

**PRA RENCANA
PABRIK BUTIL METAKRILAT DARI BUTANOL DAN ASAM METAKRILAT
DENGAN PROSES STERIFIKASI
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Disusun Oleh:

DYAH ARIESTYA 06.14.022



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL**

2011

1954

THE UNITED STATES OF AMERICA

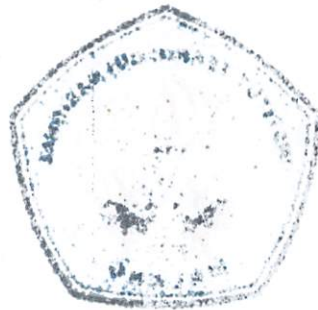
DEPARTMENT OF AGRICULTURE

OFFICE OF THE ASSISTANT SECRETARY

WASHINGTON, D.C.

1954

OFFICE OF THE ASSISTANT SECRETARY



PERMITS
MILK
1954

UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE

OFFICE OF THE ASSISTANT SECRETARY

WASHINGTON, D.C.

1954

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA

PABRIK BUTIL METAKRILAT DARI BUTANOL DAN ASAM METAKRILAT DENGAN PROSES STERIFIKASI KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :
DYAH ARIESTYA
06.14.022

Malang, Agustus 2011

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknologi Industri



Ir. Sidik Nur Tjahjono, MT
NIP. Y. 1028700163

Menyetujui,

Dosen Pembimbing

Jimmy, ST. MT
NIP. Y. 1039900330

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama Mahasiswa : DYAH ARIESTYA
NIM : 06.14.022
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK BUTIL METAKRILAT DARI
BUTANOL DAN ASAM METAKRILAT DENGAN PROSES
ESTERIFIKASI KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : SELASA
Tanggal : 23 AGUSTUS 2011
Nilai : B⁺

Ketua



Jimmy, ST, MT

NIP. Y. 1039900330

Sekretaris

M. Istnaeny Hudha, ST. MT

NIP. Y. 1030400400

Anggota Penguji

Penguji Pertama

Ir. Bambang Susila Hadi

NIP. Y. 1039000210

Penguji Kedua

Elvianto Dwi Daryono, ST. MT.

NIP. P. 1030000351

PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Dyah Ariestya
NIM : 06.14.022
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

**PRA RENCANA PABRIK BUTIL METAKRILAT DARI BUTANOL DAN ASAM
METAKRILAT DENGAN PROSES ESTERIFIKASI KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

adalah Tugas Akhir hasil karya sendiri, bukan merupakan duplikasi orang lain serta tidak menungtip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Agustus 2011

Yang membuat pernyataan

DYAH ARIESTYA

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Tuhan YME yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “ *Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat Dari Butanol Dan Asam Metakrilat Dengan Proses Esterifikasi* “ dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT. selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noer Tjahjono, MT. selaku Dekan FTI ITN Malang.
3. Bapak Jimmy, ST. MT. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang dan dosen pembimbing skripsi.
4. Rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu sehingga terselesainya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak. Penyusun berharap Skripsi ini dapat berguna bagi penyusun secara pribadi dan pembaca sekalian khususnya di bidang ilmu Teknik Kimia.

Malang, Agustus 2011

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
KATA PENGANTAR	ii
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
ABSTRAKSI	vi
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 ALAT	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	



APPENDIXS

APPENDIKS A	APP.A – 1
APPENDIKS B	APP.B – 1
APPENDIKS C	APP.C – 1
APPENDIKS D	APP.D – 1
APPENDIKS E	APP.E – 1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.2. Rumus Bangun Butil Metakrilat	I - 2
Gambar 2.2. Proses Esterifikasi Butanol dan Asam Metakrilat	II - 2
Gambar 2.3. Proses Esterifikasi Asam Metakrilat, Alkanol, Oksigen	II - 3
Gambar 2.4. Proses Transesterifikasi Metil Metakrilat dan Butanol.....	II - 4
Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Butil Metakrilat	IX- 5
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik Butil Metakrilat.....	IX - 7
Gambar 9.3. Tata Letak Proses	IX - 9
Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pabrik Butil Metakrilat	X - 10
Gambar 11.1 Break Event Point Pabrik Butil Metakrilat.....	XI-8

DAFTAR TABEL

Tabel 1.2.1. Kapasitas Pabrik n-Butil Metakrilat yang Sudah Berdiri	I - 2
Tabel 1.6.1. Perkembangan impor Butil Metakrilat di Indonesia	I - 9
Tabel 1.6.3. Data Ekspor Hidrogen Peroksida	I - 6
Tabel 1.6.4. Data Konsumsi Hidrogen Peroksida	I - 7
Tabel 2.2. 1. Seleksi Proses	II - 5
Tabel 7.1. Instrumen Peralatan Pabrik	VII - 2
Tabel 7.2. Alat-alat Keselamatan Kerja	VII - 4
Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik	X - 9
Tabel 10.2. Kebutuhan Tenaga Kerja	X - 12
Tabel 10.3. Daftar Gaji Karyawan	X - 16
Tabel 11.1. Cash Flow.....	XI - 10
Tabel 11.2. IRR	XI - 11
Tabel E.1. Indeks Harga Alat Pada Tahun Sebelum Evaluasi	E - 3
Tabel E.2. Harga Peralatan Proses	E - 4
Tabel E.3. Harga Peralatan Utilitas	E - 5
Tabel E.4. Harga Bak Beton	E - 6
Tabel E.5. Daftar Gaji Karyawan.....	E - 6

ABSTRAKSI

Salah satu produk industri kimia yang banyak digunakan adalah butil metakrilat. Kegunaan senyawa ini diantaranya sebagai pendispersi pigmen, promotor perekatan, sehingga untuk aplikasinya banyak digunakan di dalam industri pelpisan kulit, pengkilap lantai, lapisan pelindung, bahan perekat dan industri cat.

Butyl metakrilat diproduksi melalui proses esterifikasi asam metakrilat dengan butanol. Asam sulfat juga ditambahkan sebagai katalis dari proses ini, selain itu ada pula hidroquinon yang berperan sebagai polimer inhibitor. Proses esterifikasi berlangsung di reactor yang beroperasi pada suhu 80°C dengan tekanan 1 atm. Reaksi akan berjalan dengan konversi sebesar 81%. Selanjutnya bahan yang keluar dari reactor esterifikasi akan dinetralkan di reactor netralisasi untuk mengeliminasi spesies-spesies asam di dalam bahan keluaran dari reactor esterifikasi.

Pabrik Butil Metakrilat ini akan didirikan di Kecamatan Tenggulunan, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produksi sebesar 25.000 ton/tahun. Bentuk Perusahaan adalah Perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff. Dari hasil perhitungan ekonomi didapatkan BEP 56,14%, POT 3,98 tahun, ROI_{BT} 25,21%, ROI_{AT} 15,12%, dan IRR sebesar 17,60%.

