ft}$$

$$Z_i : \text{panjang poros di atas bejana tangki} = 25,8750 \text{ in} = 2,1563 \text{ ft}$$

$$h : \text{tinggi silinder + tinggi tutup atas} = 111,040 \text{ in} = 9,2534 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} L &= 111,040 + 9,7031 - 25,8750 \\ &= 94,8685 \text{ in} = 7,9057 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type : axial turbin 4 blades sudut 45°

Da : diameter impeller = 38,8125 in = 3,2344 ft

Zi : tinggi impeller dari dasar bejana = 25,8750 in = 2,1563 ft

W : lebar impeller = 7,7625 in = 0,6469 ft

L : panjang impeller = 9,7031 in = 0,8086 ft

n : jumlah pengaduk = 1 buah

daya = 8 Hp

$$\text{panjang poros} = 94,8685 \text{ in} = 7,9057 \text{ ft}$$

6.4. Perhitungan Sparger

Dasar Perancangan:

$$\begin{aligned} \text{Rate gas} &= 6669,51 \text{ kg/jam} = 14703,597 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas umpan} &= 0,7632 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Suhu} &= 173 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{P gas} &= 14,7 \text{ psia} \end{aligned}$$

Perhitungan:

Menghitung luas area sparger

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{14703,6 \text{ lb/jam}}{0,7632 \text{ lb/ft}^3} = 19265,7 \text{ ft}^3/\text{jam} = 321,10 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{FPM} = 150$$

$$\text{ACFM} = \text{rate volumetrik gas} \times \frac{14,7}{(14,7 + P)} \times \frac{(460+T)}{520}$$

$$\text{ACFM} = 11726,15 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{luas area sparger (A)} = \frac{\text{ACFM}}{\text{FPM}} = \frac{11726,2}{150} = 78,17 \text{ ft}^2$$

(www.Mott Corporation.com-sparger design guide)

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$78,1744 = 0,7850 D^2$$

$$D^2 = 19,9170 \text{ ft}^2$$

$$D = 4,4629 \text{ ft} = 53,554 \text{ in}$$

Trial jarak lubang agar harga At perhitungan sama dengan harga trial

$$\text{Jarak antar lubang } P_T = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{Luas satu segitiga} = 1/2(P_T \times \sin 60^\circ) \times P_T$$

$$= 1,4614 \text{ ft}^2$$

Luas lubang sparger

$$\text{Luas lubang sparger (A)} = \frac{78,17}{540000} = 0,00014477 \text{ ft}^2$$

$$A = 1/4 \pi D^2$$

$$0,0001448 = 0,785 D^2$$

$$D^2 = 0,000184 \text{ ft}^2$$

$$D = 0,0136 \text{ ft} = 0,1630 \text{ in}$$

Menentukan jumlah lubang

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{78,174}{1,4614}$$

$$= 53,494 \approx 53 \text{ buah}$$

6.5. Perhitungan Jaket Pendingin

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu masuk feed (T}_1\text{)} = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu masuk feed (T}_2\text{)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu masuk pendingin (t}_1\text{)} = 27 \text{ }^\circ\text{C} = 80,6 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar pendingin (t}_2\text{)} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 140 - 113 = 27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 86 - 81 = 5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)} = \frac{27 - 5}{1,6094} = 13 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan luas perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{84287,1711351}{40,7918 \times 13,42} \\ &= 1,5396 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah eksotermis maka reaktor dilengkapi jaket dengan air pendingin sebagai media pendingin.

$$\text{Rate massa air pendingin} = 1008,82 \text{ kg/jam} = 2224,05 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air pendingin} = 995,86 \text{ kg/m}^3 = 62,170$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air} &= \frac{2224,0514}{62,1695} \\ &= 35,7740 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ air pendingin yang dibutuhkan} &= 35,774 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 858,58 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin total} &= 858,58 + (858,58 \times 0,1) \\ &= 944,43 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan dalam reaktor} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Diameter dalam reaktor}(di) = 77,63 \text{ in } 6,47 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar reaktor } (do) = 78 \text{ in } 6,50 \text{ ft}$$

$$\text{Volume liquid dalam tangki} = 304,86 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi di^3}{24 \text{ tg } 60} \\ &= 20,4459 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid di dalam silinder} &= 304,86 - 20,4459 \\ &= 284,42 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas alas silinder tangki} &= \frac{\pi di^2}{24 \text{ tg } \alpha} \\ &= 20,4459 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi liquid dalam silinder (Lls)} = \frac{284,4178}{20,4459} = 13,911 \text{ ft}$$

Menentukan volume silinder bagian luar

$$\begin{aligned} \text{Volume tutup bawah tangki} &= \frac{\pi do^3}{24 \text{ tg } \alpha} \\ &= \frac{3,14 \times 274,63}{41,5704} \\ &= 20,7437 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid di dalam silinder} = \frac{\pi}{4} do^2 \text{ Lls}$$

$$= 0,7850 \times 42,2500 \times 13,9107$$

$$= 461,3670 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume liquida} = 20,7437 + 461,3670$$

$$= 482,1 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume jacket} = \text{Volume total air} + \text{volume liquida} + 10 \% \text{ volume liquida}$$

$$\text{Volume jacket} = 944,43 + 482,1 + 48,21$$

$$= 1474,7552 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi: } L_{sj} = 2 \text{ di}$$

$$\text{Volume jacket} = \text{Volume silinder jacket} + V \text{ tutup bawah jacket}$$

$$1474,755 = \left(\frac{\pi d_{ij}^2 L_{sj}}{4} \right) + \left(\frac{\pi d_{ij}^3}{24 \text{ tg } \alpha} \right)$$

$$= 1,5700 d_{ij} + 0,0755 d_{ij}^3$$

$$= 1,6455 d_{ij}^3$$

$$d_{ij}^3 = 896,2 \text{ ft}^3$$

$$d_{ij} = 9,64 \text{ ft}$$

$$\text{Volume tutup bawah jacket} = 0,0755 d_{ij}^3$$

$$= 0,0755 \times 896,2$$

$$= 67,70 \text{ ft}^3$$

$$h_{bj} = \left(\frac{0,5 d_{ij}}{\text{tg } \alpha} \right) = 2,7831 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder jacket (L}_{sj}) = 2 \times 9,641$$

$$= 19,283 \text{ ft}$$

$$H_j = L_{sj} + h_{bj}$$

$$= 19,2827 + 2,7831$$

$$= 22,0658 \text{ ft}$$

$$\text{Menentukan } P \text{ design} = \frac{\rho(H-1)}{144}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{62,17 (22,066 - 1)}{144}$$

$$= 9,095 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P \text{ design (Pi)} = P_h + P \text{ operasi}$$

$$= 9,095 + 14,7$$

$$= 23,795 \text{ psia}$$

$$= 9,09 \text{ psig}$$

$$\text{Menentukan tebal dinding silinder jacket}$$

$$t_{sj} = \frac{P_i \times d_{ij}}{2 (f E - 0,6 P_i)} + C$$

$$= 0,0976$$

$$= \frac{1,5614}{16} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$d_{oj} = d_{ij} + 2t_{sj}$$

$$= 116,0711 \text{ in}$$

Standarisasi Doj pada tabel 5.7 Brownell and Young hlm 91 diperoleh:

$$\begin{aligned}
 do_j &= 120 \text{ in} = 10 \text{ ft} \\
 di_j &= do_j - 2 \text{ tsj} \\
 &= 120 - 0,3750 \\
 &= 119,6250 \text{ in} = 9,969 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Cek hubungan L_{sj} dengan di_j

Volume jacket = Volume silinder jacket + V tutup bawah jacket

$$\begin{aligned}
 1474,755 &= \left(\frac{\pi di_j^2 L_{sj}}{4} \right) + \left(\frac{\pi di_j^3}{24 \tan \alpha} \right) \\
 &= 312,04 L_{sj} + 74,83 \\
 L_{sj} &= 4,486 \text{ ft} \\
 \frac{L_{sj}}{di_j} &= 0,4500 < 2 \quad (\text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah jacket

Tutup bawah berbentuk konis

$$\begin{aligned}
 th_{bj} &= \frac{P_{ij} \times di_j}{2 (f E - 0,6 P_{ij}) \times \cos \alpha} + C \\
 &= \frac{1087,966}{14994,54} + C \\
 &= 0,1351 \\
 &= \frac{2,1609}{16} = \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup bawah jacket

$$\begin{aligned}
 hb_j &= \frac{0,5 \ di_j}{\tan \alpha} \\
 &= 34,532 \text{ in} \\
 &= 2,8776 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi jaket sebagai berikut:

- Bahan konstruksi = HAS SA 240 grade M type 316
- diameter luar (do_j) = 120 in
- diameter dalam (di_j) = 119,625 in
- tinggi jaket (L_j) = 61,7559 in
- tebal jaket (ts_j) = 3/16 in
- tebal tutup bawah jaket (th_{bj}) = 3/16 in
- tinggi tutup bawah jaket (hb_j) = 2,8776 in

6.6. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

1. Gasket

Dari Brownell & Young, fig. 12.11 hal. 228, didapatkan :

- Bahan konstruksi : Flat metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
- Gasket factor (m) : 3,75
- design seating stress : 9000 psia

2. Bolting

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347

Tensile strength minin : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

3. Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :

Bahan komstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Tensile strength minin : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Type flange : Ring flange loose type

6.6.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m+1)}}$$

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress = 9000 psia
- p = internal pressure = 14,7 psia
- m = gasket factor = 3,75

Diketahui d_i gasket = d_i shell ID = 77,6250 in = 6,4688 ft

Maka didapatkan :

$$\begin{aligned}\frac{d_o}{d_i} &= \sqrt{\frac{9000 - (43,5233 \times 14,7)}{9000 - 43,5233(3,75 + 1)}} \\ d_o &= 1,00082 \times 6,4688 \\ d_o &= 6,47 \text{ ft} = 77,7 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{77,6889 - 77,6250}{2} \\ &= 0,03193 \approx 0,03193\end{aligned}$$

Diambil gasket (n) = 0,0319 in

$$\begin{aligned}\text{D rata-rata gasket (G)} &= d_o + n \\ &= 77,6250 \text{ in} + 0,0319 \text{ in} \\ &= 77,6569 \text{ in} = 6,4714 \text{ ft}\end{aligned}$$

6.6.2. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

▪ Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :
Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah:

$$\begin{aligned} b_o &= n/2 \\ &= 0,0160 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} H_y = W_{m2} &= 3,14 \times 0,0160 \times 77,6569 \times 9000 \\ H_y &= 35038,27864 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \\ H_p &= 2 \times 3,14 \times 0,0160 \times 77,6569 \times 3,75 \times 14,7 \\ H_p &= 429,21891 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \cdot G^2 \cdot p \\ H &= 0,79 \times 77,6569^2 \times 14,7 \\ H &= 69590,0974 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{ml})

$$\begin{aligned} W_{ml} &= H + H_p \\ &= 69590,0974 \text{ lb} + 429,2189 \text{ lb} \\ &= 70019,3163 \text{ lb} \end{aligned}$$

Karena $W_{ml} > W_{m2}$, maka yang mengontrol adalah W_{ml} .

- *Perhitungan luas minimum bolting area*

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

$$\begin{aligned} A_{ml} &= \frac{W_{ml}}{f_b} \\ &= \frac{70019,3163}{15000} \\ &= 4,6680 \text{ in}^2 = 0,03 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- *Perhitungan Bolting Optimum*

- Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 1 in
- Root area = 0,551 in²

$$\begin{aligned} \text{jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{root area}} \\ &= \frac{4,6680}{0,551} \\ &= 8,47 \approx 9 \text{ buah} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & tabel 10.4 hal. 188 dan tabel 12.3 halaman 227:

- Bolt spacing = 2 1/4 in
- Minimum radial distance (R) = 1 3/8 in
- Edge distance (E) = 1 1/16 in

- Bolting circle diameter (C) :

$$C = \text{di shell} + 2 (1,415 \cdot g_o + R)$$

Dimana :

- di shell = 77,6250 in
- g_o = tebal shell (ts)
= 3/16

- Maka bolting circle diameter (C) :

$$C = 77,6250 + 2 [(1,415 \times 3/16) + 1 3/8]$$

$$= 79,531 \text{ in}$$

- Diameter luar flange

$$OD = C + 2 E$$

$$= 79,531 + 2 \times 1 1/16$$

$$= 81,656 \text{ in}$$

- Check lebar gasket

$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area}$

$$A_b \text{ actual} = 9 \times 0,551 \text{ in}^2$$

$$A_b \text{ actual} = 4,9590 \text{ in}^2$$

- Lebar gasket minimum

$$L = A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G}$$

$$= 4,9590 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 9000 \times 77,6569}$$

$$= 0,0169 \text{ in}$$

Karena $L < n$ (0,03193 in) jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

- *Perhitungan Moment*

Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$W = \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal. 242})$$

$$W = \left(\frac{4,6680 + 4,9590}{2} \right) \times 15000$$

$$= 72202,1582 \text{ lb}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$h_G = \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.101 hal. 242})$$

$$h_G = \frac{79,531 - 77,6569}{2}$$

$$= 0,9368 \text{ in}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$M_a = W \times h_G$$

$$M_a = 72202,1582 \times 0,9368$$

$$M_a = 67642,3544 \text{ lb.in}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 70019,3163 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (HD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot p$$

Dimana :

$$- B = \text{do shell reaktor} = 78 \text{ in}$$

$$- p = \text{tekanan operasi} = 14,7 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$H_D = 0,785 \times 78^2 \times 14,7$$

$$H_D = 70206,318 \text{ lb}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (hD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{79,5306 - 78}{2} = 0,77 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 70206,318 \times 0,77 \end{aligned}$$

$$M_D = 53729,8 \text{ lb.in}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= 70019,3163 - 69590,0974 \\ &= 429,2189 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Moment M_G

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 429,2189 \times 0,94 \\ &= 402,1123 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 69590,0974 - 70206,3180 \\ &= 616,221 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, pers. 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{0,77 + 4,67}{2} \\ &= 2,72 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment M_T

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$M_T = H_T \times h_T \\ = 616,2206 \times 2,72$$

$$M_T = 1674,0455 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi (Mo) :

$$M_o = M_D + M_G + M_T \\ = 53729,77274 + 402,1123 + 1674,0455 \text{ lb.in} \\ = 55805,9305 \text{ lb.in}$$

$$\text{Karena } M_a < M_o, \text{ maka } m_{\max} = M_a = 67642,3544 \text{ lb.in}$$

6.6.3. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, pers. 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \\ k = A/B$$

Dimana :

- A = diameter luar flange = 81,6556 in
- B = diameter dalam flange = 79,5306 in
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 18750 psia

Maka :

$$k = A/B = 1,02672$$

Dari Brownell & Young, fig. 12.22 hal 238, didapatkan :

- Y = 96
- M = 67642,35442 lb.in

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{96 \times 573447,766}{18750 \times 99,094}} \\ t = 2,09 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18750
- Tebal flange : 2,09 in
- Diameter dalam (Di) : 79,5306 in
- Diameter luar (Do) : 81,6556 in
- Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347

Tensile strength minimum : 75000 psia
 Ukuran baut : 1 in
 Jumlah baut : 9 buah
 Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

Bahan konstruksi : Flat metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
 Gasket factor (m) : 3,75
 Min design seating stress (y) : 9000 psia
 Tebal gasket (n) : 1/16 in

6.7. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya.

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat liquid dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket pendingin
- Berat attachment

Dasar Perhitungan :

a. Berat shell reaktor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

- W_s = berat shell reaktor, lb
- d_o = diameter luar shell = 78 in = 6,5 ft
- d_i = diameter dalam shell = 77,6250 in = 6,4688 ft
- H = tinggi shell reaktor (L_s) = 109,9472 in = 9,1623 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W &= 3,14/4 \times (7^2 - 6,9479^2) \times 8,6404 \times 112,374 \\ &= 1425,3765 \text{ lb} \\ &= 646,5508 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat tutup atas standart dishead

Rumus :

$$\begin{aligned} W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\ A &= 6,28 \cdot L \cdot h \end{aligned} \quad (\text{Hesse, pers. 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reaktor, lb
- A = luas tutup atas standart dishead, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 3/16 in = 0,0156 ft
- ρ = ρ bahan konstruksi = 489 lb/ft³

- L = crown radius (r) = 78 in = 6,5 ft
- h = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 13,1186 in = 1,09 ft

Luas tutup atas :

$$A = 6,28 \times 78 \times 13,1186$$

$$= 6426,0273 \text{ in}^2 = 44,6252 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas :

$$W_d = 44,6252 \times 0,0156 \times 489$$

$$W_d = 340,964 \text{ lb} = 154,661 \text{ kg}$$

b. Berat tutup bawah conical

Rumus :

$$W_d = A \cdot t \cdot \rho$$

$$A = 0,785 (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78 d^2$$

(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)

Dimana :

- W_d = berat tutup bawah reaktor, lb
- A = luas tutup bawah conical, ft²
- t = tebal tutup bawah (thb) = 3/16 in = 0,1875 in
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
- D = diameter dalam silinder = 77,6250 in = 6,4688 ft
- h = tinggi tutup bawah reaktor = 22,4084 in = 1,8674 ft
- m = flat spot diameter = 1/2 D = 1/2 77,6250
- = 38,8125 in = 3,2344 ft

Luas tutup bawah :

$$A = 0,785 \times (6,4688 + 3,2344) \times \sqrt{(4 \times (1,8674)^2) + (6,4688 - 3,2344)^2}$$

$$+ 0,78 \times (6,4688^2)$$

$$A = 65,4446 \text{ ft}^2 = 9424,0155 \text{ in}^2$$

Berat tutup bawah (65,4446 ft²) x (0,1875/12)ft x (489 lb/ft³)

$$W_d = 65,4446 \times 0,0156 \times 489$$

$$W_d = 500,0373 \text{ lb} = 226,8154 \text{ kg}$$

c. Berat liquid dalam reaktor

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat larutan dalam reaktor = 8815,6380 lb/jam
- t = waktu tinggal liquid dalam reaktor = 1 jam

Maka :

$$W_l = 8815,6380 \times 1$$

$$= 8815,6380 \text{ lb}$$

$$= 3998,7734 \text{ kg}$$

d. Berat poros pengaduk dalam reaktor

Rumus :

$$W_p = V \cdot \rho$$

$$V = \pi/4 \cdot D^2 \cdot L$$

Dimana :

- W_p = berat poros pengaduk dalam reaktor, lb
- V = volume poros pengaduk, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3
- D = diameter poros pengaduk = 38,8125 in = 3,2344 ft
- L = panjang poros pengaduk = 9,7031 in = 0,8086 ft

Volume poros pengaduk :

$$V = (\pi/4) \times (3,2344 \text{ ft})^2 \times (0,8086 \text{ ft})$$

$$= 6,6402 \text{ ft}^3$$

Berat poros pengaduk :

$$W_p = (6,6402 \text{ ft}^3) \times (487 \text{ lb}/\text{ft}^3)$$

$$= 3247,0550 \text{ lb}$$

$$= 1472,8545 \text{ kg}$$

e. Berat impeller dalam reaktor

Rumus :

$$W_l = V \cdot \rho$$

$$V = 4 (p \cdot l \cdot t)$$

$$p = D_p / 2$$

Dimana :

- W_l = berat impeller dalam reaktor, lb
- V = volume dari total blades, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3
- p = panjang 1 kupingan blade, ft
- l = lebar 1 kupingan blade = 7,7625 in = 0,6469 ft
- D_p = diameter pengaduk = 38,8125 in = 3,2344 ft

Volume impeller pengaduk :

$$p = D_p / 2$$

$$= (3,2344 \text{ ft}) / 2$$

$$= 1,6172 \text{ ft}$$

$$V = (4) \times (1,6172 \text{ ft}) \times (0,6469 \text{ ft}) \times (3,2344 \text{ ft})$$

$$= 13,5342 \text{ ft}^3$$

Berat impeller pengaduk :

$$W_l = (13,5342 \text{ ft}^3) \times (487 \text{ lb}/\text{ft}^3)$$

$$= 6618 \text{ lb}$$

$$= 3002,02 \text{ kg}$$

f. Berat jaket pendingin

Berat jaket

$$W_{\text{jaket}} = (\pi/4) \times (d_o^2 - d_i^2) \times T_j \times \rho$$

Dimana :

$$W_{\text{jaket}} = \text{berat jaket, lb}$$

$$d_{ij} = \text{diameter dalam jaket} = 119,625 \text{ in} = 10,0 \text{ ft}$$

$$d_{oj} = \text{diameter luar jaket} = 120 \text{ in} = \# \text{ ft}$$

$$T_j = \text{Tinggi jaket} = 61,7559 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Berat jaket :

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket}} &= (\pi/4) \times [16^2 - 15,9^2] \text{ ft}^2 \times (61,7559 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 14793,066 \text{ lb} \\ &= 6710,0906 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat air pendingin

$$\begin{aligned} V_{\text{air}} \times \rho_{\text{air}} &= 1008,8231 \text{ ft}^3 \times 59,9453 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 60474,1901 \text{ lb} \\ &= 27431,09261 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi

$$\begin{aligned} W_{\text{jaket} + \text{pendingin}} &= 6710,0906 \text{ kg} + 27431,1 \text{ kg} \\ &= 34141,183 \text{ kg} \end{aligned}$$

g. **Berat Attachment**

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb
- W_s = berat shell reaktor = 1425,3765 lb = 646,5508 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= (0,18) \times (646,5508 \text{ lb}) \\ &= 116,3791 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	646,5508
$W_{\text{tutup atas}}$	154,6614
$W_{\text{tutup bawah}}$	226,8154
W_{liq}	3998,7734
$W_{\text{poros pengaduk}}$	1472,8545
W_{pengaduk}	3002,0161
$W_{\text{jaket} + \text{steam}}$	34141,1832
$W_{\text{attachment}}$	116,3791
W_{total}	43759,2339

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total berat reaktor

$$\begin{aligned} &= (1,1) \times (43759,2339 \text{ kg}) \\ &= 48135,1573 \text{ kg} \end{aligned}$$

6.8. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar Perhitungan :

a. **Beban tiap kolom**

Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L) + \Sigma W}{n \cdot D_{bc} + n}$$

Dimana :

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin, lb

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft

n = jumlah support

ΣW = berat total, lb

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$P = \frac{48135,1573}{4} = 12033,789 \text{ kg} = 26529,692 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
- Tinggi reaktor (H) = 147,9742 in = 12,3312 ft
- Panjang penyangga = $\frac{1}{2} (H + L)$
 $= \frac{1}{2} (12,3312 + 5) \text{ ft}$
 $= 8,6656 \text{ ft} = 103,9871 \text{ in}$

$$\text{Jadi panjang penyangg} = 8,66559 \text{ ft} = 103,9871 \text{ in}$$

b. Trial ukuran I beam

Trial ukuran I beam 6" ukuran 6 x 3 3/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

- Nominal size = 6 in
- Berat = 12,5 lb
- Area of section (A_y) = 3,61 in²
- Depth of beam (h) = 6 in
- a = 1,1 in
- Width of flange (b) = 3,33 in
- I = 21,8 in⁴
- Axis (r) = 2,46 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

$$\begin{aligned} L/r &= (103,9871 \text{ in}) / (2,46 \text{ in}) \\ L/r &= 42,2712 \end{aligned}$$

Karena L/r antara 60 - 200, maka :

$$\begin{aligned}
- f_c &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18000} \right)} \\
&= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(42,2712)^2}{18000} \right)} \\
&= 16374,5087 \text{ psia} \\
- f_{\text{eksentrik}} &= \frac{P \times (a + 1/2 b)}{I_{1-1} / 1/2 b} \\
&= \frac{26529,6920 \times (1,1 + 1,7)}{21,8 / 1,7} \\
&= 5602,5416 \\
- A &= \frac{P}{f_c - f_{\text{eksentrik}}} \\
&= \frac{26529,6920}{10771,9672} \\
&= 2,46285 \text{ in}^2 < 4 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}
\end{aligned}$$

Karena $A < A$ yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 6 x 3 5/8 in
- Berat = 12,5 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.9. Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %.
(Hesse, hal. 163)
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Dasar Perhitungan :

a. Luas base plate

Rumus :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in²
- P = beban dari tiap-tiap base plate = 26529,6920 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in²

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{26529,6920}{600}$$

$$= 44,2162 \text{ in}^2$$

b. Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= 44,2162 in²
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 3,33 \text{ in}$$

$$h = 6 \text{ in}$$

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b) \\ 44,2162 &= [2m + (0,95 \times 5)] \times [2n + (0,8 \times 3)] \\ 44,2162 &= (2m + 4,75) \times (2m + 2,4) \\ 44,2162 &= 4m^2 + 14,3m + 11,4 \\ 7,7726 &= 4m^2 + 16,728m \\ 0 &= 4m^2 + 16,728m - 18,0717 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-16,728 \pm \sqrt{(16,728)^2 - (4 \times 4) \times (-18,0717)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 0,9323$$

$$m_2 = -5,1143$$

$$\text{Diambil } m = 0,9323$$

Sehingga :

- Panjang base plate (p) = $2m + 0,95h$
= $(2 \times 0,9323) + (0,95 \times 6)$
= 8,0307 in $\approx$ 9 in
- Lebar base plate (l) = $2n + 0,8b$
= $(2 \times 0,9323) + (0,8 \times 3,33)$
= 4,5 in $\approx$ 5 in

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 9 in dan lebar base plate 5 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 9 x 5 in dengan luas (A) = 45 in².

c. Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

$$f = \frac{P}{A}$$

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in²
- P = beban tiap kolom = 26529,6920 lb
- A = luas base plate = 45,00 in²

Maka :

$$f = \frac{26529,6920}{45,00}$$

$$= 589,5487 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)

$$p = 2m + 0,95h$$

$$9 = 2m + (0,95 \times 6)$$

$$m = 0,78947$$

- Lebar base plate (l)

$$l = 2n + 0,8b$$

$$5 = 2n + (0,8 \times 3,33)$$

$$n = 0,94$$

Karena harga $n > m$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga n.

e. Tebal base plate

Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot f \cdot n^2}$$

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 589,549 psi
- n = 0,94 in

Tebal base plate

$$t = \sqrt{0,00015 \times 579,0519 \times 1,25}$$

$$= 0,27907 \text{ in} \approx 0,5 \text{ in}$$

Jadi digunakan tebal base plate 0,5 in

f. Ukuran baut

Beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}}$$

$$= \frac{26529,6920}{4}$$

$$= 6632,4230 \text{ lb}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

Dimana f_{baut} = stress tiap baut max
= 12000 lb/in²

$$A_{\text{baut}} = \frac{6632,42}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0,55 \text{ in}^2$$

$$d_{\text{baut}} = 0,84$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut dengan dimensi baut sebagai berikut :

- ukuran baut (d) = 7/8 in
- Root area (A) = 0,419 in²

- Bolt spacing min = 2 1/4 in
- Min radial distance = 1 3/8 in
- Edge distance = 1 1/16 in
- Nut dimension = 1 5/8 in
- Max filled radius = 7/16 in

6.10. Perhitungan Lug dan Gusset

Perencanaan:

- Digunakan 2 buah plate horisontal (untuk lug) dan 2 buah plate vertikal (untuk gusset)

Dasar Perhitungan :

Dari gambar 10.6, hal 191, Brownell diperoleh :

a. Lebar Lug

$$\begin{aligned}
 A = \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &= \frac{7}{8} + 9 \text{ in} \\
 &= 9,8750 \text{ in} \\
 b = \text{jarak antar gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &= \frac{7}{8} + 8 \text{ in} \\
 &= 8,8750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Lebar Gusset

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gusset (L)} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\
 &= 2 \times \left(5 - \frac{7}{16} \right) \\
 &= 9,1250 \text{ in} \\
 \text{Lebar lug atas (a)} &= 0,5 (\text{panjang kolom} + \text{ukuran baut}) \\
 &= 1 \times \left(9 + \frac{7}{16} \right) \\
 &= 4,2813 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{b}{L} && (\text{Brownell \& Young Hal 193}) \\
 &= \frac{8,8750}{9,1250} = 0,97 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat $\gamma_1 = 0,565$

$$\begin{aligned}
 e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\
 &= 0,5 \times 1 \frac{7}{16} \\
 &= 0,7188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Tebal Plate Horisontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1+\mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1-\gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 P &= \text{beban tiap baut} &&= 26529,6920 \text{ lb} \\
 \mu &= \text{posson's ratio} &&= 0,3 \text{ untuk steel} \\
 L &= \text{panjang horisontal plate bawah} &&= 9 \text{ in} \\
 e &= \text{nut dimension} &&= 1,438 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\gamma_1 = 0,565$$

Jadi :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{26529,6920}{4\pi} \left[(1+0,3) \times \ln \frac{2 \times 9}{\pi \times 1,438} + (1-0,565) \right] \\ &= 7865,7413 \text{ lb} \end{aligned}$$

M_y disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$\begin{aligned} thp &= \sqrt{\frac{6 \times 7865,7413}{15000}} \\ &= 1,7738 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 1,7738 in

d. Tebal Plate Vertikal (Gusset)

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

$$\begin{aligned} \text{gusset min} &= \frac{3}{8} \times thp \\ &= \frac{3}{8} \times 1,7738 \\ &= 0,6652 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} hg &= A + \text{ukuran baut} \\ &= \# + 7/8 \\ &= 45,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

f. Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lug} &= hg + 2 \text{ thp} \\ &= 45,8750 + 2 \times 1,7738 \\ &= 14,5 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

$$\begin{aligned} \ll \text{ Lug} & \\ - \text{Lebar} &= 9,8750 \text{ in} \\ - \text{Tebal} &= 1,7738 \text{ in} \\ - \text{Tinggi} &= 14,5476 \text{ in} \\ \ll \text{ Gusset} & \\ - \text{Lebar} &= 9,1250 \text{ in} \\ - \text{Tebal} &= 0,6652 \text{ in} \\ - \text{Tinggi} &= 45,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

6.11. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

- Beban total yang harus ditahan pondasi :
 - Berat reaktor total
 - Berat kolom penyangga
 - Berat base plate
- Ditentukan :
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar Perhitungan :

a. Berat total reaktor

$$W = 48135,1573 \text{ lb} = 21833,9641 \text{ kg}$$

b. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 9 in = 0,7500 ft
- l = lebar base plate = 5 in = 0,4167 ft
- t = tebal base plate = 0,5 in = 0,0417 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (0,8750 \text{ ft}) \times (0,6667 \text{ ft}) \times (0,0417 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 6,3672 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Beban tiap penyangga

Rumus :

$$W_p = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 8,66559 ft
- A = luas kolom I beam = 3,61 in² = 0,0251 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari bahan = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (9,2693 \text{ ft} \times 0,0199 \text{ ft}^2 \times (3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 361,1859 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Beban total

$$\begin{aligned} W_{total} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 48502,7104 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = 15 x 15 in
- Luas bawah = 40 x 40 in
- Tinggi = 20 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :
 $A = 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1600 \text{ in}^2) \times (20 \text{ in}) \\ &= 32000,000 \text{ in}^3 = 18,5185 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 W &= (18,5185 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 2666,6667 \text{ lb} \\
 &= 1209,5921 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

• Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft²
- Save bearing maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\
 &= 77,7778 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (40 x 40)in² = 1600 in²

Sehingga :

$$P = \frac{2666,6667 + 48502,7104}{1600}$$

$$P = 31,9809 \text{ lb/in}^2 < 77,8 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (15 x 15) in untuk luas atas dan (40 x 40) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :

1. Dimensi tangki :

□ Bahan konstruksi	=	Stainless Steel SA 240 Grade M type 316
□ Do (diameter luar)	=	78 in
□ Di (diameter dalam)	=	77,6250 in
□ ts (tebal silinder)	=	3/16 in
□ Ls (tinggi silinder)	=	109,9472 in
□ tha (tebal tutup atas)	=	3/16 in
□ ha (tinggi tutup atas)	=	13,1186 in
□ thb (tebal tutup bawah)	=	3/16 in
□ hb (tinggi tutup bawah)	=	22,4084 in
□ Tinggi reaktor	=	147,9742 in
□ Jumlah	=	1 buah

2. Dimensi pengaduk :

□ Jenis pengaduk	=	axial turbin 4 blades sudut 45°
□ Bahan impeller	=	Carbon ceramic
□ Diameter impeller (Di)	=	38,8125 in
□ Tinggi impeller (Zi)	=	25,8750 in

□ Panjang impeller (L)	=	9,7031	in
□ Lebar impeller (W)	=	7,7625	in
□ Daya pengaduk	=	8	Hp
□ Diameter poros	=	1,5467	in
□ Panjang poros	=	94,8685	in
□ Jumlah pengaduk	=	1	buah

3. Bagian Nozzle

a. Nozzle untuk pemasukan umpan C_2H_5OH

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	1 in
□ Diameter luar flange (A)	=	4 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	9/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	2 in
□ Diameter hubungan atas (E)	=	1 15/16 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	1,3 in
□ Panjang julakan (L)	=	2 3/16 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	1,05 in

b. Nozzle untuk pemasukan umpan gas H_2O

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	1 in
□ Diameter luar flange (A)	=	4 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	9/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	2 in
□ Diameter hubungan atas (E)	=	1 15/16 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	1,32 in
□ Panjang julakan (L)	=	2 3/16 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	1,05 in

c. Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk gas

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	2 in
□ Diameter luar flange (A)	=	6 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	12/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	3 5/8 in
□ Diameter hubungan atas (E)	=	3 1/16 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	2,38 in
□ Panjang julakan (L)	=	2 1/2 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	2,07 in

d. Nozzle untuk pengeluaran produk dalam bentuk liquid

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	2 in
□ Diameter luar flange (A)	=	6 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	12/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	3 5/8 in

□ Diameter hubungan atas (E)	=	3 1/16 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	2,38 in
□ Panjang julakan (L)	=	2 1/2 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	2,07 in

e. Nozzle untuk Manhole

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	20,0 in
□ Diameter luar flange (A)	=	27 1/2 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	1 11/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	16,25 in
□ Diameter hubungan atas (E)	=	15 3/4 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	14 in
□ Panjang julakan (L)	=	5 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	13.25 in

f. Nozzle untuk air pendingin inlet dan air pendingin out

□ Type	=	Welding neck
□ Ukuran nominal pipa (NPS)	=	0,5 in
□ Diameter luar flange (A)	=	3 1/2 in
□ Ketebalan flange minimum (T)	=	7/16 in
□ Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	1,38 in
□ Diameter hubungan atas (E)	=	1 1/5 in
□ Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	5/6 in
□ Panjang julakan (L)	=	1 7/8 in
□ Diameter dalam flange (B)	=	0,62 in

4. Jaket Pendingin

□ Bahan konstruksi	=	HAS SA 240 grade M type 316
□ diameter luar (do_j)	=	120 in
□ diameter dalam (di_j)	=	119,625 in
□ tinggi jaket (L_j)	=	61,7559 in
□ tebal jaket (ts_j)	=	3/16 in
□ tebal tutup bawah jaket (t_{hb_j})	=	3/16 in
□ tinggi tutup bawah jaket (hb_j)	=	2,8776 in

5. Flange, Bolting, Gasket

a. Flange

□ Bahan konstruksi	=	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
□ Tensile strength minimum	=	75000 psia
□ Allowable stress (f)	=	18750
□ Tebal flange	=	2,0868 in
□ Diameter dalam (Di) flange	=	79,5306 in
□ Diameter luar (Do) flange	=	81,6556 in
□ Type flange	=	Ring flange loose type

b. Bolting

- Bahan konstruksi = HAS SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Ukuran baut = 1 in
- Jumlah baut = 9 buah
- Allowable stress (f) = 15000

c. Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Lebar (L) = 0,017 in
- Tebal gasket (n) = 1/16 in
- Gasket faktor (m) = 3,75
- Diameter rata-rata (G) = 77,6569 in

6. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 103,9871 in
- Ukuran I beam = 6 x 3 5/8 in²
- Area of section (Ay) = 3,61 in
- Depth of beam (h) = 6 in
- Width of flange (b) = 3 in
- Axis (r) = 2,46 in

7. Base Plate

- Panjang (p) = 9 in
- Lebar (l) = 5 in
- Tebal (t) = 0,5 in
- Ukuran baut = 7/8 in
- Jumlah baut = 4 buah
- Bahan = Cast iron

8. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 1,7738 in
- Tinggi = 14,5476 in

9. Gusset

- Lebar gusset = 9,1250 in
- Tebal gusset = 0,6652 in
- Tinggi gusset = 45,8750 in

10. Sistem Pondasi

- Luas atas = 15 x 15 in
- Luas bawah = 40 x 40 in
- Tinggi Pondasi = 20 in
- Bahan = Cement Sand dan Gravel

- Densitas campuran liquid

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ_i
	(Kg/jam)			
C ₂ H ₅ OH	1072,4823	0,1217	49,3197	6,0001
H ₂ O	1139,6827	0,1293	59,9453	7,7497
Cl ₂	6603,4731	0,7491	88,0263	65,9373
Total	8815,6380	1	197,2913	79,6871

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} = \frac{79,6871}{1} = 79,6871 \text{ lb/ft}^3$$

Menentukan μ campuran liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	μ	xi μ_i
			lb/ft.s	
C ₂ H ₅ OH	1072,4823	0,1217	0,4307	0,0524
Cl ₂	6603,4731	0,7491	0,0102	0,008
H ₂ O	1139,6827	0,1293	0,3508	0,045
Jumlah	8815,6380	1	0,79	0,105

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{0,105}{1} = 0,105 \text{ lb/ft.s} = 0,1701 \text{ Pa.s} \\ &= 0,0017567 \text{ lb/ft.men} \end{aligned}$$

Densitas produk gas

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ	xi ρ_i
			lb/ft ³	
C ₂ H ₅ OH	53,6241	0,00529	49,3197	0,2610
HCl	4033,6254	0,39801	74,2917	29,5692
H ₂ O	6047,1239	0,59669	59,9453	35,7690
Jumlah	10134,3734	1,00000	183,5567	65,5991