Kata kunci: Butil metakrilat

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pada era globalisasi sekarang ini, sektor industri dipilih sebagai jalur alternatif pertumbuhan ekonomi. Salah satunya adalah industri kimia yang diharapkan dapat memberikan kontribusi bagi negara Indonesia. Karena pada umumnya industri kimia akan mengalami pertumbuhan yang pesat seiring dengan kebutuhan manusia yang semakin meningkat baik dari segi kualitas maupun kuantitasnya. Wajarlah kiranya apabila sektor industri mendapat perhatian yang serius, karena sektor industri merupakan sektor pendukung bagi berkembangnya sektor-sektor perekonomian yang lain.

Salah satu produk industri kimia yang banyak digunakan adalah butil metakrilat. Kegunaan senyawa ini diantaranya sebagai pendispersi pigmen, promotor perekatan, sehingga untuk aplikasinya banyak digunakan di dalam industri pelpisan kulit, pengkilap lantai, lapisan pelindung, bahan perekat dan industri cat. Industri di atas tersebut cukup banyak di Indonesia, akan tetapi kebanyakan bahan bakunya masih didapatkan dari impor.

Pendirian pabrik butil metakrilat ini diharapkan akan dapat memenuhi kebutuhan butil metakrilat di Indonesia sehingga akan mengurangi ketergantungan impor dan menghemat devisa negara. Selain itu, hal ini dapat juga memacu tumbuhnya industri lain yang menggunakan butil metakrilat serta meningkatkan pengembangan sumber daya manusia Indonesia. Dan dipandang dari segi sosial akan dapat memberikan lapangan pekerjaan bagi penduduk serta meningkatkan pendapatan pemerintahan daerah setempat

1.2. Perkembangan Industri

Butil metakrilat adalah zat yang tidak berwarna yang biasa digunakan dalam bidang polimerisasi dimana proses spesifik yang diambil berdasarkan proses yang menggunakan radical initiator (berupa campuran organic peroxides azoic) atau ion initiator.



Sekarang ini salah satu eksportir terbesar adalah negara China. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dibutuhkan pendirian pabrik di Indonesia, sehingga dapat mengurangi jumlah impor butyl metakrilat dari luar negeri khususnya China. Berikut ini adalah gambaran dari produksi butyl metakrilat dari beberapa perusahaan di wilayah Asia.

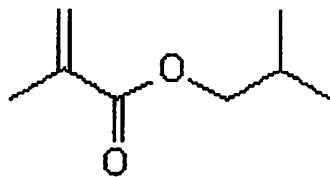
Tabel 1.2.1. Kapasitas pabrik n-butyl metakrilat yang sudah berdiri

No	Nama Perusahaan	Kapasitas, ton/tahun	Lokasi
1.	Thai MMA Co. Ltd.	10.000	Thailand
2.	Jilin Chemical Industrial Corp	5.000	China
3.	Degussa	20.000	Shanghai
4.	Zibo Honors Chemical Co., Ltd	5.000	China

sumber : Asian specialty chemicals newsletter, 1999

1.3. Kegunaan Butil Metakrilat

Butil Metakrilat mempunyai beberapa sinonim, diantaranya 2-Methyl-2-Propenoic Acid Butyl Ester, Butyl 2-Methyl-2-Propenate, dan 2-Methyl butyl acrylate. Senyawa ini merupakan cairan tak berwarna dan sedikit berbahaya. Rumus molekulnya adalah $C_8H_{14}O_2$, dengan rumus bangun terlihat pada Gambar 1.2. (www.chemicaland21.com).



Gambar 1.2. Rumus bangun butil metakrilat

Kegunaan senyawa ini diantaranya sebagai pendispersi pigmen, promotor perekatan, sehingga untuk aplikasinya banyak digunakan di dalam industri pelpisan kulit, pengkilap lantai, lapisan pelindung, bahan perekat dan industri cat.

1.4. Persediaan Bahan Baku di Indonesia

Asam metakrilat yang digunakan untuk produksi butyl metakrilat diperoleh dengan cara mengimpornya, harga yang ditawarkan cukup murah. Selain itu lokasi pabrik juga berdekatan dengan pelabuhan besar sehingga biaya pengangkutan pun bisa ditekan.

Sedangkan butanol sebagai bahan baku utama lainnya dapat dibeli di dalam negeri. Merck adalah salah satu supplier dimana butanol dapat dibeli. Selain itu natrium hidroksida dan asam sulfat cukup mudah diperoleh di Indonesia sehingga perolehan keseluruhan bahan baku dapat dilakukan dengan mudah. Hal ini dapat menunjang berdirinya pabrik butyl metakrilat di Indonesia.

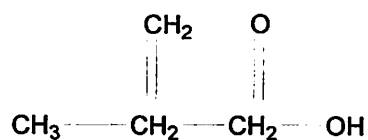
1.5. Sifat-sifat Bahan Baku dan Produk

1.5.1. Bahan Baku

A. Asam metakrilat

Rumus molekul : $C_4H_6O_2$

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 86,09 g/mol
- Titik Lebur : 14 °C
- Titik Didih : 161 °C
- Densitas : 1,015 g/cm³
- Kemurnian : 98 %

- Viscositas : 1,15 cp

Sifat-sifat kimia :

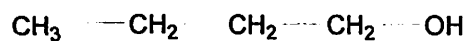
- Merupakan cairan yang tidak berwarna/bening
- Memiliki bau yang menyengat
- Dapat terlarut di dalam air

(Gokhasanah krisnablog)

B. Butanol

Rumus molekul : $C_4H_{10}O$

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 74.12 g/mol
- Titik Lebur : - 89°C
- Titik Didih : 116 – 118°C
- Densitas : 0.81 g/cm³ (20 °C)
- Kemurnian : 99 %
- Viskositas : 0,75 cp

Sifat-sifat kimia :

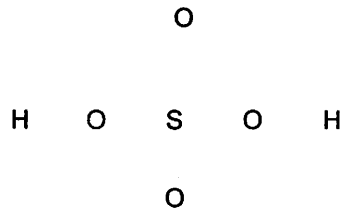
- Mudah-menyala.Berbahaya jika tertelan.Mengiritasi sistem pernapasan dan kulit.Risiko cedera serius pada mata.Uap dapat menyebabkan mengantuk atau pening.
- Cairan dan uap yang mudah terbakar.
- Berbahaya jika tertelan.
- Dapat menyebabkan rasa mengantuk dan pusing bila terhirup.

(Merck Indonesia)

2. Asam sulfat

Rumus molekul : H_2SO_4

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 98,8 g/mol
- Titik Lebur : 10°C
- Titik Didih : 290°C
- Densitas : $1,84 \text{ g/cm}^3$
- Kemurnian : 98%
- Viskositas : 15 cp

Sifat-sifat kimia :

- Cairan yang amat korosif.
- Bereaksi hebat dengan air dan mengeluarkan panas (eksotermis).
- Uapnya amat iritatif terhadap saluran pernapasan.

(LIPI)

D. Hidroquinon

Rumus molekul : $\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})_2$

Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 110,11 g/mol
- Titik Lebur : 170°C
- Titik Didih : 290°C
- Densitas : $1,33 \text{ g/cm}^3$
- Kemurnian : 100%
- Viskositas : 0,70 cp

Sifat-sifat kimia :

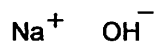
- Merupakan kristal padat berwarna putih.
- Dapat larut di dalam air, methanol, dan dietil eter.
- Sensitif terhadap udara dan cahaya.
- Dapat menyebabkan iritasi pada kulit bila kontak secara langsung.

(science lab.com)

E. Natrium hidroksida

Rumus molekul : NaOH

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 40 g/mol
- Titik Lebur : 318,4°C
- Titik Didih : 1390°C
- Densitas : 1,5217 g/cm³ (pada 25°C)
- Kemurnian : 50%
- Viskositas : 90 cp

(Perry's Chemical Engineers Handbook)

Sifat-sifat kimia :

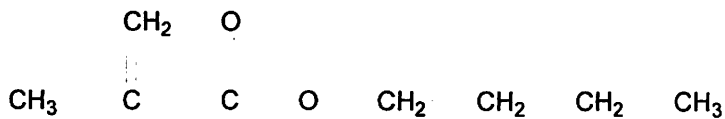
- Dapat larut dalam air
- Merupakan zat padat yang berwarna putih
- Dapat menyerap karbondioksida dari udara bebas
- Melepaskan panas jika dilarutkan

(N. N. Greenwood)

5.2. Produk (Butil metakrilat)

Rumus molekul : $C_8H_{14}O_2$

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 142,2 g/mol
- Titik Lebur : $-75^{\circ}C$
- Titik Didih : $163,5^{\circ}C$
- Densitas : $0,896 \text{ g/cm}^3$
- Kemurnian : 98%
- Viskositas : 0,85 cp

Sifat-sifat kimia :

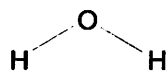
- Berupa cairan yang tidak berwarna
- Bisa digunakan sebagai comonomer dari polimetil metakrilat, polimer yang monomer memiliki ikatan adhesive yang lebih tinggi
- Memiliki elastisitas yang tinggi
- Mudah terbakar
- Suhu di dalam ruang penyimpanan tidak boleh di atas $35^{\circ}C$

(Fushun Anxin Chemical Co., Ltd.)

1.5.3. Produk samping (Air)

Rumus molekul : H_2O

Rumus struktur :



Sifat-sifat fisika :

- Berat Molekul : 18,0153 g/mol
- Titik Lebur : $0^{\circ}C$

- Titik Didih : 100°C
- Densitas : 0,998 g/cm³
- Kemurnian : 100 %
- Viskositas : 1 cp

Sifat-sifat kimia :

- Merupakan zat cair yang tidak berwarna, tidak berasa dan tidak berbau
- Merupakan pelarut yang mudah didapat
- Memiliki ikatan kovalen antara hydrogen dan oksigen

(waterforgeo.blogspot)

1.6. Perkiraan Kapasitas Industri

Data-data impor dapat digunakan sebagai acuan untuk mengetahui pertumbuhan kebutuhan gliserol monostearat setiap tahun. Pertumbuhan kebutuhan gliserol monostearat diperoleh dengan perhitungan sebagai berikut:

$$X = X_0 (1+i)^n$$

dimana: X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X_0 = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2007 dan 2014 (7 tahun)

Kebutuhan butil metakrilat dari tahun ke tahun terlihat pada Tabel 1.6.1.

Tabel 1.6.1. Perkembangan Impor Butil Metakrilat di Indonesia.

Tahun	Impor (ton/tahun)	Pertumbuhan (%)
2000	10.439	-
2001	13.119	25,673
2002	14.123	7,653
2003	15.254	7,414
2004	15.644	2,557
2005	17.299	10,579
2006	16.587	- 4,116
2007	18.552	11,847
Rata-rata		8,801

Sumber: Biro Pusat Statistik data *import* (2000-2007)

$$\begin{aligned} \text{Impor tahun 2014} &= 18.552 (1 + 0,088)^7 \\ &= 33.480,582 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Maka pada tahun 2014 diperkirakan impor butil metakrilat ke Indonesia sebesar 33.480,582 ton/tahun. Berdasarkan data tersebut, dapat diketahui bahwa butil metakrilat dibutuhkan untuk keperluan industri di Indonesia. Dengan besarnya kebutuhan butil metakrilat, maka ditetapkan kapasitas produksi butil metakrilat sebesar 25.000 ton/tahun.

BAB II

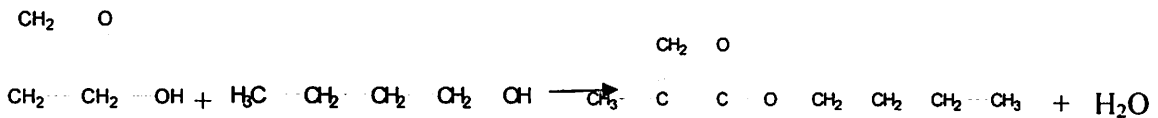
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1 Macam Proses Pembuatan Butil Metakrilat

Butil metakrilat dapat dibuat dengan tiga cara, yaitu dengan bahan baku asam metakrilat dan butanol, dengan bahan baku metakrolein, butanol dan oksigen serta dengan bahan baku metil metakrilat dan butanol.

2.1.1. Bahan baku asam metakrilat dan butanol

Butil metakrilat disintesis dengan reaksi esterifikasi sebagai berikut :