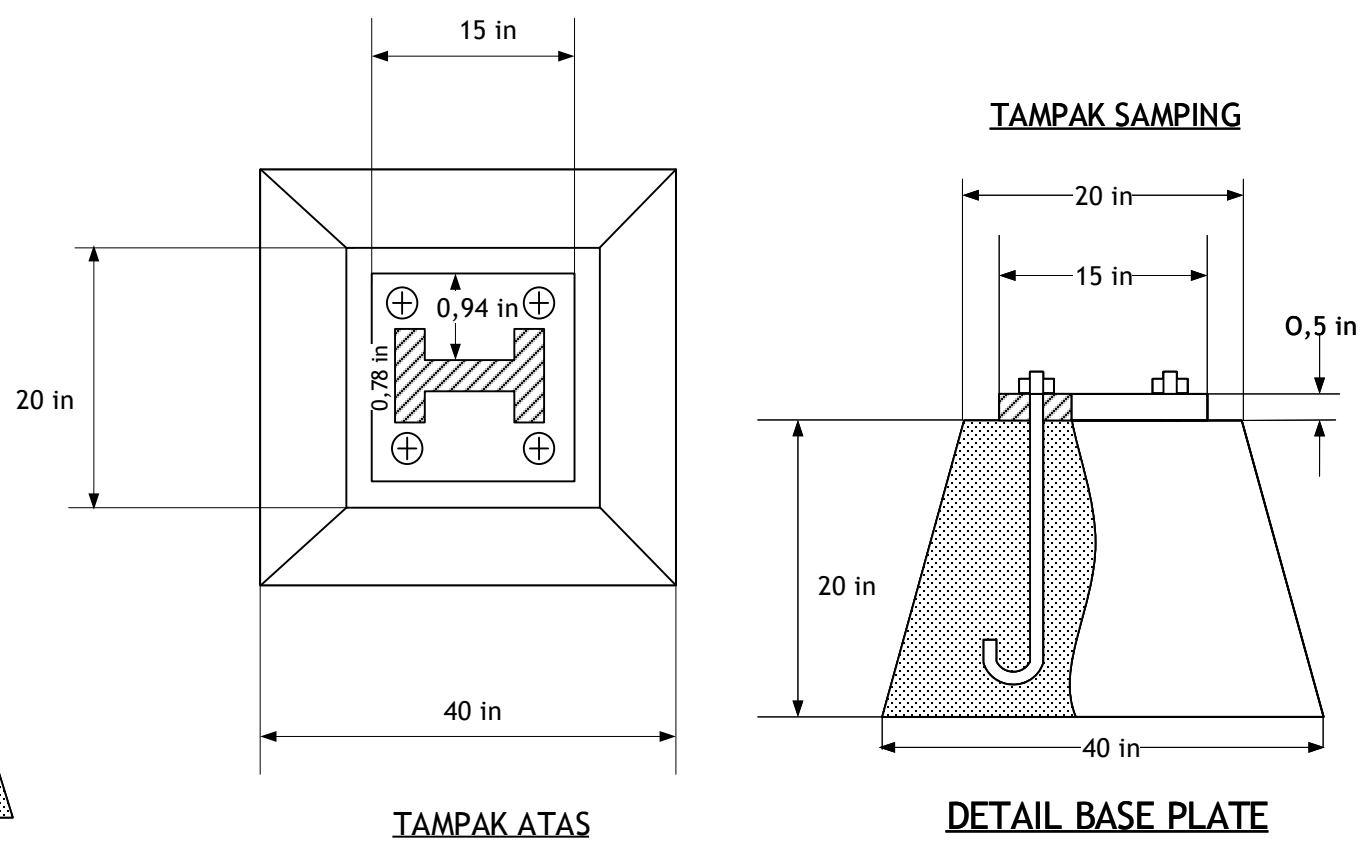
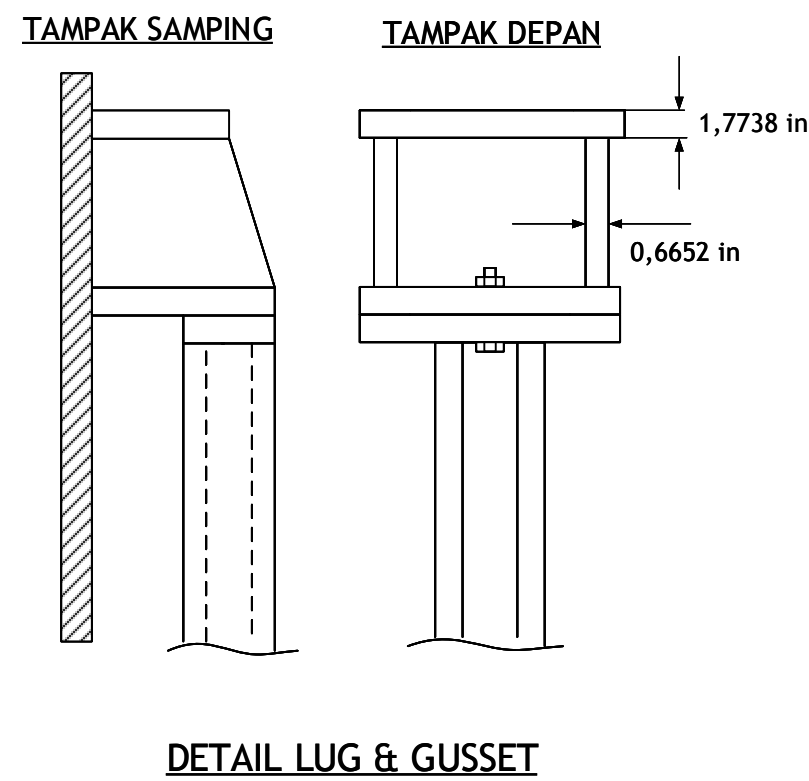
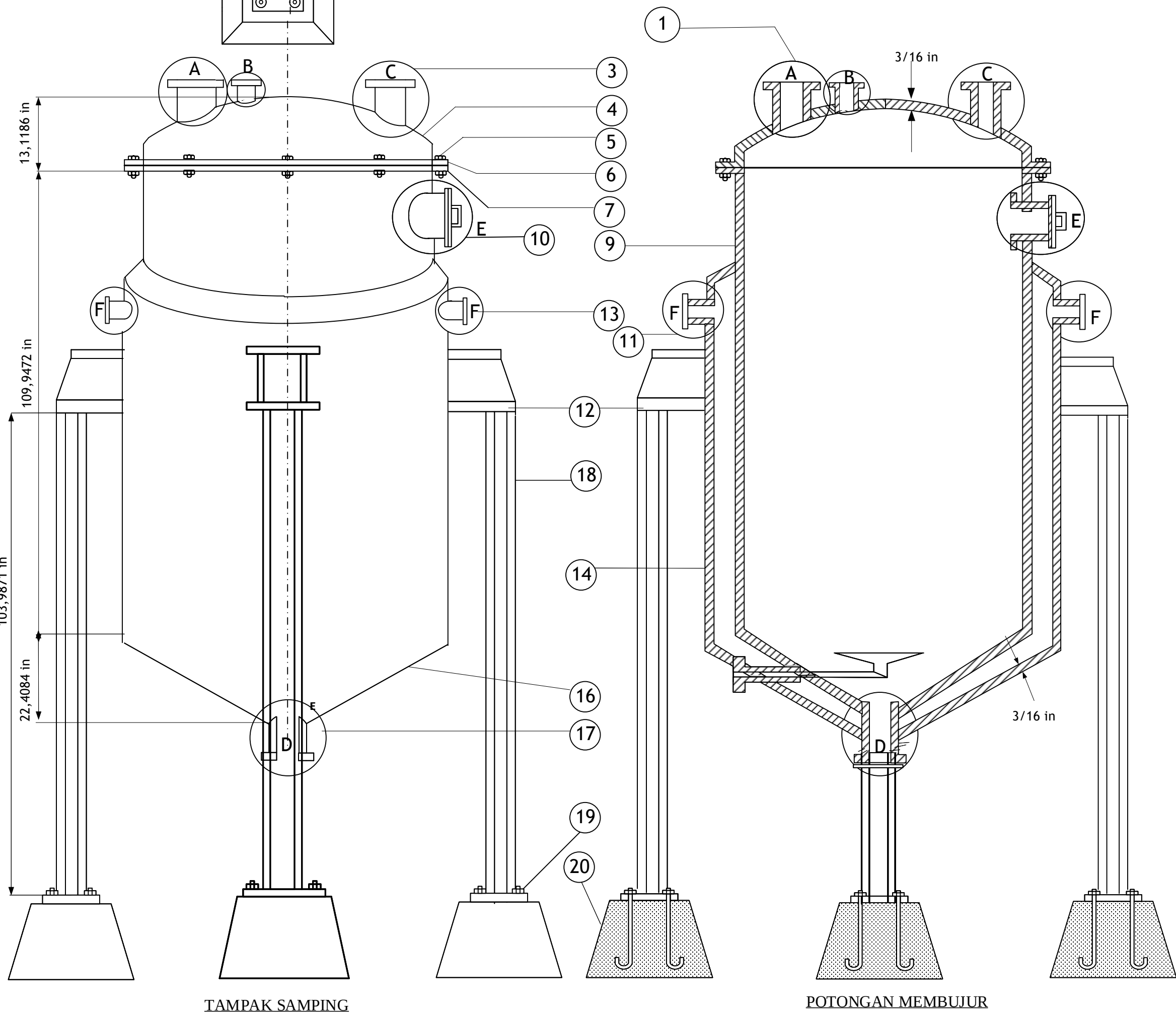
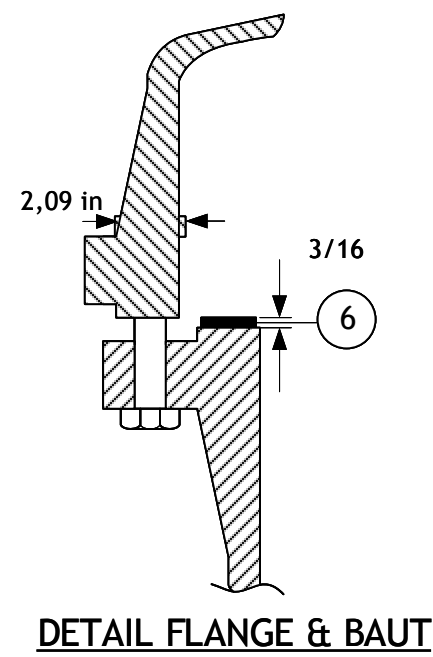
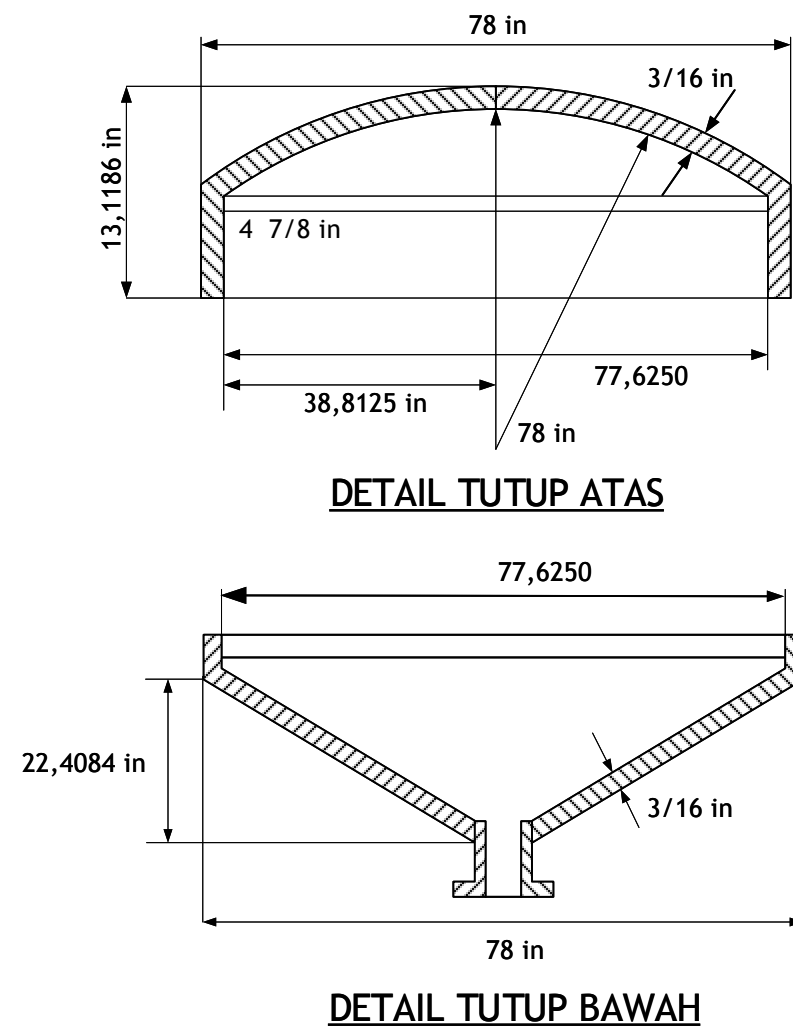
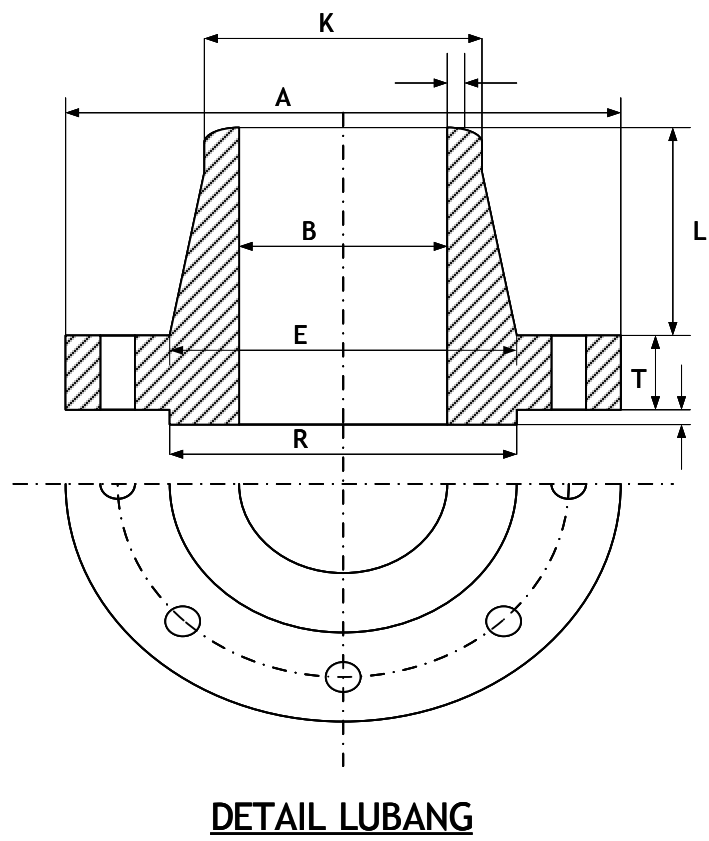
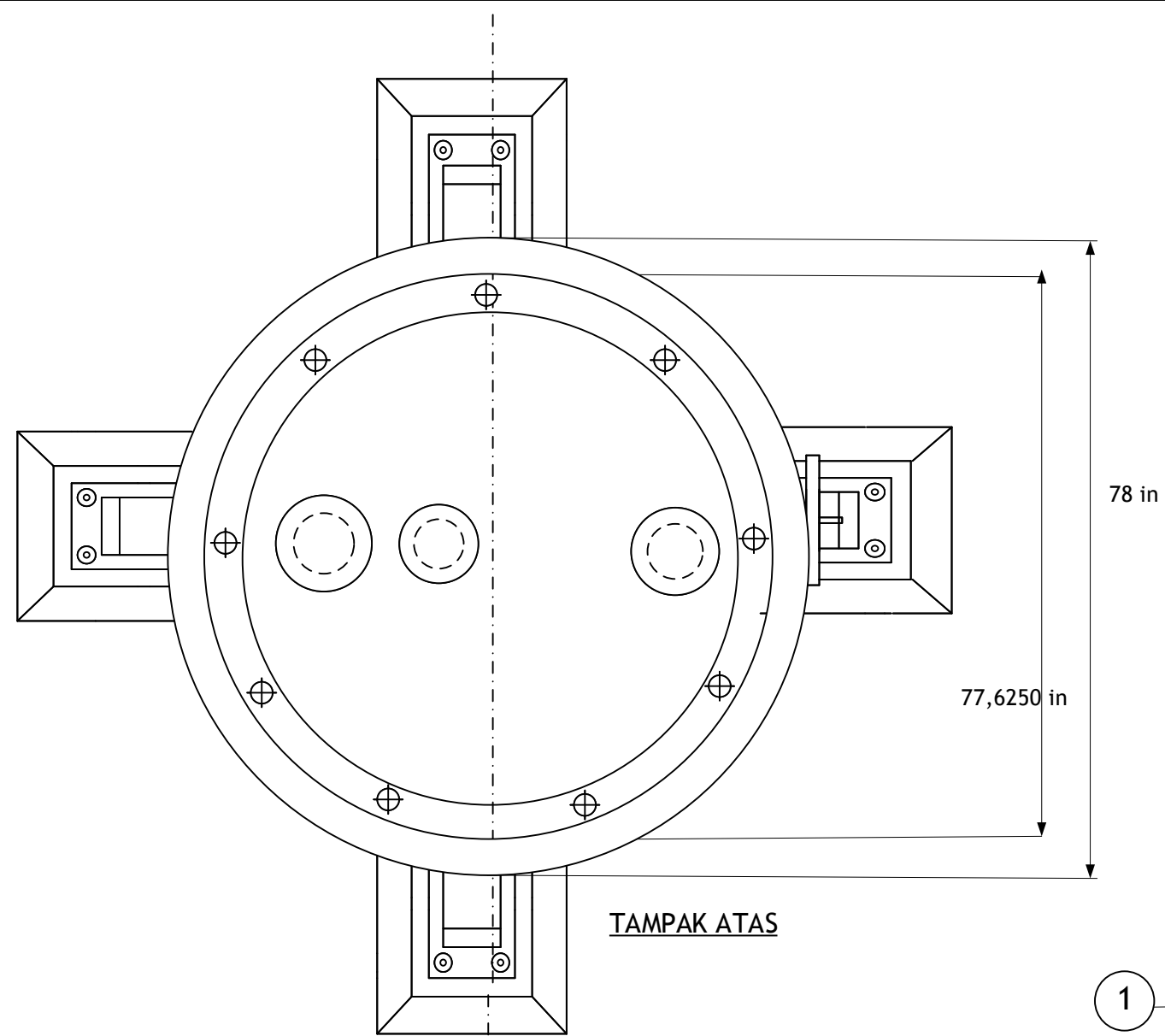
$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{65,5991}{1} = 65,5991 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Densitas produk liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ	xi ρ_i
			lb/ft ³	
C ₂ H ₅ OH	3976,0243	0,90401	49,3197	44,5854
H ₂ O	422,1906	0,09599	59,9453	5,7542
Jumlah	4398,2149	1,00000	109,2650	50,3397

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{50,3397}{1} = 50,3397 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Densitas Cl₂ gas 0,763 g/cm³



Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
B	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
C	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	20	27 1/2	1 11/16	16 1/4	15 3/4	14	5	13.25
F	1/2	3 1/2	4/9	1 3/8	1 1/5	5/6	1 7/8	5/8

21	SPARGER	STAINLESS STEEL
20	PONDASI	CEMENT SAND & GRAVEL
19	BASE PLATE	CAST IRON
18	PENYANGGA	CARBON STEEL
17	NOZZLE PRODUK	HAS SA 240 Grade M Type 316
16	TUTUP BAWAH	HAS SA 240 Grade M Type 316
14	JAKET PENDINGIN	HAS SA 240 Grade M Type 316
13	NOZZLE OUTLET PENDINGIN	HAS SS 240 Grade C Type 347
12	LUG DAN GUSSET	CARBON STEEL
11	NOZZLE INLET PENDINGIN	HAS SS 240 Grade C Type 347
10	MANHOLE	SS SA 240 Grade M Type 316
9	SILINDER	SS SA 240 Grade M Type 316
7	FLANGE	HAS SA 240 Grade M Type 316
6	GASKET	ASBESTOS FILLED
5	BAUT	HAS SA 193 Grade B8c Type 347
4	TUTUP ATAS	HAS SA 240 Grade M Type 316
3	NOZZLE PRODUK GAS	SS SA 240 Grade M Type 316
2	NOZZLE H2O	SS SA 240 Grade M Type 316
1	NOZZLE C2H5OH	SS SA 240 Grade M Type 316
No	KETERANGAN	BAHAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG PERANCANGAN ALAT UTAMA		
REAKTOR		
DIRANCANG OLEH		DOSEN PEMBIMBING
PRIMA ANGGRAINI	1514904	Faidliyah Nilna Minah, ST, MT NIP. P. 103.0400.392

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan diperlukan adanya suatu alat untuk mengontrol jalannya suatu proses. Selain itu, peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk atau indikator, perekam atau pengendali (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat.

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian dari pabrik yang penting memerlukan pengendalian operasi/proses. Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol, penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang di atas papan instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan di dalam suatu ruang kontrol pusat (*control room*) yang dihubungkan dengan bangsal peralatan (kontrol otomatis)

Beberapa variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama

seperti temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.

2. Variabel tambahan

seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Tujuan pemasangan instrumentasi adalah :

1. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
2. Mengatur laju produksi agar berada dalam batas yang direncanakan.
3. Kualitas produksi lebih terjaga dan terjamin.
4. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan.
6. Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Banyak pertimbangan yang harus dilakukan dalam pemilihan instrumen agar alat tersebut dapat berfungsi sesuai yang diharapkan. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Jenis instrumentasi.
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran.
3. Ketelitian yang diperlukan.
4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses.
5. Faktor ekonomi.

Pada Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehyd Monohidrat ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual maupun secara otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja tetapi instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

a. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

c. Recorder

Untuk menunjukkan dan mencatat secara kontinu kondisi operasi pada harga yang telah ditentukan.

Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan bekerja sesuai dengan yang diharapkan. Instrumen yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat ini adalah :

a. Temperatur Controller (TC)

Adalah alat/instrumen yang digunakan sebagai alat pengatur suhu atau pengukur sinyal mekanis atau listrik. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengatur jumlah material proses yang harus ditambahkan/dikeluarkan dari dalam suatu proses yang sedang bekerja.

Prinsip kerja :

Rate fluida masuk atau keluar alat dikontrol oleh diafragma valve. *Rate* fluida ini memberikan sinyal kepada TC untuk mendeteksi dan mengukur suhu sistem pada set point.

b. Pressure Controller (PC)

Adalah alat/instrumen yang dapat digunakan sebagai alat pengatur tekanan atau pengukur tekanan atau pengubah sinyal dalam bentuk gas menjadi sinyal mekanis. Pengatur tekanan dapat dilakukan dengan mengatur jumlah uap/gas yang keluar dari suatu alat dimana tekanannya ingin dideteksi.

Prinsip kerja :

Pressure control (PC) akibat tekanan uap keluar akan membuka/menutup diafragma valve. Kemudian valve memberikan sinyal kepada PC untuk mengukur dan mendeteksi tekanan pada set point.

c. Level Controller (LC)

Adalah alat/instrument yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian fluida dalam suatu peralatan.

d. Flow Controller (FC)

Adalah alat/instrumen yang bisa digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur out put dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

Prinsip kerja :

Kecepatan aliran diatur oleh *regulating valve* dengan mengubah tekanan *discharge* dari pompa. Tekanan *discharge* pompa melakukan bukaan/tutupan valve dan FC menerima sinyal untuk mendeteksi dan mengukur kecepatan aliran pada *set point*.

e. Ratio Controller (RC)

Adalah alat/instrument yang berfungsi untuk mengatur perbandingan bahan yang masuk dalam suatu peralatan.

f. Level Indikator (LI)

Adalah alat/instrumen yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses.

g. Pressure Indikator

Adalah alat/instrumentasi yang digunakan sebagai penunjuk indikator tekanan dalam tangki.

Hal-hal yang diharapkan dari pemakaian alat-alat instrumentasi adalah:

- Kualitas produk dapat diperoleh sesuai dengan yang diinginkan
- Pengoperasian sistem peralatan lebih mudah
- Sistem kerja lebih efisien
- Penyimpangan yang mungkin terjadi dapat diketahui dengan cepat

Penempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.1. Alat-alat kontrol yang dipakai pada setiap peralatan

No.	Nama alat	Kode alat	Kode instrumentasi
1.	Storage Etanol	F-111	LI
2.	Reaktor	R-110	TC, PI,FRC
3.	Scrubber	D-130	TC
4.	Kristalizer	X-120	TC
5.	Tangki Penampung HCl	F-132	LI
6.	BIN	F-127	WC
7.	Storage gas Cl ₂ sisa	F-133	PI

7.2 Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja, juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

a. Lingkungan fisik

Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

Yaitu sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya. Sifat/karakter tersebut meliputi :

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur di atas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja yang disebabkan karena, antara lain :

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.

- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi perusahaan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Secara umum pada Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat ini ada 4 macam bahaya yang mungkin dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu :

- a. Bahaya kebakaran dan peledakan
- b. Bahaya mekanik
- c. Pencegahan terhadap bahaya listrik
- d. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia

a. Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh :

1. Terjadi hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.
2. Kebakaran yang diakibatkan percikan api pada furnace yang berbahan bakar fuel oil.

Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain :

1. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
2. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau di setiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
3. Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
4. Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
5. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.

6. Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

b. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah :

1. Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
2. Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
3. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa

c. Pencegahan terhadap bahaya listrik

1. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya.
2. Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, sehingga jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah
3. Memasang papan tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi
4. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus
5. Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan

d. Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan

semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta di lingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (World Health Organization) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.

Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat

No.	Alat pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Laboratorium, ruang proses
2.	Helm pengaman	Gudang, ruang proses
3.	Sarung tangan	Gudang, ruang proses
4.	Sarung karet	Gudang, ruang proses, laboratorium
5.	Isolasi panas	Utilitas(<i>reboiler</i>), ruang proses(<i>reaktor&heater</i>)
6.	Pemadam kebakaran	Semua ruang di areal pabrik

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada pra-rencana Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat ini, yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi
- Refrigerant sebagai media pendingin dalam proses pembentukan kristal produk dalam proses produksi
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik
- Bahan bakar untuk mengoperasikan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu :

1. Unit pengolahan air (*Water Treatment*)
 - Air proses
 - Air pendingin
 - Air sanitasi
 - Air boiler.
2. Unit penyediaan refrigerant.
3. Unit penyediaan tenaga listrik.
4. Unit penyediaan bahan bakar.

8.1. Unit Pengolahan Air (Water Treatment)

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kualitas maupun kuantitasnya. Dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi.

8.1.1. Air Proses

Air proses yang digunakan pada pra-rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini sebesar 6.852,6513 kg/jam. Air proses disediakan dengan 20% excess sehingga kebutuhan air proses sebesar 8.223,1816 kg/jam. Dengan kebutuhan air pada

mixer (M-113) sebesar 50,2726 kg/jam, reaktor (R-110) sebesar 755,2548 kg/jam dan pada alat scrubber (D-130) 6.047,1239 kg/jam.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang. Sehingga kebutuhan air sanitasi karyawan sebesar 1.403,909 kg/jam.

2. Untuk laboratorium dan taman.

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 35% dari kebutuhan karyawan. Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik trikloroasetaldehid monohidrat sebesar 1.895,2769 kg/jam.

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air.

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman. sehingga kebutuhan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air sebesar 758,1107 kg/jam.

Total kebutuhan air sanitasi untuk pra-rencana Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat ini sebesar 2.653,3876 kg/jam.

8.1.3. Air pendingin

Berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Menggunakan air sebagai media pendingin ini disebabkan karena:

- Air merupakan materi yang mudah didapatkan
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung :

- Besi penyebab korosi
- Silica penyebab kerak
- Hardness yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin sebelum digunakan perlu diolah terlebih dahulu. Kandungan bahan didalam air akan mempengaruhi sistem air pendingin, sebab bahan-bahan yang terkandung didalamnya kemungkinan akan menimbulkan masalah kerak yang menghambat perpindahan panas. Air pendingin tersebut akan digunakan pada reaktor (R-110) dengan total kebutuhan air pendingin sebesar 64.259,1312 kg/jam.

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, dari bak air lunak (F-222) dipompa ke bak air pendingin (F-225) menggunakan pompa sentrifugal (L-221) kemudian dialirkan ke peralatan proses dengan pompa (L-226). Air yang telah digunakan akan didinginkan di cooling tower (P-227) dan selanjutnya dari cooling tower air di recycle ke bak air pendingin kembali.

8.1.4. Air Umpan Boiler serta pengolahan steam

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini digunakan pada Heater (E-1114) sebesar 29,3249 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar tidak merusak boiler(ketel). Dari Perry's edisi 6, halaman 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu Fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, umpan air boiler harus bebas dari:

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 .
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik, dan zat-zat tak larut dalam jumlah besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui:

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

Bahan Baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan trikloroasetaldehid monohidrat sebanyak 29,3249 kg/jam dengan kondisi sebagai berikut:

- Tekanan (P) = 1 atm
- Temperatur (T) = 100°C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan Boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler

a. Tidak boleh mebuhi (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter, dan kebasaan yang tinggi.

Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

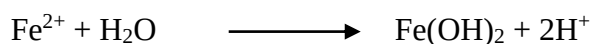
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam Boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan:

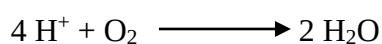
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi apada permukaan baja, yaitu:

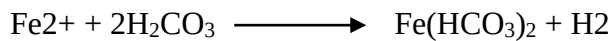


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi membentuk reaksi :

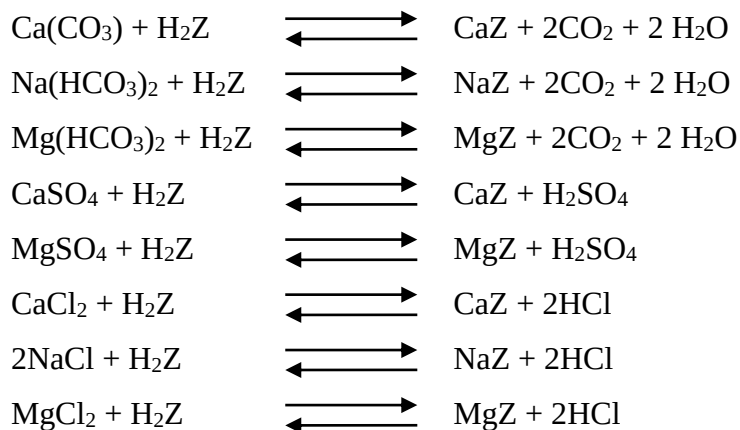


Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO₂, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO₂ yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam bikarbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO₂ lagi.

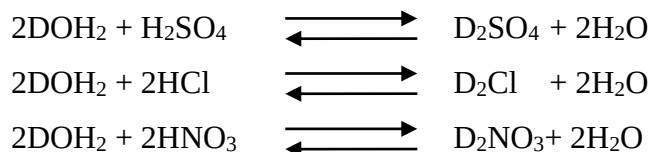
Reaksi yang terjadi



Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan anion exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H₂Z) dan anion yang digunakan adalah deadicidite (DOH). Air dari bak air bersih (F-210) dialirkan dengan pompa (L-211) menuju kation exchanger (D-220A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut:



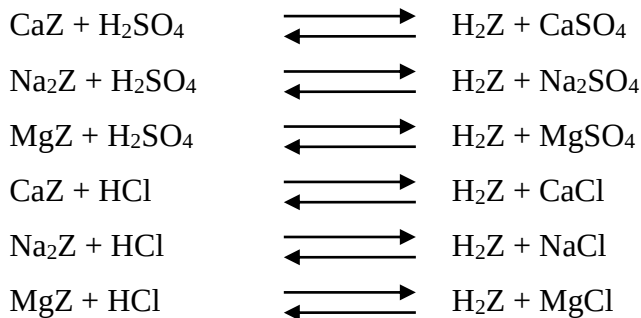
Ion-ion bikarbonat, sulfat klor diikat dengan ion Z membentuk CO₂ dan air H₂SO₄ dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengandung proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah deadicidite (DOH). Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi-reaksi berikut:



Pemakaian resin yang terus menerus dapat menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah aktif menunjukkan bahwa resin tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi

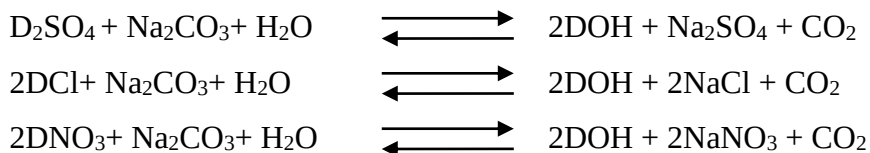
hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida.

Dengan reaksi sebagai berikut:



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH :

Reaksi yang terjadi:



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-241) ke deaerator (D-244) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanas. Dari deaerator ini air dialirkan ke bak boiler feed water (F-242) . Dari bak boiler feed water air siap diumpankan ke boiler (Q-240) dengan pompa (L-243). System yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

8.2. Unit Penyedia Refrigerant

Refrigerant yang digunakan sebagai pendingin pada kristalizer (X-120) menggunakan amonia (NH_3) karena suhu yang digunakan pada proses ini sebesar 20°C . Kebutuhan refrigerant sebagai pendingin sebesar 37,874,4998 kg/jam. Make up refrigerant sebesar 5% jadi kebutuhannya yaitu 39,768,2247 kg/jam. Make up ini digunakan sebagai pengganti kehilangan refrigerant selama sirkulasi.

8.3. Unit penyediaan Listrik

Tenaga Listrik pada pabrik digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan lainnya. Total kebutuhan listrik merupakan jumlah kebutuhan listrik untuk peralatan proses produksi, penerangan pabrik, alat transportasi bahan, dan

keperluan lain. Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik trikloroasetaldehid monohidrat dapat dipenuhi oleh PLN(Persero). Selain itu juga digunakan generator sebagai cadangan yang harus siap setiap saat apabila ada gangguan listrik pada PLN. Adapun total kebutuhan listrik pada Pra rancangan pabrik atrikloroasetaldehid monohidrat ini yaitu sebesar 217,6450 kWh.

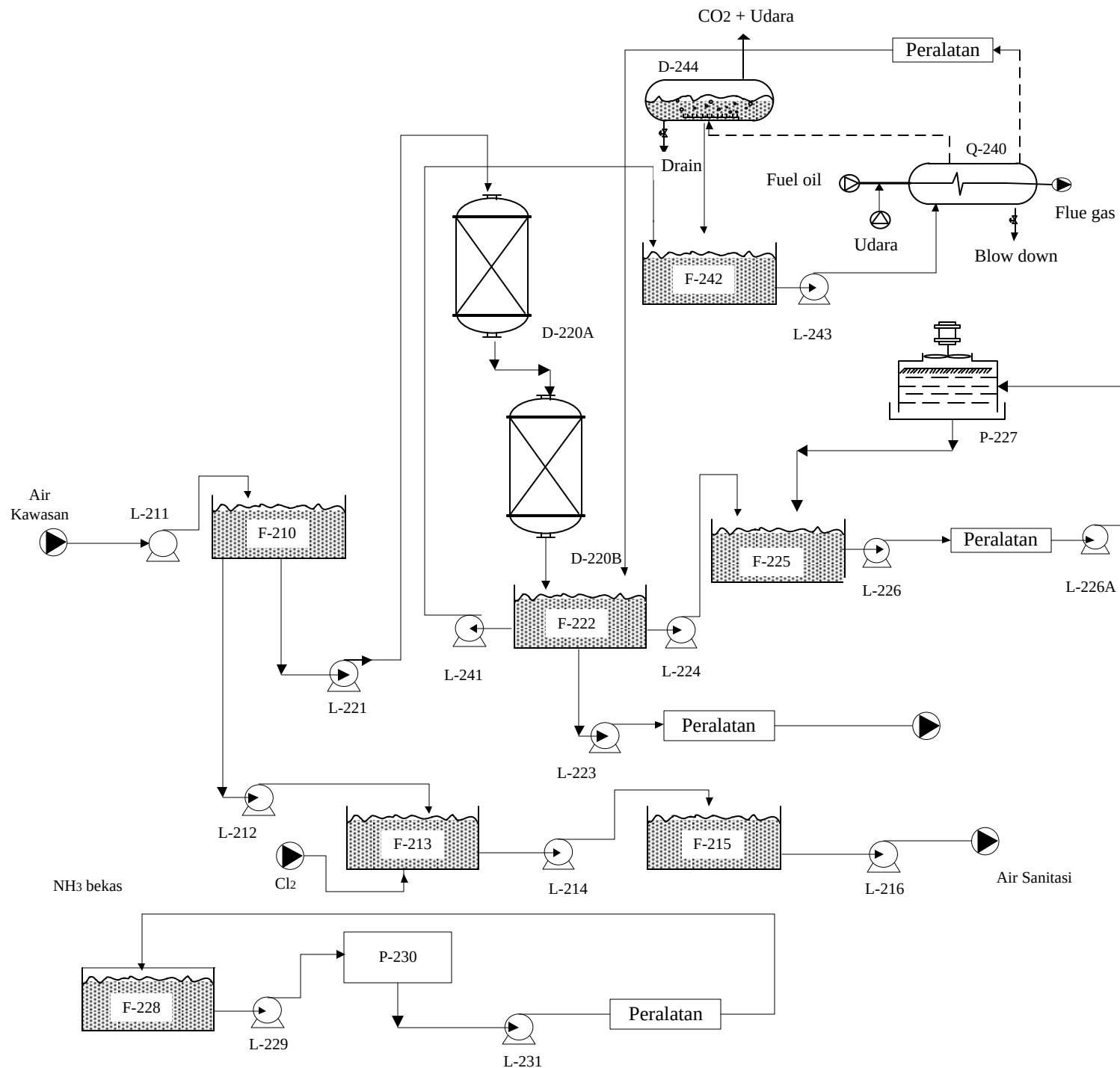
8.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar boiler yang digunakan pada pabrik trikloroasetaldehid monohidrat adalah solar. Kebutuhan bahan bakar untuk memenuhi generator set sebanyak 108,6224 L/hari. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- Harganya relative murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relative rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relative tinggi
- Tidak menyebabkan kerudakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig 9-9, Perry edisi ke 6, spesifikasi bahan bakar didapat

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour Point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft³
- Heating Value ; 132000 BTU/gallon



25	D-244	DAERATOR
24	L-243	POMPA KE BOILER
23	F-242	BAK AIR UMPAN BOILER
22	L-241	POMPA BAK AIR UMPAN BOILER
21	Q-240	BOILER
20	L-231	POMPA NH ₃
19	P-230	REFRIGERATOR
18	L-229	POMPA REFRIGERATOR
17	F-228	TANGKI NH ₃
16	P-227	COOLING TOWER
15	L-226	POMPA KE PERALATAN
14	F-225	BAK AIR PENGDINGIN
13	L-224	POMPA KE BAK AIR PENDINGIN
12	L-223	POMPA AIR PROSES
11	F-222	BAK AIR LUNAK
10	D-220B	ANION EXCHANGER
9	D-220A	KATION EXCHANGER
8	L-221	POMPA KE KATION EXCHANGER
7	L-216	POMPA AIR SANITASI
6	F-215	BAK AIR SANITASI
5	L-214	POMPA KE BAK SANITASI
4	F-213	BAK KLOMINASI
3	L-212	POMPA KE BAK KLOMINASI
2	L-211	POMPA AIR KAWASAN
1	L-210	BAK PENAMPUNG AIR KAWASAN
NO	KODE	KETERANGAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI MALANG	
UNIT PENGOLAHAN AIR PRA RENCANA PABRIK TRIKLOROASETALDEHID MONOHIDRAT	
DIRANCANG OELH :	DOSEN PEMBIMBING
Prima Anggraini 15.14.904 Ade Irmawan 12.14.057	Faidliyah Nilna Minah, ST. MT NIP. P.103 0400 392

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik pada dasarnya juga merupakan salah satu faktor penentu keberhasilan dari pabrik yang didirikan.

Lokasi suatu pabrik harus dipertimbangkan berdasarkan teknis pengoperasian pabrik serta sudut ekonomis dari perusahaan tersebut yang dapat mempengaruhi lancar atau tidaknya jalan produksi. Pada dasarnya daerah pengoperasian suatu pabrik akan ditentukan oleh 5 faktor utama, sedangkan lokasi yang tepat pada dari pabrik tersebut akan ditentukan oleh beberapa faktor khusus.

Dengan mempertimbangkan faktor–faktor di atas, maka direncanakan untuk mendirikan pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat di kabupaten Cilegon, Banten. Pemilihan diatas didasarkan pada hubungan antara faktor – faktor utama dan khusus yang dianggap berpengaruh.

Faktor Utama

a. Bahan Baku

Tersedianya dan harga bahan baku sering menentukan lokasi suatu pabrik, jika ditinjau dari segi ini maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan bahan baku. Hal – hal yang perlu diperhatikan dari bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku yang terdekat. (Cl_2 diambil di PT Asahimas Chemical yang berada di Cilegon dan bahan Ethanol yang berasal dari PT Sumber Kita Indah bertempat di Bekasi)
- Kapasitas sumber bahan baku cukup memadai untuk proses produksi.
- Cara memperoleh dan membawa bahan baku ke pabrik (transportasi).
- Kualitas bahan baku yang sudah ada memenuhi persyaratan yang dibutuhkan.

b. Pemasaran

Produk utama pabrik berupa gas klorin yang sebagian besar untuk, industri farmasi, sebagai obat penenang dimana lokasi yang dekat dengan Cilegon sangat memungkinkan untuk mengirim produk tersebut kedaerah lain.

c. Power dan Bahan Bakar

Seluruh kebutuhan listrik pabrik dihasilkan dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang tersedia di kawasan industri Cilegon yang cukup memadai serta generator set, dimana bahan bakar generator mudah diperoleh karena termasuk dalam daerah Industri.

d. Persediaan dan pengadaan air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air Kawasan bersal dari Kawasan Industri Cilegon diolah sehingga memenuhi untuk kebutuhan.

e. Keadaan Geografis dan Iklim

Lokasi yang direncanakan merupakan daerah bebas banjir, gempa dan angin topan. Sehingga keamanan bangunan pabrik terjamin.

Faktor Khusus

a. Transportasi

Daerah yang merupakan kawasan daerah industri yang telah berkembang dengan cepat, sehingga sarana transportasi darat didaerah tersebut saat ini telah cukup memadai, sedangkan transformasi laut dapat dilakukan melalui Pelabuhan Merak

b. Tenaga Kerja

Tenaga kerja tetap dan borongan dapat diperoleh dari penduduk didaerah tersebut, selain itu juga dengan adanya industri didaerah itu mencegah urbanisasi penduduk. Sedangkan tenaga ahli dapat didatangkan dari luar daerah.

c. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Peraturan pemerintah dan peraturan daerah Banten pada dasarnya mengatur daerah Cilegon sebagai zona Industri.

d. Keadaan lingkungan masyarakat

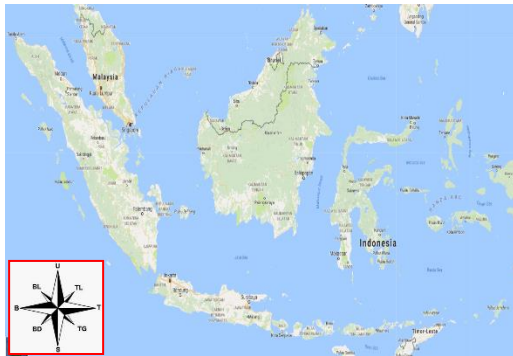
Menurut pengamatan, masyarakat sekitar lokasi pabrik memiliki adat istiadat yang baik, selain itu fasilitas perumahan, pendidikan dan tempat peribadatan sudah tersedia didaerah – daerah itu.

e. Karakteristik tempat

Harga tanah relatif murah, sehingga memungkinkan untuk penyediaan dan fasilitas bagi pembangunan atau pembangunan unit baru

9.2. Pemilihan lokasi

Berdasarkan faktor-faktor di atas, daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik trikloroasetaldehid monohidrat **di Jl. Amerika, Desa Citangkil, Kota Cilegon, Provinsi Banten** dapat dilihat pada gambar.



Gambar 9.1. Peta Negara Indonesia.



Gambar 9.2. Peta Pulau Jawa



Gambar 9.3. Peta Propinsi Banten



Gambar 9.4 Peta Lokasi Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat

Pemilihan lokasi ini didasarkan oleh faktor – faktor berikut :

- Tempatnya dekat dengan bahan baku sehingga akan menghemat biaya transformasi dan modal yang diinvestasikan untuk tangki penyimpanan bahan baku.
- Pemasaran hasil produksi mudah, karena banyak industri besar di daerah sekitar.
- Tersedianya daerah yang luas dan sesuai dengan lokasi dan kawasan industri yang direncanakan pemerintah
- Tenaga kerja banyak tersedia di daerah lokasi pabrik dengan keterampilan yang diperlukan.

9.3. Tata letak pabrik

Pembuatan tata letak pabrik merupakan suatu hal yang penting, karena merupakan faktor penentuan apakah proses suatu pabrik dapat berjalan dengan lancar atau tidak.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga didapatkan :

- Konstruksi yang ekonomis
- Sistem operasi yang baik
- Pemeliharaan yang efisien
- Pengaturan peralatan dan bangunan yang fungsional
- Suasana pabrik yang nyaman dan terjaminnya tingkat keselamatan kerja yang tinggi bagi karyawan.

Untuk mendapatkan tata letak pabrik yang optimum harus dipertimbangkan beberapa faktor, yaitu:

- a. Pabrik terletak pada lokasi yang baru atau merupakan penambahan pabrik yang telah ada.
- b. Tersedianya tanah atau lokasi untuk perluasan pabrik dimasa – masa yang akan datang
- c. Tiap – tiap alat diberikan ruang yang cukup luas agar memudahkan pemeliharaan
- d. Setiap alat disusun berurutan menurut masing – masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
- e. Memperhatikan faktor keamanan dan keselamatan kerja misalnya : untuk daerah yang mudah menimbulkan kebakaran ditempatkan alat pencegahan kebakaran.
- f. Alat kontrol ditempatkan pada posisi yang mudah diawasi oleh operator.

Memperhatikan pembungan hasil – hasil produksi. Ada beberapa macam perencanaan tata letak pabrik, yaitu :

- a. Master pilot plan

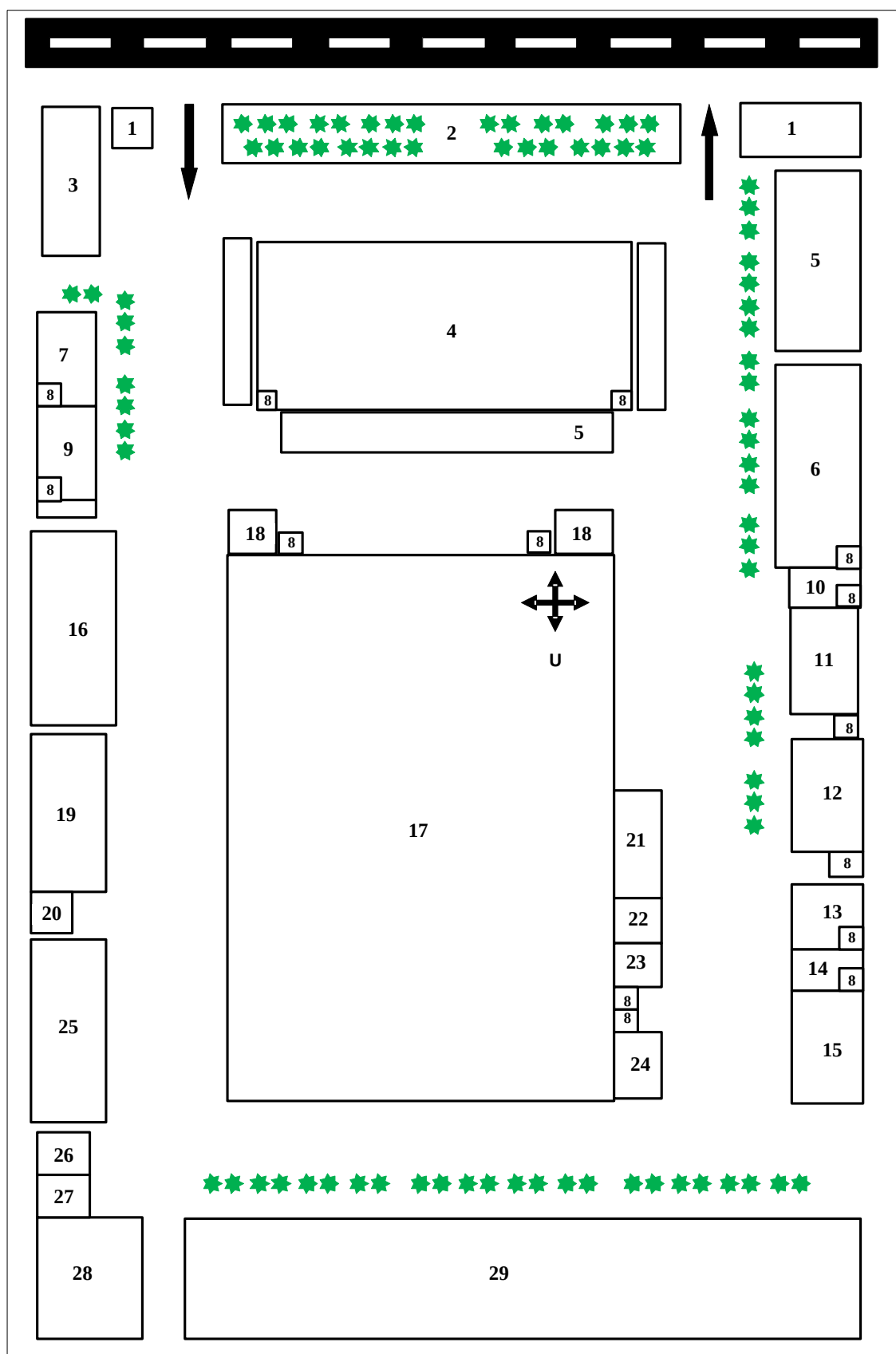
Dalam master pilot plan ini hanya menunjukkan lokasi dari tiap–tiap unit proses, unit jalan–jalan, bangunan–bangunan, lokasi tersebut ditunjukkan dengan petak – petak, dipisahkan satu sama lainnya, sedangkan alat – alat yang tidak ada tidak ditunjukkan.

b. Unit pilot plan

Dalam unit plot plan ini, tiap petak digambarkan peralatan yang ada didalamnya, sehingga mempunyai plot (proyeksi) kebawah atau kesamping untuk dapat menunjukkan elevansinya dan letak unit satu dengan unit yang lain relatif keliatan.

c. Skala model (maket)

Skala model mempunyai bentuk tiga dimensi dan pada tiap – tipa alatnya dibuat seperti alat itu sendiri. Skala model ini sangat berguna untuk konstruksi pabrik yang sebenarnya, tetapi biayanya mahal. Dalam skala model ini dapat dilihat kesalahan – kesalahan operasi yang terjadi di pabrik.