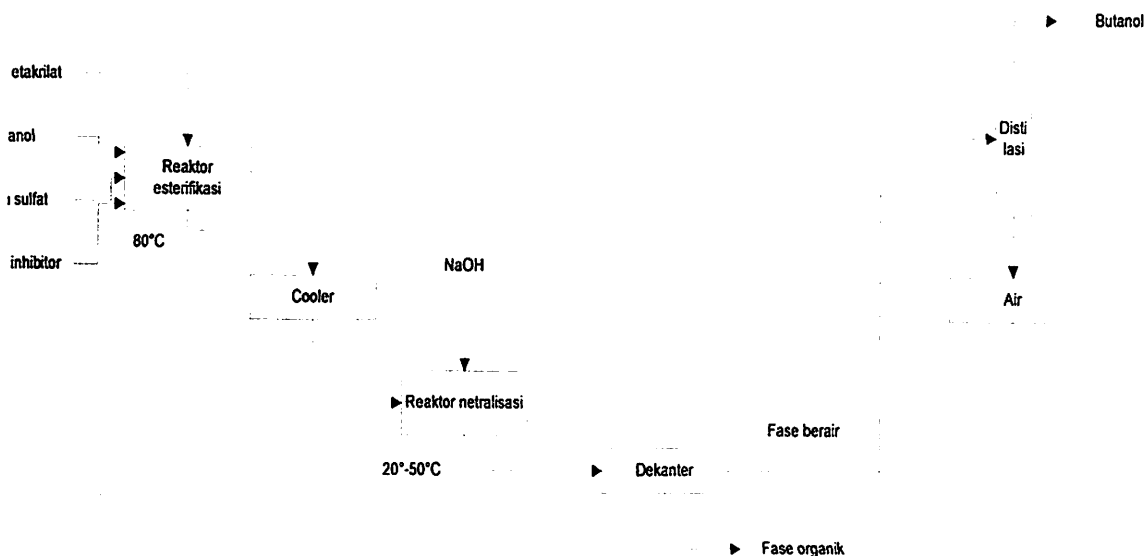
Reaksi esterifikasi dari asam metakrilat dengan butanol yang berjalan dengan 94% asam sulfat sebagai katalis serta polimer inhibitor yang dialirkan secara diskontinu ke dalam reaktor berpengaduk dengan temperatur reaktor sebesar 80°C. kesetimbangan dari reaksi esterifikasi dirubah terhadap pembentukan butil metakrilat ester dengan distilasi. Distilasi memisahkan air dengan bentukan azeotropic yang tercampur dengan butanol.

Hasil yang keluar dari reactor dinetralkan untuk menghilangkan kadar asam yang masih terdapat di dalam campuran yang berbentuk butil hidrogen sulfat, asam metakrilat dan asam sulfat. Netralisasi ini terjadi di dalam reaktor berpengaduk bisa secara kontinu atau diskontinu menggunakan larutan NaOH 8%.

Untuk proses netralisasi, campuran akan dipisahkan menjadi dua fase yaitu aqueous phase dan organic phase. Setelah keluar dari alat pemisah yang berupa dekanter maka aqueous phase akan dialirkan ke kolom destilasi untuk mendapatkan butil metakrilat dengan kadar yang lebih tinggi.

(Michael Fauconet, 1996)

Blok diagram proses esterifikasi asam metakrilat dan butanol dapat dilihat pada diagram di bawah ini.



2.1.2. Bahan baku asam metakrilat, alkanol dan oksigen

Dalam proses esterifikasi asam metakrilat dengan salah satu jenis alkanol dengan adanya asam sebagai katalis dimana kandungan yang tidak terkonversi dan metakrilat yang terbentuk dipisahkan dengan distilasi dan kandungan oxyester terbentuk sebagai hasil bawah dari distilasi. Produk bawah dipisahkan dan dipanaskan dengan mencampurkan asam pada suhu $150^{\circ}\text{-}250^{\circ}\text{C}$ dan dengan tekanan yang diatur. Jadi pemecahan produk terjadi dibawah kondisi yang sudah disebutkan dari kandungan oksiester sebagai produk bawah di-evaporasi secara langsung. Proses juga dapat berjalan dengan adanya molekul oksigen. Untuk produk bawah dapat ditambahkan asam seperti asam sulfat, asam metansulfonat atau asam p-toluensulfonat.

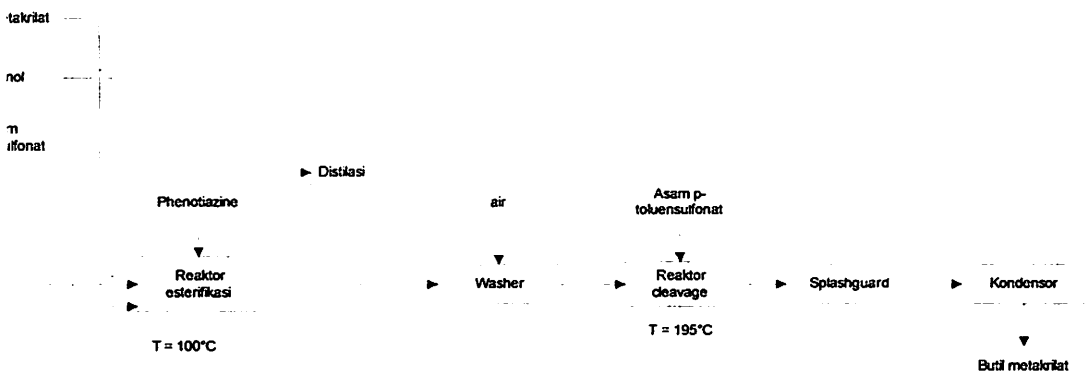
Dalam pembuatan ester dari asam akrilat, masalah dari pembentukan oksiester adalah hal yang akut. Oksiester yang umumnya terbentuk adalah alkoksipropionik ester dan asiloksipropionik ester. Pembentukan oksiester ini tidak tergantung kondisi operasi spesifik

ing dijalankan, oksiester terbentuk secara bebas dalam proses ini. Cirri dari oksiester ini ialah titik didihnya diatas titik didih asam dan alcohol yang dipakai sebagai bahan baku. Dengan adanya oksiester sebagai produk bawah distilasi maka oksiester ini harus dihilangkan sehingga kehilangan yield dapat dikurangi.

Sebuah rekator sirkulasi yang terbuat dari kaca dan memiliki pemanas diisi dengan 40 gram asam p-toluensulfonat dan 500 gram residu esterifikasi yang didapat dari persiapan pembuatan n-butyl metakrilat dimana residu ini telah dinetralkan dari asam yang digunakan sebagai katalis esterifikasi. Residu ini mengandung 10,1% berat butyl akrilat, 65,4% berat butoksiester dan 20% berat asiloksiester, sisanya mengandung polimer, oligomer, dan inhibitor polimerisasi (phenotiazine). Reaksi berjalan dengan suhu 195°C dan tekanan 1 atm.