Gambar 9.5. Skema tata letak pabrik Trikloroasetaldehyd Monohidrat

Tabel 9.1. Keterangan dan rincian luas Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat.

No.	Lokasi	Jumlah	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan/penjagaan	2	210
2.	Taman	1	130
3.	Parkir tamu	1	100
4.	Kantor pusat	1	1.300
5.	Parkir karyawan	1	400
6.	Aula	1	450
7.	Litbang	1	250
8.	Toilet	14	980
9.	Kantor Sumber Daya Manusia (SDM)	1	160
10.	Perpustakaan	1	200
11.	Laboratorium	1	350
12.	Masjid	1	150
13.	Kantin	1	300
14.	Poliklinik	1	100
15.	Pemadam kebakaran	1	150
16.	Storage bahan baku ethanol	1	550
17.	Area proses	1	3445
18.	Penimbangan	1	100
19.	Garasi	1	150
20.	Bengkel	1	150
21.	Manager Produksi dan Teknik	1	100
22.	Departemen produksi	1	100
23.	Departemen teknik	1	100
24.	Ruang control	1	100
25.	Storage produk	1	600
26.	Ruang generator	1	50
27.	Ruang bahan bakar	1	50
28.	Utilitas	1	2.500
29.	Area perluasan	1	3.000

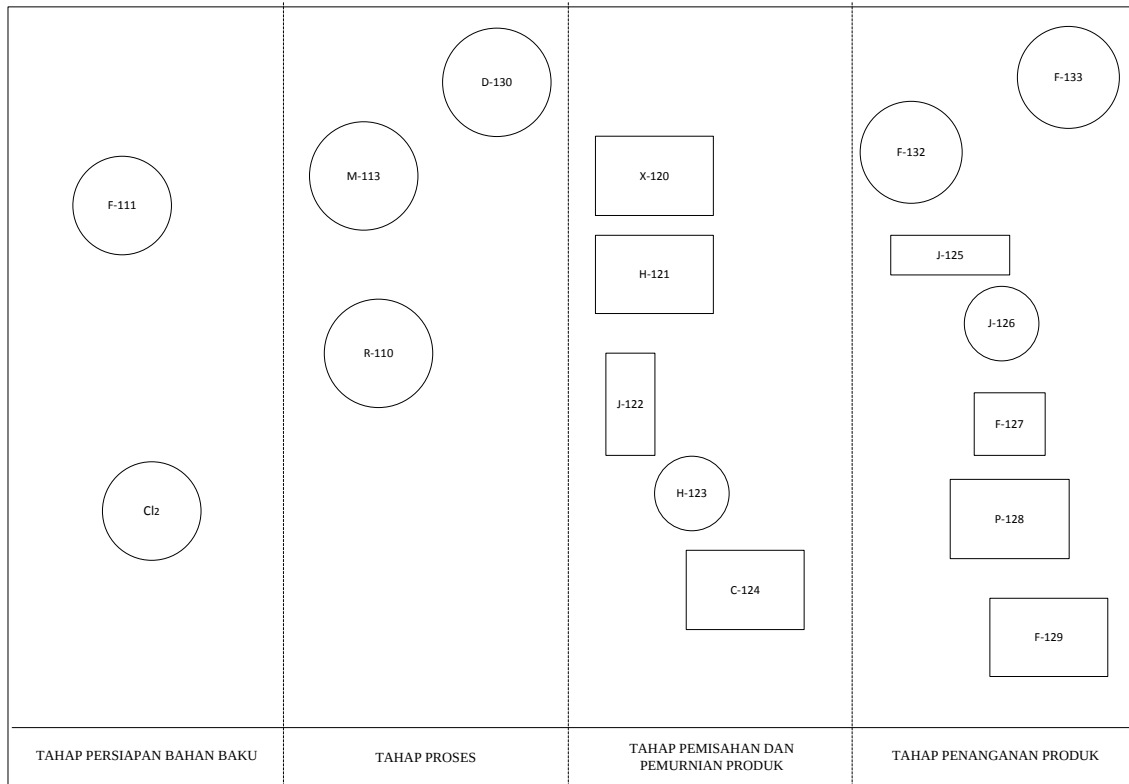
Total	16.435
-------	--------

Tata Letak Peralatan Pabrik

Desain tata letak peralatan pabrik atau *equipment lay out* menjadi sangat penting karena berpengaruh pada efisiensi pabrik, yang berkaitan dengan ruang dan waktu operasi maupun sistem perpipaanya. Tata ruang peralatan proses secara umum berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan bekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pengaturan ruang peralatan proses pabrik (*equipment lay out*), antara lain :

- Jarak yang cukup antara satu alat dengan alat proses lainnya untuk memudahkan melakukan pengamatan, perawatan dan menjamin keselamatan kerja bagi operator
- Urutan peralatan proses sesuai dengan fungsinya agar tidak menyulitkan pengoperasian
- Kenyamanan suasana ruangan pabrik walaupun banyak timbunan barang
- Aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi dimana pemasangan sistem elevasi perlu memperhatikan ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu lalu lintas karyawan
- Aliran udara disekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja
- Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apabila pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus
- Ruang gerak pekerja harus leluasa agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan dapat segera teratasi selain itu pengaturan peralatan dilakukan untuk mempertimbangkan kerusakan alat (*trouble shooting*)
- Efektifitas dan efisiensi agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi
- Jarak antar alat proses misalnya untuk peralatan proses bertekanan tinggi

atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat yang lainnya agar bila terjadi kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.



Gambar 9.6. Tata letak Peralatan Pabrik

Keterangan Gambar :

F-111 : Storage ethanol

G-115 : Aliran gas klorin

M-113 : Tangki pengencer ethanol

R-110 : Reaktor

D-130 : Scrubber

X-120 : Kristalizer

H-121 : Sentrifuge

J-122 : Belt conveyor

H-123 : Hammer mill

C-124 : Screen

J-125 : Belt conveyor

J-126 : Bucket elevator

F-127 : Bin

P-128 : Mesin Pengemas

IX-10

F-129 : Storage produk

F-132 : Storage Produk Samping

F-133 : Storage Cl₂

BAB X

STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Setiap perusahaan memiliki tujuan utama demi kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik. Dalam pra rencana pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat untuk mencapai suatu target atau sasaran secara efektif dengan hasil produksi yang besar (memuaskan). Oleh karena itu perlu ditunjang dengan struktur organisasi yang baik. Secara umum organisasi dibuat dalam bentuk struktur untuk menciptakan hubungan atau kerja sama antara departemen yang terjalin dalam suatu kerangka usaha dalam mencapai suatu tujuan. Struktur organisasi mempunyai tugas memberi wewenang pada masing masing perusahaan untuk melaksanakan tugas dan mengatur hubungan struktural antara fungsi maupun antara orang perorang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaannya.

Untuk mencapai hasil produksi yang tinggi, diperlukan elemen dasar yang berfungsi sebagai penunjang dalam menjalankan suatu perusahaan untuk mencapai tujuannya. Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan, unsur-unsur dari elemen dasar tersebut terdiri dari:

- Manusia (*man*)
- Uang (*money*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*method*)
- Pasar (*market*)

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi pabrik	: Cilegon - Banten
Kapasitas Produksi	: 30.000 ton/tahun
Status investasi	: Penanaman Modal dalam Negeri (PMDN) Penanaman Modal Asing

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik triklorasetaldehid monohidrat yang akan didirikan mempunyai bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dimana kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham, yang diwakili oleh dewan komisaris. Pelaksanaan operasi pabrik

sehari-hari dilaksanakan oleh direksi dibantu oleh staff pabrik dan kantor (administrasi). Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat dirancang berstatus perusahaan swasta nasional dengan bentuk perseroan terbatas (PT), karena:

1. Modal menjadi besar karena berasal dari beberapa orang dan pinjaman dari bank
2. Dari segi badan hukum mempunyai status hukum yang lebih kuat dan lebih diakui dibandingkan dengan badan hukum perusahaan lainnya sehingga mudah dalam peminjaman uang dari bank
3. Apabila terjadi kerugian maka pemegang saham hanya memepertanggungjawabkan sebesar modal awalnya saja dan tidak sampai mengambil kekayaan pribadinya
4. Konflik sebesar apapun yang terjadi dipabrik tidak akan mempengaruhi kegiatan pabrik karena masalah pribadi tidak akan mengganggu kegiatan pabrik

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan untuk mencapai kenyamanan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik, perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

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

Dengan pedoman pada asas-asas tersebut akan diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu Sistem Garis dan Staf. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada seorang atasan. Untuk mencapai kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat serta masukan-masukan kepada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai garis yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya sesuai keahlian yang dimilikinya dengan memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Tugas sehari-hari pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum.

Direktur produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur ini membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggung jawab atas bagian-bagian perusahaan. Masing-masing Kepala Bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan sesuai bidangnya masing-masing.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing Kepala Regu. Setiap Kepala Regu akan bertanggungjawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

10.4. Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (Job Description)

Dengan memperhatikan struktur organisasi garis dan staff, seperti yang terlihat pada gambar 10.1, maka tugas dan tanggung jawab masing-masing bagian, adalah sebagai berikut:

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang bertindak sebagai wakil pemegang saham yang diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS. Apabila melakukan tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris antara lain :

- a. Menentukan kebijaksanaan perusahaan
- b. Mengevaluasi dan mengawasi hasil yang diperoleh perusahaan
- c. Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan

- d. Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

2. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi di perusahaan dimana dalam menjalankan tugas sehari-hari dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama antara lain :

- Melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggungjawabkan kepada pemegang saham pada masa akhir jabatannya
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- Memegang dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari RUPS
- Bekerjasama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umum dalam menjalankan perusahaan

Tugas direktur teknik dan produksi antara lain :

- Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi dan teknik
- Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain :

- Bertanggung jawab kepada direktur utama pada bidang keuangan dan pelayanan umum
- Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

3. 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 terdiri dari:

a. Kepala bagian produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi :

Seksi proses, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

Seksi pengendalian, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Seksi laboratorium, yang bertugas sebagai :

- Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
- Membuat laporan berkala kepada biro produksi

b. Kepala bagian teknik

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan. Kepala bagian teknik membawahi :

Seksi pemeliharaan, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan proses

Seksi perawatan, yang bertugas sebagai :

- Merawat, memelihara gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas
- Memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi

Seksi utilitas, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik

c. Kepala bagian pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi :

Seksi pembelian, yang bertugas sebagai :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan pemasaran
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

Seksi pemasaran, yang bertugas sebagai :

- Merencanakan strategi hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

d. Kepala bagian umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

Seksi personalia, yang bertugas sebagai :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

Seksi humas, yang bertugas sebagai :

- Mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah

Seksi keamanan, yang bertugas sebagai :

- Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan perusahaan

e. Kepala bagian keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi :

Seksi administrasi, yang bertugas sebagai :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan

Seksi kas, yang bertugas sebagai :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengatur uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan

f. Litbang

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

Research and Development membawahi dua departemen :

- Departemen pemeliharaan
- Departemen pengembangan

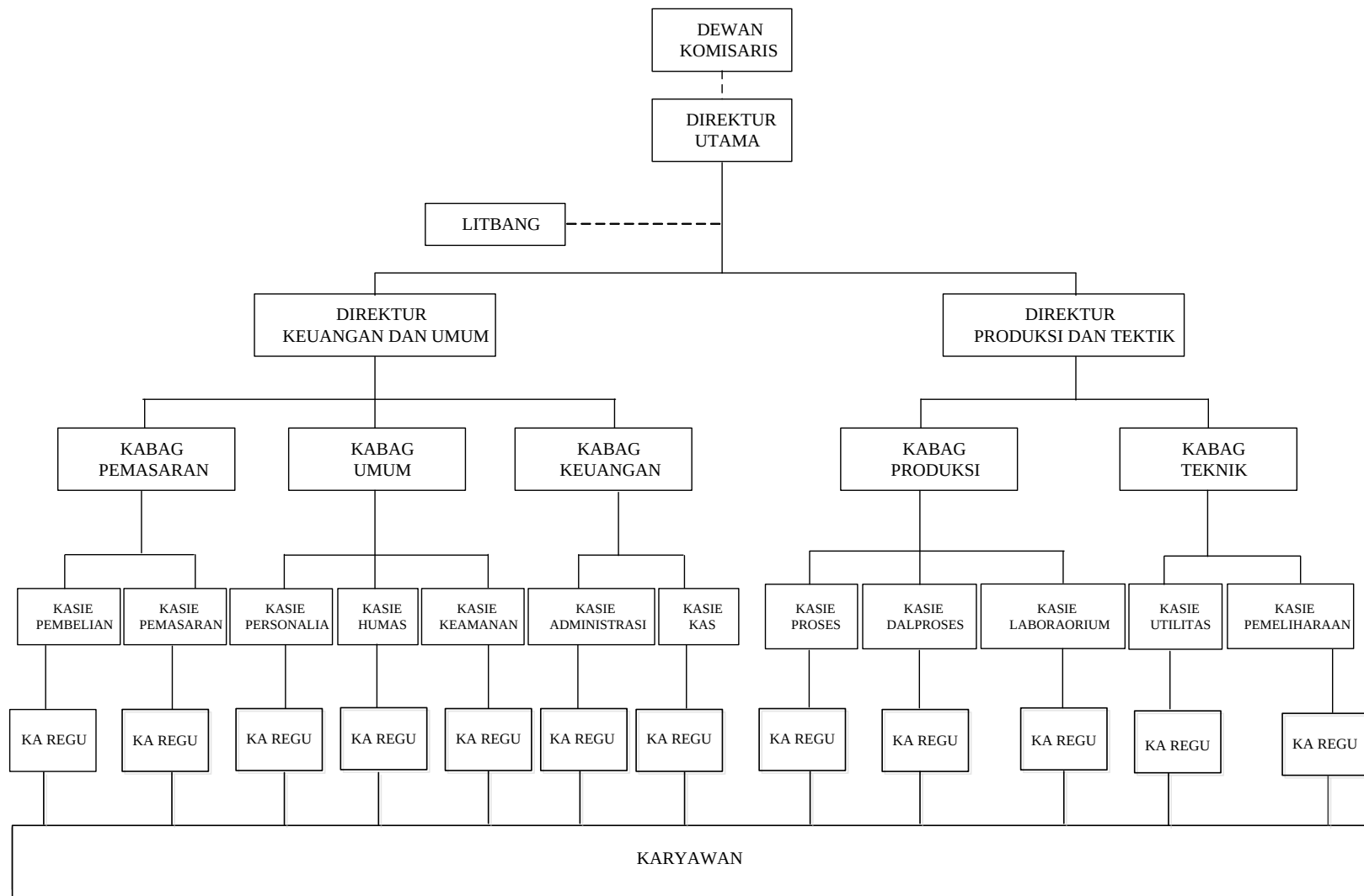
Tugas dan wewenang :

- Mempelajari mutu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat-alat pengembang produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

g. Kepala regu

Kepala regu adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur para kepala seksi masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala regu bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1. Gambar Struktur Organisasi Perusahaan.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat

10.5. Pembagian Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk pembersihan serta perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi, atau dikenal dengan istilah *shut down*. Pengaturan jam kerja harus disesuaikan dengan peraturan pemerintah yaitu jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian yaitu:

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

- Senin – Kamis
 Pagi : 08.00 – 12.00 (Istirahat 12.00 – 13.00)
 Siang : 13.00-16.00
- Jum'at
 Pagi : 08.00 - 11.30 (Istirahat 11.30 – 13.00)
 Siang : 13.00 – 16.00
- Sabtu
 Setengah hari : 08.00 – 13.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

- Shift I : 07.00 – 15.00
- Shift II : 15.00 – 23.00
- Shift III : 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapat libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

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

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan melakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan dalam meningkatkan karir karyawan didalam perusahaan.

10.6. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

a. Tunjangan

- Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (missal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapatkan penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. *Insentive* atau bonus

Intensive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya *insentive* ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian *intensive* untuk golongan pelaksana operasi (golongan kepala seksi kebawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil sekitar 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

f. BPJS Ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan)

Merupakan program publik yang memberikan perlindungan bagi tenaga kerja untuk mengatasi risiko sosial ekonomi tertentu dan penyelenggaraannya menggunakan mekanisme asuransi sosial. Sebagai Lembaga Negara yang bergerak dalam bidang asuransi sosial BPJS Ketenagakerjaan yang dahulu bernama PT Jamsostek (Persero) merupakan pelaksana undang-undang jaminan sosial tenaga kerja. BPJS Ketenagakerjaan sebelumnya bernama Jamsostek (jaminan sosial tenaga kerja), yang dikelola oleh PT. Jamsostek (Persero), namun sesuai UU No.

24 Tahun 2011 tentang BPJS, PT. Jamsostek berubah menjadi BPJS Ketenagakerjaan sejak tanggal 1 Januari 2014.

Program ini memberikan perlindungan yang bersifat mendasar bagi pegawai jika mengalami risiko-risiko sosial ekonomi dengan pembiayaan yang terjangkau oleh pengusaha dan tenaga kerja. Risiko sosial ekonomi yang ditanggulangi oleh Program Jamsostek terbatas yaitu perlindungan pada :

- Peristiwa kecelakaan
- Sakit
- Hamil
- Bersalin
- Cacat
- Hari tua
- Meninggal dunia

10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat yaitu sebagai berikut:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
2. Direktur Teknik dan Produksi : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
3. Direktur Keuangan dan Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA) dan Sarjana Ekonomi Strata 2
4. Sekertaris direktur : Sarjana Administrasi
5. Manager
 - a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
 - b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA) Strata 2
6. Penelitian & Pengembangan : Sarjana T. Kimia, Sarjana Ekonomi
7. Kepala Bagian
 - a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
 - d. Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen

- e. Bagian Umum : Sarjana Psikologi Industri
- 8. Kepala Seksi
 - a. Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Seksi Gudang : (D₃) Teknik Kimia
 - c. Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - d. Seksi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - e. Seksi QC dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia, Kimia (MIPA)
 - f. Seksi Penjualan dan Pembelian : Sarjana Ekonomi dan Promotion
 - g. Seksi Humas dan Personalia : Sarjana Psikologi dan Hukum
 - h. Seksi Administrasi Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
 - i. Seksi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
 - j. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Mesin, Teknik Elektro
 - k. Seksi Logistik : Diploma / SMU / SMK
 - l. Dokter : Sarjana Kedokteran
 - m. Seksi Kebersihan : SLTP
 - n. Karyawan : Diploma (D₃) SMU / SMK.

10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang ada. Pada pra rencana Pabrik trikloroastaldehid monohidrat, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. Proses Utama
 - 1. Penyiapan bahan baku
 - 2. Tahap Reaksi
 - 3. Tahap Pemisahan
 - 4. Tahap Penanganan Produk
- b. Tahap penambahan atau pembantu
 - 1. Laboratorium
 - 2. Utilitas, terdiri dari:

Terdapat 6 tahap proses yang membutuhkan tenaga operasional. Dengan kapasitas 60.000 ton/tahun dan beroperasi dalam 330 hari/tahun, maka kebutuhan karyawan proses yang dapat dihitung adalah sebagai berikut:

$$\text{Kapasitas produksi} = (30.000 \text{ ton/th}) / (330 \text{ hari/tahun})$$

$$= 90,909 \text{ ton/hari.}$$

$$= 91 \text{ ton/hari.}$$

Dari data diatas, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah 47 orang tiap jam per hari tiap tahap proses. (dari Vilbrand and Dryden Fig. 6.35 halaman 235)

Tahap proses sebanyak 6 tahap, maka:

$$\text{Karyawan Proses} = 47 \text{ orang} \times 6 \text{ tahap}$$

$$= 282 \text{ orang tiap jam per hari}$$

Dalam satu hari terdapat 3 shift (1 shift = 8 jam), sehingga jumlah karyawan pershift adalah:

$$\text{Jumlah Karyawan} = 282 \text{ orang tiap jam per hari} : 3 \text{ shift/hari}$$

$$= 94 \text{ orang tiap jam per shift}$$

1 shift = 8 jam, sehingga jumlah karyawan per shift adalah:

$$\text{Jumlah Karyawan} = 94 \text{ orang tiap jam per shift} : 8 \text{ jam}$$

$$= 12 \text{ orang per shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

$$\text{Jumlah karyawan proses keseluruhan} = 12 \text{ orang hari/shift} \times 4 \text{ regu}$$

$$= 48 \text{ orang setiap hari (untuk 4 regu).}$$

$$\text{Total karyawan} = \text{jumlah tenaga shift} + \text{jumlah tenaga operasional}$$

$$= 234 + 48$$

$$= 282 \text{ orang}$$

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan komisaris	2
2	Direktur Utama	1
3	Litbang	3
4	Direktur Produksi & Teknik	1
5	Direktur Keuangan dan Administrasi	1
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian Teknik	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1

9	Kepala Bagian Keuangan	1
10	Kepala Bagian SDM	1
11	Kepala Bagian Umum	1
12	Kepala Seksi Bengkel & Perawatan	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Mutu & Lab	1
15	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1
16	Kepala Seksi Produksi	1
17	Kepala Seksi Gudang	1
18	Kepala Seksi Market & Riset	1
19	Kepala Seksi Penjualan	1
20	Kepala Seksi Pemasaran	1
21	Kepala Seksi Administrasi	1
22	Kepala Seksi Penyediaan & Pembelian	1
23	Kepala Seksi Ketenagakerjaan	1
24	Kepala Seksi Personalia	1
25	Kepala Seksi Humas	1
26	Kepala Seksi Keamanan	1
27	Karyawan Seksi Bengkel & Perawatan	12
28	Karyawan Seksi Utilitas	15
29	Karyawan Seksi Mutu & Lab	10
30	Karyawan Seksi Pengendalian Proses	8
31	Karyawan Seksi Produksi/Proses	48
32	Karyawan Seksi Gudang	6
33	Karyawan Seksi Market & Riset	6
34	Karyawan Seksi Penjualan	8
35	Karyawan Seksi Promosi	8
36	Karyawan Seksi Pembukuan & Keuangan	9
37	Karyawan Seksi Penyediaan & Pembelian	4
39	Karyawan Seksi Ketenagakerjaan	6
40	karyawan Seksi Personalia	4
41	Karyawan Seksi Humas	15
42	karyawan Seksi Keamanan	10
42	karyawan seksi kebersihan	10
44	Sopir	8

45	Dokter	1
46	Perawat	2
	JUMLAH	282

10.9. Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Dewan Komisaris	2	28.000.000	56.000.000
2	Direktur utama	1	18.000.000	18.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	13.000.000	13.000.000
5	Sekretaris	2	6.500.000	13.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	10.500.000	10.500.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	8.500.000	17.000.000
8	Kepala Dept. Produksi	1	10.500.000	10.500.000
9	Kepala Dept. Teknik	1	10.500.000	10.500.000
10	Kepala Dept. Keuangan dan Administrasi	1	10.200.000	10.200.000
11	Kepala Dept. Umum dan SDM	1	10.200.000	10.200.000
12	Kepala Dept. QC dan Laboratorium	1	10.200.000	10.200.000
13	Kepala Divisi Proses	1	8.500.000	8.500.000
14	Karyawan Proses	52	3.500.000	182.000.000
15	Kepala Divisi Gudang	1	8.200.000	8.200.000
16	Karyawan Divisi Gudang	9	3.500.000	31.500.000
17	Kepala Utilitas	1	8.700.000	8.700.000
18	Karyawan Divisi Utilitas	9	3.500.000	31.500.000
19	Kepala Divisi Bengkel dan Perawatan	1	8.200.000	8.200.000
20	Karyawan Divisi Bengkel dan Perawatan	4	3.500.000	14.000.000
21	Kepala Divisi QC dan Laboratorium	1	8.700.000	8.700.000
22	Karyawan Divisi QC dan Laboratorium	10	4.700.000	47.000.000
23	Kepala Divisi Penjualan dan Pembelian	1	8.300.000	8.300.000
24	Karyawan Divisi Penjualan dan Pembelian	5	3.500.000	17.500.000
25	Kepala Divisi Administrasi	1	6.000.000	6.000.000
26	Karyawan Divisi Administrasi	2	3.500.000	7.000.000
27	Kepala Divisi Akuntansi	1	8.000.000	8.000.000
28	Karyawan Divisi Akuntansi	2	3.500.000	7.000.000
29	Kepala Divisi Humas dan Personalia	1	8.000.000	8.000.000
30	Karyawan Divisi Humas dan Personalia	3	3.500.000	10.500.000
31	Kepala Divisi Transportasi	1	6.000.000	6.000.000
32	Karyawan Divisi Transportasi	4	3.500.000	14.000.000
33	Kepala Keamanan dan Keselamatan	1	7.000.000	7.000.000
34	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	8	3.500.000	28.000.000
35	Kepala Divisi Kebersihan dan Logistik	1	5.000.000	5.000.000
36	Karyawan Divisi Kebersihan dan Logistik	10	3.500.000	35.000.000
37	Karyawan Perpustakaan	2	3.500.000	7.000.000
38	Dokter	1	9.500.000	9.500.000
39	Karyawan Kesehatan	3	4.000.000	12.000.000
Jumlah		282	Total	738.200.000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Trikloroasetadehid Monohidrat adalah sebagai berikut :

1. *Return of Invesment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Invesment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Invesment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Invesment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat

11.1. Faktor - Faktor Penentu

A. Penaksiran modal investasi total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

1. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :

a. Direct Cost

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Isolasi

- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi
- Biaya tak terduga

2. Modal Kerja (WCI)

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain
- Pajak yang harus dibayar
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran
- Supervisi
- Utilitas dalam waktu tertentu.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

B. Penentuan biaya produksi

Yaitu biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya Pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC).

b. Biaya Pengeluaran Umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi total terbagi menjadi 3 bagian, yaitu :

- Biaya tetap (FC)

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik, antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dan lain-lain.

- Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- *General Expenses*
- *Operating Supplies*
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan
- *Plant Over Head*

- Biaya variabel (VC)

Yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi, diantaranya :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

C. Penaksiran harga alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada Pra Rencana Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur Ulrich, Peter & Timmerhaus, dan (www.alibaba.com).

Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Tak Langsung (IC)

1. Engineering dan Supervisi	30%	DC	= Rp.	106.047.354.197
2. Kontruksi	35%	DC	= Rp.	123.721.913.230
Total Modal Tak Langsung (IC)				= Rp. 229.769.267.427

b. *Fixed Capital Investment (FCI)*

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp. } 353.491.180.657 + \text{Rp. } 229.769.267.427 \\
 &= \text{Rp. } 583.260.448.085
 \end{aligned}$$

c. *Working Capital Investment (WCI)*

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\
 &= 20\% \times \text{Rp. } 729.075.560.106 \\
 &= \text{Rp. } 145.815.112.021
 \end{aligned}$$

d. *Total Capital Investment (TCI)*

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp. } 583.260.448.085 + 20\% \text{ TCI} \\
 &= \text{Rp. } 729.075.560.106
 \end{aligned}$$

e. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS) 40% TCI = Rp. 291.630.224.042

Modal pinjaman (MP) 60% TCI = Rp. 437.445.336.063

Penentuan Total Capital Investment (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

- Bahan baku	= Rp.	129.520.717.935
- Tenaga kerja (TK)	= Rp.	8.858.400.000
- Pengawasan langsung (25% TK)	= Rp.	2.214.600.000
- Utilitas	= Rp.	68.326.342.369
- Pemeliharaan & perbaikan (PP) (10% FCI)	= Rp.	58.326.044.808
- Operating supplies (20% PP)	= Rp.	11.665.208.962
- Laboratorium (20% PP)	= Rp.	1.771.680.000
- Patent dan royalti (6% TPC)	= Rp.	0,06 TPC
- Biaya Produksi Langsung	= Rp.	221.223.298.500
		+ 0,06 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi alat (10% FCI)	= Rp.	58.326.044.808
- Depresiasi bangunan (3% FCI)	= Rp.	17.497.813.443
- Pajak kekayaan (4% FCI)	= Rp.	23.330.417.923
- Asuransi (1,0% FCI)	= Rp.	5.832.604.481
- Bunga bank (12% MP)	= Rp.	52.943.440.328
Biaya Tetap (<i>Fixed Cost/FC</i>)	= Rp.	157.480.320.983

c. Biaya *Overhead* Pabrik

Biaya <i>Overhead</i> = 70% (TK + PP)	= Rp.	48.579.331.366
---------------------------------------	-------	----------------

d. Biaya pengeluaran umum (GE)

- Administrasi (15% PP)	= Rp.	10.409.856.721
- Distribusi dan pemasaran (5% TPC)	= Rp.	0,05 TPC
- Litbang (5% TPC)	= Rp.	0,05 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp.	10.409.856.721
		+ 0,1 TPC

e. Biaya produksi total (TPC)

$$\text{TPC} = \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp. } 437.692.807.570 + 0,2 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 547.116.009.462$$

$$\text{Maka, DPC} = \text{Rp. } 221.223.298.500 + 0,06 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 254.050.259.067$$

$$\text{GE} = \text{Rp. } 10.409.856.721 + 0,1 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 65.121.457.667$$

11.2. Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan Nomor 36 tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan :

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000
- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000
- 30% untuk laba sampai > Rp. 500.000.000
- a. Bunga kredit Bank CIMB Niaga = 12 % per tahun
- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi

$$\text{Tahun I} = 60 \% \text{ dari produksi total}$$

$$\text{Tahun II} = 80 \% \text{ dari produksi total}$$

$$\text{Tahun III} = 100 \% \text{ dari produksi total}$$

1. Laba perusahaan

$$\text{Total penjualan per tahun} = \text{Rp. } 660.000.002.112 \text{ (kapasitas } 100 \% \text{)}$$

$$\text{Laba kotor} = \text{Harga jual} - \text{Biaya produksi}$$

$$= \text{Rp. } 660.000.002.112 - \text{Rp. } 547.116.009.462$$

$$= \text{Rp. } 112.883.992.650$$

$$\text{Pajak penghasilan} = 30\% \times \text{Laba kotor}$$

$$= 30\% \times \text{Rp. } 112.883.992.650$$

$$= \text{Rp. } 33.865.197.795$$

$$\text{Laba bersih} = \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan}$$

$$= \text{Rp. } 112.883.992.650 - \text{Rp. } 33.865.197.795$$

$$= \text{Rp. } 79.018.794.855$$

Nilai penerimaan *Cash Flow* sebelum pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 112.883.992.650 + \text{Rp. } 58.326.044.808 \\ &= \text{Rp. } 171.210.037.458 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan *Cash Flow* setelah pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 79.018.794.855 + \text{Rp. } 58.326.044.808 \\ &= \text{Rp. } 137.344.839.663 \end{aligned}$$

2. Laju pengembalian modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 19,4 \% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 14 \% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung, dikurangi penyusutan/ waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT_{BT} &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,4 \text{ tahun} \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} POT_{AT} &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 1,06 \text{ tahun} \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

4. Break Even Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3\text{SVC}}{\text{S} - (0,7\text{SVC} - \text{VC})} \times 100\%$$

Dimana :

$$\text{FC} = \text{Rp. } 157.480.320.983$$

$$\text{VC} = \text{Rp. } 197.847.060.304$$

$$\text{SVC} = \text{Rp. } 196.536.722.804$$

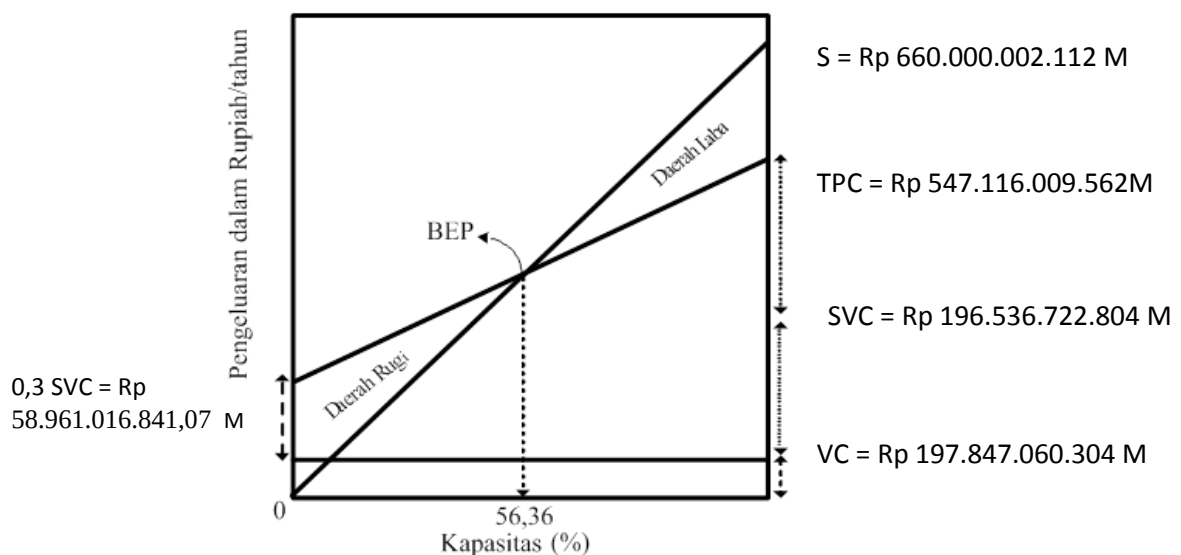
$$\text{S} = \text{Rp. } 660.000.002.112$$

Maka, didapatkan :

$$\text{BEP} = 53,36 \% (\text{App. E})$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 53,36 \% \times 30.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 16.905 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat adalah 30% - 60%, sehingga nilai BEP diatas memadai.



Gambar 11.1. Break Even Point

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - \text{BEP})}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
 PB = keuntungan pada kapasitas 100%
 %Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$PBi = \text{Rp. } 28.929.749$$

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun I adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 28.929.749 + \text{Rp. } 17.497.813.443 \\ &= \text{Rp. } 17.526.743.192 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun II kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
 PB = keuntungan pada kapasitas 100%
 %Kap = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$$PBi = \text{Rp. } 187.863.080$$

Sehingga *cash flow* setelah pajak untuk tahun II adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{laba bersih tahun kedua} + \text{depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 187.863.080 + \text{Rp. } 17.497.813.443 \\ &= \text{Rp. } 17.685.676.522 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

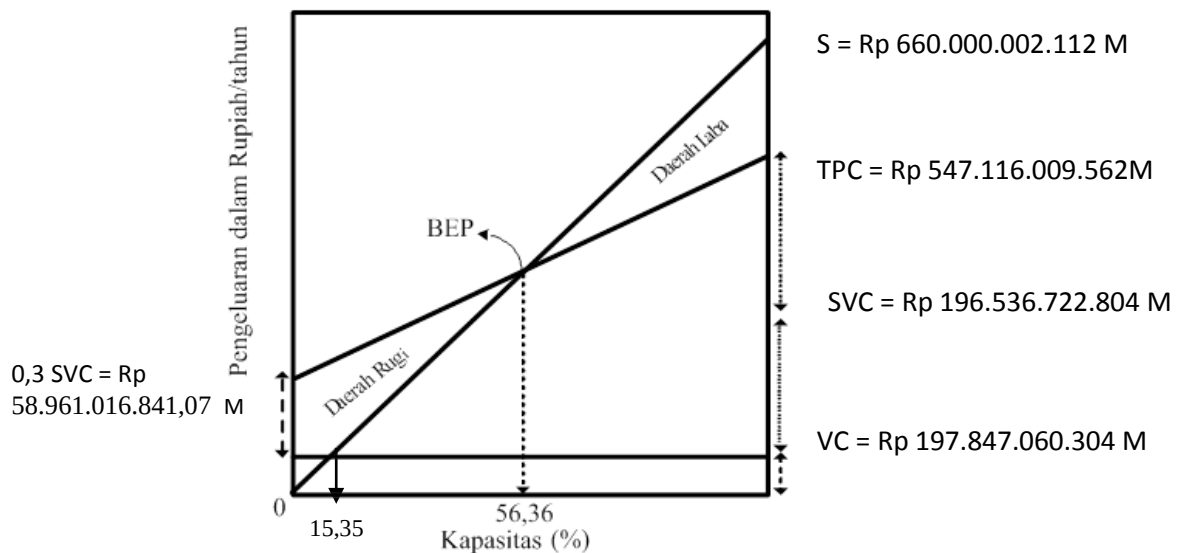
Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\% \\ &= 15,35\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

Titik *shut down point* terjadi pada kapasitas penjualan

$$= 15,35\% \times \text{Rp. } 660.000.002.112$$

$$= \text{Rp. } 101.329.502.597$$



Gambar 11.2. Kapasitas pada Keadaan *Shut Down Rate*

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\ &= \text{Rp. } 292.656.762.431 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\ &= \text{Rp. } 349.956.268.851 \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-0} &= - (C_{A-1} + C_{A-2}) \\ &= -\text{Rp. } 642.613.031.282 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times F_d$$

Dimana : F_d = faktor diskon = $1/(1+i)^n$ C_A = cash flow setelah pajak
 n = tahun ke-n i = tingkat bunga

Tabel 11.1 *Cash flow* untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C _A) (Rp)	Fd i = 12%	NPV (Rp)
0	-642.613.031.282	1	-642.613.031.282
1	17.526.743.192	0,8929	15.648.877.850
2	17.685.676.522	0,7972	14.098.913.044
3	137.344.839.663	0,7118	97.759.344.012
4	137.344.839.663	0,6355	87.285.128.582
5	137.344.839.663	0,5674	77.933.150.519
6	137.344.839.663	0,5066	69.583.170.107
7	137.344.839.663	0,4523	62.127.830.452
8	137.344.839.663	0,4039	55.471.277.190
9	137.344.839.663	0,3606	49.527.926.062
10	137.344.839.663	0,3220	44.221.362.555
WCI			145.815.112.021
Total			76.859.061.112

Karena harga NPV = (+) maka Pabrik Trikloroasetaldehid Monohidrat layak untuk didirikan.

7. IRR (*Internal Rate of Return*)

Tabel 11.2 *Cash flow* untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C _A) (Rp)	NPV ₁ (Rp) i = 0,14	NPV ₂ (Rp) i = 0,15
0	-642.613.031.282	-642.613.031.282	-642.613.031.282
1	17.526.743.192	15.374.336.133	15.240.646.254
2	17.685.676.522	13.608.553.803	13.372.912.304
3	137.344.839.663	92.703.854.670	90.306.461.519
4	137.344.839.664	81.319.170.764	78.527.357.844
5	137.344.839.665	71.332.605.934	68.284.658.995
6	137.344.839.666	62.572.461.346	59.377.964.344
7	137.344.839.667	54.888.123.988	51.633.012.473
8	137.344.839.668	48.147.477.183	44.898.271.716
9	137.344.839.669	42.234.629.108	39.041.975.406
10	137.344.839.670	37.047.920.270	33.949.543.831
WCI		145.815.112.021	145.815.112.021
Total		22.431.213.938	-2.165.114.574

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 15\%$$

XI-12

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12 %), maka Pabrik Trikloroasetaldehyd Monohidrat ini layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat dari ethanol dan Klorin dari proses Klorinasi dapat diambil kesimpulan bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek:

1. Dari Segi Proses

Proses klorinasi asam lebih menguntungkan karena dilakukan dalam kondisi suhu dan tekanan yang cukup rendah sehingga dilihat dari segi keamanan akan terjamin dan dari segi perancangan alat menjadi lebih mudah.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena:

- Menciptakan lapangan kerja.
- Memberi kesempatan kepada penduduk untuk memperoleh tambahan penghasilan.

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai yaitu dekat dengan pelabuhan dan jalan raya..
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai.

4. Ikut menunjang program pemerintah dalam usaha mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yaitu menjadikan negara Indonesia sebagai negara industri baru yang didukung oleh sektor kelautan yang kuat.

5. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat dari ethanol dan Klorin dengan proses Klorinasi dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut:

- ROI_{BT} = 19,4 %
- ROI_{AT} = 14 %
- Pay Out Time (POT) = 3,4067 tahun
- Break Event Point (BEP) = 56,36 %
- Internal Rate of Return (IRR) = 15 %

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell E. Lloyd *"Process Equipment Design"*, John Willey and Sons Inc, New Delhi India, 1959
- Geankoplis, Christie , *"Transport Process dan Unit Operation"*, 3rd Edition, Prentice Hall Inc, New Delhi, India 1997
- Hesse, H.C. and Rushton, J.H., *"Process Equipment Design"*, D. Van Nostrand Co. New Jersey, 1981.
- Himmelblau, D.M. 1989. Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering, 5th edition, Prentice-Hall International:Singapore
- Kern D.Q, *"Process Heat Transfer"*, 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Kusnarjo, *"Ekonomi Teknik"*, Surabaya, 2010
- Kusnarjo, *"Utilitas Pabrik Kimia"*, Surabaya, 2012
- Othmer, D.F., Kirk, R.E. 1954, Encyclopedia of Chemical Technology, Volume 6, John Willey and Sons Inc, New York.
- Perry, Robert H, *"Perry's Chemical Engineering Handbook"*, 8th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2008.
- Peter S. and Timmerhause, *"Plant Design and Economic to Chemical Engineering"*, 4th Edition, McGraw Hill, Singapore, 1991.
- PT Pertamina (Persero), "Penyesuaian Harga Bahan Bakar Tahun 2017"
- PT PLN (Persero), "Penyesuaian Tarif Tenaga Listrik Tahun 2017"
- Smith, J.M, and Van Ness H.C, *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, 2nd Edition, McGraw Hill Book Company, New York, 1959.
- Ullmann's, "Encyclopedia Of Industrial Chemistry, 7th edition, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, 2005
- Ulrich D. Gael, *"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic"*, John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.
- Yaws, Carl L. "Handbook Thermodynamic Diagrams", Organic Componen Vol. 2, Gulf Publishing Company, Houston. Texas, 1996
- Yaws, Carl L. "Handbook Thermodynamic Diagrams", Inorganic Componen Vol. 4, Gulf Publishing Company, Houston. Texas, 1996

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Trikloroasetaldehid Monohidrat yang direncanakan = 30000 ton/tahun

Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hari

Jumlah waktu kerja perhari = 1 hari = 24 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi Trikloroasetaldehid Monohidrat} &= \frac{30000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24} \\ &= 3787,8788 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Basis perhitungan = 1340,6028 kg/jam

Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)
Ethanol	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	46,06
Klorin	Cl_2	70,9
Air	H_2O	18,02
Asam Klorida	HCl	36,47
Trikloroasetaldehid monohidrat	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	179,746

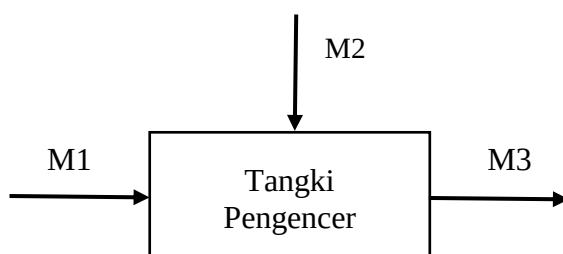
Komposisi bahan :

1. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ = 95%
- H_2O = 5%
2. Cl_2 = 99%
- H_2O = 1%
3. H_2O excess = 80%

Perhitungan Neraca Massa Tiap Alat

1. Tangki Pengencer Ethanol (M-113)

Fungsi : Untuk mengencerkan Ethanol dengan air dari 95% sampai 80%



Keterangan :

M_1 = massa ethanol masuk tangki pelarut

M_2 = massa air tangki pelarut

M_3 = massa larutan ethanol keluar tangki

Komposisi C_2H_5OH masuk tangki pengencer (M_1) :

$$\begin{array}{lcl} C_2H_5OH & = & 95\% = 1273,6 \text{ kg/jam} \\ H_2O & = & \frac{5\%}{100\%} = 67,03 \text{ kg/jam} \end{array}$$

Produk keluar tangki pelarut (M_3) adalah larutan C_2H_5OH dengan komposisi :

$$\begin{array}{lcl} C_2H_5OH & = & 80\% \\ H_2O & = & 20\% \end{array}$$

$$\begin{aligned} C_2H_5OH \text{ masuk tangki pelarut} &= \frac{80}{100} \times 1340,6028 \\ &= 1072,5 \text{ kg/jam} \\ H_2O \text{ masuk tangki pelarut} &= \frac{20}{100} \times 1340,6028 \\ &= 268,12 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Pengenceran C_2H_5OH dari 95% menjadi 80%

$$(V_1 \times N_1) C_2H_5OH \text{ 95\%} = (V_2 \times N_2) C_2H_5OH \text{ 80\%}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Jika } V_1 & = & 1340,6028 \\ N_1 & = & 0,95 \\ N_2 & = & 0,8 \end{array}$$

$$\begin{aligned} 1340,6028 \times 0,95 &= V_2 \times 0,8 \\ 1273,5727 &= 0,8 V_2 \\ V_2 &= 1591,9659 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Produk keluar tangki pelarut (M_3) adalah larutan C_2H_5OH dengan komposisi :

$$\begin{array}{lcl} C_2H_5OH & = & 80\% \\ H_2O & = & 20\% \end{array}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ yang terkandung dalam } C_2H_5OH \text{ 80\%} &= 20\% \times 1591,9659 \text{ kg/jam} \\ &= 318,39317 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan H_2O yang digunakan untuk pelarut :

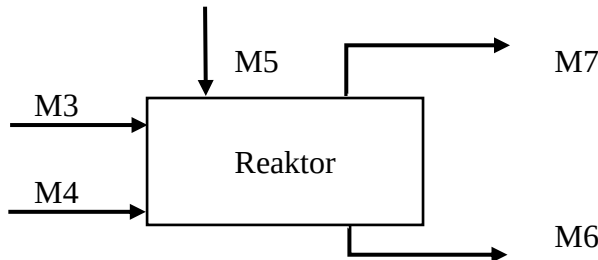
$$\begin{aligned} &= 318,39317 - 268,12057 \\ &= 50,2726 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa pada Tangki Pengencer C_2H_5OH (M-113)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Dari Storage C_2H_5OH	Ke Reaktor
C_2H_5OH = 1072,4823	C_2H_5OH = 1072,4823
H_2O = 268,12057	H_2O = 318,39317
Dari Water Proses	
H_2O = 50,2726	
Total = 1390,8754	Total = 1390,8754

2. Reaktor (R-110)

Fungsi : untuk mereaksikan C_2H_5OH dan gas Cl_2 menjadi $Cl_3CCH(OH)_2$ dan HCl



Keterangan :

M3 = massa larutan C_2H_5OH dari tangki pelarut

M4 = massa gas Cl_2

M5 = massa H_2O dari water proses

M6 = massa liquid keluar reaktor

M7 = massa gas HCl , C_2H_5OH , Cl_2 sisa

Karena perbandingan feed masuk adalah 1:4:1 maka dapat dihitung:

$$C_2H_5OH = \frac{1072,4823}{46,06} = 23,2845 \text{ kmol/jam}$$

$$Cl_2 = \frac{4}{1} \times 23,2845 = 93,1378 \text{ kmol/jam}$$

$$H_2O = \frac{1}{1} \times 23,2845 = 23,2845 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ excess} &= 80\% \\ &= 1,8 \times 23,2845 = 41,9120 \text{ kmol/jam} \\ &= 755,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Konversi reaks = 95%

H_2O excess = 80%

	C_2H_5OH	+	$4 Cl_2$	+	H_2O	$\rightarrow$	$Cl_3CCH(OH)_2$	+	$5 HCl$
Mula-mula :	23,2845		93,1378		41,9120				
Bereaksi :	22,1202		88,481		39,816		22,1202		110,6012
Sisa :	1,1642		4,6569		2,0956		22,1202		110,6012

C_2H_5OH masuk	=	23,2845	x	46,06	=	1072,4823	kg/jam
C_2H_5OH bereaksi	=	22,1202	x	46,06	=	1018,8582	kg/jam
C_2H_5OH sisa	=	1,1642	x	46,06	=	53,624113	kg/jam
Cl_2 masuk	=	93,1378	x	70,9	=	6603,4731	kg/jam
Cl_2 bereaksi	=	88,480951	x	70,9	=	6273,2994	kg/jam
Cl_2 sisa	=	4,6569	x	70,9	=	330,17366	kg/jam
H_2O dari Cl_2	=	6603,4731	x	0,01	=	66,0347	kg/jam

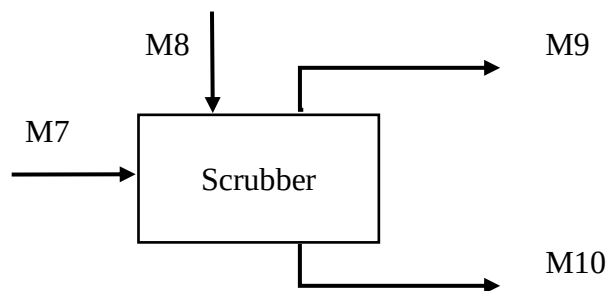
H ₂ O masuk	=	41,9120	x	18,02	=	755,2548	kg/jam
H ₂ O bereaksi	=	39,8164	x	18,02	=	717,4920	kg/jam
H ₂ O sisa	=	2,0956	x	18,02	=	37,7627	kg/jam
Cl ₃ CCH(OH) ₂ .H ₂ Oprod	=	22,1202	x	179,75	=	3976,0243	kg/jam
HCl produk	=	110,6012	x	36,47	=	4033,6254	kg/jam

Neraca Massa Reaktor (R-110)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar(kg/jam)
Dari tangki pengencer	Ke scrubber
C ₂ H ₅ OH = 1072,4823	C ₂ H ₅ OH = 53,6241
H ₂ O = 318,3932	Cl ₂ = 330,17366
Jumlah = 1390,8754	HCl = 4033,6254
	Jumlah = 4417,4231
Dari storage klorin	Ke kristalizer
Cl ₂ = 6603,4731	Cl ₃ CCH(OH) ₂ = 3976,0243
H ₂ O = 66,0347	H ₂ O = 422,1906
Jumlah = 6669,5078	Jumlah = 4398,2149
H ₂ O yang dibutuhkan :	
= 755,2548	
Total = 8815,6380	Total = 8815,6380

3. Scrubber (D-130)

Fungsi : Mengubah gas HCl menjadi larutan HCl



Keterangan :

M7 = Massa gas HCl, C₂H₅OH, Cl₂ sisa dari reaktor

M8 = H₂O penyerap

M9 = C₂H₅OH dan Cl₂ menuju stack

M10 = HCl dan H₂O menuju penampungan

Komponen yang masuk scrubber :

C_2H_5OH = 53,624113 kg/jam

Cl_2 = 330,17366 kg/jam

HCl = 4033,6254 kg/jam

Jumlah = 4417,4231 kg/jam

- Kelarutan Cl_2 terhadap H_2O sebesar 0,562/100 Kg H_2O

- Kelarutan HCl terhadap H_2O sebesar 67,3/100 Kg H_2O (Perry, 7^{ed} tabel 2-122)

Sehingga kebutuhan H_2O penyerap = $\frac{\text{massa } HCl \text{ gas masuk}}{\text{kelarutan } HCl} \times 100$

$$= \frac{4033,6254 \text{ kg/jam}}{67,3} \times 100$$

Kebutuhan H_2O = 5993,4998 kg/jam

- Kelarutan C_2H_5OH terlarut terhadap H_2O adalah sangat mudah larut

Sehingga kebutuhan H_2O penyerap = $\frac{\text{massa } C_2H_5OH \text{ gas masuk}}{\text{kelarutan } C_2H_5OH} \times 100$

$$= \frac{53,624113 \text{ kg/jam}}{100} \times 100$$

Kebutuhan H_2O = 53,624113 kg/jam

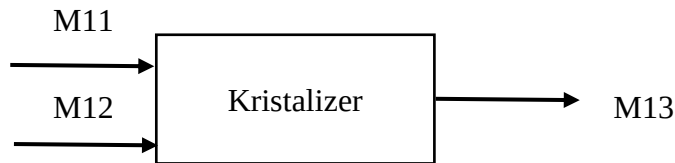
Diasumsikan gas C_2H_5OH yang terserap adalah sempurna.

Neraca Massa scrubber (D-130) :

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Dari Reaktor :	Ke stack :
C_2H_5OH = 53,6241	Cl_2 = 330,17366
Cl_2 = 330,17366	
HCl = 4033,6254	Ke tangki penampungan :
Jumlah = 4417,4231	C_2H_5OH = 53,624113
	HCl = 4033,6254
H_2O penyerap = 6047,1239	H_2O = 6047,1239
	Jumlah = 10134,373
Total = 10464,5471	Total = 10464,5471

4. Kristalizer (X-120)

Fungsi : mengkristalkan larutan jenuh dari reaktor



Keterangan :

M11 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ menuju kristalizer

M12 = H_2O menuju kristalizer

M13 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal, $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju sentrifuse

Bahan masuk pada suhu 30°C dan di dinginkan sampai suhu 20°C

Diketahui kelarutan $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ terhadap H_2O pada suhu 20°C adalah 6,6 kg.

$$\begin{aligned}\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 \text{ tidak terkristal} &= \frac{6,6}{100} \times 3976,0243 \text{ kg/jam} \\ &= 262,4176 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 \text{ yang terkristal} &= 3976,0243 \text{ kg/jam} - 262,4176 \text{ kg/jam} \\ &= 3713,6067 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Asumsi : H_2O yang terikut kristal 2% dari kristal yang masuk

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O dalam kristal} &= 2\% \times \text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 \text{ Kristal} \\ &= 2\% \times 3713,6067 \text{ kg/jam} \\ &= 74,2721 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

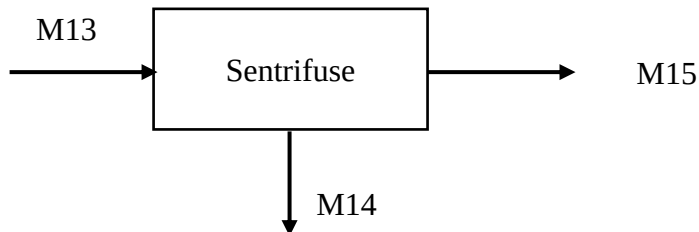
$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O keluar} &= \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O dalam kristal} \\ &= 422,1906 \text{ kg/jam} - 74,2721 \text{ kg/jam} \\ &= 347,9185 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca Massa Kristalizer (X-120)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar(kg/jam)
Dari Reaktor :	Ke Sentrifuse :
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 = 3976,0243$	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 \text{ Kristal} = 3713,6067$
$\text{H}_2\text{O} = 422,1906$	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 \text{ Liquid} = 262,4176$
	$\text{H}_2\text{O} = 74,2721$
	Ke WT :
	$\text{H}_2\text{O} = 347,9185$
Total = 4398,2149	Total = 4398,2149

5. Sentrifuse (H-121)

Fungsi : memisahkan kristal $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ dengan larutan induk



Keterangan :

M1 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal, $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju sentrifuse

M14 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ liquid dan H_2O menuju WWT

M15 = $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal dan H_2O menuju hamer mill

Komponen bahan masuk sentrifuse :

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067 kg/jam

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid = 262,4176 kg/jam

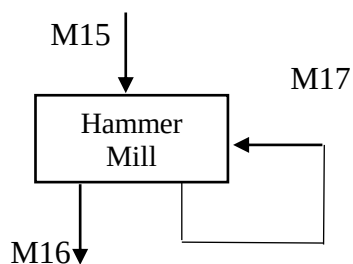
H_2O = 74,2721 kg/jam

Neraca Massa Sentrifuse (H-121)

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar(kg/jam)
Dari Kristalizer :	Ke Hammer mill :
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid = 262,4176	H_2O = 74,2721
H_2O = 74,2721	Jumlah = 3787,8788
	Ke WT :
	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Liquid = 262,4176
Total = 4050,2964	Total = 4050,2964

6. Hammer Mill ()

Fungsi : Untuk memecahkan kristal trikloroasetaldehid monohidrat



Neraca Massa Total : $M_{16} = M_{15} + M_{17}$

Dimana :

M_{15} = kristal dari sentrifuse

M_{16} = kristal yang keluar dari screen ke tangki penampung

M_{17} = kristal yang di recycle

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal dari sentrifuse

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ = 3713,6067 kg/jam

H_2O = 74,2721 kg/jam

Total = 3787,8788 kg/jam

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal yang di recycle dari screen (5%) (M_{17}) :

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ = $5\% \times 3713,6067 = 185,6803$ kg/jam

H_2O = $5\% \times 74,2721 = 3,7136$ kg/jam

Total = 189,3939 kg/jam

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ kristal yang keluar dari screen ke tangki penampung (M_{16}) :

$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ = $3787,8788 - 189,3939 = 3598,4849$ kg/jam

Neraca Massa Hammer Mill

Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Dari sentrifuse : $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3713,6067 H_2O = 74,2721	Ke Bin Produk : $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 3598,4849 kristal yang di recycle : $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ Kristal = 185,6803 H_2O = 3,7136 Jumlah = 189,3939
Total = 3787,8788	Total = 3787,8788

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi	= 3787,8788 kg/jam
Basis operasi	= 1340,6028 kg/jam
Satuan panas	= kkal/jam
Jumlah hari kerja	= 330 hari
Suhu Referensi	= 298,15 °K

$$C_p = aT + bT^2 + cT^3 + dT^4 + eT^5 \quad (\text{Joule/mol K})$$

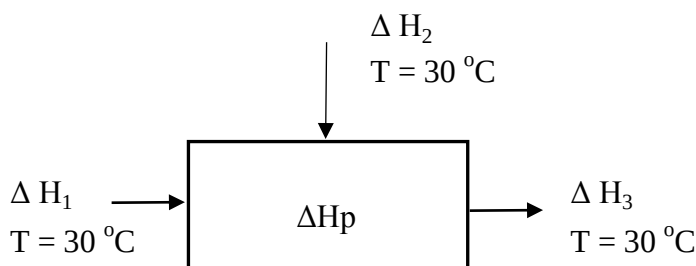
$$\int_{\hat{H}_1}^{\hat{H}_2} d\hat{H} = \Delta \hat{H} = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (aT + bT^2 + cT^3 + dT^4 + eT^5) dT$$

$$\Delta H = m \times a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) + \frac{e}{5}(T_2^5 - T_1^5)$$

(Himmelblau, 1989; hal 386, pers 4.10)

1. Tangki Pengencer Ethanol (M-113)

Fungsi : Untuk mengencerkan Ethanol dengan air dari 95% sampai 80%



Persamaan Neraca Panas $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_p = \Delta H_3$

Keterangan :

ΔH_1 : panas yang terkandung pada C_2H_5OH masuk

ΔH_2 : panas yang terkandung pada air pengencer masuk

ΔH_3 : panas yang terkandung C_2H_5OH keluar

ΔH_p : panas pengenceran C_2H_5OH

Data neraca massa komponen pada tangki pengencer :

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar	
		Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam
C_2H_5OH	46,06	1072,4823	23,2845	1072,4823	23,2845
H_2O	18,02	318,3932	17,6689	318,3932	17,6689
Jumlah		1390,8754	40,9533	1390,8754	40,9533

Komponen	C_p , J/mol K					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,11,E-01	1,10,E-04	-1,50,E-07	4,66E-11	298,15
H ₂ O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

a. Menghitung panas C₂H₅OH masuk (ΔH_1)

Suhu C₂H₅OH masuk = 30 °C = 303,15 K

$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_1
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_1	C ₂ H ₅ OH	303,15	23,2845	79,4993	1851,0976
	H ₂ O	303,15	17,6689	40,2146	710,5466
Jumlah					2561,6442

b. Menghitung panas H₂O masuk (ΔH_2)

Suhu H₂O masuk = 30 °C = 303,15 K

$\Delta H_2 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_2
			Kgmol/jam		kcal/jam
ΔH_2	H ₂ O	303,15	2,7898	40,2146	112,1916

c. Menghitung panas pengenceran C₂H₅OH (ΔH_p)

Diketahui panas pengenceran ethanol = -66,646 kcal/kgmol

Maka $\Delta H_p = 23,2845 \text{ Kgmol/jam} \times -66,646 \text{ kcal/kgmol}$
 $= -1551,807 \text{ kcal/jam}$

d. Menghitung panas yang terkandung dalam C₂H₅OH encer keluar (ΔH_3)

Suhu C₂H₅OH keluar = 30 °C = 303,15 K

$\Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Keluar	Cp.dt	ΔH_3
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_3	C ₂ H ₅ OH	303,15	23,2845	79,4993	1851,0976
	H ₂ O	303,15	17,6689	40,2146	710,5466
Jumlah					1110,8086

e. Menghitung panas yang hilang

Asumsi Q loss = 1 % dari jumlah panas yang masuk

$= 0,01 \times (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_p)$

$= 0,01 \times (2561,6442 + 112,192 + -1551,8)$

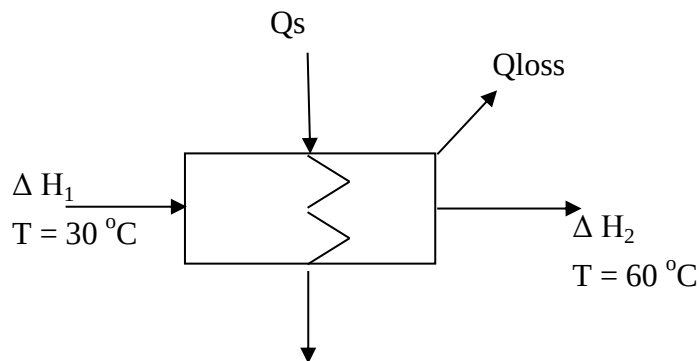
$= 11,2203 \text{ kcal/jam}$

Neraca panas total tangki pengencer (M-113) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2561,6442	ΔH_3	1110,8086
ΔH_2	112,1916		
ΔH_p	-1551,8069	Q_{loss}	11,2203
Total =	1122,0289	Total =	1122,0289

2. Heater Ethanol (E-115)

Fungsi : memanaskan etanol sebelum diumpan menuju reaktor



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q_{loss}$

Dimana:

ΔH_1 : panas yang terkandung dalam C_2H_5OH masuk heater

ΔH_2 : panas yang terbawa dalam C_2H_5OH keluar heater

Q_s : panas steam

Q_{loss} : panas yang hilang (lolos)

Data neraca massa komponen pada heater :

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar	
		Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam
C_2H_5OH	46,06	1072,4823	23,2845	1072,4823	23,2845
H_2O	18,02	318,3932	17,6689	318,3932	17,6689
Total		1390,8754	40,9533	1390,8754	40,9533

Komponen	$C_p, J/mol K$					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
C_2H_5OH	27,091	1,11,E-01	1,10,E-04	-1,50,E-07	4,66E-11	298,15
H_2O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

a. Menghitung panas yang terkandung dalam C₂H₅OH masuk dari heater (ΔH_1)

Suhu C₂H₅OH masuk = 30 °C = 303,15 K

$$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH ₁
			Kgmol/jam	kkal/kgmol K	kkal/jam
ΔH ₁	C ₂ H ₅ OH	303,15	23,2845	79,4993	1851,0976
	H ₂ O	303,15	17,6689	40,2146	710,5466
Jumlah					2561,6442

b. Menghitung panas yang terkandung dalam C₂H₅OH keluar dari heater (ΔH_2)

Suhu C₂H₅OH keluar = 60 °C = 333,15 K

$$\Delta H_2 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH ₂
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH ₂	C ₂ H ₅ OH	333,15	23,2845	574,1414	13368,5719
	H ₂ O	333,15	17,6689	282,1882	4985,9483
Jumlah					18354,5202

c. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

Asumsi $Q_{\text{loss}} = 1\%$ dari jumlah panas yang masuk

$$= 0,01 \times (\Delta H_1)$$

$$= 0,01 \times 2561,644 \text{ Kkal/jam}$$

$$= 25,6164 \text{ Kkal/jam}$$

d. Menghitung panas yang terkandung pada steam (Q_s):

$$Q_s = \Delta H_2 - \Delta H_1 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_s = 18354,520 - 2561,644 + 25,616 \text{ Kkal/jam}$$

$$Q_s = 15818,493 \text{ Kkal/jam}$$

Kebutuhan uap

Berdasarkan tabel steam halaman 670 buku Van Ness,

Pada suhu 100°C dan tekanan 373,15 kpa

$$\lambda = 2256,9 \text{ kJ/kg} \times 0,2390 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda = 539,4217 \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{\text{steam}} = m \times \lambda$$

$$15818,493 = m \times 539,4217 \text{ kkal/kg}$$

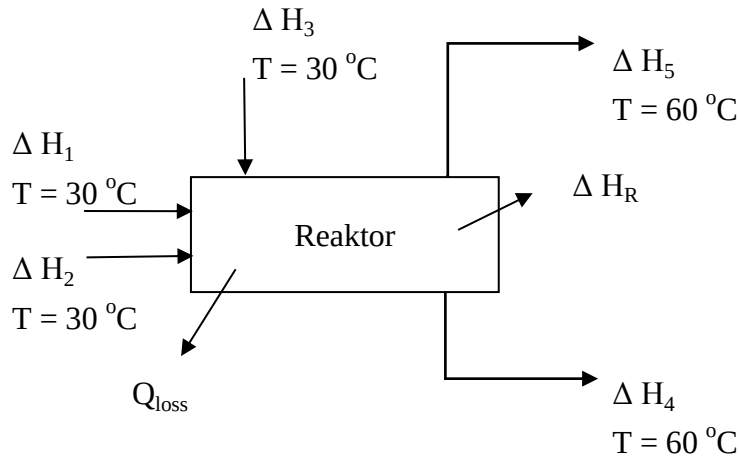
$$m = 29,324911 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas pada Heater (E-115) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2561,6442	ΔH_2	18354,5202
Q_s	15818,4925	Q_{loss}	25,6164
Total	18380,1367	Total	18380,1367

3. Reaktor (R-110)

Fungsi : mereaksikan etanol klorin dan air



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_R = \Delta H_4 + \Delta H_5 + Q_{\text{loss}} + Q_s$$

Keterangan :

ΔH_1 : panas yang terkandung dalam C_2H_5OH masuk reaktor dari tangki pengencer

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam Cl_2 masuk reaktor

ΔH_3 : panas yang terkandung dalam H_2O masuk reaktor

ΔH_4 : panas yang terkandung pada produk bawah

ΔH_5 : panas yang terkandung pada produk atas

ΔH_R : panas reaksi

Q_{loss} : panas yang hilang (lolos)

Q : panas yang diserap air pendingin

Data neraca massa komponen masuk ke reaktor :

Komponen	BM	Massa Masuk	
		Kg/jam	Kgmol/jam
C_2H_5OH	46,1	1072,4823	23,2845
H_2O	18,0	318,3932	17,6689
Cl_2	70,9	6603,4731	93,1378
H_2O	18,0	66,0347	3,6645
H_2O	18,0	755,2548	41,9120
Total		8815,6380	179,6677

Komponen	C_p , J/mol K					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
C_2H_5OH	27,091	1,11,E-01	1,10,E-04	-1,50,E-07	4,66E-11	298,15
Cl_2	27,213	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12	298,15
H_2O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

a. Menghitung panas yang terkandung dalam C₂H₅OH (ΔH_1)

Suhu C₂H₅OH masuk = 60 °C = 333,15 K

$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH ₁
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH ₁	C ₂ H ₅ OH	333,15	23,2845	574,1414	13368,5719
	H ₂ O	333,15	17,6689	282,1882	4985,9483
Jumlah					18354,5202

b. Menghitung panas Cl₂ masuk (ΔH_2)

Suhu Cl₂ masuk = 30 °C = 303,15 K

$\Delta H_2 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH ₂
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH ₂	Cl ₂	303,15	93,1378	40,3418	3757,3486
	H ₂ O	303,15	3,6645	40,2146	147,3673
Jumlah					3904,7160

c. Menghitung panas H₂O dari utilitas (ΔH_3)

Suhu H₂O masuk = 30 °C = 303,15 K

$\Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_3
			Kgmol/jam	kkal/kgmol K	kkal/jam
ΔH_3	H ₂ O	303,15	41,9120	40,2146	1685,4748

Data neraca massa komponen keluar dari reaktor :

Komponen	BM	Massa Keluar	
		Kg/jam	Kgmol/jam
Cl ₃ CCH(OH) ₂	179,75	3976,0243	22,1202
H ₂ O	18,02	422,1906	23,4290
C ₂ H ₅ OH	46,06	53,6241	1,1642
Cl ₂	70,90	330,1737	4,6569
HCl	36,47	4033,6254	110,6012
Total		8815,6380	161,97155

Komponen	$C_p, \text{ J/mol K}$					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
Cl ₃ CCH(OH) ₂	46,176	2,31E-01	-2,37E-04	1,25E-07	-2,72E-11	298,15
H ₂ O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,11E-01	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11	298,15
Cl ₂	27,213	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12	298,15
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

d. Menghitung panas larutan hasil bawah yang keluar dari reaktor (ΔH_4)

Suhu larutan hasil bawah = $60^\circ\text{C} = 333,15\text{ K}$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

	Komponen	T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_4
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_4	$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	333,15	22,1202	830,3480	18367,4949
	H_2O	333,15	23,4290	282,1882	6611,3877
Jumlah					24978,8827

e. Menghitung panas larutan hasil atas yang keluar dari reaktor (ΔH_5)

Suhu larutan hasil bawah = $60^\circ\text{C} = 333,15\text{ K}$

$$\Delta H_5 = m \times C_p \times \Delta T$$

	Komponen	T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_5
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_5	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	333,15	1,1642	574,1414	668,4286
	Cl_2	333,15	4,6569	284,1455	1323,2351
	HCl	333,15	110,6012	243,3429	26914,0166
Jumlah					28905,6803

Menghitung panas reaksi ($\Delta H_{f\ 298}$) (Perry, 7^{ed} table 2-220)

$$\Delta H_f \text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2 = -3312 \text{ kkal/kmol}$$

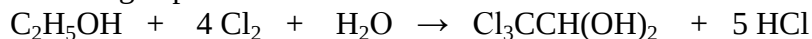
$$\Delta H_f \text{HCl} = -22,07 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = -56,16 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{Cl}_2 = 0 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -57,79 \text{ kkal/kmol}$$

Perhitungan panas reaksi :



$\Delta H_{f\ 298}^\circ$ Reaktan

Komponen	Massa Masuk	$\Delta H_{f\ 298}$	koefisien	$\Delta H_{f\ 298}$
	Kgmol/jam	kcal/kmol		kcal/jam
$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	1,1642	-56,16	1	-65,3828
Cl_2	4,6569	0	4	0
H_2O	23,4290	-57,79	1	-1353,962
Total				-1419,345

$\Delta H_{f\ 298}^\circ$ Produk

Komponen	Massa Masuk	$\Delta H_{f\ 298}$	koefisien	$\Delta H_{f\ 298}$
	Kgmol/jam	kcal/kmol		kcal/jam
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	22,1202	-3312	1	-73262,22768
HCl	110,6012	-22,07	5	-12204,84
Total				-85467,0689

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f\ 298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= -85467,069 - -1419,3449 \text{ kkal/jam} \\
 &= -84047,724 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f\ 298} \\
 &= (24978,8827 + 28905,6803) - (18354,5202 + 3904,7160 \\
 &\quad + 1685,4748) + -84047,7240) \\
 &= 53884,5630 - 23944,7110 + -84047,724 \\
 &= -54107,87 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas yang hilang (Qloss)

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 1 \% \text{ dari jumlah panas yang masuk} \\
 &= 0,01 \times (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3) \\
 &= 0,01 \times (18354,520 + 3904,716 + 1685,475) \\
 &= 239,4471 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas pendingin (Q)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_R &= \Delta H_4 + \Delta H_5 + Q_{\text{loss}} + Q \\
 Q &= (\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_R) - (\Delta H_4 + \Delta H_5 + Q_{\text{loss}}) \\
 &= (18354,5202 + 3904,7160 + 1685,4748 + -54107,8721) \\
 &\quad - (24978,8827 + 28905,6803 + 239,4471) \\
 &= -30163,1611 - 54124,0101 \\
 &= -84287,17 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Direncanakan untuk air pendingin :

Suhu air pendingin masuk = 303 K

Suhu air pendingin keluar = 323 K

Sehingga :

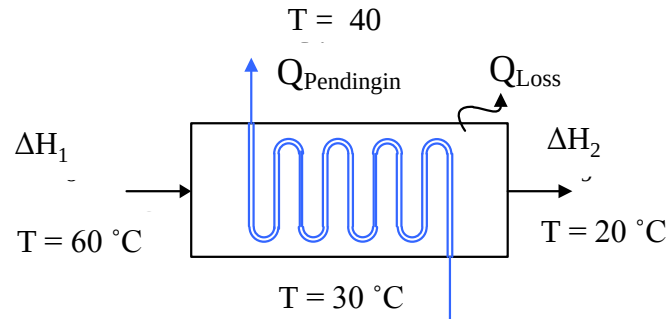
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{84287,1711}{4,18 \times 20} = 1008,8231 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca panas pada Reaktor (R-110) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	18354,52	ΔH_4	24978,88
ΔH_2	3904,72	ΔH_5	28905,68
ΔH_3	1685,47	Q_{loss}	239,45
ΔH_R	-54107,87	Q	-84287,17
Total	-30163,16	Total	-30163,16

4. Cooler (E-121)

Fungsi : untuk mendinginkan liquida yang keluar dari reaktor (R-110) hingga 30°C



Neraca panas total :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk cooler

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar cooler

$Q_{\text{pendingin}}$ = Panas yang terkandung pada steam

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K

Suhu produk keluar = 20 °C = 293,15 K

Suhu pendingin masuk = 0 °C = 273,15 K

Suhu pendingin keluar = 15 °C = 288,15 K

Data neraca massa komponen pada cooler

Komponen	BM	Massa Masuk	
		Kg/jam	Kgmol/jam
Cl ₃ CCH(OH) ₂	179,75	3976,0243	22,1202
H ₂ O	18,02	422,1906	23,4290
Total		4398,2149	45,5492

Komponen	C_p , J/mol K					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
Cl ₃ CCH(OH) ₂	46,176	2,31E-01	-2,37E-04	1,25E-07	-2,72E-11	298,15
H ₂ O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

a. Menghitung panas yang terkandung dalam Cl₃CCH(OH)₂ masuk dari reaktor (ΔH_1)

Suhu Cl₃CCH(OH)₂ masuk = 60 °C = 333,15 K

$$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH ₁
			Kgmol/jam	kkal/kgmol K	kkal/jam
ΔH ₁	Cl ₃ CCH(OH) ₂	333,15	22,1202	3464,3618	76632,50601
	H ₂ O	333,15	23,4290	282,1882	6611,387748
Jumlah					83243,8938

b. Menghitung panas yang terkandung dalam $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ keluar dari heater (ΔH_2)

Suhu $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ masuk = $20^\circ\text{C} = 293,15\text{ K}$

$\Delta H_2 = m \times \text{Cp} \times \Delta T$

Komponen		T °K	Massa Keluar	Cp.dt	ΔH ₂
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH ₂	Cl ₃ CCH(OH) ₂	293,15	3976,0243	-115,801	-460426,1313
	H ₂ O	293,15	422,1906	-40,1844	-16965,4760
Jumlah					-477391,6073

c. Menghitung panas yang di serap air pendingin (Q_{serap})

Neraca panas total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{serap}}$$

$$83243,894 = -477391,6073 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 560635,5011$$

Cp NH_3 pendingin pada $0^\circ\text{C} = 0,5008\text{ kkal/kg C}$

(Geankoplis, 3^{ed}. Tabel A.2-5 hal. 856)

$$Q_{\text{serap}} = m \times \text{Cp} \times \Delta T$$

$$560635,5011 = m \times 0,5008 \times 15$$

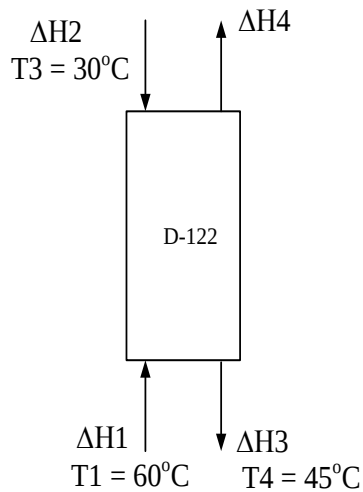
$$m = 74631,9890$$

Neraca panas pada Cooler (E-115) :

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (kcal/jam)	
ΔH_1	83243,8938	ΔH_2	-477391,6073
		Q_{serap}	560635,5011
Total	83243,8938	Total	83243,8938

5. Scrubber (D-130)

Fungsi : untuk menscrub HCl fase gas agar menjadi HCl fase cair



Neraca panas total

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q$$

Keterangan :

ΔH_1 : Panas bahan masuk

ΔH_2 : Panas yang terkandung pada bahan masuk H_2O

ΔH_3 : Panas yang terkandung pada produk bawah

ΔH_4 : Panas yang terkandung pada produk atas

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K

Suhu produk keluar = 45 °C = 318,15 K

Suhu air proses masuk = 30 °C = 303,15 K

Data neraca massa komponen pada scrubber

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar	
		Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam
C ₂ H ₅ OH	46,06	53,624113	1,1642	53,624113	1,1642
HCl	36,47	4033,6254	110,60	4033,6254	110,60
Cl ₂	70,9	330,17366	4,6568922	330,17366	4,6568922
H ₂ O	18,02	6047,1239	335,57846	6047,1239	335,57846
Jumlah			452,00		452,0008

Komponen	C_p , J/mol K					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
C ₂ H ₅ OH	27,091	1,11,E-01	1,10,E-04	-1,50,E-07	4,66E-11	298,15
HCl	29,244	-1,26E-03	1,12E-06	4,97E-09	-2,50E-12	298,15
Cl ₂	27,213	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12	298,15
H ₂ O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

a. Menghitung panas bahan masuk (ΔH_1)

Suhu bahan masuk = $60^\circ\text{C} = 333,15\text{ K}$

$$\Delta H_1 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_1
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_1	C ₂ H ₅ OH	333,15	1,1642	574,1414	668,4286
	HCl	333,15	110,6012	243,343	26914,017
	Cl ₂	333,15	4,6569	284,1455	1323,2351
Jumlah					28905,6803

b. Menghitung panas air penyerap (ΔH_2)

Suhu H₂O masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

$$\Delta H_2 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Masuk	Cp.dt	ΔH_2
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_2	H ₂ O	303,15	335,5785	40,2146	13495,1483

c. Menghitung panas yang terkandung pada produk bawah (ΔH_3)

Suhu produk bawah = $45^\circ\text{C} = 318,15\text{ K}$

$$\Delta H_3 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Keluar	Cp.dt	ΔH_3
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_3	C ₂ H ₅ OH	318,15	1,1642	323,0405	376,0912
	HCl	318,15	110,6012	138,7496	15345,8678
	H ₂ O	318,15	335,5785	161,0489	54044,530
Jumlah					69390,3979

d. Menghitung panas yang terkandung pada produk atas (ΔH_4)

Suhu produk atas = $45^\circ\text{C} = 318,15\text{ K}$

$$\Delta H_4 = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen		T °K	Massa Keluar	Cp.dt	ΔH_4
			Kgmol/jam	kcal/kgmol K	kcal/jam
ΔH_4	Cl ₂	318,2	4,6569	161,875	753,8353
Jumlah					753,8353

Neraca massa total :

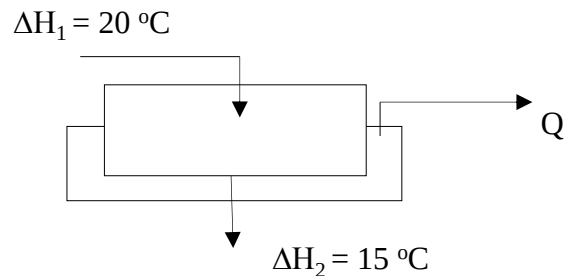
$$\begin{aligned}
 \Delta H_1 + \Delta H_2 &= \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q \\
 28905,680 + 13495,148 &= 69390,398 + 753,835 + Q \\
 42400,8286 &= 70144,233 + Q \\
 Q &= -27743,4046
 \end{aligned}$$

Neraca panas pada Scrubber (D-130) :

Panas Masuk (Kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 28905,6803$	$\Delta H_3 = 69390,3979$
$\Delta H_2 = 13495,1483$	$\Delta H_4 = 753,8353$
	$Q = -27743,4046$
Total 42400,8286	Total 42400,8286

6. KRISTALIZER (X-120)

fungsi : Untuk mengkristalkan produk yang keluar dari reaktor (R-110)



Neraca massa total : $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

Q = panas yang dibawa keluar oleh pendingin direncanakan :

suhu bahan masuk = $20\text{ }^{\circ}\text{C} = 293,15\text{ K}$

suhu bahan keluar = $15\text{ }^{\circ}\text{C} = 288,15\text{ K}$

suhu refrensi = $25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$

data neraca massa komponen pada kristalizer

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar	
		Kg/jam	Kgmol/jam	Kg/jam	Kgmol/jam
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	179,75	3976,0243	22,1202	3976,0243	22,1202
H_2O	18,02	422,1906	23,43	422,1906	23,43
Jumlah			45,5492	4398,2149	45,5492

Komponen	$C_p, \text{ J/mol K}$					T_{ref}
	a	b	c	d	e	
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	46,176	2,31E-01	-2,37E-04	1,25E-07	-2,7E-11	298,15
H_2O	33,933	-0,008419	2,991E-05	-1,78E-08	3,693E-12	298,15

Dikutip dari Yaws L Carl, 1996; $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$

menghitung panas pada bahan masuk $\Delta H1$

	Komponen	T °K	Massa Masuk	Cp.dt	$\Delta H1$
			Kgmol/jam	kkal/kgmol K	kkal/jam
$\Delta H1$	$Cl_3CCH(OH)_2$	293,15	22,1202	-115,8006341	-2561,5376
	H_2O	293,15	23,4290	-40,18439598	-941,4804
Jumlah			45,5492	-155,98503	-3503,01792

menghitung panas pada bahan keluar $\Delta H2$

	Komponen	T °K	Massa Masuk	Cp.dt	$\Delta H2$
			Kgmol/jam	kkal/kgmol K	kkal/jam
$\Delta H2$	$Cl_3CCH(OH)_2$ krist.	288,2	3713,6067	-230,8714827	-857365,877
	$Cl_3CCH(OH)_2$ liq.	288,2	262,4176017	-230,8714827	-60584,74079
	H_2O	288,2	422,1906	-80,33956208	-33918,6114
Jumlah			4398,2149	-542,0825274	-951869,229

Menghitung panas yang diserap oleh air pendingin (Q_A)

$$\begin{aligned}
 Q &= \Delta H1 - \Delta H2 \\
 &= -3503,0179 - (-951869,23) \\
 &= 948366,2115 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 1\% \times (\Delta H1 + Q) \\
 &= 1\% \times (-3503,0179 + 948366,2115) \\
 &= 9448,631936 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

menghitung panas yang di bawa oleh bahan pendingin
kebutuhan massa pendingin (m)

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ } 0^\circ\text{C} &= 0,5008 \text{ kkal/kg.K} \\
 C_p \text{ } 15^\circ\text{C} &= 0,5111 \text{ kkal/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 948366,21 &= m \times 0,5008 \times (20 - 15) \\
 m &= 378740,4998
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Kristalizer			
Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
Komponen	kkal/jam	Komponen	kkal/jam
$\Delta H1$	-3503,0179	$\Delta H2$	-951869,2294
		QA	948366,2115
Total	-3503,0179	Total	-3503,0179

APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Storage Etanol (F-111)

- Fungsi : Untuk menampung etanol yang akan digunakan untuk memproduksi asetaldehida
- Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar

Direncanakan :

- Bahan konstruksi = Carbon steels SA-299
- Allowable stress (f) = 18750
- Tipe pengelasan = Double welded but joint, E = 0,8
- Faktor korosi (C) = 1/16
- Waktu tinggal (q) = 7 hari = 168 jam
- Volume fluida = 80% storage
- Jumlah tangki = 1 buah

Kondisi operasi :

- Suhu operasi = 30 °C
- Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₂ H ₅ OH	1273,572693	0,95	49,2885	46,8241
H ₂ O	67,03014173	0,05	61,8057	3,0903
Total	1340,602835	1,00	111,0942	49,9143

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{49,9143}{1,00} = 49,9143 \text{ lb/ft}^3 = 799,53 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate aliran C}_2\text{H}_5\text{OH} = 1340,60283 \text{ kg/jam} = 2955,4930 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Volume liquid} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{2955,4930}{49,9143} \times 168$$

$$= 9947,4974 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume ruang kosong} = 20\% \text{ volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume liquid} + 20\% \text{ volume tangki kosong}$$

$$= 12434,3718 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Dimensi tangki

$$\text{Asumsi Ls} = 2 \text{ di}$$

$$\text{Volume tanki} = \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas}$$

$$\begin{aligned}
 12434,372 &= \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3 \\
 &= \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tangki} &= 1 \text{ buah, jadi volume per tangki} = 12434,372 \\
 12434,3718 &= 1,2649 di^3 \\
 di^3 &= 9830,32 \\
 di &= 21,4218 \text{ ft} \\
 &= 257,062 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2} \\
 &= \frac{80\% \text{ volume liquida}}{\frac{1}{4} \times 314 \times (17.5589)^2} \\
 &= 27,6142 \text{ ft} \\
 &= 331,3704 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} = \frac{51.7919(22.6642-1)}{144} \\
 &= 9,2252 \text{ psia} = 23,9252
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 0 + 24 = 23,9252 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{Pi \times di}{2(fe - 0,6Pi)} + C \\
 &= \frac{22.4813 \times 210.707}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 22.4813)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,267607 \times \frac{16}{16} \\
 ts &= \frac{4,2817}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in} \\
 do &= di + 2(ts) \\
 &= 257,0616 + 2(4/16) \\
 &= 257,5616 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownell and Young" tabel 57 hal 91, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 do_{st} &= 216 \text{ in} \\
 icr &= 13 \text{ in} \\
 r &= 170 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{4}{16} \text{ in} \\
 di_{\text{baru}} &= do_{\text{st}} - 2ts \\
 &= 216 - 2(4/16) \\
 &= 215,5 \text{ in} \\
 &= 17,9583 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 2 \times di \\
 &= 2 \times 17,9583 \text{ ft} \\
 &= 26,94 \text{ ft} \\
 &= 323,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

G. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = di_{\text{baru}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times Pi \times r}{fE - 0,1Pi} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 22.2094 \times 210.9820}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 22.2094} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,36674561 \times \frac{16}{16} \\
 &= \frac{6}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0,169 \times di \\
 &= 0,169 \times 215,5 \text{ in} \\
 &= 36,4195 \text{ in}
 \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\
 &= 323,25 \text{ in} + 36,4195 \text{ in} \\
 &= 359,6695 \text{ in} \\
 &= 29,9725 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Untuk menyimpan C ₂ H ₅ OH
Jumlah tangki	= 2 buah
Waktu tinggal	= 1 hari
Bahan konstruksi	= Carbon steels SA-299
Volume tangki	= 12434,3718 ft ³
Diameter dalam (di)	= 215,5 in
Diameter luar (do)	= 216 in
Tekanan hidrostatik (Ph)	= 23,9252 psig
Tekanan design (Pi)	= 23,9252 psig
Tebal silinder (ts)	= <u>4</u> in

$$\begin{aligned}
 & \frac{16}{8} \\
 \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 323,25 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Tangki (H)} &= 359,6695 \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{3}{8} \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup atas (ha)} &= 36,4195 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Pompa sentrifugal (L-112)