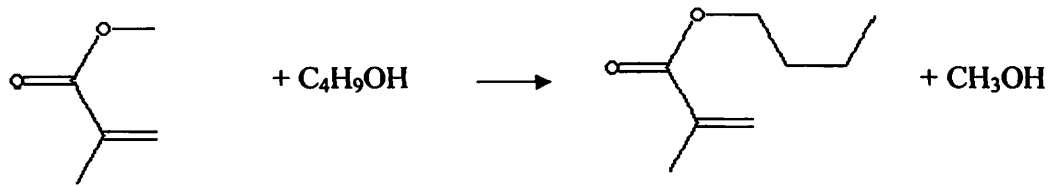
(Heinrich Aichinger, 1999)

Proses ini dapat dilihat dari blok diagram berikut :



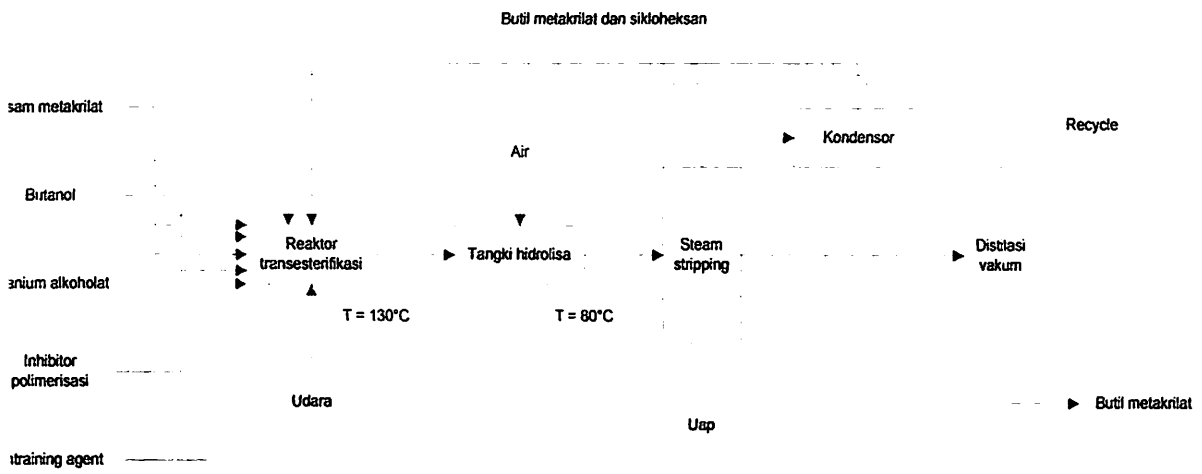
2.1.3. Bahan baku metil metakrilat dan butanol

Butil metakrilat dibuat dengan reaksi transesterifikasi antara metil metakrilat dengan butanol. Reaksi yang terjadi (Strehlke, 1975) :



Reaksi dijalankan dengan bantuan katalis titanium atau zirconium alkoholat. Benzena atau sikloheksan ditambahkan untuk melarutkan metanol yang terbentuk selama reaksi. Perbandingan reaktan metil metakrilat dengan butanol masuk reaktor antara 2 : 1 sampai dengan 1,1 : 1. Kadar katalis antara 0,1 sampai dengan 1 % berat. Ke dalam reaktor juga ditambahkan karbon aktif untuk menghilangkan warna yang terbentuk selama reaksi. Kadar karbon antara 0,1 -0,2 % berat. Gas yang mengandung oksigen , misalnya udara, dialirkan ke dalam reaktor untuk membawa metanol dan benzena atau sikloheksan sebagai hasil atas. Suhu reaksi sebaiknya antara 110° sampai dengan 130°C.

Campuran keluar reaktor dihilangkan sisa metil metakrilatnya dengan stripping menggunakan steam. Hasil sampingnya adalah terhidrolisisnya katalis titanium alkoholat menjadi titanium hidroksida. Endapan titanium hidroksida bersama-sama dengan karbon aktif selanjutnya disaring.



2.1. Seleksi proses

Berikut ini perbandingan antara proses transesterifikasi dan esterifikasi dengan menggunakan katalis kimia yang ditinjau aspek teknis dan aspek ekonomis.

Parameter	Bahan baku asam metakrilat dan butanol	Bahan baku asam metakrilat, alkanol dan oksigen	Bahan baku metil Metakrilat dan butanol
Aspek teknis	Mudah didapat	Sulit didapat	Sulit didapat
Ketersediaan bahan baku	Murah	Mahal	Murah
Ketersediaan katalis	Mudah didapat	Sulit didapat	Sulit didapat
Biaya proses produksi	Mudah	Sulit	Sulit
Keamanan produk	Mudah	Sulit	Mudah
Suhu (°C)	80	100	130
Tekanan (atm)	1	1	1

Berdasarkan tabel perbandingan ketiga proses di atas, ditinjau dari aspek teknis yaitu kemudahan dalam pemisahan produk dan kondisi operasi, aspek ekonomis maka dipilih proses dengan bahan baku asam metakrilat dan butanol. Hal ini disebabkan karena:

- Prosesnya lebih mudah dilakukan
- Biaya lebih rendah dibanding proses yang lain
- Kondisi operasi yang mudah dicapai
- Proses pemisahan produknya lebih sederhana

2.2.3. Uraian Proses

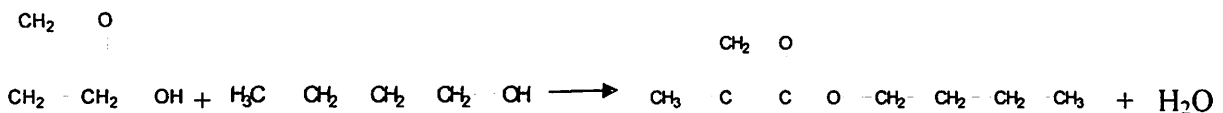
2.3.1. Proses Persiapan bahan baku

Mengencerkan asam sulfat 98% menjadi 94%. Butanol 99%, asam metakrilat 98% dan asam sulfat 94% dari tangki penyimpanan dipanaskan sampai dengan 80°C lalu dialirkan ke dalam reaktor alir tangki berpengaduk. Alirkan juga hidroquinon sebagai inhibitor polimerisasi.

2.3.2. Proses pembentukan Produk (Reaksi)

Perbandingan bahan baku yaitu asam metakrilat 1 bagian, butanol 1,337 bagian, asam sulfat 94% sebanyak 0,025 bagian dan inhibitor polimerisasi sebanyak 0,002 bagian (Michael Fauconet, 1996). Inhibitor polimerisasi yang dipakai adalah hydroquinone. Asam sulfat yang dibeli dari produsen berkadar 98% sehingga harus diencerkan terlebih dahulu di dalam tangki pengencer (M-117) sehingga kadarnya menjadi 94%. Sebelum dimasukan ke reactor esterifikasi (R-110) semua bahan dipanaskan ke dalam heater (E-115) yang menggunakan steam bersuhu 120°C. Selanjutnya bahan baku yang telah memiliki suhu 80°C dialirkan ke dalam reaktor esterifikasi (R-110) secara discontinue dan reactor berjalan dengan suhu 80°C dan tekanan 1 atm.

Kesetimbangan dari reaksi esterifikasi adalah perubahan ke arah pembentukan yang diperkirakan butyl metakrilat ester oleh distilasi dari air yang dihasilkan dalam bentuk dari campuran azeotropic dengan butanol.