Fungs : Untuk mengalirkan C₂H₅OH dari storage C₂H₅OH (F-111) menuju Mixer (M-114)

Type : Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14,7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi
C ₂ H ₅ OH	1273,572693	0,95	49,2885	46,8241
H ₂ O	67,03014173	0,05	61,8057	3,0903
Total	1340,602835	1,00	111,0942	49,9143

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} \\
 &= \frac{49,9143}{1,0000} = 49,9143 \text{ lb/ft}^3 = 799,53 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi.μi
C ₂ H ₅ OH	1273,572693	0,95	0,7862	0,7469
H ₂ O	67,03014173	0,05	0,5380	0,0269
Total	1340,602835	1,00	1,3243	0,7738

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} \\
 &= \frac{0,7738}{1,0000} = 0,7738 \text{ lb/ft.s} = 2785,7 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

Rate aliran = 1340,603 kg/jam = 2955,49 lb/jam

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{2955,49}{49,9143} = 59,2113 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0164 \text{ ft}^3/\text{s} = 7,3823 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{\text{optimum}} &= 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters\&Timmerhaus",hal 496}) \\
 &= 3,9 \times 0,0164^{0,45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 49,9143^{0,13} \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1,0211 \text{ in} = 1 \text{ in} \\
 &= 0,0851 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi } D_i = 1 \text{ in sch } 40 \quad (\text{Geankoplis, App A.5 hal 892})$$

Sehingga diperoleh :

$$OD = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$ID = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{59,2113}{0,006} \\
 &= 9868,5490 \text{ ft/jam} \\
 &= 2,7413 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold (N}_{\text{Re}}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,08750 \times 9868,5490 \times 49,9143}{0,7738} \\
 &= 55700,579 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulent})
 \end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent roughness } (\epsilon) = 4,6\text{E-}05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\epsilon}{D} = 0,0005 \text{ m}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0051$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang pipa lurus} &= 150 \text{ ft} \\
 - \text{ elbow } 90^\circ &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Geankoplis, hal 93}) \\
 \text{L elbow} &= 35 \\
 &= 35 \times 1 \times 0,10958 \\
 &= 3,835 \text{ ft} \\
 - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 475 \\
 \text{L elbow} &= 475 \text{ ID} \\
 &= 475 \times 1 \times 0,10958 \text{ ft} \\
 &= 52,052 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\
 &= 150 + 3,835 + 52,052 +
 \end{aligned}$$

$$= 205,8875 \text{ ft} = 2470,65 \text{ in}$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0,0051 \times \frac{205,888}{0,0875} \times \frac{2,7413^2}{2 \times 32} \\ &= 5,6056 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0,75 \times \frac{2,7413^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0876 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Elbow 90°, 1 buah

$$\begin{aligned} K_f &= 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93}) \\ h_f &= K_f \frac{v^2}{2g_c} = 1 \times 0,75 \times \frac{2,7413^2}{2 \times 32,2} \\ &= 0,087585 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

4. Friksi pada Globe Valve 1 buah

$$\begin{aligned} K_f &= 9,5 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93}) \\ h_f &= K_f \frac{v^2}{2g_c} = 9,5 \times \frac{2,7413^2}{2 \times 32,2} \\ &= 1,109405 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. Ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - (A_2/A_1))^2 \\ &= (1 - 0)^2 = 1 \\ h_{ex} &= \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g_c} \\ &= \frac{1 \times 2,7413^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\ &= 0,116685 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} &= (\sum F) = 5,6056 + 0,0876 + 0,0876 + 1,1094 \\ &\quad + 0,11669 \\ &= 7,0068 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kesenjangan Mekanik

Hukum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 2,7413 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{2.6419^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32.174} + 30 \frac{32,2}{32,2} + \frac{0}{49,9143} + 5,6056 = -W_s$$

$$-W_s = 43,1201 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 75\% \text{ (fig.14-37 "Petters \& Timmerhause", hal.520)}$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$43,1201 = -75\% W_p$$

$$W_p = 57,4934 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 59,2113 \times 49,9143$$

$$= 2955,4930 \text{ lbm/jam}$$

$$= 0,8210 \text{ lbm/s}$$

$$\text{WHp} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 57,4934 \times 0,8210 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 0,0858 \text{ hp}$$

$$\text{BHp} = \frac{\text{WHp}}{\eta}$$

$$= \frac{0,0858}{0,75}$$

$$= 0,1144 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\% \text{ (fig. 14-38 "Petters \& Timmerhause", hal.521)}$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0,1144}{80\%}$$

$$= 0,1430 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	:	Untuk mengalirkan C ₂ H ₅ OH dari storage C ₂ H ₅ OH (F-111) menuju Tangki Pengencer (M-113)
Type	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah pompa	:	2 buah
Daya	:	1 Hp
Kapasitas	:	2955,4930 ft ³ /jam
Panjang pipa	:	2471 in = 62,755 m

3. Mixer (M-113)

Nama alat	:	Mixer
Kode alat	:	M-113
Fungsi	:	Untuk mencampur ethanol dan Air

Jumlah : 1 buah

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 90°

Perlengkapan : Pengaduk

Kondisi operasi :

- Temperatur = 30°C
- Tekanan = 1,0133 bar = 1 atm
- Waktu operasi = 1 jam
- Fase = liquid - liquid
- μ bahan masuk = 0,7738 lb/ft.s = 0,00052 cp
- Densitas campuran = 49,9143 lb/ft³

Direncanakan :

- Bahan konstruksi = C.S. SA 240 Grade M-Type 316
- Allowable stress (f) = 18750
- Pengelasan = double welded butt joint E = 0,8
- Faktor korosi = 1/16
- Bahan masuk = 1390,8754 kg/jam
= 3066,3240 lb/jam

Rancangan dimensi mixer

A. Menentukan volume mixer

Bahan masuk = 1390,8754 kg/jam
= 3066,324 lb/jam

ρ campuran = 49,9143 lb/ft³

Rate volumetrik = $\frac{\text{Bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$
= $\frac{3066,324 \text{ lb/jam}}{49,9143 \text{ lb/ft}^3}$
= 61,4317 ft³/jam

Volume liquid = 61,4317 ft³/jam x 1 jam = 61,43172

Volume ruang kosong untuk mixer : 20% V Total

Volume total = Volume liquid + Volume ruang kosong
= 61,4317177 ft³ + 20% V total

80% V total = 61,4317177 ft³

V total = 76,7896471 ft³

B. Menentukan dimensi vessel

1. Diameter Vessel

asumsi : $L_s = 1,5 \text{ di}$

Volume total = V tutup bawah + V silinder + V tutup atas

Volume total = $\frac{\pi \text{ di}^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times \text{di}^2 \times L_s + 0,0847 \text{ di}^3$

$76,7896 \text{ ft}^3 = \frac{3,14}{24} \times \frac{\text{di}^3}{1} + \frac{3,14}{4} \times \text{di}^2 \times 1,5 \cdot \text{di} + 0,0847 \text{ di}^3$

$$\begin{aligned}
76,7896 \text{ ft}^3 &= 1,3930 \text{ di}^3 \\
\text{di}^3 &= 55,1240557 \\
\text{di} &= 3,8058 \text{ ft} \\
&= 45,6697 \text{ in}
\end{aligned}$$

2. Menghitung volume liquid dalam silinder (Vls)

$$\begin{aligned}
Vls &= V \text{ liquid} - V \text{ tutup bawah} \\
&= 61,4317177 - \frac{\pi \text{ di}^3}{24 \tan 1/2\alpha} \\
&= 61,4317177 - \frac{3,14}{24} \times \frac{55,124056}{1} \\
&= 54,2197 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi liquid dalam silinder (L ls)

$$\begin{aligned}
L \text{ ls} &= \frac{V \text{ ls}}{(\pi/4) \times \text{di}^2} \\
&= \frac{54,2197}{(3,14/4) \times 45,6697} \\
&= 1,5124 \text{ ft} = 18,1485 \text{ in}
\end{aligned}$$

4. Menghitung tekanan design (Pi)

$$\begin{aligned}
P_i &= P_{\text{atm}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H_L - 1)}{144} \\
&= \frac{49,9143 \times (1,5124 - 1)}{144} \\
&= 0,1776 \text{ psia} \\
P_i &= 14,7000 \text{ psia} + 0,1776 \text{ psia} \\
&= 14,8776 \text{ psia} = 0,1776 \text{ psig}
\end{aligned}$$

5. Menghitung tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
ts &= \frac{P_i \cdot \text{di}}{2(f \cdot E - 0,6P_i)} + C \\
&= \frac{0,1776 \times 45,6697}{2(18750 \times 0,80 - 0,6 \times 0,1776)} + 1/16 \\
&= 0,0628 \\
&= \frac{1,0043}{16} \approx 3/16
\end{aligned}$$

standarisasi do

$$\begin{aligned}
do &= di + 2 \text{ ts} \\
&= 45,6697 + 2 \times 3/16 \\
&= 46,0447 \text{ in}
\end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

$$\text{standarisasi } d_o = 60 \text{ in}$$

$$d_i = d_o - 2 t_s$$

$$= 60 - 2 \times \frac{3}{16}$$

$$= 59,6250 \text{ in}$$

$$= 4,96875 \text{ ft}$$

cek hubungan L_s dengan d_i

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\pi d_i^3}{24 \tan 1/2 \alpha} + \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s + 0,0847 d_i^3 \\ 76,7896 \text{ ft}^3 &= \frac{3,14 \times 122,671}{24 \times 1} + \frac{3,14 \cdot 24,688 \cdot L_s}{4} \\ &\quad + 0,0847 \cdot 122,671 \\ 76,7896 \text{ ft}^3 &= 16,0494 + 19,3805 L_s + 10,39 \\ 76,7896 \text{ ft}^3 &= 26,4396611 + 19,3805 L_s \\ 50,3500 \text{ ft}^3 &= 19,3805 L_s \\ L_s &= 2,5980 \text{ ft} \\ \frac{L_s}{D} &= \frac{2,5980}{4,9688} = 0,5229 \end{aligned}$$

C. Menentukan dimensi tutup

1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 buku Brownell,

$$- r = 60$$

$$- i_{cr} = 1 \frac{7}{8}$$

$$- s_f = 2$$

Tebal tutup atas (t_{ha})

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,1 P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 18750 \times 0,1776 \times 59,6250}{2(0,80 - 0,1 \times 0,1776)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0628 \\ &= \frac{1,0050}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas (h_a)

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 \times d_i \\ &= 0,1690 \times 59,6250 \\ &= 10,0766 \text{ in} \\ &= 0,83972 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah

Tebal tutup bawah (t_{hb})

$$\begin{aligned}
thb &= \frac{\pi \cdot di}{2 \cos 1/2 \alpha (f \cdot E - 0,6 \pi)} + C \\
&= \frac{0,1776 \times 59,6250}{2 \times 0,7 \times 18750 \times 0,80 - 0,6 \times 59,625} + 1/16 \\
&= 0,0630 \\
&= \frac{1,0080}{16} \approx 3/16 \text{ in} \\
&= \frac{1/2 d}{\tan 1/2 \alpha} \\
&= \frac{29,8125}{1} \\
&= 29,8125 \text{ in} \\
&= 2,4844 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi mixer sebagai berikut:

- do = 60 in	- tha = 3/16 in
- di = 59,6250 in	- ha = 10,0766 in
- Ls = 31,1757 in	- thb = 3/16 in
- ts = 3/16	- hb = 29,8125 in
- tinggi mixer = tinggi (tutup atas + silinder + tutup bawah) + sf	
= 73,0649 in	
= 6,0887 ft	

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Untuk mencampurkan C ₂ H ₅ OH dan air
Jumlah tangki	= 2 buah
Bahan konstruksi	= C.S. SA 240 Grade M-Type 316
Volume tangki	= 76,7896 ft ³
Diameter dalam (di)	= 59,6 in
Diameter luar (do)	= 60,0 in
Tebal silinder (ts)	= $\frac{3}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	= 7,453125 ft ³
Tinggi Tangki (H)	= 73,0649 in
Tebal tutup atas (tha)	= $\frac{3}{16}$ in
Tinggi tutup atas (ha)	= 10,0766 in

4. Pompa sentrifugal (L-114)

Fungs : Untuk mengalirkan C₂H₅OH 80% dari Mixer (M-113) menuju Heater (E-115)

Type : Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14,7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₂ H ₅ OH	1072,482268	0,77	49,2885	38,0056
H ₂ O	318,3931732	0,23	61,8057	14,1483
Total	1390,875441	1,00	111,0942	52,1539

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{52,1539}{1,0000} = 52,1539 \text{ lb/ft}^3 = 835,4 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
C ₂ H ₅ OH	1072,482268	0,77	0,7862	0,6062
H ₂ O	318,3931732	0,23	0,5380	0,1232
Total	1390,875441	1,00	1,3243	0,7294

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi}$$

$$= \frac{0,7294}{1,0000} = 0,7294 \text{ lb/ft.s} = 2625,8 \text{ lb/ft.jam}$$

Rate aliran = 1390,875 kg/jam = 3066,32 lb/jam

PERHITUNGAN :**A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)**

$$Q = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho_{\text{bahan masuk}}} = \frac{3066,3}{52,1539} = 58,7938 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0163 \text{ ft}^3/\text{s} = 7,3302 \text{ gal/menit}$$

$$Di_{\text{optimum}} = 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus", hal 496)}$$

$$= 3,9 \times 0,0163^{0,45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 52,1539^{0,13} \text{ lb/ft}^3$$

$$= 1,0237 \text{ in} = 1 \text{ in}$$

$$= 0,0853 \text{ ft}$$

Standarisasi Di = 1 in sch 40 (Geankoplis, App A.5 hal 892)

Sehingga diperoleh :

$$OD = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$ID = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{58,7938}{0,006} \\ &= 9798,9657 \text{ ft/jam} \\ &= 2,7219 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}\text{Bilangan Reynold (N}_{Re}\text{)} &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,08750 \times 9798,9657 \times #####}{0,7294} \\ &= 61307,07 \geq 4000 \text{ (aliran turbulent)}\end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent roughness } (\epsilon) = 5E-05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\epsilon}{D} = 0,0005 \text{ m}$$

$$\text{Faktor friksi (f)} = 0,0051$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}- \text{ Panjang pipa lurus} &= 150 \text{ ft} \\ - \text{ elbow } 90^\circ &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Gean Koplis, hal 93}) \\ \text{L elbow} &= 35 \\ &= 35 \times 1 \times 0,10958 \\ &= 3,835 \text{ ft} \\ - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 475 \\ \text{L elbow} &= 475 \text{ ID} \\ &= 475 \times 1 \times 0,10958 \text{ ft} \\ &= 52,052 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa total (L)} &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\ &= 150 + 3,835 + 52,052 + \\ &= 205,8875 \text{ ft} = 2470,7 \text{ in}\end{aligned}$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0,0051 \times \frac{205,888}{0,0875} \times \frac{2,7219^2}{2 \times 32} \\ &= 5,5268 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2g_c} = 0,75 \frac{2,7219^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0864 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Elbow 90°, 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 1 \times 0,75 \times \frac{2,7219^2}{2 \times 32,2} = 0,08635 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Globe Valve 1 buah

$$K_f = 9,5 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 9,5 \times \frac{2,7219^2}{2 \times 32,2} = 1,093815 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Ekspansi

$$K_{ex} = (1 - (A_2/A_1))^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g_c} = \frac{1 \times 2,7219^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,115045 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Total friksi} = (\sum F) &= 5,5268 + 0,0864 + 0,0864 + 1,0938 \\ &+ 0,115 \\ &= 6,9084 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

F. Menentukan Kestimbangan Mekanik

Hukum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 2,7219 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kestimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{2,6419^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,174} + 30 \frac{32,2}{32,2} + \frac{0}{52,1539} + 5,5268 = -W_s$$

$$-W_s = 42,9357 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 75\% \quad (\text{fig.14-37 "Petters \& Timmerhause", hal.520})$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$42,9357 = -75\% W_p$$

$$W_p = 57,2476 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$\begin{aligned}
&= 58,7938 \times 52,1539 \\
&= 3066,3240 \text{ lbm/jam} \\
&= 0,8518 \text{ lbm/s} \\
\text{WHp} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
\text{WHp} &= 57,2476 \times 0,8518 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
\text{WHp} &= 0,0887 \text{ hp} \\
\text{BHp} &= \frac{\text{WHp}}{\eta} \\
&= \frac{0,0887}{0,75} \\
&= 0,1182 \text{ Hp} \\
\text{Efisiensi motor} &= 80\% \text{ (fig. 14-38 "Petters & Timmerhause", hal.521)} \\
\text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
&= \frac{0,1182}{80\%} \\
&= 0,1478 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	:	Untuk mengalirkan C_2H_5OH dari storage C_2H_5OH (F-111) menuju Tangki Pengencer (M-113)
Type	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah pompa	:	2 buah
Daya	:	1 Hp
Kapasitas	:	3066,3240 ft^3/jam
Panjang pipa	:	2471 in = 62,755 m

5. Heater Etanol (E-114)

Fungsi : Untuk memanaskan suhu bahan masuk reaktor dari 30°C sampai 60°C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,003 $\text{jam.ft}^2.\text{F/Btu}$
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 1390,8754 kg/jam = 3066,3240 lb/jam
- suhu bahan masuk (T_1) = 30°C = 86°F

- suhu bahan keluar (T_2) = $60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$
- kebutuhan steam (m) = $29,324911 \text{ kg/jam}$
= $64,649699 \text{ lb/jam}$
- panas yang dibawa steam (Q) = $15818,493 \text{ kkal/jam}$
= $6273,197 \text{ btu/jam}$
- suhu steam masuk (t_1) = $100^{\circ}\text{C} = 212^{\circ}\text{F}$
- suhu steam kondensat (t_2) = $100^{\circ}\text{C} = 212^{\circ}\text{F}$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
C ₂ H ₅ OH	1072,4823	0,80	49,2885	39,4308
H ₂ O	268,1206	0,20	61,8057	12,3611
Total	1340,6028	1,00	111,0942	51,7919

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i} = \frac{51,7919}{1} = 51,7919 \text{ lb/ft}^3 = 829,6 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.jam)	xi. μ i
C ₂ H ₅ OH	1072,4823	0,80	2,8303	2,2643
H ₂ O	268,1206	0,20	1,9370	0,3874
Total	1340,6028	1,00	4,7673	2,6517

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \mu_i}{\sum x_i} = \frac{2,6517}{1,0000} = 2,6517 \text{ lb/ft.s} = 0,0007366 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\Delta t_1 = t_1 - T_2 = 212 - 140 = 72^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_2 = t_2 - T_1 = 140 - 86 = 54^{\circ}\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{72 - 54}{\ln \frac{72}{54}} = \frac{18}{0,29} = 62,6^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t = Ft \times \Delta T_{\text{LMTD}} = 1 \times 62,6^{\circ}\text{F} = 62,6^{\circ}\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2)/2 = 113^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2) / 2 = 176 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 3 x 2" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 'kern", didapatkan :

$$\begin{aligned} a_{an} &= 2,93 \text{ in}^2 = 0,0203 \text{ ft}^2 \\ d_{op} &= 2,38 \text{ in} = 0,0165 \text{ ft}^2 \\ a'' &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ d_e &= 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft} \\ d_{ip} &= 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft} \\ d_{e'} &= 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft} \\ a_p &= 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)
1. Menghitung NRe $G_{ar} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{3066,3240 \text{ lb/jam}}{0,0203 \text{ ft}^2}$ $= 150699,8824 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 7,366\text{E-}04 \text{ lb.ft/jam}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times d_e}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{150699,8824 \times 0,1308}{0,0007366 \times 2,42}$ $= 11061107,34$ 2. JH = 600 (fig.28 "Kern" hal 838) 3. Menghitung harga koefisien film $CP = 0,3781 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ (Tabel 4 "Kern", hal.800) $k = 0,13 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$ $k (Cp \cdot \mu / k)^{1/3} = 0,0163$ $h_o / \phi_s = 74,87261$ $t_w = -8,36739 \text{ } ^\circ\text{F}$ (fig.3 "Kern", hal.825) $\mu_w = 0,04618 \text{ cP}$	1'. Menghitung Nre pipa $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{64,6497 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$ $= 2778,9721 \text{ lb/jam.ft}^2$ (fig.14 "Kern", hal.823) $\mu = 0,018 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times d_i}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{2778,9721 \times 0,1723}{0,018 \times 2,42}$ $= 10988,9337$ 2. JH = (JH tidak perlu dicari karena fluida air) 3' larga koefisien film perpindahan panas $h_{ic} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$

	(μ Pada suhu tw)	
φs =	0,56026	
ho =	41,948 Btu/jam.ft ² .°F	

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= \frac{41,948 \times 1500}{41,948 + 1500}$$

$$= 40,8068 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,003 = \frac{40,8068 - U_D}{40,8068 \times U_D}$$

$$0,00037 = 40,8068 - U_D$$

$$U_D = 40,7918 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t} = \frac{6273,1966}{40,7918 \times 62,5691} = 2,46 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{2,4579}{0,6220} = 3,952 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd _{over desain}
12	0,16	6	144	36,4416	0,0011	927,661	309219,29
16	0,12	5	160	40,4906	0,0010	1030,74	343578,01
20	0,10	4	160	40,4906	0,0010	1030,74	343578,01

Jadi, diambil over desain yang terkecil = 309219,295

L = 12 ft

n = 6 buah

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
1. Menghitung Nre dan friksi Nre = 11061107,34 (fig.26 "Kern", hal.836) f = 0,0001	1'. Menghitung Nre Nre = 10988,934 fig.26 "Kern", hal.836 f = 0,00015
2. Mencari ΔP karena panjang pipa ρ = 51,7919 lb _m /ft ³ ΔP _l = $\frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ = 0,0011 psi (fig.27 "Kern", hal.837)	2'. Menghitung ΔP pipa ρ = 51,7919 lb _m /ft ³ ΔP _p = $\frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho \cdot 1/2}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ = 0,0000000259 psi

$= 0,120 \text{ psi}$ $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = n.$ $= 0 \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$ 3. Mencari ΔP total pada pipa anulus $\Delta P_{an} = \Delta P + \Delta P_n$ $= 0,7211 \text{ psi}$ $\Delta P_{an} < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$	$\Delta P_p < \Delta P \text{ tetapan (memenuhi)}$
--	--

Spesifikasi Heater

Fungsi	: Untuk memanaskan etanol yang akan menuju reaktor
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 1390,8754 kg/jam = 3066,3240 lb/jam
Rate steam	: 29,3249 kg/jam = 64,6497 lb/jam
Jumlah hair pin	: 6 buah
Diameter luar pipa	: 2,38 in = 0,1983 ft
Diameter dalam pipa	: 2,07 in = 0,1723 ft
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 2 buah

5. Ekspander (G-116)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas dari 6,3 atm menjadi 1,2 atm.

Tipe : Multi Stage reciprocating ekspander

Data Kondisi :

* P_1 = Tekanan masuk ekspander 6,3 atm = 13335,92 lb/ft²

* P_2 = Tekanan keluar ekspander 1 atm = 2116,8127 lb/ft²

*M(laju alir massa) = 6603,473 Kg/jam = 14558,2 lb/jam

Perhitungan :

ρ bahan = 97,9470 lb/ft³

Menghitung kerja yang dihasilkan ekspander :

$$Ws = \eta \frac{m \cdot \Delta P}{\rho_{\text{bahan}}}$$

$\eta = 70\text{-}80\%$ (Ulrich, hal 90)

Diambil $\eta = 75\%$

$$\begin{aligned} W_s &= 75\% \frac{14558,24 \text{ lb/jam} \times (13336 - 2116,8) \text{ lb/ft}^2}{97,9470 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1250655 \text{ lb.ft/jam} \\ &= 1250655 \text{ lb.ft/jam} \times \frac{\text{Btu}}{778,17 \text{ lb.ft}} \\ &= 1607,174 \times \text{Btu/jam} \times 0,0002391 \text{ Kw/Btu.jam}^{-1} \\ &= 0,38428 \text{ Kw} \times \frac{\text{Hp}}{1 \text{ Kw}} \end{aligned}$$

$$= 0,51532 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 81\% \text{ (Fig.14-38, Peters \& Timmerhaus, hal 521)}$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Hp}}{\eta_{\text{motor}}}$$

$$= \frac{0,51532}{81\%}$$

$$= 0,636199 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi : menurunkan tekanan gas dari 6,3 atm ke 1 atm
Tipe : Multi Stage reciprocating expander
Bahan Konstruksi : Carbon Steel
Massa Laju alir : 14558,2 lb/jam
Daya : 1 Hp
Jumlah : 2 buah

6. Reaktor (R-110)

Perancangan alat utama Bab VI (Prima Anggraini 1514904)

7. Pompa sentrifugal (L-112)

Fungs : Untuk mengalirkan hasil keluaran bawah reaktor (R-110) menuju Kristalizer (X-120)\

Type : Pompa sentrifugal

Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon steel

Jumlah = 2 buah

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 60 °C

Tekanan (P) = 1 atm = 14,7 psia = 0 psig

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
Cl ₃ CCH(OH) ₂	3976,02427	0,90	119,1227	107,6879
H ₂ O	422,190643	0,10	61,8057	5,9328
Total	4398,21491	1,00	180,9284	113,6207

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} = \frac{113,6207}{1,0000} = 113,621 \text{ lb/ft}^3 = 1820 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.s)	xi. μ i
Cl ₃ CCH(OH) ₂	3976,02427	0,90	0,7738	0,6995
H ₂ O	422,190643	0,10	0,5380	0,0516
Total	4398,21491	1,00	1,3118	0,7512

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} = \frac{0,7512}{1,0000} = 0,7512 \text{ lb/ft.s} = 2704,2 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rate aliran} = 4398,215 \text{ kg/jam} = 9696,3 \text{ lb/jam}$$

PERHITUNGAN :

A. Menghitung Rate Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho_{\text{bahan masuk}}} = \frac{9696,3}{113,621} = 85,3392 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0237 \text{ ft}^3/\text{s} = 10,6398 \text{ gal/menit}$$

$$D_{i_{\text{optimum}}} = 3,9 Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers.15 "Petters\&Timmerhaus", hal 496)}$$

$$= 3,9 \times 0,0237^{0,45} \text{ ft}^3/\text{s} \times 113,621^{0,13} \text{ lb/ft}^3$$

$$= 1,3395 \text{ in} = 1 \text{ in}$$

$$= 0,1116 \text{ ft}$$

$$\text{Standarisasi Di} = 1 \text{ in sch 40 (Geankoplis, App A.5 hal 892)}$$

Sehingga diperoleh :

$$OD = 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$ID = 1,05 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

B. Menentukan Kecepatan Aliran Fluida (v)

$$\text{Kecepatan aliran fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{85,3392}{0,006}$$

$$= 14223,201 \text{ ft/jam}$$

$$= 3,9509 \text{ ft/s}$$

C. Menentukan Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) &= \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,08750 \times 14223,201 \times 113,621}{0,7512} \\ &= 188246,36 \geq 4000 \quad (\text{aliran turbulent})\end{aligned}$$

Dari fig. 2.10-3 "Geankoplis" hal. 88 :

$$\text{Equivalent roughness } (\epsilon) = 4,6E-05 \text{ m}$$

$$\text{Relative roughness } \frac{\epsilon}{D} = 0,0005 \text{ m}$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0,0048$$

$$\alpha = 1$$

D. Menentukan Panjang Pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}- \text{ Panjang pipa lurus} &= 150 \text{ ft} \\ - \text{ elbow } 90^\circ &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Geankoplis, hal 93}) \\ \text{L elbow} &= 35 \\ &= 35 \times 1 \times 0,10958 \\ &= 3,835 \text{ ft} \\ - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 475 \\ \text{L elbow} &= 475 \text{ ID} \\ &= 475 \times 1 \times 0,10958 \text{ ft} \\ &= 52,052 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa total } (L) &= \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{globe valve} \\ &= 150 + 3,835 + 52,052 + \\ &= 205,8875 \text{ ft} = 2470,65 \text{ in}\end{aligned}$$

E. Menentukan Friction Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}F_f &= 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0,0048 \times \frac{205,888}{0,0875} \times \frac{3,9509^2}{2 \times 32} \\ &= 10,9592 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$\begin{aligned}h_c &= K_c \frac{v^2}{2g_c} = 1 \times \frac{3,9509^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,1819 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

3. Elbow 90° , 1 buah

$$K_f = 1 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 1 \times 1 \times \frac{3,9509^2}{2 \times 32,2}$$

$$= 0,181935 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Globe Valve 1 buah

$$K_f = 9,5 \quad (\text{Tabel 2.10-1 "Geankoplis" hal. 93})$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 10 \times \frac{3,9509^2}{2 \times 32,2}$$

$$= 2,304508 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Ekspansi

$$K_{ex} = (1 - (A_2/A_1))^2$$

$$= (1 - 0)^2 = 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} \times v^2}{2 \alpha g_c}$$

$$= \frac{1 \times 3,9509^2}{2 \times 1 \times 32}$$

$$= 0 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total friksi} = (\sum F) = 10,9592 + 0,1819 + 0,1819 + 2,3045$$

$$+ 0,24238$$

$$= 13,8699 \text{ lbf.ft/lbm}$$

F. Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Hukum Bernoulli

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ lb/ft}^2$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampungan})$$

$$v_2 = 3,9509 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

Sehingga kesetimbangan mekanik :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_s$$

$$\frac{2.6419^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32.174} + 30 \frac{32,2}{32,2} + \frac{0}{113,621} + 10,9592 = -W_s$$

$$-W_s = 56,5687 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 75\% \quad (\text{fig.14-37 "Petters \& Timmerhause", hal.520})$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$56,5687 = -75\% W_p$$

$$W_p = 75,4249 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 85,3392 \times 113,621$$

$$= 9696,3046 \text{ lbm/jam}$$

$$= 2,6934 \text{ lbm/s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{WHP} &= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHP} &= 75,4249 \times 2,6934 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}} \\
 \text{WHP} &= 0,3694 \text{ hp} \\
 \text{BHP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0,3694}{0,75} \\
 &= 0,4925 \text{ Hp} \\
 \text{Efisiensi motor} &= 80\% \text{ (fig. 14-38 "Petters & Timmerhause", hal.521)} \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,4925}{80\%} \\
 &= 0,6156 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi	:	Untuk mengalirkan C ₂ H ₅ OH dari storage C ₂ H ₅ OH (F-111) menuju Tangki Pengencer (M-113)
Type	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	Carbon Steel
Jumlah pompa	:	1 buah
Daya	:	1 Hp
Kapasitas	:	9696,3046 ft ³ /jam
Panjang pipa	:	2471 in = 62,755 m

8. Cooler (E-118)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu keluaran reaktor dari 60 °C menjadi 20 °C

Type : Double pipa heat exchanger

Direncanakan :

- faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,003 jam.ft².°F/Btu
- penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2 psi

Kondisi operasi :

- massa bahan masuk (W) = 4398,2149 kg/jam = 9696,3046 lb/jam
- suhu bahan masuk (T₁) = 60 °C = 140 °F
- suhu bahan keluar (T₂) = 20 °C = 68 °F
- kebutuhan pendingin (m) = 74631,989 kg/jam
= 164533,68 lb/jam
- panas yang diserap pendingin (= 560635,5 kkal/jam
= 222333,24 btu/jam

- suhu pendingin masuk (t_1) = 0 °C = 32 °F
- suhu pendingin keluar (t_2) = 15 °C = 59 °F

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi. ρ i
Cl ₃ CCH(OH) ₂	3976,0243	0,90	119,1227	107,688
H ₂ O	422,1906	0,10	61,8057	5,9328
Total	4398,2149	1,00	180,9284	113,621

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho_i}{\sum xi} = \frac{113,62}{1} = 113,62 \text{ lb/ft}^3 = 1820 \text{ kg/m}^3$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (lb/ft.jam)	xi. μ i
Cl ₃ CCH(OH) ₂	3976,0243	0,90	3,2035	2,8960
H ₂ O	422,1906	0,10	1,9370	0,1859
Total	4398,2149	1,00	5,1405	3,0819

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu_i}{\sum xi} = \frac{3,0819}{1,0000} = 3,0819 \text{ lb/ft.s} = 0,0008561 \text{ lb/ft.jam}$$

Perhitungan :

a. Menghitung Δt

$$\Delta t_1 = t_1 - T_2 = 32 - 68 = -36 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = t_2 - T_1 = 68 - 140 = -72 \text{ } ^\circ\text{F}$$

maka,

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{-36 - (-72)}{\ln \frac{-36}{-72}} = \frac{36}{-0,7} = -52 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = Ft \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times -52 \text{ } ^\circ\text{F} = -52 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Menghitung Suhu Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = (T_1 + T_2)/2 = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_1 + t_2)/2 = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 3 x 2" IPS sch.40 dengan aliran steam di bagian pipa. dari tabel 6.2 hal.110 dan tabel 11 hal. 844 "kern", didapatkan :

$$a_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,0203 \text{ ft}^2$$

$$dop = 2,38 \text{ in} = 0,0165 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 a'' &= 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 de &= 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft} \\
 dip &= 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft} \\
 de' &= 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft} \\
 a_p &= 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Anulus (Bahan)	Bagian Pipa (steam)
1. Menghitung NRe $G_{ar} = \frac{W}{a_{an}}$ $= \frac{9696,3046 \text{ lb/jam}}{0,0203 \text{ ft}^2}$ $= 476541,9322 \text{ lb/jam.ft}^2$ $\mu = 8,561E-04 \text{ lb.ft/jam}$ $Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{150699,8824 \times 0,1308}{0,0007366 \times 2,42}$ $= 30094363,27$ 2. JH = 600 (fig.28 "Kern" hal 838) 3. Menghitung harga koefisien film $CP = 0,3781 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ (Tabel 4 "Kern", hal.800) $k = 0,13 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F/ft}$ $k (Cp.\mu/k)^{1/3} = 0,0172$ $ho/\phi_s = 78,72093$ $tw = -2,49319 \text{ }^\circ\text{F}$ (fig.3 "Kern", hal.825) $\mu_w = 0,04618 \text{ cP}$ (μ Pada suhu tw) $\phi_s = 0,57218$ $ho = 45,0423 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$	1'. Menghitung Nre pipa $G_p = \frac{M}{a_p}$ $= \frac{164533,68 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$ $= 7072492,6 \text{ lb/jam.ft}^2$ (fig.14 "Kern", hal.823) $\mu = 0,018 \text{ (Pada suhu } T_c)$ $Nre_p = \frac{G_p \times di}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{2778,9721 \times 0,1723}{0,018 \times 2,42}$ $= 27966870$ 2. JH = (JH tidak perlu dicari karena fluida air) 3. Harga koefisien film perpindahan panas $h_{ic} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$

d. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$U_C = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= \frac{45,0423 \times 1500}{45,0423 + 1500}$$

$$= 43,7292 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

e. Mencari dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$0,003 = \frac{43,7292 - U_D}{43,7292 \times U_D}$$

$$0,00039 = \frac{43,7292 - U_D}{43,7120 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}}$$

$$U_D = 43,7120 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t} = \frac{222333,2412}{43,7120 \times -51,937} = (97,9) \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{-97,9325}{0,6220} = -157,45 \text{ ft}$$

f. Mencari panjang ekonomis

L (ft)	n	n _{pake}	L _{baru}	A _{baru}	UD _{baru}	Rd _{baru}	Rd over desain
12	0,16	6	144	36,4416	0,0011	927,661	309219,29
16	0,12	5	160	40,4906	0,0010	1030,74	343578,01
20	0,10	4	160	40,4906	0,0010	1030,74	343578,01

Jadi, diambil over desain yang terkecil = 309219,295

L = 12 ft

n = 6 buah

Evaluasi ΔP	
Bagian Anulus	Bagian Pipa
1. Menghitung Nre dan friksi Nre = 30094363,27 (fig.26 "Kern", hal.836) f = 0,0001 2. Mencari ΔP karena panjang pipa ρ = 113,6207 lb_m/ft³ $\Delta P_1 = \frac{4 \cdot f \cdot G_{an}^2 \cdot L \cdot \rho}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot de' \cdot 144}$ = 0,0050 psi (fig.27 "Kern", hal.837) = 0,120 psi $\left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144} = n.$ $= 0 \left[\frac{v^2}{2gc} \right] \frac{\rho}{144}$	1'. Menghitung Nre Nre = 27966869,99 fig.26 "Kern", hal.836 f = 0,00015 2'. Menghitung ΔP pipa ρ = 113,6 lb_m/ft³ $\Delta P_p = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot \rho \cdot 1/2}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot di \cdot 144}$ = 0,07661293 psi ΔP_p < ΔP tetapan (memenuhi)

3. Mencari ΔP total pada pipa anulus	
$\Delta P_{an} = \Delta P + \Delta P_n$	
$= 0,7250 \text{ psi}$	
$\Delta P_{an} < \Delta P$ tetapan (memenuhi)	

Spesifikasi Cooler

Fungsi	: Untuk mendinginkan suhu produk bawah dari Reaktor (R-110) yang akan menuju kristalizer
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 4398,2149 kg/jam = 9696,3046 lb/jam
Rate steam	: 74632,0 kg/jam = 164533,68 lb/jam
Jumlah hair pin	: 6 buah
Diameter luar pipa	: 2,38 in = 0,1983 ft
Diameter dalam pipa	: 2,07 in = 0,1723 ft
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 2 buah

9. KRISTALISER (X-124)

Fungsi	: Untuk membentuk $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$
Tipe	: Swenson-Walker Crystallizer
Bahan	: Carbon Steel
Kondisi operasi	:

Dasar Perancangan:

Rate larutan masuk (M)	= 4.398,2149 kg/jam
	= 9.696,4548 lb/jam
	= 2,6935 lb/s

Menentukan ρ campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ lb/ft ³	xi pi
$\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$	3976,02	0,90401	119,123	107,688
H_2O	422,1906	0,09599	61,3837	5,8923
Jumlah	4398,2149	1,00000	180,506	113,580

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i}$$

$$= \frac{113,5802}{1} = 113,58024 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetric } Q = \frac{M}{\rho} = \frac{2,6935 \text{ lb/s}}{113,58024 \text{ lb/ft}^3} = 0,024 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,177 \text{ gal/s}$$

$$= 10,6443 \text{ gal/m}$$

Suhu larutan masuk kristalizer operasi = 20 °C = 68 °F

Suhu larutan keluar kristalizer operasi = 15 °C = 59 °F

Suhu air pendingin masuk = 0 °C = 32 °F

Suhu air pendingin keluar = 15 °C = 59 °F

A. Menghitung ΔT_{LMTD}

- $t_1 = 0$ °C = 32 °F

- $t_2 = 15$ °C = 59,0 °F

- $T_1 = 20$ °C = 68,0 °F

- $T_2 = 15$ °C = 59,0 °F

$\Delta t_1 = 68$ °F - 59,0 °F = 9 °F

$\Delta t_2 = 59$ °F - 32,0 °F = 27 °F

$$\begin{aligned} \text{Trial } \Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \\ &= \frac{9 - 27}{\ln \frac{9}{27}} = \frac{-18}{\ln 0,3333} = 16,38 \text{ °F} \end{aligned}$$

Dimensi Swenson-Walker (Badger & Banchero, Hal 524)

Diameter (D) = 24 in = 2 ft

Panjang (p) = (10 - 40) ft, diambil panjang tangki kristal 36 ft

Putaran pengaduk = (5-30) rpm, diambil 15 rpm

B. Menentukan jumlah kristalizer berdasarkan perpindahan panas

Range $U_D = (5-75)$ btu/jam.ft²/°F (Kern tabel 8, hal 840)

Diambil $U_D = 75$ btu/jam.ft²/°F

Panas (Q) = 948366,2115 kkal/jam = 3763420,604 btu/jam

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{3763420,6043 \text{ btu/jam}}{75 \text{ btu/jam.ft}^2/\text{°F} \times 16,3843 \text{ °F}} = 3062,6223 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$A = \frac{1}{2} \times \pi \times D \times L$$

$$A = \frac{1}{2} \times 3,14 \times 2 \times L$$

$$L = \frac{3062,6223 \text{ ft}^2}{\frac{1}{2} \times 3,14 \times 2 \text{ ft}} = 975,35742$$

$$\text{Jumlah Kristalizer yang dibutuhkan} = \frac{L}{\text{panjang}} = \frac{0}{0} = ##### \approx 1$$

C. Menentukan power kristalizer

Volume liquid = Rate Volumetric

$$= 0,0237 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 85,3710 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal dalam kristaliser = 1 jam

$$\text{Volume bahan} = 85,3710 \times 1 \text{ jam} = 85,3710 \text{ ft}^3$$

Maka, power pengaduk pada Swenson-Walker Kristaliser

Power yang digunakan adalah 16 Hp tiap 1000 ft³ bahan (Hugot, hal 694)

$$\text{Power Kristaliser} = \frac{85,3710}{1000} \times 16 \text{ Hp} = 1,3659 = 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat:

Nama Alat : Kristaliser
 Fungsi : Untuk membentuk kristal
 Type : Swenson-Walker Crystallizer
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel
 Diameter (D) : 0 ft = 0 in
 Panjang (L) : 0 ft = 0 in
 Putaran Pengaduk : 0 rpm
 Daya : 2 hp
 Jumlah : 1 buah

10 CENTRIFUGE (H-125)

Fungsi : Untuk memisahkan Cl₃ CCH(OH) dari larutan sisa

Type : Disk-Centrifuge Bowl

Bahan : Carbon Steel

Dasar Perancangan:

$$\begin{aligned} \text{Rate larutan masuk (M)} &= 4.050,2964 \text{ kg/jam} \\ &= 8.929,4217 \text{ lb/jam} \\ &= 2,4804 \text{ lb/s} \end{aligned}$$

Menentukan ρ campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ lb/ft ³	xi pi
Cl ₃ CCH(OH) ₂	3976,02	0,98166	119,123	116,938
H ₂ O	74,2721	0,01834	61,8057	1,1334
Jumlah	4050,2964	1,00000	180,928	118,072

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum xi \cdot \rho_i}{\sum xi} \\ &= \frac{118,0716}{1} = 118,07164 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric Q} &= \frac{M}{\rho} = \frac{2,4804 \text{ lb/s}}{118,07164 \text{ lb/ft}^3} = 0,021 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,157 \text{ gal/s} \\ &= 9,4294 \text{ gal/m} \end{aligned}$$

Maka dari Perry's table 19-29 hal 19-89, untuk rate antara 5-50 gpm didapatkan spesifikasi sebagai berikut:

Spesifikasi Alat:

Nama Alat	:	<i>Centrifuge</i>
Fungsi	:	Untuk memisahkan $\text{Cl}_3\text{CCH}(\text{OH})_2$ dari larutan sisa
Type	:	Disk-Centrifuge Bowl
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Kapasitas maksimum	:	50 gpm
Diameter Bowl	:	13 in
Putaran	:	7500 rpm
Maks.centrifugal force	:	10400
Power	:	6 hp
Jumlah	:	1 buah

11. BELT CONVEYOR (J-122)

Fungsi : Mengangkut produk kristal trikloroasetaldehid monohidrat dari sentrifuse menuju hammer mill

Tipe : *Flat Belt On Continous Plate*

Dasar Perancangan:

Kapasitas bahan = 3787,8788 kg/jam = 8350,8869 lb/jam = 4 ton/jam

Densitas = 1,9081 g/cm³ = 119,12 lb/ft³

Perhitungan :

Kapasitas belt yang ditetapkan = 4 ton/jam

Lebar = 14 in = 35 cm

Panjang = 30 m = 98,4 ft

Kemiringan = 20°

Kecepatan belt = 30,5 m/min (*Perry ed. 7 tabel 21-7*)