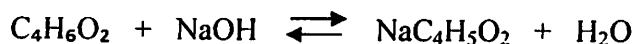


2.3.3. Proses Netralisasi Species Asam

Campuran hasil reaksi yang terbentuk dinetralisasi untuk menghilangkan asam yang ada. Asam-asam itu adalah asam metakrilat dan asam sulfat. NaOH dialirkan dari tangki penampung ke dalam tangki pengenceran (M-123) untuk mengencerkan NaOH 50% menjadi NaOH 8%. Netralisasi ini terjadi di reactor netralisasi (R-120) yang bekerja secara discontinue atau continue menggunakan larutan NaOH 8% pada temperature 35°C. Untuk hasil dari netralisasi ini campuran dibagi menjadi dua fase dari pengendapan yaitu fase organik (fase ringan berupa butyl metakrilat) dan fase berair (fase berat yang merupakan komponen-komponen lain yang ada di dalam hasil keluaran dari reactor esterifikasi).

Reaksi yang terjadi di dalam reactor netralisasi adalah sebagai berikut:

- a. Reaksi antara asam metakrilat dan NaOH



- b. Reaksi antara asam sulfat dan NaOH



Kedua reaksi netralisasi tersebut dianggap konversinya 100% sehingga semua spesies asam yang ada pada bahan yang keluar dari reactor esterifikasi habis.

2.3.4. Proses Recovery Alkohol

Campuran dialirkan ke flash distilasi dimana akan terjadi pemisahan yang berlangsung pada suhu 120°C. sebelum memasuki flash distilasi (D-130) campuran dipanaskan menggunakan heater (E-125) hingga suhu bahan mencapai 120°C. steam yang digunakan memiliki suhu 120°C.

2.3.5. Proses Penanganan Butil Metakrilat

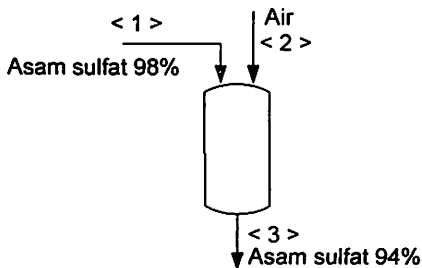
Produk (butil metakrilat) yang merupakan fase organik yang keluar dari decanter akan dialirkan menuju storage (F-126) dan akan dikemas untuk selanjutnya didistribusikan ke konsumen. Butanol dan air yang merupakan produk atas flash distilasi (D-130) akan dikondensasi menggunakan kondensor (E-135) lalu dialirkan ke storage (F-131) sedangkan residu akan dialirkan ke storage F-132.

BAB III

NERACA MASSA

Waktu operasi	=	330 hari/tahun
Kapasitas produksi	=	25000 ton/tahun
	=	3156,6 kg/jam
Basis perhitungan	=	5579,41 kg/jam

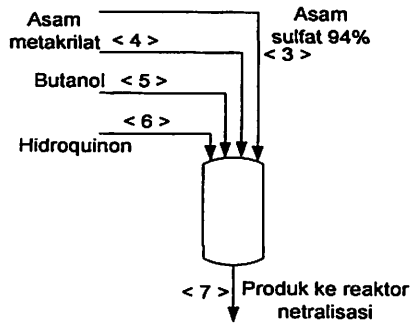
1. Tangki Pengencer Asam Sulfat



Neraca Total :

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 1 > Asam sulfat 98%		Aliran < 3 > Asam sulfat 94%	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Asam sulfat	5467,82	Asam sulfat	5467,82
Air	111,59	Air	349,01
Jumlah	5579,41	Jumlah	5816,83
Aliran < 2 > Air			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Air	237,42		
Jumlah	237,42		
Total	5816,83	Total	5816,83

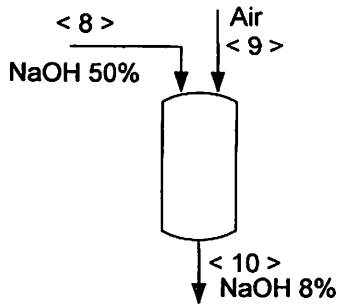
2. Reaktor Esterifikasi



Neraca Total :

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 3 > asam sulfat 94%		Aliran < 7 > Produk	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Asam sulfat	55,46	Butil metakrilat	3156,57
Air	3,54	Asam metakrilat	448,43
Jumlah	59,00	Butanol	1510,55
Aliran < 4 > asam metakrilat		Asam sulfat	59,00
Komponen	Berat (kg/jam)	Hidroquinon	4,72
Asam metakrilat	2312,95	Air	400,13
Air	47,20	Jumlah	5579,41
Jumlah	2360,15		
Aliran < 5 > butanol			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Butanol	3123,97		
Air	31,56		
Jumlah	3155,53		
Aliran < 6 > hidroquinon			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Hidroquinon	4,72		
Jumlah	4,72		
Total	5579,41	Total	5579,41

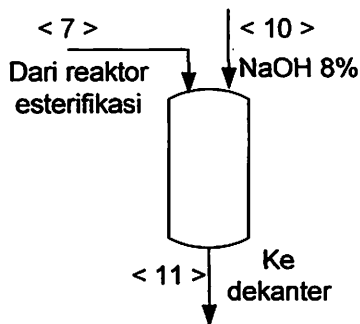
3. Tangki Pengencer NaOH



Neraca Total :

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 8 > NaOH 50%		Aliran < 10 > NaOH 8%	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
NaOH	25,00	NaOH	25,00
Air	25,00	Air	287,50
Jumlah	50,00	Jumlah	312,50
Aliran < 9 > air			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Air	262,50		
Jumlah	262,50		
Total	312,50	Total	312,50

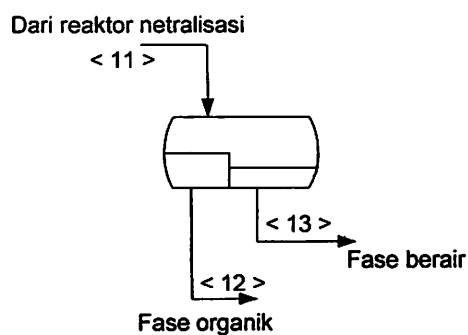
4. Reaktor Netralisasi



Neraca Total :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 7 > dari reaktor esterifikasi		Aliran < 11 > ke dekanter	
Komponen	Berat (kg)	Komponen	Berat (kg)
Butil metakrilat	3156,57	Butil metakrilat	3156,57
Asam metakrilat	448,43	Butanol	1510,55
Butanol	1510,55	Hidroquinon	4,72
Asam sulfat	59,00	natrium metakrilat	563,14
Hidroquinon	4,72	Natrium sulfat	85,50
Air	400,13	Air	515,66
Jumlah	5579,41	Sisa NaOH	55,76
Aliran < 10 > NaOH 8%		Jumlah	5891,91
Komponen	Berat (kg)		
NaOH	25,00		
Air	287,50		
Jumlah	312,50		
Total	5891,91	Total	5891,91