Menentukan power motor :

$$\text{HP} = \frac{F(L + L_o)(T + 0,03Ws) + T_x \Delta Z}{990} \quad (\text{G.G. Brown hal : 57})$$

Dimana :

F = faktor friksi (= 0.05) untuk plan bearing

L = panjang conveyer (ft)

L_o = 100 ft untuk plan bearing

S = kecepatan bucket

T = rate material (ton/jam)

ΔZ = kenaikan elevasi material = 6 m = 20 ft

W = berat bagian yg bergerak = 1 lb/in lebar = 39,6 lb/in lebar

Sehingga :

$$HP = \frac{0,05 \times (98,42 + 100) \times (4 + 0,03 \times 100 \times \frac{39,6}{990}) + 4 \times 20}{990}$$

$$HP = 1,3050 \text{ hp}$$

$$\text{Digunakan } r_1 \text{ motor} = 80 \%$$

$$\text{Power motor} = \frac{1,3050}{80 \%} = 1,6313 \text{ hp} = 1,6 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Nama	:	Belt Conveyor
Type	:	Troughed belt conveyor
Kapasitas	:	3787,8788 kg/jam
Dimensi	:	Panjang = 30 m = 98,42 ft
	:	Lebar = 14 in = 35 cm
Power motor	:	1,6 hp
Jumlah	:	1 buah
Kecepatan	:	100 ft/menit = 30,5 m/menit

13. HAMMER MILL (H-123)

Fungsi : Untuk memperkecil ukuran kristal trikloroasetaldehyd monohidrat menjadi 60 mesh

Type : Crusher

Dasar Perancangan:

$$\text{Kapasitas bahan} = 3787,8788 \text{ kg/jam} = 8350,8869 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1,9081 \text{ g/cm}^3 = 119,12 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{8350,8869}{119,1185} = 70,1057 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,9852 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Power yang dikonsumsi} &= 1 \times m^{0,88} \times 35 \\ &= 1 \times 1,9852^{0,88} \times 35 \\ &= 63,9927 \text{ kW} = 85,8 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

Nama	:	Hammer Mill
Fungsi	:	Untuk memperkecil ukuran kristal trikloroasetaldehyd monohidrat
Kapasitas	:	8350,8869 lb/jam

Daya : 85,82 hp
 Jumlah : 1 buah

14. SCREEN (C-124)

Fungsi : Menyeragamkan ukuran kristal trikloroasetaldehid monohidrat
 Tipe : Vibrating screen

Dasar Perancangan :

Kapasitas bahan = 3787,8788 kg/jam = 4 ton/jam = 8350,887
 Densitas = 1,9081 g/cm³ = 119,12 lb/ft³
 Ukuran = 4 mesh-325 mesh (Perry edisi 7, fig. 19-14)
 Diameter kawat = 0,18 mm (Perry edisi 7, table 19-6)
 Sieve opening = 0,25 mm

Perhitungan :

$$\begin{aligned} F_{oa} &= 100\% \times \left(\frac{a}{a + d} \right)^2 && (Perry edisi 7, pers. 21-5) \\ &= 100\% \times \left(\frac{0,25}{0,25 + 0} \right)^2 \\ &= 33,8\% \end{aligned}$$

$$A = \frac{0,4 \text{ Ct}}{C_u \times F_{ao} \times F_s} \quad (Perry edisi 7, pers. 19-7)$$

Dimana :

A : Luas screen
 Ct : Rate bahan masuk = 3,7879 ton/jam
 Cu : Kapasitas unit = 0,5 ton/jam.ft²
 Foa : Luas bukaan (%) = 33,8% (Perry edisi 7, fig. 19-21)
 Fs : Luas faktor slot = 1

$$A = \frac{0,4 \times 3,7879 \text{ ft}^2}{0,5 \times 33,8\% \times 1} \quad (Perry edisi 7, table 19-7)$$

$$\begin{aligned} &= 8,9648 \text{ ft}^2 \\ &= 1290,9 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi peralatan :

Tipe : Vibrating screen
 Fungsi : Menyeragamkan ukuran kristal trikloroasetaldehid monohidrat sebesar 60 mesh
 Kapasitas : 3787,8788 kg/jam
 Sieve opening : 0,25 mm
 Diameter wire : 0,18 mm

Luas ayakan : 8,9648 ft²
 Getaran : 30 vibrasi/menit
 Jumlah : 1 buah

15. BELT CONVEYOR (J-125)

Fungsi : Mengangkut produk kristal trikloroasetaldehid monohidrat menuju ke bucket elevator

Tipe : Flat Belt On Continous Plate

Dasar Perancangan:

Kapasitas bahan = 3787,8788 kg/jam = 8350,8869 lb/jam = 4
 Densitas = 1,9081 g/cm³ = 119,12 lb/ft³

Perhitungan :

Kapasitas belt yang ditetapkan = 4 ton/jam
 Lebar = 14 in = 35 cm
 Panjang = 30 m = 98,4 ft
 Kemiringan = 20°
 Kecepatan belt = 30,5 m/min (Perry ed. 7 tabel 21-7)

Menentukan power motor :

$$HP = \frac{F(L + L_o)(T + 0,03Ws) + T \times \Delta Z}{990} \quad (G.G. Brown hal : 57)$$

Dimana :

F = faktor friksi (= 0.05) untuk plan bearing
 L = panjang conveyor (ft)
 L_o = 100 ft untuk plan bearing
 S = kecepatan bucket
 T = rate material (ton/jam)
 ΔZ = kenaikan elevasi material = 6 m = 20 ft
 W = berat bagian yg bergerak = 1 lb/in lebar = 39,6 lb/in lebar

Sehingga :

$$HP = \frac{0,05 \times (98,42 + 100) \times (4 + 0,03 \times 100 \times 39,6) + 4 \times 20}{990}$$

$$HP = 1,3050 \text{ hp}$$

Digunakan r₁ motor = 80 %

$$\text{Power motor} = \frac{1,3050}{80 \%} = 1,6313 \text{ hp} = 1,6 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

Nama : Belt Conveyor
 Type : Troughed belt conveyor
 Kapasitas : 3787,8788 kg/jam
 Dimensi : Panjang = 30 m = 98,42 ft
 : Lebar = 14 in = 35 cm
 Power motor : 1,6 hp
 Jumlah : 1 buah
 Kecepatan : 100 ft/menit = 30,5 m/menit

16. BUCKET ELEVATOR (J-126)

Fungsi : Mengangkut produk trikoloroasetaldehid monohidrat ke atas bin
 Tipe : Centrifugal-Discharge Buckets

Dasar Perancangan:

Kapasitas bahan : 3787,88 kg/jam = 3,7879 ton/jam = ##### ton/hari
 Densitas (ρ) : 1,9081 g/cm³ = 119,119 lb/ft³

Perhitungan

Kapasitas = 14 ton/jam
 Tinggi elevasi = 25 ft (Perry ed. 7, tabel 21-8)
 Kecepatan bucket = 225 ft/min
 Bucket spacing = 12 in
 Ukuran bucket = 6 x 4 x 4,25 in
 Kecepatan bucket = $\frac{3787,8788}{14} \times 225 = 60877$ ft/min

Power dihitung dengan rumus :

$$\text{Power (P)} = \frac{Q \times 2 \times h}{1000}$$

Dimana :

P = jarak tempuh bucket

h = tinggi elevasi

Q = kapasitas (ton/hari)

$$\text{Power (P)} = \frac{90,9091 \times 2 \times 25}{1000} = 4,5455 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Hp motor} &= \frac{4,5455}{80\%} \text{ hp} \\
 &= 5,6818 \text{ hp} \approx 6 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	=	Mengangkut produk trikloroasetaldehid monohidrat ke atas bin
Tipe	=	Centrifugal-Discharge Buckets
Kapasitas	=	3,7879 ton/jam
Tinggi elevasi	=	25 ft
Kecepatan bucket	=	60876,6236 ft/min
Bucket spacing	=	12 in
Ukuran bucket	=	6 x 4 x 4,25 in
Daya motor	=	6 hp
Jumlah	=	1 buah

17. BIN PRODUK (F-127)

Fungsi : Untuk menampung produk trikloroasetaldehid monohidrat sebelum masuk mesin pengemas

Type : Tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk conis dengan sudut 120°

Dasar Perancangan:

- Massa bahan masuk = 3598,4849 kg/jam = 7933,343 lb/jam
- Suhu = 30 °C
- Densitas (ρ) = 1,9081 g/cm³ = 119,12 lb/ft³
- Direncanakan bin digunakan untuk menampung selama 1 jam

Perhitungan:

a. Menentukan diameter tangki

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{7933,3427}{119,1185} = 66,6004 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 66,6004 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume produk mengisi 80% dari volume bin, maka

$$V \text{ bin} = \frac{\text{Volume produk}}{80\%} = \frac{66,6004}{80\%} = 83,2505 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi } L_s = 1,5 \text{ D}$$

$$V \text{ bin} = \frac{\pi \times d_i^3}{24 \times \tan \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s$$

$$83,2505 = 0,408803 d_i^3 + \frac{3,14}{4} \times d_i^2 \times 1,5 d_i$$

$$83,2505 = 0,4088 d_i^3 + 1,1775 d_i^3$$

$$83,2505 = 1,5863 d_i^3$$

$$d_i^3 = 52,4809 \text{ ft}$$

$$d_i = 3,74 \text{ ft} = 44,9278 \text{ in}$$

b. Menentukan tekanan design

$$\begin{aligned}
 \text{Volume produk dalam shell} &= \text{Volume produk} - \text{Volume conis} \\
 &= 83,2505 - \frac{\pi \times d_i^3}{24 \times \tan \frac{1}{2} \alpha} \\
 &= 83,2505 - 0,4088 \times 3,744^3 \\
 &= 83,2505 - 21,454 \text{ ft}^3 \\
 &= 61,7962 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi liquid dalam shell} &= \frac{\text{Volume produk dalam shell}}{\frac{1}{4} \pi \times d_i^2} \\
 &= \frac{61,7962 \text{ ft}^3}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times 3,74^2} = 5,616 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} = \text{psig}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho (H-1)}{144}$$

$$= \frac{119,1185 \times (5,62 - 1)}{144} = 3,8184 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14,7 + 3,8184 = 18,5184 \text{ psia} = 3,8184 \text{ psig}$$

c. Menentukan tebal silinder tangki (ts)

Bahan : Carbon steel SA 240 Grade M type 316

Allowable stress (f) = 18750

$$\text{Faktor korosi (C)} = \frac{1}{16} \quad (\text{Brownell \& Young 342, Ulrich 342})$$

Type pengelasan = Double Welded but join, E = 0,8

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times d_i}{2 (f E - 0,6 P_i)} + C \\
 &= \frac{18,5184 \times 44,93}{2 (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 18,5184)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,090254 \times \frac{16}{16} = \frac{1,4441}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi do:

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 44,9278 + 2 \times \left(\frac{3}{16} \right) \\
 &= 45,3028 \text{ in} = 3,7752 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$Do = 48 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 5.7 hal 91})$$

$$Icr = 3 \frac{1}{4}$$

$$r = 54$$

Menentukan harga di baru

$$di = do - 2 \text{ ts}$$

$$= 48 - 2 \times \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 47,6250 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

$$V_{\text{bin}} = \frac{\pi \times di^3}{24 \times \tan \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls$$

$$83,2505 = 0,4088 \times 3,9688^3 + \frac{3,14}{4} \times 3,9688^2 \times Ls$$

$$83,2505 = 25,5549 + 12,3645 Ls$$

$$57,6956 = 12,3645 Ls$$

$$Ls = \frac{57,6956}{12,3645} = 4,6662$$

$$\frac{Ls}{di} = \frac{4,6662}{3,9688} = 1,1757 < 1,5 \text{ memenuhi}$$

d. Menentukan tebal tutup bawah berbentuk conis

$$\begin{aligned} thb &= \frac{Pi \times di}{2 (fE - 0,6 Pi) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\ &= \frac{18,518 \times 3,9688}{2 (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 18,5184) \cos 60^\circ} + \frac{1}{16} \\ &= \frac{73,4948}{2 \times (14988,8890) \times 0,5} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0674 \times \frac{16}{16} = \frac{1,0785}{16} \text{ in} = \frac{1}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \end{aligned}$$

e. Menentukan tinggi bin

$$\text{Tinggi shell} = Ls = 4,6662 \text{ ft} = 55,9947 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup bawah(hb)

$$hb = \frac{\frac{1}{2} di}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = \frac{\frac{1}{2} \times 47,6250}{\tan \frac{1}{2} 120} = \frac{95,25}{1,73205} \text{ ft} = 54,9926 \text{ in}$$

$$= 4,5827 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi bin} = \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup bawah}$$

$$= 55,9947 + 54,9926$$

$$= 110,9873 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat:

Nama : Bin Produk

Type : Tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk conis dengan sudut 120°

Dimensi : $d_i = 47,6250 \text{ in}$
 $t_{hb} = \frac{3}{16} \text{ in}$ $t_s = \frac{3}{16} \text{ in}$

Tinggi tutup bawah : $54,9926 \text{ in} = 4,5827 \text{ ft}$

Tinggi bin : $110,9873 \text{ in} = 9,24894 \text{ ft}$

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

Jumlah : 2 buah

18. MESIN PENGEMAS (P-128)

Fungsi : Untuk mengemas produk dari bin produk kedalam plastik bag

Dasar Perancangan:

Kapasitas : $3598,4849 \text{ kg/jam} = 7933,3427 \text{ lb/jam}$

Kapasitas mesin : $3598,4849 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam} = 7196,9698 \text{ kg/jam}$
 $= 15866,69 \text{ lb/jam}$

Densitas bahan : $1,9081 = 119,119 \text{ lb/ft}^3$

Perhitungan :

$$\text{Volume mesin} = \frac{15866,68533}{119,1185} = 133,2008 \text{ di}^3$$

Spesifikasi Alat:

Nama : Mesin Pengemas

Fungsi : Untuk mengemas produk dari bin produk kedalam plastik bag

Kapasitas bahan : $3598,4849 \text{ kg/jam} = 7933,3427 \text{ lb/jam}$

Kapasitas mesin : $7196,9698 \text{ kg/jam} = 15866,6853 \text{ lb/jam}$

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 buah

19. GUDANG PRODUK (F-129)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan dan penyediaan produk trikloroasetaldehid monohidrat selama 30 hari

Dasar Perancangan:

Massa Produk = $3598,4849 \text{ kg/jam} = 7933,3427 \text{ lb/jam}$

Waktu tinggal = 30 hari

Densitas bahan = $119,1185 \text{ lb/ft}^3$

Perhitungan:

Volume produk selama waktu tinggal 30 hari :

$$V_L = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{7933,3427 \text{ lb/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}}{119,1185 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 47952,29791 \text{ ft}^3$$

Asumsi : chloral hidrat mengisi storage 80% dari V total maka,

$$\text{Volume total storage} = \frac{47952,29791}{80\%}$$

$$= 59940,3724 \text{ ft}^3 = 1697,3842 \text{ m}^3$$

$$t = 12 \text{ m}$$

$$p = 2 \times l$$

$$V = 2 L \times L \times 12$$

$$1697,38425 = 2 L \times L \times 12$$

$$141,448687 = 2 L^2$$

$$L^2 = 70,7243$$

$$L = 8,4098 \text{ m}$$

$$P = 2 L$$

$$= 2 \times 8,4098 = 16,8196 \text{ m}$$

Jadi dimensi storage :

$$\text{Tinggi} : 12 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} : 8,4098 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} : 16,81955 \text{ m}$$

Spesifikasi Alat:

Nama : Gudang Produk trikloroasetaldehid monohidrat

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan dan penyediaan produk trikloroasetaldehid monohidrat selama 30 hari

Bahan Konstruksi : Beton bertulang

Tinggi : 12 m

Panjang : 16,81955 m

Lebar : 8,4098 m

Jumlah : 1

20. SCRUBBER (D-130)

Perancangan Alat Utama Ade Irmawan (12.14.057)

21. POMPA (L-131)

Fungsi : Untuk mengalirkan hasil samping dari Scrubber menuju penampung

Type : pompa centrifugal

Dasar Perancangan:

$$\text{Rate bahan masuk} = 10134,3734 \text{ kg/jam}$$

$$= 22342,5856 \text{ lbm/jam}$$

Suhu (T) : 45 °C = 113 °F

Tekanan (P) : 1 atm = 14,7 psia

Menentukan ρ campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	ρ	xi ρ_i
			lb/ft ³	
C ₂ H ₅ OH	53,6241	0,00529	49,3197	0,2610
HCl	4033,6254	0,39801	74,2917	29,5692
H ₂ O	6047,1239	0,59669	59,9453	35,7690
Jumlah	10134,3734	1,00000	183,5567	65,5991

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \rho_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{65,5991}{1} = 65,5991 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan μ campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	xi (massa)	μ	xi μ_i
			lb/ft.s	
C ₂ H ₅ OH	53,6241	0,00529	57184,647	302,5816
HCl	4033,6254	0,39801	100795,5	40118,049
H ₂ O	6047,1239	0,59669	45425,172	27104,946
Jumlah	10134,3734	1	203405,32	67525,577

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= \frac{\sum x_i \mu_i}{\sum x_i} \\ &= \frac{67525,577}{1} = 67525,577 \text{ lb/ft.s} = 108964,9453 \text{ Pa.s} \end{aligned}$$

Kondisi operasi :

ρ bahan masuk = 65,5991 lbm/ft³

μ bahan masuk = 67525,577 lbm/ft.s

= 3,027 cP = 26361,417 lbm/ft.jam

Rate larutan masuk (M) = 4417,4231 kg/jam

= 9738,8019 lb/jam

= 2,7052 lb/s

a. Menentukan rate volumetrik

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{22342,5856}{65,5991} = 340,5927 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0946 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 42,46 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi pipa : Carbon Steel Pipe

$$\begin{aligned} d_{\text{opti}} &= 3,9 Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Pers.15 "Petters \& Timmerhause", hal.496}) \\ &= 3,9 \times 0,1^{0,45} \times 65,5991^{0,13} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_{i_{opti}} &= 2,33 \text{ in} \\
 &= 0,19 \text{ ft} \\
 \text{Standarisasi ID} &= 2 \text{ in sch.40} \\
 \text{Outside diameter (OD)} &= 2,375 \text{ in} = 0,20 \text{ ft} \\
 \text{Inside diameter (ID)} &= 2,067 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} \\
 \text{luas (A)} &= 0,0233 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran fluida (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{340,5927 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\
 &= 14618 \text{ ft/jam} \\
 &= 4,0605 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold (Nre)} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,17 \times 14618 \times 65,5991}{26361,4165} \\
 &= 6,26568 \text{ Aliran laminar} \\
 \alpha &= 1
 \end{aligned}$$

fig.2.10-3 "Geankoplis" hal.88, untuk pipa commercial steel :

$$\begin{aligned}
 \text{Equivalent roughness } (\epsilon) &= 0,00005 \text{ m} \\
 \text{Relative roughness } (\epsilon/D) &= 0,00088 \text{ m} \\
 \text{Faktor friksi (f)} &= 0,075
 \end{aligned}$$

d. Menentukan panjang pipa

Asumsi :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang pipa lurus} &= 131 \text{ ft} = 40 \text{ m} \\
 - \text{ elbow } 90^\circ &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \\
 \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\
 &= 35 \times 3 \times 0,17 \\
 &= 18,09 \text{ ft} \\
 - \text{ Gate valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 9 \\
 \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 1 \times 0,1723 \\
 &= 1,5503 \text{ ft} \\
 - \text{ Globe valve} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 300 \\
 \text{L elbow} &= 300 \text{ ID} \\
 &= 300 \times 1 \times 0,17 \\
 &= 51,7 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang pipa total (L)} = \text{Pipa lurus} + \text{elbow } 90^\circ + \text{Gate valve} + \text{Globe valve}$$

$$= 131 + 18 + 1,55 + 52$$

$$= 202,5 \text{ ft}$$

e. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2gc}$$

$$= 58,56 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

($A_2/A_1 = 0$, karena nilai $A_1 \gg A_2$)

$$= 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{v^2}{2gc} = 1 \times \frac{16,4875}{64,3480}$$

$$= 0,14092 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Ekspansi

$$K_{ek} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2$$

$$= 1 - (0)^2$$

$$= 1$$

$$h_{eks} = K_{eks} \frac{v^2}{2gc} = 1 \times \frac{16,4875}{64,348}$$

$$= 0,25622 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4. Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75$$

$$h_f = 3K_f \frac{v^2}{2gc} = 2,25 \times \frac{16,4875}{64,3480}$$

$$= 0,5765 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5. Globe valve wide open 1 buah

$$K_f = 6$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} = 6 \times \frac{16,4875}{64,348}$$

$$= 1,5373 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Gate valve wide open 1 buah

$$K_f = 0,17$$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} = 0,17 \times \frac{16,49}{64,348}$$

$$= 0,044 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga :

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_c + h_{el} + h_f$$

$$= 58,563 + 0,1409 + 0,25622 + 2,157$$

$$= 61,1172 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 22,1 - 14,7 = 7,35 \text{ lbf/in}^2 = 0,0510 \text{ lbf/ft}^2$$

$$V_1 = 0 \text{ ft/s} \quad (\text{karena fluida diam dalam tangki penampung})$$

$$V_2 = 4,0605 \text{ ft/s}$$

$$\alpha = 1$$

f. Kesenjangan energi mekanik :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W$$

$$\frac{16,5^2 - 0^2}{64,3480} + 30 \frac{32,2}{32,2} + \frac{0,0510}{65,5991} + 61,1172 = -W_s$$

$$W_s = -91,4 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{efisiensi pompa } (\eta) = 75\% \quad (\text{fig. 1437 "Petters \& Timmerhause", hal.520})$$

$$W_s = -\eta W_p$$

$$-91 = -75\% W_p$$

$$W_p = 122 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{mass flow rate (m)} = Q \times \rho$$

$$= 340,5927 \times 65,5991$$

$$= 22342,586 \text{ lbm/jam}$$

$$= 6,21 \text{ lbm/s}$$

$$\text{pump horse power} = W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 122 \times 6,21 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 1,3748 \text{ hp}$$

$$\text{efisiensi motor} = 80\% \quad (\text{fig. 1438 "Petters \& Timmerhause", hal.521})$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{1,37}{80\%}$$

$$= 1,72 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : Untuk mengalirkan hasil sampling dari Scrubber menuju penampung

Type : pompa centrifugal

Bahan : Carbon steel

Daya : 1 hp

Kapasitas : 340,5927 ft³/jam

Ukuran pipa : 2 in sch.40

Jumlah : 1 buah

22. STORAGE HASIL SAMPING (F-132)

Fungsi : Untuk menyimpan hasil samping

Tipe : Tangki bentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah datar

Direncanakan :

Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-240, Grade M, Tipe 316

Allowable stress (f) = 18750

Tipe pengelasan = Double welded but join, E = 0,8

Faktor korosi (C) = 1/16

Waktu tinggal (q) : = 5 hari = 120 jam

Volume fluida = 80% storage

Jumlah tangki = 1 buah

Kondisi operasi :

Suhu Operasi = 30 °C

Tekanan Operasi = 1 atm = 14,7 psia = 0 psig

Komponen	Massa	xi (massa)	ρ	xi ρ_i
	(kg/jam)		lb/ft ³	
C ₂ H ₅ OH	53,6241	0,0053	88,5257	0,4684
HCl	4033,6254	0,3980	74,2917	29,5692
H ₂ O	6047,1239	0,5967	59,9453	35,7690
Jumlah	10134,3734	1,0000	222,7627	65,8066

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\sum x_i \rho_i}{\sum x_i}$$
$$= \frac{65,8066}{1} = 65,8066 \text{ lb/ft}^3 = 1054,1 \text{ kg/m}^3$$

Rate produk masuk (m) = 10134,4 kg/jam = 22342,2 lb/jam

Perhitungan :

a. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Volume liquida} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{22342,24}{65,8066} \times 120$$
$$= 1697,569 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

volume ruang kosong = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume liquid}}{80\% \text{ Volume}}$$
$$= 2121,96 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan Dimensi tangki

Asumsi Ls = 1,5 di

Volume tanki = Volume silinder + Tutup atas

$$2121,961 = \frac{\pi}{4} di^2 L_s + 0,0847 di^3$$

$$2121,961 = \frac{\pi}{4} di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3$$

$$\text{Jumlah tanki} = 1 \text{ buah, jadi volume per tanki} = 2121,96 \text{ ft}^3$$

$$2121,961 = 1,2649 di^3$$

$$di^3 = 1677,572 \text{ ft}^3$$

$$di = 11,882 \text{ ft}$$

$$= 142,59 \text{ in}$$

c. Menghitung Tinggi Liquida

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquida (HL)} &= \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times di^2} \\ &= \frac{1697,5685}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (21,339)^2} \\ &= 15,317 \text{ ft} \\ &= 183,803 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (HL-1)}{144} = \frac{72,54 (27,50 - 1)}{144} \\ &= 6,5427 \text{ psia} = 21,243 \text{ psig} \\ \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 0 + 21,243 = 21,243 \text{ psig} \end{aligned}$$

e. Menghitung Tebal Silinder

$$\begin{aligned} \text{Tebal silinder (ts)} &= \frac{Pi \times di}{2(fE - 0,6Pi)} + C \\ &= \frac{28,054 \times 82,0824}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 28,054)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,163506 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{2,6161}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \\ do &= di + 2(ts) \\ &= 142,59 + 2(3/16) \\ &= 143,84 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 90, didapatkan :

$$do_{st} = 144 \text{ in}$$

$$di_{baru} = do_{st} - 2ts$$

$$= 144 - 2(3/16)$$

$$= 143,50 \text{ in}$$

$$= 11,958 \text{ ft}$$

f. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 1,5 \text{ di} \\ &= 1,5 \times 11,958 \text{ ft} \\ &= 17,938 \text{ ft} \\ &= 215,25 \text{ in} \end{aligned}$$

g. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = di$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times Pi \times}{fE - 0,1Pi} \times C \\ &= \frac{0,885 \times 28,05 \times 29,9}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 28,05} \times \frac{1}{16} \\ &= 0,24238 \times \frac{1}{16} \\ &= \frac{0,24238}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0,17 \text{ di} \\ &= 0,17 \times 143,50 \text{ in} \\ &= 24,252 \text{ in} \end{aligned}$$

h. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\ &= 215,25 \text{ in} + 24,252 \text{ in} \\ &= 239,50 \text{ in} \\ &= 19,958 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Untuk menyimpan hasil samping
Jumlah tangki	= 2 buah
Waktu tinggal	= 5 hari
Bahan konstruksi	= Stainless Stell SA-240, Grade M, Tipe 316
Volume tangki	= 2122 ft ³
Diameter dalam (di)	= 143,50 in
Diameter luar (do)	= 144 in
Tekanan hidrostatik (Ph)	= 21,243 psig
Tekanan design (Pi)	= 21,243 psig
Tebal silinder (ts)	= $\frac{3}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	= 215,25 in
Tinggi Tangki (H)	= 239,50 in
Tebal tutup atas (tha)	= $\frac{3}{16}$ in

23. Storage Cl₂ (F-133)

Dasar perencanaan

Fungsi : Menampung gas Cl₂ selama 7 hari
Type : Storage berbentuk bola
Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade M type 316
Allowable Stress (f) : 18750
Tipe pengelasan : Double Welding Butt Joint
Faktor pengelasan (E) : 0,8
Faktor korosi (C) : 2/16
Kondisi operasi : 45 °C ; 1 atm = 14,7 psia = 0 psig
Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam
Jumlah tangki : 1 unit

PERHITUNGAN :

A. Menentukan Volume Storage dan Diameter Storage (d)

Massa Cl₂ = 330,173655 kg/jam = 727,912 lbm/jam

Komp	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (lb/ft ³)	xi.ρi (lb/jam)
Cl ₂	330,173655	0,9990	97,5747	97,4772
Impurities	0,33017366	0,0010	12,4459	0,0124
Total	330,503829	1,0000	110,021	97,4897

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum x_i \cdot \rho_i}{\sum x_i}$$
$$= \frac{97,4897}{1,0000} = 97,4897 \text{ lb/ft}^3 = 1561,5835 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume Cl}_2 = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{727,91211}{97,4897} = 7,4666 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 7,467 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} = 1254,382 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ buah, jadi volume per tangki} = 1254,3816 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume storage} = \frac{4}{3} \pi r^3$$

$$1254,3816 = \frac{4}{3} \pi r^3$$

$$1254,3816 = 4,1888 r^3$$

$$r^3 = 299,4609$$

$$r = 6,6903 \text{ ft}$$

$$d = 13,3806 \text{ ft} = 161 \text{ in}$$

B. Menentukan Tebal Storage (ts)

$$ts = 2 \times \frac{P_i \times d_i}{4 (fE - 0,4P_i)} + C$$

$$ts = 2 \times \frac{118 \times 162}{4 (18750 \times 0,8 - 0,4 \times 118)} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0,0625 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,0000}{16} \text{ in} \approx \frac{8}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi } do &= di + 2 ts \\ &= 160,5676 + (2 \times 7/16) \\ &= 161,4426 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan "Brownel and Young" tabel 57 hal 91, didapatkan :

$$do_{st} = 168 \text{ in}$$

$$icr = 10 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 144 \text{ in}$$

$$ts = \frac{8}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} di_{baru} &= do_{st} - 2ts \\ &= 168 - 2(4/16) \\ &= 167,500 \text{ in} \\ &= 13,9583 \text{ ft} \end{aligned}$$

C. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (H-1)}{144} = \frac{97,5 (13,96 - 1)}{144} \\ &= 8,7729 \text{ psi} = 23,4729 \text{ psig} \\ \text{Tekanan design (Pi)} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= 0 + 23,4729 = 23,47 \text{ psig} \end{aligned}$$

Spesifikasi alat :

Fungsi	= Menampung Gas Cl ₂ selama 7 hari
Jumlah tangki	= 2 buah
Waktu tinggal	= 7 hari
Bahan konstruksi	= Stainless stell SA-240 Grade M type 316
Volume tangki	= 1254,382 ft ³
Diameter dalam (di)	= 167,500 in
Diameter luar (do)	= 168 in

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{8}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = 23,4729 \text{ psg}$$

$$\text{Tekanan design (Pi)} = 23,473 \text{ psig}$$

APENDIKS D

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu Industri Kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan pada Pra-Rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat yaitu:

1. Unit pengolahan air (*Water Treatment*)

- Air Sanitasi
- Air Proses
- Air Pendingin
- Air Boiler

2. Unit penyedia refrigerant

3. Unit penyediaan tenaga listrik

4. Unit penyediaan bahan bakar

D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air kawasan. Pengambilan air kawasan kemudian ditampung dalam bak penampung air kawasan selanjutnya untuk air sanitasi tidak diperlukan pengolahan. Sedangkan untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai kebutuhan masing-masing.

a. Air Sanitasi

Air sanitasi dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat sebagai berikut.

a. Syarat fisik

- Berada dibawah suhu udara
- Tidak bewarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- pH netral

b. Syarat Kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat Mikrobiologis

- tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra-Rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat:

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standart WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari

Jumlah karyawan pada pabrik = 282 orang

Jam kerja untuk setiap karyawan = 8 jam/hari

Jadi, kebutuhan air karyawan per jam kerja adalah :

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times 8 \text{ jam} = 40 \text{ L}$$

Kebutuhan per jam = 5 L
 Kebutuhan air untuk 282 karyawan,
 $5 \text{ L/jam} \times 282 = 1410 \text{ L/jam}$
 Jika densitas air = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 0,9957 \text{ kg/L}$, maka kebutuhan air sanitasi karyawan:

$$V = \frac{m}{\rho} \rightarrow m = V \times \rho$$

$$= 1410 \text{ L/jam} \times 0,9957 \text{ kg/L}$$

$$= 1403,909 \text{ kg/jam}$$

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 35% dari kebutuhan karyawan.

Sehingga, kebutuhan air untuk laboratorium dan taman :

$$35\% \times 1403,909 \text{ kg/jam} = 491,3681 \text{ kg/jam}$$

Jadi, kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman adalah :

$$1403,9088 + 491,3681 = 1895,2769 \text{ kg/jam}$$

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi yang digunakan untuk pemadam kebakaran dan cadangan direncanakan 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman sehingga kebutuhan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air :

$$40\% \times 1895,2769 \text{ kg/jam} = 758,11075 \text{ kg/jam}$$

Jadi, kebutuhan total untuk air sanitasi adalah :

$$758,1108 + 1895,2769 = 2653,3876 \text{ kg/jam}$$

b. Air proses

Air proses harus diolah sesuai dengan spesifikasinya dan harus bebas dari bahan terlarut didalam air proses. Air proses akan digunakan untuk proses pelarutan maka air proses harus terbebas dari dissolved solid sehingga air proses masih perlu diolah terlebih dahulu untuk menurunkan dan menghilangkan kandungan dissolved solidnya.

Direncanakan banyaknya air proses yang disuplay dengan excess 20%

Air proses yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.1.1 kebutuhan air proses pada peralatan

No	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)
1	R-110	Reaktor	755,2548
2	D-130	Scrubber	6.047,1239
3	M-113	Mixer	50,2726
Total			6.852,6513

$$\text{Kebutuhan air proses} = 120\% \times 6.852,6513$$

$$= 8223,1816 \text{ Kg/jam}$$

c. Air Pendingin

Air Pendingin perlu diolah sebelum digunakan karena kandungan bahan didalam air akan mempengaruhi sistem air pendingin, sebab bahan-bahan yang terkandung didalamnya akan menimbulkan masalah kerak yang dapat menghambat perpindahan panas. Untuk menghemat pemakaian air maka air pendingin

yang digunakan didinginkan kembali dalam cooling tower sehingga tidak perlu air pendingin. Kecuali bila ada kebocoran/kehilangan karena penguapan, maka disediakan penambahan air sebesar 20% dari kebutuhan air pendingin.

Air Pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti p tabel dibawah ini

Tabel D.1.2 kebutuhan air pendingin pada peralatan

No	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)
1	R-120	Reaktor	44.624,3966
Total			44.624,3966

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplai dengan excess 20%

$$\begin{aligned}\text{kebutuhan air pendingin} &= 1,20 \times 44624,397 \\ &= 53549,2760 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

Make Up untuk kebutuhan steam direncanakan 20% excess, maka :

$$\begin{aligned}\text{Make Up pendingin} &= 1,20 \times 53549,276 \\ &= 64259,1312 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

d. Air Umpan Boiler (Penghasil Steam)

Pada Pra-Rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini, kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler berdasarkan pada kebutuhan Steam. Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan:

Tabel D.1.3. kebutuhan steam pada peralatan

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
E-114	Heater	29,3249
Total		29,3249

Direncanakan banyaknya steam yang disuplai adalah 20% excess, maka:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= 1,2 \times 29,3249 \text{ kg/jam} \\ &= 35,1899 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Make Up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess, maka :

$$\begin{aligned}\text{Make Up steam} &= 1,1 \times 35,1899 \text{ kg/jam} \\ &= 38,7089 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan oleh Boiler adalah :

$$\text{Massa steam (m}_s\text{)} = 38,7089 \text{ kg/jam} = 85,3376 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi sebagai berikut :

- Suhu (T) = 100 °C = 212 °F
- Tekanan (P) = 101,32 kPa = 14,7 psia
- Air umpan Boiler masuk pada suhu 30 °C = 86 °F

Dasar Perhitungan:

Dari persamaan 171, Savern W.H. hal. 140 didapatkan Kapasitas Boiler, (Q):

$$Q = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{1000}$$

Dimana :

m_s = massa steam yang dihasilkan

H_g = entalphi steam pada 212 °F

H_f = entalphi air masuk pada 86 °F

Dari "Van Ness", App. F, tabel F-1, hal 670 didapatkan :

$$H_g \text{ pada } 212^\circ\text{F} = 14,7 \text{ psia} = 1150,47 \text{ btu/lb}$$

$$H_f \text{ pada } 86^\circ\text{F} = 0,6152 \text{ psia} = 54,03 \text{ btu/lb}$$

Jadi :

$$Q = \frac{85,3376 \text{ lb/jam} \times (1150,47 - 54,03) \text{ btu/lb}}{1000}$$

$$= 93,5676 \text{ kbtu/jam} = 93567,5612 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Dimana : } 1 \text{ BHp} = 33475 \text{ btu/jam}$$

Jadi,

$$P = \frac{93567,5612}{33475} = 2,795 \text{ Hp} \approx 3$$

$$\text{Panas yang dipindahkan oleh permukaan air} = 6.10^5 \text{ W/m}^2 \text{ (Perry's. table 9.49)}$$

$$= 190198,4400 \text{ btu/jam.ft}^2$$

$$\text{Luas permukaan panas (A)} = \frac{93567,5612 \text{ btu/jam}}{190198,44 \text{ btu/jam.ft}^2}$$

$$= 0,491947 \text{ ft}^2$$

Dari persamaan 173, Savern W.H. hal. 140, didapatkan :

$$\text{Faktor evaporasi} = \frac{H_g - H_f}{970,3}$$

$$= \frac{(1150,47 - 54,03)}{970,3}$$

$$= 1,13$$

$$\text{Jumlah air yang dibutuhkan} = \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam}$$

$$= 1,13 \times 85,3376 \text{ lb/jam}$$

$$= 96,4316 \text{ lb/jam}$$

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 °API dengan *Heating Value* :

$$H_v = 132000 \text{ btu/lb} \text{ (Perry's 7th ed. fig. 27-3)}$$

$$= 76758 \text{ kcal/kg}$$

Diperkirakan efisiensi Boiler 85%, maka :

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{efisiensi} \times H_v}$$

$$= \frac{85,3376 \text{ lb/jam} \times (1150,47 - 54) \text{ btu/lb}}{0,85 \times 132000 \text{ btu/lb}}$$

$$= 0,8339 \text{ lb/jam} = 0,3783 \text{ kg/jam}$$

Jumlah perpindahan panas Boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut :

- Heating value surface = 10 ft²/Hp boiler
- panjang pipa (L) = 20 ft
- Ukuran pipa = 4 in
- Luas permukaan (at) = 1,178 ft²/ft (Kern, tabel 10, hal. 844)

$$\text{Heating surface Boiler} = H_v \text{ surface} \times \text{Hp Boiler}$$

$$= 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \times 2,80 \text{ Hp}$$

$$= 28 \text{ ft}^2$$

Jumlah tube yang dibutuhkan,

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_t \times L} \\
 &= \frac{28 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 20 \text{ ft}} \\
 &= 1,1864 \approx 2 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Boiler

- Tipe : Fire Tube Boiler
- Kapasitas Boiler : 93567,5612 btu/jam
- Rate steam : 85,3376 lb/jam (pada 576,9 psia)
- Bahan bakar : Fuel oil 33 °API
- Effisiensi : 85%
- Heating surface : 28 ft²
- Jumlah tube : 2 tube
- Ukuran tube : 4 in
- Panjang tube : 20 in
- Jumlah Boiler : 2 buah

Dari perhitungan di atas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebesar 96,4316 lb/jam. Air umpan Boiler disediakan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari tranmisi diperkirakan sebesar 5% dan faktor keamanan 10%.

Sehingga kebutuhan air umpan Boiler sebesar :

Excess 20%,

$$1,2 \times 96,4316 \text{ lb/jam} = 115,7179 \text{ lb/jam}$$

Faktor kebocoran 5%,

$$5\% \times 96,4316 \text{ lb/jam} = 4,8216 \text{ lb/jam}$$

Faktor keamanan 10%,

$$10\% \times 96,4316 \text{ lb/jam} = 9,6432 \text{ lb/jam}$$

Jadi total kebutuhan air umpan Boiler adalah :

$$= 115,7179 + 4,8216 + 9,6432 \text{ lb/jam}$$

$$= 130,1826 \text{ lb/jam} = 59,0505 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air yang perlu disuplay pada pra-rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini adalah sebagai berikut :

Tabel D.1.4. total kebutuhan air pada peralatan

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Sanitasi	2.653,3876
2	Air Proses	8.223,1816
3	Air Pendingin	64.259,1312
4	Air Boiler	59,0505
Jumlah		75.194,7508

Air yang diperoleh berasal dari air kawasan, sehingga pengolahan awal tidak diperlukan. Namun sebelum digunakan, air kawasan tersebut masih perlu diproses untuk memenuhi kebutuhan air proses, air pendingin, dan air sanitasi.