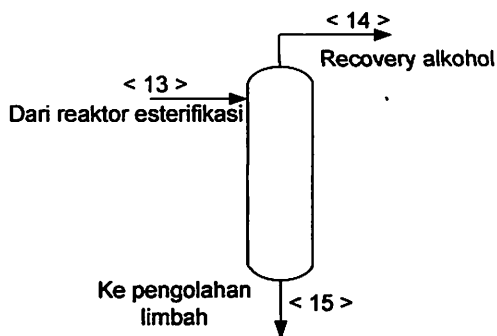
5. Dekanter



Neraca Total :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 11 > dari netraliser		Aliran < 12 > fase organik	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Butil metakrilat	3156,57	Butil metakrilat	3156,57
Butanol	1510,55	Jumlah	3156,57
Hidroquinon	4,72	Aliran < 13 > fase berair	
Natrium metakrilat	563,14	Komponen	Berat (kg/jam)
Natrium sulfat	85,50	butanol	1510,55
Sisa NaOH	55,76	Hidroquinon	4,72
Air	515,66	natrium metakrilat	563,14
Jumlah	5891,91	natrium sulfat	85,50
		sisa NaOH	55,76
		air	515,66
		Jumlah	2735,34
Total	5891,91	Total	5891,91

6. Flash Distilasi



leraca Total :

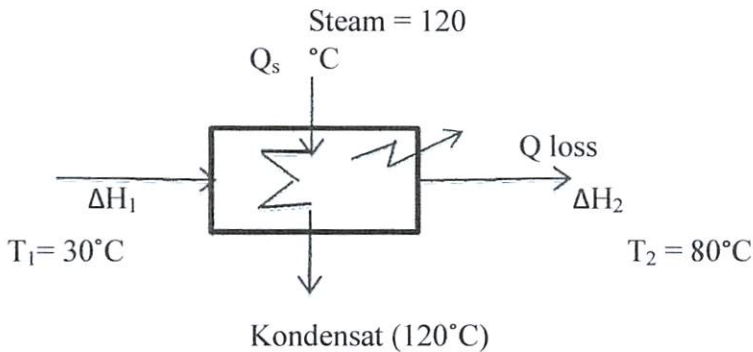
Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 13 > Dari dekanter		Aliran < 14 > produk atas	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Air	515,66	Air	313,547
Butanol	1510,55	Butanol	591,955
Hidroquinon	4,72	Hidroquinon	0,00033
Natrium metakrilat	563,14	Jumlah	905,503
Natrium sulfat	85,50	Aliran < 15 > produk bawah	
Natrium hidroksida	55,76	Air	202,113
Jumlah	2735,34	Butanol	918,595
		Hidroquinon	4,720
		Natrium metakrilat	563,14
		Natrium sulfat	85,50
		Natrium hidroksida	55,76
		Jumlah	1829,83
Total	2735,34	Total	2735,33

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 25.000 ton/tahun
 Operasi = 330 hari/tahun
 Satuan = kkal/jam
 Basis Perhitungan = 1 jam operasi
 T referensi = 25 °C

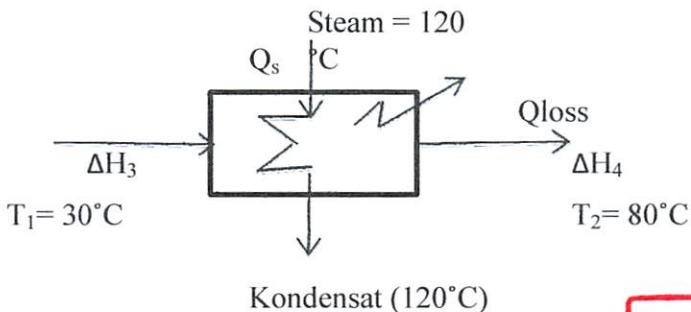
1. Heater Asam Sulfat



Neraca Total :

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 11278,8334	ΔH_2	= 154252,5012
Q_s	= 143537,6095	Q_{loss}	= 563,9416685
Total	= 154816,4428	Total	= 154816,4428

2. Heater Asam Metakrilat

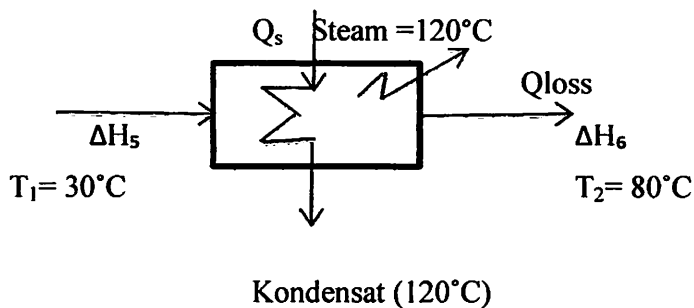


MILIK
 PERPUSTAKAAN
 ITN MALANG

Neraca Total :

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_3	= 6244,9701	ΔH_4	= 68754,1237
Q_s	= 62821,4021	Q_{loss}	= 312,2485
Total	= 69066,3722	Total	= 69066,3722

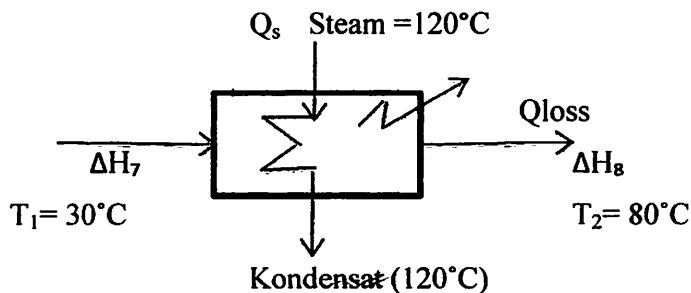
3. Heater Butanol



Neraca Total :

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_5	= 9214,1388	ΔH_6	= 125449,8534
Q_s	= 116696,4215	Q_{loss}	= 460,7069
Total	= 125910,5604	Total	= 125910,5604

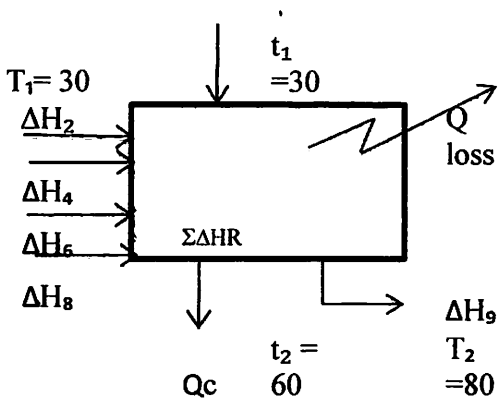
4. Heater Hidroquinon



Neraca Total :