D2. Unit Penyedia Refrigerant

Kebutuhan NH_3

No	Kode alat	Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)
1	E-117	Cooler	55957,2314
2	X-120	Kristalizer	37874,4998
Total			37874,4998

Refrigerant yang digunakan sebagai pendingin adalah amonia (NH_3) kebutuhan refrigerant yang dibutuhkan sebagai pendingin sebesar ##### Kg/jam
= 83498,122 lb/jam

Make up refrigerant sebesar 5%

Jadi kebutuhan refrigerant sebesar = $105\% \times 37874,4998 \text{ Kg/jam}$
= 39768,22479 Kg/jam

Spesifikasi Alat pada Unit Utilitas

1. Pompa Air kawasan (L-211)

Fungsi : Memompakan air kawasan ke bak penampung air bersih

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 75194,7508 kg/jam
= 165774,3476 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{165774,3476 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2666,9777 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,7408 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 276,8895 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)} \\ \text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,7408]^{0,45} \times [62,1581]^{0,13} \\ &= 5,8290 \text{ in}\end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

Standarisasi ID = 6 in sch 40 (Geankoplis, App. A.5 hal.892)

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}\text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft} \\ A &= 0,20060 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,7408 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,20060 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,6931 \text{ ft/detik} \\
 &= 13295,0036 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,5054 \times 3,6931 \times 62,1581}{0,000538} \\
 &= 215630,0739
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,8 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001575 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001575}{0,5054} = 0,000312$$

$$f = 0,0044 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned}
 \text{a. Panjang pipa lurus} &= 100 \text{ ft} \\
 \text{b. Elbow, } 90^\circ &= 3 \text{ buah} \\
 \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\
 &= 35 \times 3 \times 0,5054 \\
 &= 53,0682 \text{ ft} \\
 \text{c. Gate valve} &= 3 \text{ buah (wide open)} \\
 \text{Le/D} &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 3 \times 0,5054 \\
 &= 13,6461 \text{ ft} \\
 \text{d. Globe valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\
 \text{Le/D} &= 300 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 \text{L elbow} &= 300 \text{ ID} \\
 &= 300 \times 1 \times 0,5054 \\
 &= 151,6235 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\begin{aligned}
 \Delta L &= 100 + 53,0682 + 13,6461 + 151,6235 \\
 &= 318,3378 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada kontraksi

$$K_c = 0,55 \times (1 - (A_2/A_1))$$

$$(A_2/A_1 = 0 \text{ karena nilai } A_1 > A_2)$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,55 \\
 h_c &= \frac{K_c v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \\
 &= \frac{0,55 \times 13,6387}{2 \times 1 \times 32,174} = 0,1166 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D} \\
 &= \frac{4 \times 0,0044 \times 13,6387 \times 318,3378}{2 \times 1 \times 32,174 \times 0,5054} \\
 &= 2,3496 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada ekspansi

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - (A_2/A_1))^2 \\
 &= (1 - 0)^2 \\
 &= 1 \\
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \\
 &= \frac{1 \times 13,6387}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,212 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. Friksi pada Elbow 90 ° 3 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,75 && \text{(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)} \\
 h_f &= 3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\
 &= 3 \frac{0,75 \times 13,6387}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,4769 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

5. Friksi pada Globe valve 1 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 6 && \text{(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)} \\
 h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\
 &= 1 \frac{6 \times 13,6387}{2 \times 32,174} \\
 &= 1,2717 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

6. Friksi pada Gate valve 3 buah

$$\begin{aligned}
 K_f &= 0,17 && \text{(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)} \\
 h_f &= 3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\
 &= 3 \frac{0,17 \times 13,6387}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,1081 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}\text{Total fril } \Sigma F) &= F_f + h_c + h_{\text{eks}} + h_f \\ &= 4,5348 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 50 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 3,6931 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}-W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{3,6931^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{50}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{62,158} \right) + 4,5348 \\ &= 6,3008\end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{6,3008 \times 0,7408 \times 62,158}{550}\end{aligned}$$

$$= 0,5275 \text{ Hp}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 276,89 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,5275}{0,80} = 0,659 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,6594}{0,8}$$

$$= 0,8243 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan : Carbon Steel
- Suhu max : 70 °C
- Jumlah : 2 buah

2. Bak Air kawasan (F-210)

Fungsi : Untuk membawa air bersih ke proses berikutnya

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 75194,7508 kg/jam = 165774,3476 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{165774,3476 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2666,9777 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 75,5208 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 75,5208 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\ &= 906,2497 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ volume bak, sehingga :}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \frac{906,2497 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 1132,8121 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}\text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \times 3 \times 2 \\ \text{Volume bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 30 \text{ m}^3 \\ 1132,8121 \text{ m}^3 &= 30 \text{ m}^3 \\ x &= 3,3549 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi dimensi bak sedimentasi :

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 5 \times 3,355 \text{ m} = 16,7745 \approx 17 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 3,355 \text{ m} = 10,0647 \approx 10 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 3,355 \text{ m} = 6,7098 \approx 7 \text{ m}\end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Bersih

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 17 m
- Lebar : 10 m
- Tinggi : 7 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

3. Pompa ke Bak Klorinasi (L-212)

Fungsi : mengalirkan air dari bak penampungan air kawasan ke bak klorinasi

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 2653,3876 kg/jam
- = 5849,6584 lb/jam

- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
- = 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{5849,6584 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 94,1093 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 9,7706 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,0261]^{0,45} \times [62,1581]^{0,13} \\
 &= 1,2942 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

$$\text{Standarisasi ID} = 1,25 \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1,660 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} \\
 A &= 0,01040 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,01040 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,5136 \text{ ft/detik} \\
 &= 9048,9716 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,115 \times 2,5136 \times 62,1581}{0,000538} \\
 &= 33393,9950
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= 4,8 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001575 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88}) \\
 \frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,0001575}{0,1150} = 0,001369 \\
 f &= 0,0068 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 60 \text{ ft}$$

b. Elbow, 90°	= 2	buah	
Le/D	= 35		(Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
L elbow	= 35	ID	
	= 35	x 2	x 0,1150
	= 8,0499	ft	
c. Gate valve	= 2	buah (wide open)	
Le/D	= 9		(Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
L elbow	= 9	ID	
	= 9	x 2	x 0,1150
	= 2,0700	ft	
d. Globe valve	= 1	buah (wide open)	
Le/D	= 300		(Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
L elbow	= 300	ID	
	= 300	x 1	x 0,1150
	= 34,4996	ft	

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 60 + 8,0499 + 2,0700 + 34,4996$$

$$= 104,6195 \text{ ft}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada kontraksi

$$K_c = 0,55 \times (1 - (A_2/A_1))$$

$$(A_2/A_1 = 0 \text{ karena nilai } A_1 > A_2)$$

$$= 0,55$$

$$h_c = \frac{K_c v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}$$

$$= \frac{0,55 \times 6,3182^2}{2 \times 1 \times 32,174} = 0,054 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0068 \times 6,3182^2 \times 104,6195}{2 \times 1 \times 32,174 \times 0,1150}$$

$$= 2,4297 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi

$$K_{ex} = (1 - (A_2/A_1))^2$$

$$= (1 - 0)^2$$

$$= 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}$$

$$= \frac{1 \times 6,3182^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0982 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Elbow 90 ° 2 buah

$$K_f = 0,75$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0,75 \times 6,3182}{2 \times 32,174} \\ &= 0,1473 \quad \text{lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. Friksi pada Globe valve 1 buah

$$K_f = 6$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 1 \frac{6 \times 6,3182}{2 \times 32,174} \\ &= 0,5891 \quad \text{lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

6. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0,17 \times 6,3182}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0334 \quad \text{lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Total fril } (\Sigma F) &= F_f + h_c + h_{\text{eks}} + h_f \\ &= 3,3517 \quad \text{lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \quad \text{ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta v = 2,5136 \quad \text{ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{2,5136^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{40}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{62,158} \right) + 3,3517 \\ &= 4,6931 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$W_p = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{4,6931 \times 0,0261 \times 62,158}{550} \\
&= 0,0139 \text{ Hp} \\
\text{Untuk kapasitas (Q)} &= 9,77 \text{ gpm} \\
\eta \text{ pompa} &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520}) \\
\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} &= \frac{0,0139}{0,80} = 0,017 \text{ Hp} \\
\eta \text{ motor} &= 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521}) \\
\text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
&= \frac{0,0173}{0,8} \\
&= 0,0217 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
\end{aligned}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan : Carbon Steel
- Suhu max : 70 °C
- Jumlah : 2 buah

4. Bak Klorinasi (F-213)

Fungsi : Tempat pencampuran air bersih dan disinfektan sebelum digunakan sebagai air sanitasi.

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 2653,3876 kg/jam = 5849,6584 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,158 lb/ft³

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
&= \frac{5849,6584 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 94,1093 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 2,6649 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Waktu tinggal = 5 jam

$$\begin{aligned}
\text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\
&= 2,6649 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} \\
&= 13,3245 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan Cl₂

Klorin (Cl₂) tidak hanya digunakan sebagai disinfektan untuk membunuh kuman tapi juga sebagai oksidan dan kontrol warna dan bau dari air. Klorin yang digunakan kaporit (Ca(OCl)₂) dengan dosis penggunaan 2-5 mg/L.

$$\text{Volume air sanitasi} = 2,6649 \text{ m}^3/\text{jam} = 2664,8932 \text{ L/jam}$$

$$\text{Kaporit yang dibutuhkan} = 4 \text{ mg/L} \times 2664,8932 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10659,5727 \text{ mg/jam} \\
 &= 0,0107 \text{ kg/jam} \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak, sehingga :} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{13,3245}{0,8} \text{ m}^3 \\
 &= 16,6556 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \times 3 \times 2 \\
 \text{Volume bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 30 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\
 16,6556 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 0,8219 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air bersih :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 5 \times 0,822 \text{ m} = 4,1094 \approx 5 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 0,822 \text{ m} = 2,4657 \approx 3 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 0,822 \text{ m} = 1,6438 \approx 2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Klorinasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 5 m
- Lebar : 3 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

5. Pompa Air Sanitasi (L-214)

Fungsi : Memompakan air dari bak klorinasi menuju Bak Air Sanitasi

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 2653,3876 kg/jam
= 5849,6584 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{5849,6584 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 94,1093 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$= 9,7706 \quad \text{gpm}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,0261]^{0,45} \times [62,1581]^{0,13} \\ &= 1,2942 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1,25 \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,660 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = 0,01040 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 2,5136 \text{ ft/detik} \\ &= 9048,9716 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,115 \times 2,5136 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 33393,9950 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1150} = 0,001312$$

$$f = 0,0065 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 60 \text{ ft}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$\begin{aligned} \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\ &= 35 \times 3 \times 0,1383 \\ &= 14,5249 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{c. Gate valve} = 2 \text{ buah (wide open)}$$

$$\text{Le/D} = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$\begin{aligned} \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\ &= 9 \times 2 \times 0,1383 \\ &= 2,4900 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0,17 = 0,34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 60 + 14,5249 + 2,4900 = 77,0148 \text{ ft} = 924,1779 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,0065 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2 \times 77,0148}{2 \times 1 \times 0,1150} \\ &= 1,7097 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= \left(3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \right) \\ &= 3 \frac{0,75 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2}{2} \\ &= 0,2209 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0,17 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2}{2} \\ &= 0,0334 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 1,9640 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 2,5136 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\ &= \left(\frac{2,5136^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{40}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{62,158} \right) + \left(1,9640 \right) \\ &= 3,3054 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$W_p = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{3,3054 \times 0,0261 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,1191 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 9,77 gpm

η pompa = 80% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1191}{80\%} = 0,149 \text{ Hp}$$

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,149}{80\%}$$

$$= 0,1861 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air dari bak klorinasi menuju Bak Air Sanitasi

Type : pompa centrifgal

Bahan : *Commercial Steel*

Daya : 0,5 hp

Kapasitas : 94,1093 ft³/jam

panjang pipa : 924,18 in

Jumlah : 2 buah

6. Bak Air Sanitasi (F-215)

Fungsi : Tempat menampung air sanitasi

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 2653,3876 kg/jam = 5849,6584 lb/jam

- Densitas (ρ) air = 62,158 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$= \frac{5849,6584 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 94,1093 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 2,6649 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 5 jam

$$\text{Volume air} = \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2,6649 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam}$$

$$= 13,3245 \text{ m}^3$$

Volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= \frac{13,3245}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 16,6556 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}\text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \times 3 \times 2 \\ \text{Volume bak} &= 4 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 24 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 24 \text{ m}^3 \\ 16,6556 \text{ m}^3 &= 24 \text{ m}^3 \\ x &= 0,8854 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air sanitasi:

$$\begin{aligned}\text{Panjang} &= 5 \times 0,885 \text{ m} = 4,4268 \approx 5 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 0,885 \text{ m} = 2,6561 \approx 4 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 0,885 \text{ m} = 1,7707 \approx 2 \text{ m}\end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Sanitasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 5 m
- Lebar : 4 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

7. Pompa Air Sanitasi (L-216)

Fungsi : Mengalirkan air sanitasi

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 2653,3876 kg/jam
= 5849,6584 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{5849,6584 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 94,1093 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 9,7706 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,0261]^{0,45} \times [62,1581]^{0,13} \\ &= 1,2942 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1,25 \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 1,660 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = 0,01040 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 2,5136 \text{ ft/detik} \\ &= 9048,9716 \text{ ft/jam}\end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}N_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,115 \times 2,5136 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 33393,9950\end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1150} = 0,001312$$

$$f = 0,0065 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned}\text{a. Panjang pipa lurus} &= 50 \text{ ft} \\ \text{b. Elbow, } 90^\circ &= 1 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\ &= 35 \times 1 \times 0,1383 \\ &= 4,8416 \text{ ft} \\ \text{c. Gate valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\ \text{Le/D} &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\ &= 9 \times 1 \times 0,1383 \\ &= 1,2450 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 1 \times 0,17 = 0,17$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 50 + 4,8416 + 1,2450 = 56,0866 \text{ ft} = 673,0393 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot gc \cdot D} \\
 &= \frac{4 \times 0,0065 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2 \times 56,0866}{2 \times 1 \times 0,1150} \\
 &= 1,2451 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= \left(1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \right) \\
 &= 1 \frac{0,75 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0736 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 1 \frac{0,17 \times \left[\frac{2,5136}{32,1740} \right]^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0167 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 1,3354 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 2,5136 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\
 &= \left(\frac{2,5136^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{40}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{62,158} \right) + \left(1,3354 \right) \\
 &= 2,6768
 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{2,6768 \times 0,0261 \times 62,158}{550} \\
 &= 0,1179 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Untuk kapasitas (Q) = 9,77 gpm
 η pompa = 80% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1179}{80\%} = 0,147 \text{ Hp}$$

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,147}{80\%}$$

$$= 0,1843 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Mengalirkan air sanitasi
 Type : pompa sentrifugal
 Bahan : *Commercial Steel*
 Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 94,1093 ft³/jam
 panjang pipa : 673,04 in
 Jumlah : 2 buah

8. Pompa menuju Kation Exchanger (L-221)

Fungsi : Memompakan air dari menuju Cation Exchanger

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 72541,3632 kg/jam
 = 159924,6893 lb/jam
 - Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
 - Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
 = 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{159924,6893 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2572,8684 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,7147 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 267,1189 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 \times [0,7147]^{0,45} \times [62,1581]^{0,13} \\ &= 5,7355 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

$$\text{Standarisasi ID} = 6 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 5,761 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft}$$

$$A = 0,1810 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,7147 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1810 \text{ ft}^2} \\ &= 3,9485 \text{ ft/detik} \\ &= 14214,7427 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,480 \times 3,9485 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 218991,3413 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,4801} = 0,000314$$

$$f = 0,0063 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} \text{a. Panjang pipa lurus} &= 40 \text{ ft} \\ \text{b. Elbow, } 90^\circ &= 2 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\ &= 35 \times 2 \times 0,5521 \\ &= 38,6454 \text{ ft} \\ \text{c. Gate valve} &= 2 \text{ buah (wide open)} \\ \text{Le/D} &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\ &= 9 \times 2 \times 0,5521 \\ &= 9,9374 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0,17 = 0,34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 40 + 38,6454 + 9,9374 = 88,5828 \text{ ft} = 1062,994077 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{4 \times 0,0063 \times \left(3,9485 \right)^2 \times 88,5828}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,4801} \\
 &= 1,1266 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 2 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= \left(2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \right) \\
 &= 2 \frac{0,75 \times \left(3,9485 \right)^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,3634 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 2 \frac{0,17 \times \left(3,9485 \right)^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0824 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 1,5724 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2 \cdot a \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,9485 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \left(\frac{\Delta v^2}{2 \cdot a \cdot gc} \right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F \\
 &= \left(\frac{3,9485^2}{2 \times 1 \times 32,174} \right) + \left(\frac{40}{32,174} \right) + \left(\frac{0}{62,158} \right) + \left(1,5724 \right) \\
 &= 3,0580
 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{3,0580 \times 0,7147 \times 0,000}{550} \\
 &= 0,0069 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas } (Q) = 267,12 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta_{\text{pompa}}} = \frac{0,0069}{80\%} = 0,009 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\ &= \frac{0,009}{80\%} \\ &= 0,0107 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air dari menuju Cation Exchanger
 Type : pompa sentrifugal
 Bahan : *Commercial steel*
 Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 2572,868 ft³/jam
 panjang pipa : 1063 in
 Jumlah : 2 buah

9. Kation Exchanger (D-220A)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah Hidrogen Exchanger (H₂Z), dimana tiap 1 m³ H₂Z dapat menghilangkan 6500 - 9000 gram Hardness.

Direncanakan H₂Z yang digunakan adalah 8000 g/m³

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Dasar perhitungan :

- rate aliran = 72541,3632 kg/jam = 159924,6893 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho_{\text{liquid}}} \\ &= \frac{159924,6893 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2572,8684 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,7147 \text{ ft}^3/\text{detik} = 267,1189 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 4 gpm/ft²
- tinggi bed = 2 m = 6,5616 ft

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang tangki} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}} \\ &= \frac{267,1189 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 66,7797 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bed} &= \text{luas} \times \text{tinggi} \\
 &= 66,7797 \times 6,5616 \\
 &= 438,1819 \text{ ft}^3 = 12,4080 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Diameter bed ,

$$\begin{aligned}
 \text{Luas} &= \pi/4 \times D^2 \\
 66,7797 \text{ ft}^2 &= 0,7850 \times D^2 \\
 D &= 9,2233 \text{ ft} \\
 \text{Direncanakan H/D} &= 1,5 \\
 H &= 1,5 \times D \\
 &= 1,5 \times 9,2233 \text{ ft} \\
 &= 13,8350 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Volume tangki

$$\begin{aligned}
 V = H \times A &= 13,8350 \text{ ft} \times 66,779733 \text{ ft}^2 \\
 &= 923,8968 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness* , maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kandungan kation} &= 267,1189 \text{ gpm} \times 3 \\
 &= 801,3568 \text{ grains/menit} \\
 &= 48081,4080 \text{ grains/jam}
 \end{aligned}$$

Dalam 25,5485 m³ H₂Z dapat menghilangkan,

$$\begin{aligned}
 \text{Hardness sebanyak} &= 12,4080 \text{ m}^3 \times 8000 \text{ g/m}^3 \\
 &= 99263,97446 \text{ gram} \\
 &= 1531861,5066 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\text{Umur Resin} = \frac{1531861,5066}{48081,4080} = 31,86 \text{ jam}$$

Jadi setelah 31,86 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

» Spesifikasi Kation Exchanger

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 9,22332 ft
- Tinggi : 13,83499 ft
- Jumlah : 2

10. Anion Exchanger (D-220B)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah De-acidite (DOH)

Direncanakan DOH yang digunakan adalah 8000 g/m³

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Dasar perhitungan :

- rate aliran = 72541,3632 kg/jam = 159924,6893 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{159924,6893 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2572,8684 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,7147 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 267,1189 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 4 gpm/ft²
- tinggi bed = 2 m = 6,5616 ft

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang tangki} &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}} \\ &= \frac{267,1189 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 66,779733 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bed} &= \text{luas} \times \text{tinggi} \\ &= 66,779733 \times 6,5616 \\ &= 438,1819 \text{ ft}^3 = 12,4080 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Diameter bed ,

$$\begin{aligned}\text{Luas} &= \pi/4 \times D^2 \\ 66,779733 \text{ ft}^2 &= 0,7850 \times D^2 \\ D &= 9,2233 \text{ ft} \\ \text{Direncanakan H/D} &= 1,5 \\ H &= 1,5 \times D \\ &= 1,5 \times 9,2233 \text{ ft} \\ &= 13,8350 \text{ ft}\end{aligned}$$

Volume tangki

$$\begin{aligned}V &= H \times A \\ &= 13,8350 \text{ ft} \times 66,779733 \text{ ft}^2 \\ &= 923,8968 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness* , maka :

$$\begin{aligned}\text{Kandungan kation} &= 267,1189 \text{ gpm} \times 3 \\ &= 801,3568 \text{ grains/menit} \\ &= 48081,4080 \text{ grains/jam}\end{aligned}$$

Dalam 5,9728 m³ DOH dapat menghilangkan,

$$\begin{aligned}\text{Hardness sebanyak} &= 12,4080 \text{ m}^3 \times 8000 \text{ g/m}^3 \\ &= 99263,97446 \text{ gram} \\ &= 1531861,5066 \text{ grain}\end{aligned}$$

$$\text{Umur Resin} = \frac{1531861,5066}{48081,4080} = 31,86 \text{ jam}$$

Jadi setelah 31,86 jam, resin harus segera diregenerasi dengan

menambahkan asam aulfat atau asam klorida.

» Spesifikasi Anion Exchanger

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 9,2233 ft
- Tinggi : 13,8350 ft
- Jumlah : 2

11. Bak Air Lunak (F-222)

Fungsi : Menampung air lunak untuk didistribusikan ke proses selanjutnya

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 72541,3632 kg/jam = 159924,6893 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{159924,6893 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2572,8684 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 72,8559 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 72,8559 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} \\ &= 364,2796 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ volume bak, sehingga :}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \frac{364,2796 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 455,3495 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 5 \times 3 \times 4$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 \text{ m}^3 \\ 455,3495 \text{ m}^3 &= 30 \text{ m}^3 \\ x &= 2,4759 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air lunak :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \times 2,476 \text{ m} = 12,3797 \approx 13 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 2,476 \text{ m} = 7,4278 \approx 8 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 2,476 \text{ m} = 4,9519 \approx 5 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Lunak

- Bentuk : Persegi Panjang

- Panjang : 13 m
- Lebar : 8 m
- Tinggi : 5 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

12. Pompa air proses (L-223)

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin dan ke bak umpan boiler

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 8223,1816 kg/jam
= 18128,826 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{18128,8261 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 291,6566 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0810 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 30,2802 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,0810^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\
 &= 2,1532 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

$$\text{Standarisasi ID} = 2,5 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} = 0,2396 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,323 \text{ in} = 0,1936 \text{ ft}$$

$$A = 0,0332 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0810 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0332 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,4388 \text{ ft/detik} \\
 &= 8779,5472 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,194 \times 2,4388 \times 62,1581}{0,000538}$$

$$= 54539,5300$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1936} = 0,000780$$

$$f = 0,0064 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- a. Panjang pipa lurus = 40 ft
- b. Elbow, 90° = 1 buah
 - Le/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 - L elbow = 35 ID
 - = 35 × 1 × 0,2396
 - = 8,3853 ft
- c. Gate valve = 2 buah (wide open)
 - Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 - L elbow = 9 ID
 - = 9 × 2 × 0,2396
 - = 4,3125 ft

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0,17 = 0,34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 40 + 8,3853 + 4,3125 = 52,6978 \text{ ft} = 632,3735 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot a \cdot gc \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0064 \times 2,4388^2 \times 52,6978}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,1936}$$

$$= 0,6441 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 1 \frac{0,75 \times 2,4388^2}{2 \times 32,1740}$$

$$= 0,0693 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\ &= 2 \frac{0,17 \times 2,4388^2}{2 \times 32,1740} \\ &= 0,0314 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 0,7449 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 2,4388 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= \frac{2,4388^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,7449 \\ &= 2,0805 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{2,0805 \times 0,0810 \times 62,158}{550} \\ &= 0,1169 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 30,28 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1169}{60\%} = 0,195 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,195}{80\%} \\ &= 0,2436 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin

Type : pompa centrifgal

Bahan : *Commercial steel*

Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 291,6566 ft³/jam
 panjang pipa : 632,37 in
 Jumlah : 2 buah

13. Pompa ke Bak Air Pendingin (L-224)

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 64259,1312 kg/jam
= 141665,681 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{141665,6806 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2279,1175 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,6331 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 236,6213 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496}) \\
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,6331^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\
 &= 5,4310 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena diameter pipa terlalu besar sehingga diambil:

$$\text{Standarisasi ID} = 6 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 5,761 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft} \\
 A &= 0,1810 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,6331 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1810 \text{ ft}^2} \\
 &= 3,4977 \text{ ft/detik} \\
 &= 12591,8093 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,480 \times 3,4977 \times 62,1581}{0,000538}$$

$$= 193988,5427$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,4801} = 0,000314$$

$$f = 0,0065 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- a. Panjang pipa lurus = 50 ft
- b. Elbow, 90° = 3 buah
 - Le/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 - L elbow = 35 ID
 - = 35 × 3 × 0,5521
 - = 57,9682 ft
- c. Gate valve = 2 buah (wide open)
 - Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 - L elbow = 9 ID
 - = 9 × 2 × 0,5521
 - = 9,9374 ft

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0,17 = 0,34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 50 + 57,9682 + 9,9374 = 117,9056 \text{ ft} = 1414,8667 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot a \cdot gc \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0065 \times 3,4977^2 \times 117,9056}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,4801}$$

$$= 1,2140 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = 3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 3 \frac{0,75 \times 3,4977^2}{2 \times 32,1740}$$

$$= 0,4278 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot g_c} \\
 &= 2 \frac{0,17 \times 3,4977^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0646 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_{f'} = 1,7065 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,4977 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\
 &= \frac{3,4977^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 1,7065 \\
 &= 3,1398
 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{3,1398 \times 0,6331 \times 62,158}{550} \\
 &= 0,1199 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 236,62 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1199}{60\%} = 0,200 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{0,200}{80\%} \\
 &= 0,2497 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air menuju bak air pendingin

Type : pompa centrifgal

Bahan : *Commercial steel*

Daya : 0,5 hp

Kapasitas : 2279,1175 ft³/jam

panjang pipa : 1414,9 in
 Jumlah : 2 buah

14. Bak Air Pendingin (F-225)

Fungsi : Menampung air pendingin untuk didistribusikan ke proses selanjutnya.

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 64259,1312 kg/jam = 141665,6806 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{141665,6806 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2279,1175 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 64,5378 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 5 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 64,5378 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam} \\ &= 322,6889 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 80\% \text{ volume bak, sehingga :}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \frac{322,6889 \text{ m}^3}{0,8} \\ &= 403,3611 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang : Lebar : Tinggi} = 5 \times 3 \times 4$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 5 \text{ m} \times 3 \text{ m} \times 2 \text{ m} \\ &= 30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\ 403,3611 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\ \text{x} &= 2,3779 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air pendingin :

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 5 \times 2,378 \text{ m} = 11,8894 \approx 12 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 3 \times 2,378 \text{ m} = 7,1337 \approx 8 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 2 \times 2,378 \text{ m} = 4,7558 \approx 5 \text{ m} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Pendingin

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 12 m
- Lebar : 8 m
- Tinggi : 5 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

15. Pompa ke peralatan (L-226)

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 64259,1312 kg/jam
= 141665,681 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{141665,6806 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2279,1175 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,6331 \text{ ft}^3/\text{detik} \\ &= 236,6213 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}\text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,6331^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\ &= 5,4310 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 6 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 5,7610 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft}$$

$$A = 0,1810 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,6331 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1810 \text{ ft}^2} \\ &= 3,4977 \text{ ft/detik} \\ &= 12591,8093 \text{ ft/jam}\end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,480 \times 3,4977 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 193988,5427\end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\epsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,4801} = 0,000314$$

$$f = 0,0064 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

- a. Panjang pipa lurus = 150 ft
- b. Elbow, 90° = 1 buah
 $Le/D = 35$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 $L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$
 $= 35 \times 1 \times 0,5521$
 $= 19,3227 \text{ ft}$
- c. Gate valve = 1 buah (wide open)
 $Le/D = 9$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)
 $L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$
 $= 9 \times 1 \times 0,5521$
 $= 4,9687 \text{ ft}$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 1 \times 0,17 = 0,17$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 150 + 19,3227 + 4,9687 = 174,2914 \text{ ft} = 2091,4970 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot a \cdot gc \cdot D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0064 \times 3,4977^2 \times 174,2914}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,4801}$$

$$= 1,7670 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 1 \frac{0,75 \times 3,4977^2}{2 \times 32,1740}$$

$$= 0,1426 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$h_f = 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc}$$

$$= 1 \frac{0,17 \times 3,4977^2}{2 \times 32,1740}$$

$$= 0,0323 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_{f'} = 1,9419 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 3,4977 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta Z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= \frac{3,4977^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 1,9419 \\ &= 3,3753 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{3,3753 \times 0,6331 \times 62,158}{550} \\ &= 0,1203 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 236,62 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1203}{60\%} = 0,201 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{0,201}{80\%} \\ &= 0,2506 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses

Type : pompa centrifgal

Bahan : *Commercial steel*

Daya : 0,5 hp

Kapasitas : 2279,1175 ft³/jam

panjang pipa : 2091,5 in

Jumlah : 2 buah

16. Cooling Tower (P-227)

Fungsi : Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai air pendingin

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 64259,1312 kg/jam
- = 141665,6806 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{141665,6806 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2279,1175 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,6331 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 236,6213 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

- Suhu wet bulb udara = 25 °C = 77 °F
- Suhu air masuk tower = 45 °C = 113 °F
- Suhu air pendingin = 30 °C = 86 °F

Digunakan Counter Flow Included-draft Tower,

Dari Perry's 7th ed, fig. 12-14, hal. 12-16, didapatkan konsentrasi : 2,5 gal/m.ft²

Sehingga luas yang dibutuhkan :

$$A = \frac{236,6213 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gal/m.ft}^2} = 94,648514 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter :

$$\begin{aligned}
 \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\
 94,648514 \text{ ft}^2 &= 0,7850 \times d^2 \\
 d &= 10,9805 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung volume :

Direncanakan tinggi tower (L) = 3 d

$$\text{Maka, } L = 3 \times 10,9805 \text{ ft} = 32,9415 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= (\pi/4) d^2 L \\
 &= 0,7850 \times 10,9805^2 \times 32,9415 \\
 &= 3117,8637 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Dari Perry's 7th ed, fig. 12-15, hal. 12-17, didapatkan :

Standar Power Performance adalah 95%, maka :

$$\frac{\text{Hp fan}}{\text{Luas tower area (ft}^2\text{)}} = 0,0350 \text{ Hp/ft}^2$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Hp fan} &= 0,0350 \times \text{luas tower} \\
 &= 0,0350 \text{ Hp/ft}^2 \times 94,648514 \text{ ft}^2 \\
 &= 3,3127 \text{ Hp} \approx 4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Cooling Tower

- Tipe : Induced Draft Tower
- Diameter : 10,9805 ft
- Tinggi : 32,9415 ft
- Daya : 4 Hp

- Jumlah : 2 buah

17. Tangki Penyimpanan Refrigerant (F-228)

Fungsi : Menyimpan refrigerant

Type : Tangki tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished dan tutup bawah conical

Dasar Perencanaan :

Suhu : 273,15 K

Tekanan : 1 atm

Massa : 39768,225 kg/jam = 87673,028 lb/jam

ρ : 0,7714 kg/m³ = 48,1585 lb/ft³

$$V_{\text{tangki}} = \frac{m}{\rho} = \frac{87673,028}{48,1585} = 1820,5099 \text{ ft}^3$$

Asumsi 80% tangki berisi refrigerant

$$V_{\text{total}} = \frac{1820,5099}{0,8} = 2275,6373 \text{ ft}^3$$

Menentukan volume tangki

$V_{\text{total}} = V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}}$

asumsi : $L_s = 1,5 \text{ di}$

$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinde}} + V_{\text{tutup atas}}$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi \times di^2}{4} \times L_s + 0,0847 di^3 \\ 2276 &= \frac{3,14 \times di^3}{24 \times \tan 60} + \frac{3,14}{4} \times di^2 \times 1,5 di + 0,0847 di^3 \\ 2276 &= 0,0755 di^3 + 1,1775 di^3 + 0,0847 di^3 \\ 2276 &= 1,3377 di^3 \\ di^3 &= 1701 \text{ ft}^3 \\ di &= 11,9374 \text{ ft} \\ di &= 143,2491 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi do

$$\begin{aligned} do &= di + 2 ts \\ &= 143,2491 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 143,6241 \text{ in} \end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

$$\begin{aligned} \text{standarisasi do} &= 204 \\ di &= do - 2 ts \\ &= 204 - 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 203,625 \text{ in} = 16,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$\text{Tebal tutup atas} = \frac{P_i \cdot di}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{14,7}{2} \times \frac{203,6250}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7000} + \frac{1}{16} \\
&= 0,1565 \\
&= \frac{2,5033}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned}
&= \frac{P_i \cdot d_i}{2 (f \cdot \sin \alpha)} + C \\
&= \frac{14,7}{2} \times \frac{203,6250}{18750 \times \sin 120} + \frac{1}{16} \\
&= 0,1547 \\
&= \frac{2,4748}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi tangki sebagai berikut:

- do = 204 in
- di = 203,6 in
- ts = 3/16 in
- tha = 3/16 in
- thb = 3/16 in

18. Pompa ke refrigerant (L-229)

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 39768,2248 kg/jam
= 87673,028 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
&= \frac{87673,0284 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 1410,4837 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0,3918 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
&= 146,4385 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}
\text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,3918^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\
&= 4,3762 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 6 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} \\
\text{ID} &= 5,7610 \text{ in} = 0,4801 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$A = 0,1810 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,3918 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,1810 \text{ ft}^2} \\ &= 2,1646 \text{ ft/detik} \\ &= 7792,7276 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,480 \times 2,1646 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 120054,2216 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,4801} = 0,000314$$

$$f = 0,0064 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} \text{a. Panjang pipa lurus} &= 150 \text{ ft} \\ \text{b. Elbow, } 90^\circ &= 2 \text{ buah} \\ \text{Le/D} &= 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 35 \text{ ID} \\ &= 35 \times 2 \times 0,5521 \\ &= 38,6454 \text{ ft} \\ \text{c. Gate valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\ \text{Le/D} &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\ \text{L elbow} &= 9 \text{ ID} \\ &= 9 \times 1 \times 0,5521 \\ &= 4,9687 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 1 \times 0,17 = 0,17$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 150 + 38,6454 + 4,9687 = 193,6141 \text{ ft} = 2323,3697 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot g_c \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,0064 \times 2,1646^2 \times 193,6141}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,4801} \end{aligned}$$

$$= 0,7518 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 2 buah

$$K_f = 0,75$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 2 \frac{0,75 \times 2,1646^2}{2 \times 32,1740} \\ &= 0,1092 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

$$K_f = 0,17$$

(Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 1 \frac{0,17 \times 2,1646^2}{2 \times 32,1740} \\ &= 0,0124 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 0,8734 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot a \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 2,1646 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot a \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= \frac{2,1646^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,8734 \\ &= 2,1895 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{2,1895 \times 0,3918 \times 62,158}{550} \\ &= 0,1177 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk kapasitas (Q)} = 146,44 \text{ gpm}$$

$$\eta \text{ pompa} = 60\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520})$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1177}{60\%} = 0,196 \text{ Hp}$$

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta_{\text{motor}}} \\
 &= \frac{0,196}{80\%} \\
 &= 0,2452 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

» **Spesifikasi Alat**

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses
 Type : pompa centrifgal
 Bahan : *Commercial steel*
 Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 1410,4837 ft³/jam
 panjang pipa : 2323,4 in
 Jumlah : 2 buah

19. Refrigerator (P-230)

Fungsi : mendinginkan kembali refrigerant NH₃
 Type : silinder tegak, tutup atas standar dish tutup bawah datar
 Dasar pemilihan : umum digunakan pada tekanan 1 atm

Dasar perancangan

Untuk NH₃ digunakan refrigerator jenis joule - Thompson cycle

Mechanical expander = 4 Mpa

Type valve = Needle valve (Perry ed 7 hal. 11.98-11.102)

Simple joule - Thompson Cycle refrigerator

(Fig. 11.111 Refrigerator using siple j-T cycle)

Perhitungan

a. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Rate masuk} = 39768,225 \text{ kg/jam} = 87673,028 \text{ lb/jam}$$

$$\rho = 0,7714 \text{ kg/m}^3 = 48,1585 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{87673,02837 \text{ lb/jam}}{48,1585 \text{ lb/ft}^3} = 1820,5099 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Direncanakan tangki penyimpanan untuk 7 hari dengan 4 buah tangki, sehingga;

$$\begin{aligned}
 \text{volume tangki} &= \frac{1820,5099 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{48,1585} \\
 &= 6350,813377 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Dimensi tangki

$$\text{Asumsi } L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\text{Volume tanki} = \text{Volume silinder} + \text{Tutup atas}$$

$$6350,813 = \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$6350,813 = \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 \times 1,5 \text{ di} + 0,0847 \text{ di}^3$$

Jumlah tangki = 4 buah, jadi volume per tangki = 1587,70 ft³

$$1587,703 = 1,2649 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 1255,201$$

$$\text{di} = 10,787 \text{ ft}$$

$$= 129,45 \text{ in}$$

c. Menghitung Tinggi Liquida

$$\text{Tinggi liquida (HL)} = \frac{\text{Volume liquida}}{\frac{1}{4} \pi \times \text{di}^2}$$

$$= \frac{1587,7033}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (10,787)^2}$$

$$= 17,382 \text{ ft}$$

$$= 208,58 \text{ in}$$

d. Menentukan Tekanan Design (Pi)

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \frac{\rho (\text{HL}-1)}{144} = \frac{48,1585 (17,382 - 1)}{144}$$

$$= 5,4786 \text{ psia} = 20,179 \text{ psig}$$

$$\text{Tekanan design (Pi)} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 0 + 20,179 = 20,179 \text{ psig}$$

e. Menghitung Tebal Silinder

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{P_i \times \text{di}}{2(fE - 0,6P_i)} + C$$

$$= \frac{20,179 \times 129,45}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 20,179)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1496 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{2}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{do} = \text{di} + 2(\text{ts})$$

$$= 129,45 + 2(3/16)$$

$$= 130,70 \text{ in}$$

$$\text{di}_{\text{baru}} = \text{do}_{\text{st}} - 2\text{ts}$$

$$= 132 - 2(3/16)$$

$$= 131,50 \text{ in}$$

$$= 10,958 \text{ ft}$$

f. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 1,5 \text{ di}$$

$$= 1,5 \times 10,958 \text{ ft}$$

$$= 16,438 \text{ ft}$$

$$= 197,25 \text{ in}$$

g. Menghitung Dimensi Tutup Atas Dan Tutup Bawah

Bentuk tutup atas adalah standar dish dan tutup bawah adalah flat, sehingga :

$$r = di$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas (tha)} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{fE - 0,1P_i} \times C \\ &= \frac{0,885 \times 28,05 \times 29,9}{18750 \times 0,8 - 0,1 \times 28,05} \times \frac{1}{16} \\ &= 0,2191 \times \frac{1}{16} \\ &= \frac{0,2191}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tutup atas (ha)} &= 0,17 \text{ di} \\ &= 0,17 \times 131,50 \text{ in} \\ &= 22,224 \text{ in} \end{aligned}$$

h. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup atas} \\ &= 197,25 \text{ in} + 22,224 \text{ in} \\ &= 219,47 \text{ in} \\ &= 18,289 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= mendinginkan kembali refrigerant NH ₃
Jumlah tangki	= 4 buah
Waktu tinggal	= 7 hari
Bahan konstruksi	= Stainless Steel SA-240, Grade M, Tipe 316
Volume tangki	= 6351 ft ³
Diameter dalam (di)	= 131,50 in
Diameter luar (do)	= 132 in
Tekanan hidrostatik (Ph)	= 20,179 psig
Tekanan design (Pi)	= 20,179 psig
Tebal silinder (ts)	= $\frac{3}{16}$ in
Tinggi silinder (Ls)	= 197,25 in
Tinggi Tangki (H)	= 219,47 in
Tebal tutup atas (tha)	= $\frac{3}{16}$ in

20. Pompa refrigerant (L-231)

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran	= 39768,2248 kg/jam
	= 87673,028 lb/jam
- Densitas (ρ) air	= 62,1581 lb/ft ³
- Viskositas (μ)	= 0,000538 lb/ft.detik
	= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{87673,0284 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1410,4837 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,3918 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 146,4385 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,3918^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\
 &= 4,3762 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 8 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,7187 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,6250 \text{ in} = 0,6354 \text{ ft}$$

$$A = 0,3171 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,3918 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3171 \text{ ft}^2} \\
 &= 1,2356 \text{ ft/detik} \\
 &= 4448,0722 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,635 \times 1,2356 \times 62,1581}{0,000538} \\
 &= 90698,8419
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,6354} = 0,000238$$

$$f = 0,0064 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 200 \text{ ft}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$\text{L elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 1 \times 0,7187$$

$$\begin{aligned}
 &= 25,1560 \text{ ft} \\
 \text{c. Gate valve} &= 1 \text{ buah (wide open)} \\
 Le/D &= 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93}) \\
 L \text{ elbow} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 1 \times 0,7187 \\
 &= 6,4687 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 1 \times 0,17 = 0,17$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 200 + 25,1560 + 6,4687 = 231,6247 \text{ ft} = 2779,4961 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot gc \cdot D} \\
 &= \frac{4 \times 0,0064 \times 1,2356^2 \times 231,6247}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,6354} \\
 &= 0,2214 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 1 \frac{0,75 \times 1,2356^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0178 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 1 \frac{0,17 \times 1,2356^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0040 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 0,2432 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 1,2356 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned}
 -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot a \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\
 &= \frac{1,2356^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,2432 \\
 &= 1,5102
 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{1,5102 \times 0,3918 \times 62,158}{550} \\
 &= 0,1165 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Untuk kapasitas (Q) = 146,44 gpm

η pompa = 60% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1165}{60\%} = 0,194 \text{ Hp}$$

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\
 &= \frac{0,194}{80\%} \\
 &= 0,2427 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air pendingin menuju alat proses
 Type : pompa centrifgal
 Bahan : *Commercial steel*
 Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 1410,4837 ft³/jam
 panjang pipa : 2779,5 in
 Jumlah : 2 buah

21. Pompa ke bak umpan boiler (L-241)

Fungsi : Memompakan air menuju deaerator

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 59,0505 kg/jam
= 130,183 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{130,1826 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2,0944 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 0,2174 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$\text{ID optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 \times 0,0006^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\
 &= 0,2335 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1/2 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 0,840 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,5460 \text{ in} = 0,0455 \text{ ft}$$

$$A = 0,0016 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0016 \text{ ft}^2} \\
 &= 0,3569 \text{ ft/detik} \\
 &= 1284,8946 \text{ ft/jam}
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,045 \times 0,3569 \times 62,1581}{0,000538} \\
 &= 1876,0751
 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,0455} = 0,003317$$

$$f = 0,0049 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 200 \text{ ft}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Le/D} = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$\text{L elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 3 \times 0,0700$$

$$= 7,3499 \text{ ft}$$

$$\text{c. Gate valve} = 2 \text{ buah (wide open)}$$

$$\text{Le/D} = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$\begin{aligned}
 L_{\text{elbow}} &= 9 \text{ ID} \\
 &= 9 \times 2 \times 0,0700 \\
 &= 1,2600 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 2 \times 0,17 = 0,34$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 200 + 7,3499 + 1,260 = 208,6099 \text{ ft} = 2503,3190 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot gc \cdot D} \\
 &= \frac{4 \times 0,0049 \times 0,3569^2 \times 208,6099}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,0455} \\
 &= 0,1779 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 3 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 3 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 3 \frac{0,75 \times 0,3569^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0045 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 2 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned}
 h_f &= 2 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\
 &= 2 \frac{0,17 \times 0,3569^2}{2 \times 32,1740} \\
 &= 0,0006731 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 0,1830 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,3569 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$-W_s = \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= \frac{0,3569^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,1830$$

$$= 1,4282$$

Menghitung daya pompa

$$W_p = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{1,4282 \times 0,0006 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,1156 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 0,22 gpm

η pompa = 60% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1156}{60\%} = 0,193 \text{ Hp}$$

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,193}{80\%}$$

$$= 0,2409 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air menuju deaerator
 Type : pompa centrifgal
 Bahan : Kf x v2
 Daya : 0,5 hp
 Kapasitas : 2,0944 ft³/jam
 panjang pipa : 2503,3 in
 Jumlah : 2 buah

23.. Bak Air Umpan Boiler (F-243)

Fungsi : Menampung air umpan boiler

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 59,0505 kg/jam = 130,1826 lb/jam

- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$= \frac{130,1826 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2,0944 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0593 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 2 jam

$$\text{Volume air} = \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,0593 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,1186 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume liquid} &= 80\% \text{ volume bak, sehingga :} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{0,1186}{0,8} \text{ m}^3 \\
 &= 0,1483 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang : Lebar : Tinggi} &= 5 \times 3 \times 4 \\
 \text{Volume bak} &= [5 \text{ m} \times 3] \text{ m} \times 2 \text{ m} \\
 &= 30 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= 30 \text{ x}^3 \\
 0,1483 \text{ m}^3 &= 30 \text{ x}^3 \\
 \text{x} &= 0,1703 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi dimensi bak air umpan boiler :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 5 \times 0,170 \text{ m} = 0,8517 \approx 1 \text{ m} \\
 \text{Lebar} &= 3 \times 0,170 \text{ m} = 0,5110 \approx 1 \text{ m} \\
 \text{Tinggi} &= 2 \times 0,170 \text{ m} = 0,3407 \approx 1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Bak Air Umpan Boiler

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 1 m
- Lebar : 1 m
- Tinggi : 1 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 2 buah

24. Pompa Air Umpan Boiler ke Boiler (L-243)

Fungsi : Memompakan air umpan menuju Boiler

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 59,0505 kg/jam
= 130,183 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³
- Viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.detik
= 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\
 &= \frac{130,1826 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2,0944 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 0,2174 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$), maka :

$$ID \text{ optimal} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496})$$

$$\begin{aligned} ID \text{ optimal} &= 3,9 \times 0,0006^{0,45} \times 62,1581^{0,13} \\ &= 0,2335 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ID} = 1/2 \text{ in sch 80} \quad (\text{Geankoplis, App. A.5 hal.892})$$

Sehingga diperoleh :

$$OD = 0,840 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$$

$$ID = 0,5460 \text{ in} = 0,0455 \text{ ft}$$

$$A = 0,0016 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0006 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0016 \text{ ft}^2} \\ &= 0,3569 \text{ ft/detik} \\ &= 1284,8946 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,045 \times 0,3569 \times 62,1581}{0,000538} \\ &= 1876,0751 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5} \text{ m} = 0,0001509 \text{ ft} \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,0455} = 0,003317$$

$$f = 0,0049 \quad (\text{Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88})$$

Direncanakan :

$$\text{a. Panjang pipa lurus} = 70 \text{ ft}$$

$$\text{b. Elbow, } 90^\circ = 1 \text{ buah}$$

$$Le/D = 35 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 35 \text{ ID}$$

$$= 35 \times 1 \times 0,0700$$

$$= 2,4500 \text{ ft}$$

$$\text{c. Gate valve} = 1 \text{ buah (wide open)}$$

$$Le/D = 9 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93})$$

$$L \text{ elbow} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,0700$$

$$= 0,6300 \text{ ft}$$

Dari tabel 2.10.1 hal 93 diperoleh:

$$K_f = 1 \times 0,17 = 0,17$$

Jadi, total panjang pipa :

$$\Delta L = 70 + 2,4500 + 0,6300 = 73,0800 \text{ ft} = 876,9596 \text{ in}$$

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2 \cdot \alpha \cdot gc \cdot D} \\ &= \frac{4 \times 0,0049 \times 0,3569^2 \times 73,0800}{2 \times 1 \times 32,1740 \times 0,0455} \\ &= 0,0623 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi pada Elbow 90° 1 buah

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 1 \frac{0,75 \times 0,3569^2}{2 \times 32,1740} \\ &= 0,0015 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. Friksi pada Gate valve 1 buah

$$K_f = 0,17 \quad (\text{Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94})$$

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \frac{K_f \times v^2}{2 \cdot gc} \\ &= 1 \frac{0,17 \times 0,3569^2}{2 \times 32,1740} \\ &= 0,0003 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\text{Total friksi } (\Sigma F) = F_f + h_f + h_f = 0,064143 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\Delta Z = 40 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = 0,3569 \text{ ft/detik}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F \\ &= \frac{0,3569^2}{2 \times 1 \times 32,174} + \frac{40}{32,174} + \frac{0}{62,158} + 0,0641 \\ &= 1,3094 \end{aligned}$$

Menghitung daya pompa

$$W_p = \frac{(-W_s) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{1,3094 \times 0,0006 \times 62,158}{550}$$

$$= 0,1154 \text{ Hp}$$

Untuk kapasitas (Q) = 0,22 gpm

η pompa = 60% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$\text{BHP} = \frac{W_p}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1154}{60\%} = 0,192 \text{ Hp}$$

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,192}{80\%}$$

$$= 0,2404 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Alat

Fungsi : Memompakan air umpan menuju Boiler

Type : pompa centrifgal

Daya : 0,5 Hp

Kapasitas : 2,0944 ft³/jam

panjang pipa : 876,95962 in

Jumlah : 2 buah

25. Deaerator (D-244)

Fungsi : Menghilangkan gas dalam air umpan boiler dengan injeksi steam

Tipe : Silinder Horizontal

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 59,0505 kg/jam

= 130,1826 lb/jam

- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$= \frac{130,1826 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2,0944 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0593 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal 1 jam

$$\text{Volume air} = \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,0593 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,0593 \text{ m}^3$$

Direncanakan volume liquid 80% volume tangki, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{0,0593}{0,8} \text{ m}^3 \\ &= 0,0741 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menentukan dimensi tangki

$$\text{Volume tangki} = 1/4 \pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}$$

Diasumsikan, $\text{Ls} = 1,5 \text{ Di}$, sehingga :

$$\begin{aligned}0,0741 \text{ ft}^3 &= 1/4 \times 3,14 \times (\text{Di})^2 \times 1,5 \text{ Di} \\ 0,0741 \text{ ft}^3 &= 1,1775 \text{ Di}^3 \\ \text{Di} &= 0,3978 \text{ ft}\end{aligned}$$

Jadi,

$$\text{Tinggi tangki (Ls)} = 1,5 \times 0,3978 \text{ ft} = 0,5967 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup (h) :

$$\begin{aligned}h &= 0,196 \text{ Di} \\ &= 0,196 \times 0,3978 \text{ ft} = 0,078 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga, total tinggi tangki} &= \text{Ls} + 2 (h) \\ &= 4,1532 \text{ ft} + 2 (0,5427) \text{ ft} = 0,7527 \text{ ft}\end{aligned}$$

» Spesifikasi Tangki Deaerator

- Bentuk : Silinder Horizontal, tutup Standar Dished
- Dimensi : Tinggi = 0,8 ft ; Di = 0,4 ft
- Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
- Jumlah : 2 buah

D.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pra-rencana Pabrik trikloroasetaldehid monohidrat ini direncanakan dan disediakan oleh PLN dan Generator set. Tenaga listrik yang dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya. Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

- a. Peralatan proses produksi
- b. Daerah pengolahan air
- c. Listrik untuk penerangan

D.3.1. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, ditunjukkan pada tabel dibawah ini.

Tabel D.3.1. Pemakaian listrik pada peralatan proses produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	R-110	Reaktor	1	8
2	L-112	Pompa	1	1
3	M-113	Mixer	1	0,5
4	L-114	Pompa	1	0,5
5	G-116	Ekspander	1	1
6	L-117	Pompa	1	1
7	X-120	Kristalizer	1	1
8	H-121	Centrifuge	1	6

9	J0122	Belt Conveyor	1	2
10	H-123	Hammer Mill	1	86
11	J-125	Belt Conveyor	1	2
12	J-126	Bucket Elevator	1	6
Jumlah			12	113

Daerah Pengolahan Air

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (water treatment), ditunjukkan pada tabel di bawah ini.

D.3.2 Tabel D.3.2. Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1	L-211	Pompa air kawasan	1	0,5
2	L-212	pompa ke bak klorinasi	1	0,5
3	L-214	Pompa ke bak sanitasi	1	0,5
4	L-216	Pompa air sanitasi	1	0,5
5	L-223	pompa air proses	1	0,5
6	L-221	Pompa ke kation exchanger	1	0,5
7	L-224	Pompa ke bak pendingin	1	0,5
8	L-226	Pompa ke peralatan	1	0,5
9	P-227	Cooling tower water	1	4
10	L-229	Pompa bak penampung NH ₃	1	1,0
11	L-231	Pompa NH ₃	1	1,0
12	L-241	Pompa bak air boiler	1	0,5
13	L-243	Pompa ke boiler	1	0,5
Jumlah			13	11

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

$$= [113 + 11] \text{ Hp} = 125 \text{ Hp}$$

$$= 125 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kWh/HP} = 92,8937 \text{ kWh}$$

D.3.3 Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D} \quad (\text{Perry 3}^{\text{th}} \text{ ed, hal 1758})$$

Dimana :

L = lumen outlet A = luas daerah

F = foot candle

U = koefisien utilitas : 0,8 (Perry 3th ed, hal 1757)

D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,8 (Perry 3th ed, hal 1757)

Tabel D.3.3. Pemakaian listrik untuk penerangan

No	Lokasi	Luas		F	Lumen
		m ²	ft ²		
1	Pos keamanan	20	215,27	5	1681,8201
2	Taman	450	4843,64	5	37840,9523
3	Parkir tamu	150	1614,55	5	12613,6508

4	Parkir pegawai	250	2690,91	5	21022,7513
5	Parkir truk	250	2690,91	5	21022,7513
6	Aula	200	2152,73	5	16818,2010
7	Perpustakaan	80	861,09	5	6727,2804
8	Perkantoran dan tata usaha	1000	10763,65	10	168182,0100
9	Toilet	50	538,18	5	4204,5503
10	Musholla	100	1076,36	5	8409,1005
11	Poliklinik	80	861,09	5	6727,2804
12	Kantin	100	1076,36	5	8409,1005
13	Ruang bahan baku	50	538,18	10	8409,1005
14	Gudang bahan baku	260	2798,55	10	43727,3226
15	Pemadam kebakaran	60	645,82	10	10090,9206
16	Ruang genset	80	861,09	5	6727,2804
17	Area tangki bahan bakar	120	1291,64	10	20181,8412
18	Area water treatment	700	7534,55	5	58863,7035
19	Ruang proses produksi	3000	32290,95	100	5045460,300
20	Perluasan pabrik	1500	16145,47	5	126136,5075
21	Bengkel dan Garasi	250	2690,91	5	21022,7513
22	Litbang	80	861,09	5	6727,2804
23	Laboratorium	250	2690,91	10	42045,5025
24	Gudang produk	250	2690,91	5	21022,7513
25	Pos penimbangan	100	1076,36	5	8409,1005
26	Jalan	900	9687,28	5	75681,9045
Total		10330	110973,22	250	5808165,72

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan Fluorescent Lamp type day light 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{jumlah lumen} - (\text{lumen jalan} + \text{lumen taman}) \\ &= 5808165,7154 - 75681,905 + 37840,9523 \\ &= 5694642,8586 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{5694642,8586 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}} \\ &= 116217,2012 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{116217,2012 \text{ watt}}{40 \text{ watt}} \\ &= 2905,4300 \approx 2905 \text{ buah} \end{aligned}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Total lumen} &= \text{lumen jalan} + \text{lumen taman} \\ &= 75681,90 + 37840,9523 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 113522,86 \text{ lumen} \\
 \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{113522,857 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}} \\
 &= 3784,1 \text{ watt} \\
 \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{3784,1 \text{ watt}}{100 \text{ watt}} \\
 &= 37,841 \approx 38 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan :

$$\begin{aligned}
 - \text{Lampu Fluorescent} &= 116217,2012 \\
 - \text{Lampu Mercury} &= 3784,0952 \\
 - \text{Peralatan bengkel} &= 2000,0000 \\
 - \text{Peralatan laboratorium} &= 1500,0000 \\
 - \text{Keperluan lain-lain} &= \underline{1250,0000} + \\
 \text{Total} &= 124751,2964 \text{ Watt} = 124,75 \text{ kWatt}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{Listrik untuk penerangan} + \text{Listrik untuk proses} \\
 &= [124,75 + 92,894] \text{ kWH} \\
 &= 217,6450 \text{ kWH}
 \end{aligned}$$

Generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik mati.

Power faktor untuk generator = 0,8

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 \text{Power yang dibangkitkan oleh generator} &= \frac{217,6450 \text{ kW}}{0,8} \\
 &= 272,0563 \text{ kW} \approx 272 \text{ kW} \\
 &= 272 \text{ kV.A}
 \end{aligned}$$

» Spesifikasi Geneartor

- Tipe : AC Generator 3 Phase
- Kapasitas : 272 kV.A, 380/220 Volt
- Frekuensi : 50/60 Hz
- Jumlah : 2 buah

D.3.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar Generator

$$\begin{aligned}
 \text{Tenaga Generator} &= 272 \text{ kW} \\
 &= 22279149,9547 \text{ Btu/hari}
 \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesell Oil,

- Heating Value (H_v) = 132000 Btu/lb
- Densitas (ρ) = 55 lb/ft³ = 880,98671 kg/m³
- Efisiensi (η) = 80% (Perry's ed 7 hal 27-10)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{22279149,9547 \text{ Btu/hari}}{132000 \text{ Btu/lt} \times 0,8 \times 55 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3,8359418 \text{ ft}^3/\text{hari} \\
 &= 108,6224 \text{ L/hari}
 \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

$$= 108,6224 \quad \text{L/hari}$$

Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar = $108,6224 \quad \text{L/hari} = 3,8359418 \quad \text{ft}^3/\text{hari}$
- $P = 14,7 \quad \text{psi}$ dan $T = 30 \quad ^\circ\text{C}$
- Waktu penyimpanan $30 \quad \text{hari}$
- Volume bahan bakar dianggap menempati 80% volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan bakar} &= 3,8359418 \quad \text{ft}^3/\text{hari} \times 30 \quad \text{hari} \\ &= 115,0783 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

$$V \text{ bahan bakar tiap tangki} = \frac{115,08 \quad \text{ft}^3}{1} = 115,08 \quad \text{ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{115,08 \quad \text{ft}^3}{80\%} \\ &= 143,85 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

Dianggap $H = 1,5 D$, maka :

$$\begin{aligned} 143,848 \quad \text{ft}^3 &= 0,7850 \quad D^2 \times 1,5 \quad D \\ D^3 &= 122,16 \quad \text{ft}^3 \\ D &= 4,9619 \quad \text{ft} = 59,542724 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \quad D \\ &= 1,5 \times 59,542724 \quad \text{in} \\ &= 89,314086 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 Grade A Type 410

- allowable (f) = $16250 \quad \text{psi}$ (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C) = $1/16 \quad \text{in}$
- tipe pengelasan = Double welded butt joint ($E = 0,8$)
(Brownel & Young, hal. 254)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D}{2 (f \times E - 0,6 P_i)} + C \\ &= \frac{14,7 \times 59,5427}{2 (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\ &= (0,0337 \times (16 / 16)) + (1 / 16) \\ &= 1,539 / 16 \approx 3/16 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Standarisasi : } d_o &= d_i + 2 t_s \\ &= 59,5427 + 2 (5/16) \end{aligned}$$

$$= 59,9177$$

Dengan pendekatan ke atas maka didapatkan harga $do = 54$ in

(Brownel & Young, tabel 5.7 hal. 89-91)

Maka, harga di baru :

$$\begin{aligned} di &= do - 2 ts \\ &= 54 - 2 (5/16) \\ &= 53,6250 \text{ in} = 4,4688 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas (standar dished)

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \times P_i \times D}{(f \times E - 0,1 P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 53,63}{(16250 \times 0,8 - 0,1 \times 14,7)} + \frac{1}{16} \\ &= (0,0537 \times (16 / 16)) + (1 / 16) \\ &= 1,8587 / 16 \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah (conical), dengan $\alpha = 60^\circ$

$$\begin{aligned} thb &= \frac{P_i \times D}{2 (f \times E - 0,6 P_i) \cos 60^\circ} + C \\ &= \frac{14,7 \times 53,63}{2 (16250 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)} \frac{1}{1} + \frac{1}{16} \\ &= (0,0607 \times (16 / 16)) + (1 / 16) \\ &= 1,9709 / 16 \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

» Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

- Tipe : Persegi Panjang
- Bahan konstruksi : HAS SA 240 Grade A Type 410
- Dimensi : $Di = 53,63$ in $ts = 3/16$ in
 $H = 89,314086$ in $tha = 3/16$ in
 $thb = 3/16$ in
- Jumlah : 2

APPENDIKS E ANALISA EKONOMI

E.1. Metode Penafsiran Harga

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsirkan harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga dapat ditafsirkan harga peralatan pada saat ini. Maka untuk menafsirkan harga saat ini digunakan persamaan pada "Ulrich" 1984, halaman 269 :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

Dimana :

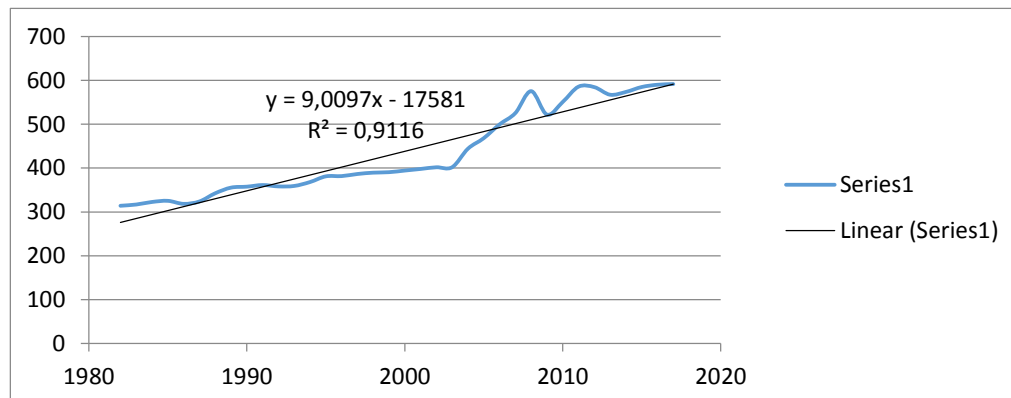
- C_A = Tafsiran harga alat saat ini
- C_B = Harga alat pada tahun ke B
- I_A = Indeks harga saat ini
- I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Tabel E.1.1. Indeks Harga Tahun 1985 - 2016

Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)	Tahun (x)	Indeks (y)
1982	314,0	1994	368,1	2006	499,6
1983	316,9	1995	381,1	2007	525,4
1984	322,7	1996	381,7	2008	575,4
1985	325,3	1997	386,5	2009	521,9
1986	318,4	1998	389,5	2010	550,8
1987	323,8	1999	390,6	2011	585,7
1988	342,5	2000	394,3	2012	584,6
1989	355,4	2001	398,0	2013	567,3
1990	357,6	2002	401,8	2014	573,6
1991	361,3	2003	402,0	2015	584,9
1992	358,2	2004	444,2	2016	590,0
1993	359,2	2005	468,2	2017	591,6

(Peter & Timmerhaus, Tabel 3 hal. 163)

Kenaikan harga indeks pada tahun 1982 - 2017 diatas merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke A maka persamaan dapat ditampilkan pada grafik dibawah ini :



Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah :

$$y = 9,0097 - 17581$$

Indeks harga pada tahun 2022, $y = 2022$

$$y = 636,61$$

Indeks acuan pada tahun 1982 = 315

Tabel E.1.2. Peralatan yang di Desain

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Kapasitas / Dimensi	Bahan Kons.	Jml
1	Reaktor	R-110	Mixed Flow	$V = 304,8637 \text{ ft}^3$	SS	2
2	Storage Ethanol	F-111	Silinder Tank	$V = 9947,4974 \text{ ft}^3$	CS	2
3	Pompa Ethanol	L-112	Pompa Sentrifugal	$V = 2955,49 \text{ ft}^3/\text{jam}$	CS	2
4	Mixer	M-113	Silinder Tank	$V = 3066,32 \text{ lb}/\text{jam}$	CS	2
5	Pompa	L-114	Pompa Sentrifugal	$V = 3066,32 \text{ ft}^3/\text{jam}$	CS	2
6	Heater Ethanol	E-115	DPHE	$D = 2,38 \text{ in}$	SS	2
7	Ekspander	G-116	Multi Stage	$V = 14558,24 \text{ lb}/\text{jam}$	CS	2
8	Pompa	L-117	Pompa Sentrifugal	$V = 9696,3 \text{ ft}^3/\text{jam}$	CS	2
9	Cooler	E-118	DPHE	$D = 2,38 \text{ in}$	SS	2
10	Kristalizer	X-120	Swenson Walker	$D = 24 \text{ in}$	CS	2
11	Centrifuge	H-121	Disk	$V = 50 \text{ gpm}$	CS	2
12	Belt Conveyor	J-122	flet belt on continous plate	$V = 3787 \text{ kg}/\text{jam}$		2
13	Hamer mill	H-123	Chruser	$V = 8350 \text{ lb}/\text{jam}$		2
14	Screen	C-124	vibrating screen	$V = 3787 \text{ kg}/\text{jam}$	CS	2
15	Belt Conveyor	J-125	flet belt on continous plate	$V = 3787 \text{ kg}/\text{jam}$		2
16	Bucket elevator	J-126	centrifugal-discharge elevator	$V = 3,7879 \text{ ton}/\text{jam}$		2
17	BIN	F-127	Silinder Tank	$D = 47,62 \text{ in}$	SS	2
18	Mesin pengemas	P-128		$V = 15866 \text{ lb}/\text{jam}$	CS	2
19	Storage produk	F-129	bangunan beton	$L = 141,2 \text{ m}$	SS	2
20	Scrubber	D-130	packed coloumn	$D = 38 \text{ in}$	CS	2
21	Pompa	L-131	Pompa Sentrifugal	$V = 340,59 \text{ ft}^3/\text{jam}$	CS	2
22	Storage produk HCl	F-132	Silinder Tank	$D = 240 \text{ in}$	HAS	2

Keterangan : CS = Carbon Steel ; HAS = High Alloy Steel ; B = Beton ; SS = Stainless Steel

E.2. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini maka dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel E.2.1 dan peralatan Utilitas pada tabel E.2.2.

Asumsi: $1 \$ = 13484$ (Hari Kamis tanggal 07 Desember 2017, BI)

Cara menghitung harga alat dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B (C}_{BM}\text{)} \times \frac{636,6134}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

Ulrich, Tabel 5-6 Hal 286-316

No.	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Reaktor	R-110	247000	998371,4908	13.462.041.181,86
2	Storage Ethanol	F-111	1260	5093	68.672.761

3	Pompa Ethanol	L-112	4900	19806	267.060.736
4	Mixer	M-113	112500	454724	6.131.496.490
5	Pompa	L-114	2800	11318	152.606.135
6	Heater Ethanol	E-115	2490	10065	135.710.456
7	Ekspander	G-116	1300	5255	70.852.848
8	Pompa	L-117	4900	19806	267.060.736
9	Cooler	E-118	2700	10913	147.155.916
10	Kristalizer	X-120	68500	276876	3.733.400.085
11	Centrifuge	H-121	7700	31123	419.666.871
12	Belt Conveyor	J-122	38100	154000	2.076.533.478
13	Hamer mill	0	12040	0	0
14	Screen	H-123	6600	26677	359.714.461
15	Belt Conveyor	C-124	5000	20210	272.510.955
16	Bucket elevator	J-125	10800	43653	588.623.663
17	BIN	0	4800	19402	261.610.517
18	Mesin pengemas	J-126	3000	12126	163.506.573
19	Storage produk	0	152000	614382	8.284.333.035
20	Scrubber	F-127	24700	99837	1.346.204.118
21	pompa		4900	9902,875111	133.530.368
22	Storage produk HCl	P-128	13050	52748	711.253.593
Total					38.342.291.382

Tabel E.2.2. Daftar Harga Peralatan Utilitas pada Pabrik Karbon dioksida cair

No	Nama	Kode	C _{BM}	Harga	
	Peralatan			(\$)	(Rp)
1	Pompa air kawasan	L-211	3990	8064	217.463.742
2	Bak Air kawasan	L-212	1890	3820	103.009.141
3	Pompa Bak Klorinasi	F-213	1680	3395	91.563.681
4	Pompa Bak Sedimentasi	L-213	3500	7073	190.757.669
5	Pompa	F-214	3500	7073	190.757.669
6	Bak air sanitasi	F-215	1890	3820	103.009.141
7	Pompa Air Sanitasi	L-216A	4200	8488	228.909.202
8	Pompa ke kation Exchanger	D-220B	4060	8205	221.278.896
9	Kation exchanger		1000	2021	54.502.191
10	Anion Exchanger		1000	2021	54.502.191
11	Bak air lunak		2470	4992	134.620.412
12	Pompa air proses		3500	7073	190.757.669
13	Pompa bak air pendingin		3500	7073	190.757.669
14	Bak air pendingin		2090	4224	113.909.579
15	Pompa ke peralatan		2940	5942	160.236.442
16	Cooling Tower		4000	8084	218.008.764
17	Tangki penyimpan refrigeran		630	1273	34.336.380
18	Refrigerator		97600	197249	5.319.413.844
19	Pompa ke bak NH ₃		3500	7073	190.757.669
20	Pompa NH ₃		3500	7073	190.757.669

Total

8.199.309.617

Harga peralatan total = Harga peralatan proses + harga peralatan Utilitas
= Rp38.342.291.382 + Rp8.199.309.617
= Rp46.541.600.999

Dengan Faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

Harga peralatan total = 1,2 × Rp46.541.600.999
= Rp55.849.921.199
= Rp69.198.721.199 (+ harga tanah)

E.3. Biaya Bahan Baku

1. Ethanol

Kebutuhan per jam = 1273,572693 kg = 1,27357 ton
Harga = Rp 2.730 /kg = Rp 2.730.000 /ton
Biaya per tahun, (Alibaba.com,2017)
= 1,2736 ton/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun × Rp 2.730.000 /ton
= Rp 27.536.679.336

2. Klorin

Kebutuhan per jam = 6603,473103 kg = 6,60347 ton
Harga = Rp 1.950 /kg = Rp 1.950.000 /ton
Biaya per tahun, (Alibaba.com,2017)
= 6,6035 ton/jam × 24 jam/hari × 330 hari/tahun × Rp 1.950.000 /ton
= Rp 101.984.038.599

3. Air

Kebutuhan air/jam = 805,5273791 kg = 0,8055 m³
Harga air per kg = Rp100
Biaya per tahun = Rp100 x 805,5274 x 24 jam/hari x 330 hari/th
= Rp 637.977.684

Total biaya bahan baku,

= Ethanol + Klorin + air
= Rp 27.536.679.336 + Rp 101.984.038.599 + Rp637.977.684
= Rp 130.158.695.619

E.4. Biaya Utilitas

1. Listrik

Kebutuhan Listrik per jam = 255,9660 kW
Harga listrik per KW = Rp1.467,28 (PT PLN (Persero),2017)
Biaya Listrik per tahun
= 255,9660 kW.h × 24 jam/hari × 330 hari/tahun × Rp1.467
= Rp2.974.544.436

2. Bahan Bakar

Kebutuhan Bakar per jam = 2303,9642 Liter/hari = 95,998508 L/jam

$$\begin{aligned}
&\text{Harga bahan bakar per Liter} &= &\text{Rp}5.150,00 &&(\text{PT Pertamina},2017) \\
&\text{Biaya bahan bakar per tahun} \\
&= 95,9985 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times &&&&\text{Rp}5.150,00 \\
&= &&\text{Rp}3.915.587.158
\end{aligned}$$

3. Resin Kation

$$\begin{aligned}
&\text{Kebutuhan resin/jam} &= &8,00 &&\text{kg} \\
&\text{Harga resin} &= &\text{Rp} 11698 &&(\text{Alibaba.com},2017) \\
&\text{Biaya per tahun} &= &\text{Rp} 11698 \times 8 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\
& &= &\text{Rp} 741.185.280
\end{aligned}$$

4. Resin Anion

$$\begin{aligned}
&\text{Kebutuhan resin/jam} &= &8,00 &&\text{kg} \\
&\text{Harga resin} &= &\text{Rp} 19497 &&(\text{Alibaba.com},2017) \\
&\text{Biaya per tahun} &= &\text{Rp} 19497 \times 8 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\
& &= &\text{Rp} 1.235.329.920
\end{aligned}$$

5. Klorin (Cl_2)

$$\begin{aligned}
&\text{Kbtuhan klorin/hari} &= &0,0170 &&\text{kg} \\
&\text{Harga klorin} &= &\text{Rp} 11700 &&(\text{Alibaba.com},2017) \\
&\text{Biaya per tahun} &= &\text{Rp} 11700 \times 0,017 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \\
& &= &\text{Rp} 1.575.288
\end{aligned}$$

6. Air

$$\begin{aligned}
&\text{Kebutuhan air/jam} &= &75075,373 \text{ kg/jam} &= &75,0754 \text{ m}^3 \\
&\text{Harga air per kg} &= &\text{Rp}100 \\
&\text{Biaya per tahun} &= &\text{Rp}100 \times 75075,3732 \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/th} \\
& &= &\text{Rp} 59.459.695.574
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&\text{Total biaya utilitas} = \text{biaya listrik} + \text{biaya bahan bakar} + \text{biaya resin kation} + \text{biaya resin anion} \\
& &+ &\text{air} \\
& &= &\text{Rp}2.974.544.436 + \text{Rp}3.915.587.158 + \text{Rp}741.185.280 \\
& &+ &\text{Rp}1.235.329.920 + \text{Rp}1.575.288 + \text{Rp}59.459.695.574 \\
& &= &\text{Rp} 68.326.342.369
\end{aligned}$$

E.5. Gaji Pegawai

Tabel E.5.1. Daftar Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Dewan Komisaris	2	28.000.000	56.000.000
2	Direktur utama	1	18.000.000	18.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	13.000.000	13.000.000
5	Sekretaris	2	6.500.000	13.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	10.500.000	10.500.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	8.500.000	17.000.000
8	Kepala Dept. Produksi	1	10.500.000	10.500.000
9	Kepala Dept. Teknik	1	10.500.000	10.500.000
10	Kepala Dept. Keuangan dan Administrasi	1	10.200.000	10.200.000
11	Kepala Dept. Umum dan SDM	1	10.200.000	10.200.000
12	Kepala Dept. QC dan Laboratorium	1	10.200.000	10.200.000
13	Kepala Devisi Proses	1	8.500.000	8.500.000
14	Karyawan Proses	52	3.500.000	182.000.000
15	Kepada Devisi Gudang	1	8.200.000	8.200.000
16	Karyawan Devisi Gudang	9	3.500.000	31.500.000
17	Kepala Utilitas	1	8.700.000	8.700.000
18	Karyawan Devisi Utilitas	9	3.500.000	31.500.000
19	Kepala Divisi Bengkel dan Perawatan	1	8.200.000	8.200.000
20	Karyawan Divisi Bengkel dan Perawatan	4	3.500.000	14.000.000
21	Kepala Divisi QC dan Laboratorium	1	8.700.000	8.700.000
22	Karyawan Divisi QC dan Laboratorium	10	4.700.000	47.000.000
23	Kepala Divisi Penjualan dan Pembelian	1	8.300.000	8.300.000
24	Karyawan Divisi Penjualan dan Pembelian	5	3.500.000	17.500.000
25	Kepala Divisi Administrasi	1	6.000.000	6.000.000
26	Karyawan Divisi Administrasi	2	3.500.000	7.000.000
27	Kepala Divisi Akuntansi	1	8.000.000	8.000.000
28	Karyawan Divisi Akuntansi	2	3.500.000	7.000.000
29	Kepala Divisi Humas dan Personalia	1	8.000.000	8.000.000
30	Karyawan Divisi Humas dan Personalia	3	3.500.000	10.500.000
31	Kepala Divisi Transportasi	1	6.000.000	6.000.000
32	Karyawan Divisi Transportasi	4	3.500.000	14.000.000
33	Kepala Keamanan dan Keselamatan	1	7.000.000	7.000.000
34	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	8	3.500.000	28.000.000
35	Kepala Divisi Kebersihan dan Logistik	1	5.000.000	5.000.000
36	Karyawan Divisi Kebersihan dan Logistik	10	3.500.000	35.000.000
37	Karyawan Perpustakaan	2	3.500.000	7.000.000
38	Dokter	1	9.500.000	9.500.000
39	Karyawan Kesehatan	3	4.000.000	12.000.000
Jumlah		151	Total	738.200.000

Total gaji pegawai pertahun = Rp738.200.000 × 12 bulan
= Rp8.858.400.000

E.6. Perhitungan Harga Produk

1. Triklroasetaldehyd Monohidrat

$$\begin{aligned}\text{Produksi per jam} &= 3787,8788 \text{ kg} = 3,7879 \text{ ton} \\ \text{Harga (/kg)} &= \text{Rp } 22.000 \text{ /kg} = \text{Rp } 22.000.000 \text{ /ton} \\ &\quad (\text{Alibaba.com,2016}) \\ \text{Penjualan per tahun} &= 3,7879 \text{ ton/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 22.000.000 \text{ /ton} \\ &= \text{Rp } 660.000.002.112\end{aligned}$$

$$\text{Total Penjualan Produk per tahun} = \text{Rp } 660.000.002.112$$

E.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1.	Harga peralatan		(E) =	Rp.	69.198.721.199
2.	Instrument dan alat kontrol	34%	E =	Rp.	23.527.565.208
3.	Isolasi	9%	E =	Rp.	6.227.884.908
4.	Perpipaan terpasang	86%	E =	Rp.	59.510.900.231
5.	Listrik terpasang	15%	E =	Rp.	10.379.808.180
6.	Harga FOB	(jumlah 1-5)	(F) =	Rp.	168.844.879.726
7.	Ongkos angkutan kapal laut	15%	F =	Rp.	25.326.731.959
8.	Harga C dan F	(jumlah 6-7)	(G) =	Rp.	194.171.611.685
9.	Biaya asuransi	1,0%	G =	Rp.	1.941.716.117
10.	Harga CIF	(jumlah 8-9)	(H) =	Rp.	196.113.327.802
11.	Biaya angkut barang ke plant	20%	H =	Rp.	39.222.665.560
12.	Pemasangan alat	45%	E =	Rp.	31.139.424.540
13.	Bangunan pabrik	70%	E =	Rp.	48.439.104.839
14.	Service facilities	50%	E =	Rp.	34.599.360.600
15.	Biaya langsung (DC)	(jumlah 10-14)	=	Rp.	353.491.180.657

b. Biaya Tak Langsung (IC)

16.	Engineering dan Supervisi	30% DC	=	Rp.	106.047.354.197
17.	Konstruksi	35% DC	=	Rp.	123.721.913.230
Total Modal Tak Langsung (IC)				=	Rp. 229.769.267.427

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}\text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \text{Rp}353.491.180.657 + \text{Rp}229.769.267.427 \\ &= \text{Rp}583.260.448.085\end{aligned}$$

d. Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned}\text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\ &= 20\% \times \text{Rp}729.075.560.106 \\ &= \text{Rp}145.815.112.021\end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned}\text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp}583.260.448.085 + 20\% \text{ TCI} \\ &= \text{Rp}729.075.560.106\end{aligned}$$

f. Modal Perusahaan

$$\begin{aligned}\text{Modal sendiri (MS)} &40\% \text{ TCI} = \text{Rp}0 \\ \text{Modal pinjaman (MP)} &60\% \text{ TCI} = \text{Rp}437.445.336.063\end{aligned}$$

E.8. Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)				
- Bahan Baku		=	Rp.	130.158.695.619
- Tenaga Kerja	(TK)	=	Rp.	8.858.400.000
- Pengawasan langsung	25% TK	=	Rp.	2.214.600.000
- Utilitas		=	Rp.	68.326.342.369
- Pemeliharaan dan perbaikan (PP)	10% FCI	=	Rp.	58.326.044.808
- Operating supplies	20% PP	=	Rp.	11.665.208.962
- Laboratorium	20% PP	=	Rp.	1.771.680.000
- Patent dan Royalti	6% TPC	=	Rp.	0,06 TPC
Biaya Produksi Langsung		=	Rp.	221.223.298.500
				+ 0,06 TPC
b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)				
- Depresiasi alat	10% FCI	=	Rp.	58.326.044.808
- Depresiasi bangunan	3% FCI	=	Rp.	17.497.813.443
- Pajak kekayaan	4% FCI	=	Rp.	23.330.417.923
- Asuransi	1% FCI	=	Rp.	5.832.604.481
- Bunga bank	12% MP	=	Rp.	52.493.440.328
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)		=	Rp.	157.480.320.983
c. Biaya Overhead Pabrik				
Biaya Overhead	70% (TK + PP)	=	Rp.	48.579.331.366
d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)				
- Biaya Administrasi	15% PP	=	Rp.	10.409.856.721
- Biaya distribusi dan pemasaran	5% TPC	=	Rp.	0,05 TPC
- Biaya LITBANG	5% TPC	=	Rp.	0,05 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)		=	Rp.	10.409.856.721
				+ 0,1 TPC
e. Biaya Produksi Total (TPC)				
TPC = DPC + FC + Biaya Overhead + GE				
= Rp437.692.807.570 + 0,20 TPC				
TPC = Rp547.116.009.462				
Maka, DPC = Rp221.223.298.500 + 0,06 TPC				
= Rp254.050.259.067				
GE = Rp10.409.856.721 + 0,1 TPC				
= Rp65.121.457.667				

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan Nomor 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000,-
- 30% untuk laba > Rp. 500.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

- a. Bunga kredit Bank CIMB Niaga sebesar 12% per tahun
- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi :
 - Tahun I : 60% produksi total
 - Tahun II : 80% produksi total

Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp660.000.002.112 (kapasitas 100%)

Laba kotor = Harga Jual — Biaya Produksi
= Rp660.000.002.112 — Rp547.116.009.462
= Rp112.883.992.650

Pajak penghasilan = 30% × Laba kotor
= 30% × Rp112.883.992.650
= Rp33.865.197.795

Laba Bersih = Laba kotor — Pajak penghasilan
= Rp112.883.992.650 — Rp33.865.197.795
= Rp79.018.794.855

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{Abt}) :

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat
= Rp112.883.992.650 + Rp58.326.044.808
= Rp171.210.037.458

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_{Aat}) :

C_{Aat} = Laba bersih + Depresiasi alat
= Rp79.018.794.855 + Rp58.326.044.808
= Rp137.344.839.663

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{Rp112.883.992.650}{Rp583.260.448.085} \times 100\% = 19,4\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% && \text{dari modal investasi} \\ &= \frac{Rp79.018.794.855}{Rp583.260.448.085} \times 100\% \\ &= 14\% \\ &= 14\% \times Rp729.075.560.106 = Rp98.773.493.569 \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT_{BT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{Rp583.260.448.085}{Rp171.210.037.458} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,4067 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{POT}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp145.815.112.021}}{\text{Rp137.344.839.663}} \times 1 \text{ tahun} = 1,06 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC) = Rp157.480.320.983

b. Biaya Variabel (VC)

Bahan Baku pertahun = Rp130.158.695.619

Biaya Utilitas pertahun = Rp68.326.342.369

Total Biaya Variabel (VC) = Rp198.485.037.988

c. Biaya Semi Variabel (SVC)

Biaya Umum (GE) = Rp65.121.457.667

Biaya Overhead = Rp48.579.331.366

Plant supplies = Rp11.665.208.962

Biaya laboratorium dan kontrol = Rp1.771.680.000

Buruh pabrik langsung = Rp8.858.400.000

Pengawasan pabrik = Rp2.214.600.000

Perawatan dan Pemeliharaan = Rp58.326.044.808

Total Biaya Semi Variable (SVC) = Rp196.536.722.804

d. Harga Penjualan (S)

S = Rp660.000.002.112

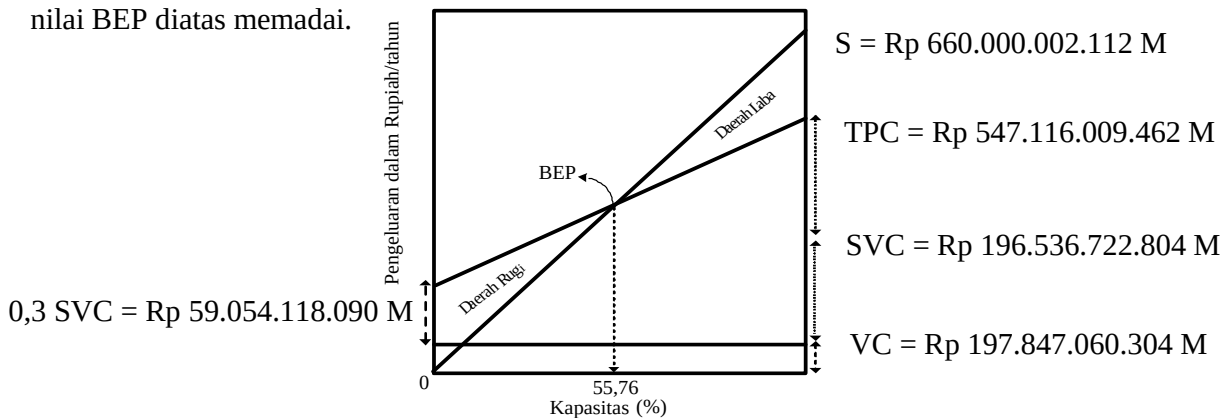
maka, $\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$

= 56,36%

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 56,36% × 30.000 ton/tahun

= 16.908 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.



Grafik E.1. Break Even Point

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100 - \% \text{ kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
 PB = keuntungan pada kapasitas 100%
 % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{Rp79.018.794.855} = \frac{[100 - 56\%] - [100 - 60\%]}{[100 - 56\%]}$$

$$PBi = Rp28.929.749$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp28.929.749 + Rp17.497.813.443 \\ &= Rp17.526.743.192 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{[100 - BEP] - [100 - \% \text{ kapasitas}]}{[100 - BEP]}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
 PB = keuntungan pada kapasitas 100%
 % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{Rp79.018.794.855} = \frac{[100 - 56\%] - [100 - 80\%]}{[100 - 56\%]}$$

$$PBi = Rp187.863.080$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua :

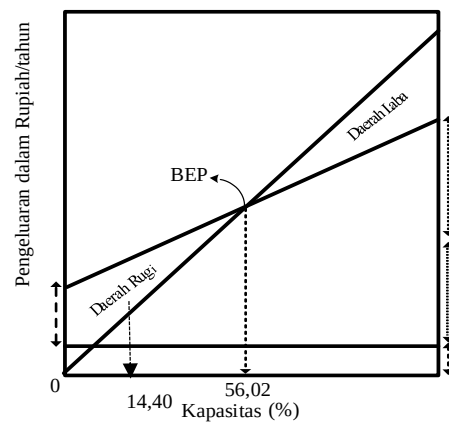
$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp187.863.080 + Rp17.497.813.443 \\ &= Rp17.685.676.522 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - VC} \times 100\% \\ &= 15,35\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas penjualan,} \\ &= 15,35\% \times Rp660.000.002.112 \\ &= Rp101.329.502.597 \end{aligned}$$



Grafik E.2. Shut Down Point

6. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun,

(tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%) :

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 40\% \times \text{Rp}583.260.448.085 \times 1,2544 \\
 &= \text{Rp}292.656.762.431 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\
 &= 60\% \times \text{Rp}583.260.448.085 \times 1,0000 \\
 &= \text{Rp}349.956.268.851 \\
 C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\
 &= -\text{Rp}349.956.268.851 - \text{Rp}292.656.762.431 \\
 &= -\text{Rp}642.613.031.282
 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$\begin{aligned}
 \text{NPV} &= C_A \times F_d \\
 F_d &= \frac{1}{(1+i)^n}
 \end{aligned}$$

Dimana :

- F_d = Faktor diskon
- C_A = cash flow setelah pajak
- i = tingkat bunga bank
- n = tahun ke-n

Tabel E.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C _A) (Rp)	Fd i = 12%	NPV (Rp)
0	-642.613.031.282	1	-642.613.031.282
1	17.526.743.192	0,8929	15.648.877.850
2	17.685.676.522	0,7972	14.098.913.044
3	137.344.839.663	0,7118	97.759.344.012
4	137.344.839.663	0,6355	87.285.128.582
5	137.344.839.663	0,5674	77.933.150.519
6	137.344.839.663	0,5066	69.583.170.107
7	137.344.839.663	0,4523	62.127.830.452
8	137.344.839.663	0,4039	55.471.277.190
9	137.344.839.663	0,3606	49.527.926.062
10	137.344.839.663	0,3220	44.221.362.555
WCI			145.815.112.021
Total			76.859.061.112

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate Of Return)

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial = 14%

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial = 15%

Tabel E.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C _A) (Rp)	NPV ₁ (Rp) i = 0,14	NPV ₂ (Rp) i = 0,15
0	-642.613.031.282	-642.613.031.282	-642.613.031.282
1	17.526.743.192	15.374.336.133	15.240.646.254
2	17.685.676.522	13.608.553.803	13.372.912.304
3	137.344.839.663	92.703.854.670	90.306.461.519
4	137.344.839.664	81.319.170.764	78.527.357.844
5	137.344.839.665	71.332.605.934	68.284.658.995
6	137.344.839.666	62.572.461.346	59.377.964.344
7	137.344.839.667	54.888.123.988	51.633.012.473
8	137.344.839.668	48.147.477.183	44.898.271.716
9	137.344.839.669	42.234.629.108	39.041.975.406
10	137.344.839.670	37.047.920.270	33.949.543.831
WCI		145.815.112.021	145.815.112.021
Total		22.431.213.938	-2.165.114.574

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

$$\begin{aligned} i_1 &= \text{bunga pinjaman ke-1 yang ditrial} &= 14\% \\ i_2 &= \text{bunga pinjaman ke-2 yang ditrial} &= 15\% \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= 14\% + \frac{22.431.213.938}{22.431.213.938 - -2.165.114.574} \times [0,15 - 0,14] \\ &= 15\% \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IF 15% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (12 %), maka Pabrik Trikloroasetaldehid monohidrat ini layak didirikan.



INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S - 1) Yang di adakan pada :

Hari : Kamis

Tanggal : 25 Jan 18

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Prima Anggarini

Nim : 1514909

Perbaikan tersebut meliputi :

alat utama

Salah diperbaiki
30/1/18

Malang, 25 Jan 18

Dosen Penguji

Prof. Dr. Ir. Tri Paespowati, MT



INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL
Jalan Bendungan Sigura-gura No. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1) Yang di adakan pada :

Hari : Kamis / 25 Jan 18
Tanggal : 25 Jan 18

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Prima Anggarini
Nim : 1514904

Perbaikan tersebut meliputi :

Item 'Age'

Age
8/10

Malang, 25 Jan 18

Dosen Penguji

Dr. Manik Astuti Rahman ST., MT