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_7	= 6,3484	ΔH_8	= 69,8324
Q_s	= 63,8014	Q_{loss}	= 0,3174
Total	= 70,1498	Total	= 70,1498

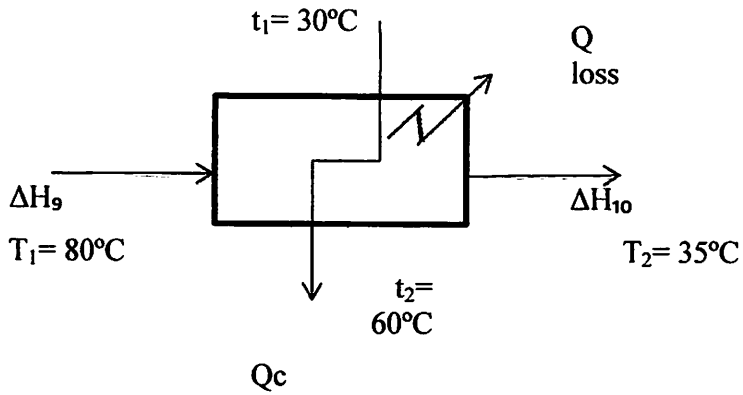
5. Reaktor Esterifikasi



Neraca Total :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{2468}	= 348526,311	ΔH_9	= 175845,552
ΔHR	= 108826,793	Q_c	= 264081,236
		Q_{loss}	= 17426,316
Total	= 457353,1037	Total	= 457353,104

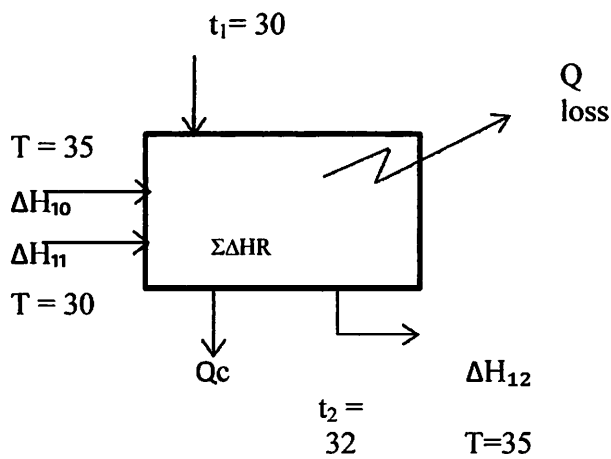
6. Cooler



Neraca Total :

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_9	= 175845,5521	ΔH_{10}	= 30061,0256
		Q loss	= 8792,2776
		Qc	= 136992,2489
Total	= 175845,5521	Total	= 175845,5521

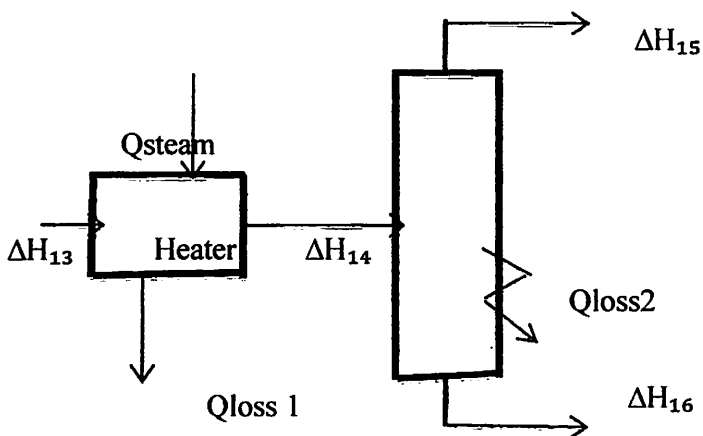
7. Reaktor Netralisasi



Neraca Total :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_{10,11}$	= 31610,532	ΔH_{13}	= 32194,428
ΔHR	= 203,449	Q_c	= -1960,973
		Q_{loss}	= 1580,527
Total	= 31813,981	Total	= 31813,981

8. Flash Distilasi



Neraca Total :

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_{13}	= 17686,903	ΔH_{15}	= 360888,56
Q_{Steam}	= 541221,79	ΔH_{16}	= 187748,37
		Q_{loss1}	= 884,345
		Q_{loss2}	= 9387,419
Total	= 558908,70	Total	= 558908,70

BAB V

SPEKIFIKASI ALAT

1. Storage Asam sulfat (F-111)

Fungsi	: Sebagai tempat menampung asam sulfat selama 7 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	: 5621,681 ft ³
Diameter tangki (D_i)	: 183,286 in
Tinggi tangki (H)	: 489,19 in
Diameter Luar (D_o)	: 183,91 in
Tebal Silinder (t_s)	: 5 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 274,93 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 7/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 214,26 in
Jumlah	: 4 buah

2. Storage Asam metakrilat (F-112)

Fungsi	: Sebagai tempat menampung Asam metakrilat selama 7 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	: 15839,228 ft ³
Diameter tangki (D_i)	: 258,872 in
Tinggi tangki (H)	: 690,93 in
Diameter Luar (D_o)	: 259,50 in
Tebal Silinder (t_s)	: 5 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 388,3 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 7/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 302,62 in
Jumlah	: 1 buah

3. Storage Butanol (F-113)

Fungsi	: Sebagai tempat menampung Butanol selama 7 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	: 7222,40 ft ³
Diameter tangki (D_i)	: 199,25 in
Tinggi tangki (H)	: 531,80 in
Diameter Luar (D_o)	: 199,63 in
Tebal Silinder (t_s)	: 5 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 298,9 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 4/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 232,92 in
Jumlah	: 4 buah

4. Storage Hidroquinon (F-114)

Fungsi	: Sebagai tempat menampung Hidroquinon selama 30 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	: 100,26 ft ³
Diameter tangki (D_i)	: 49,80 in
Tinggi tangki (H)	: 132,93 in
Diameter Luar (D_o)	: 50,05 in
Tebal Silinder (t_s)	: 2 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 74,7 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 2/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 58,22 in
Jumlah	: 1 buah

5. Storage NaOH (F-121)

Fungsi	: Sebagai tempat menampung NaOH selama 7 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 201 Grade A

Volume tangki (V_T): 1044,29 ft³

Diameter tangki (D_i): 104,58 in

Tinggi tangki (H): 279,12 in

Diameter Luar (D_o): 104,83 in

Tebal Silinder (t_s): 2 /16 in

Tinggi Silinder (L_s): 156,9 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}): 3/16 in

Tinggi Tutup Atas (h_a): 122,25 in

Jumlah : 1 buah

6. POMPA (L-115a)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor

Type : Centrifugal

Bahan : Commercial steel

Daya pompa : 8 hp

Kapasitas : 13,351 gpm

Ukuran pompa : 2 in sch 40

Jumlah : 1 buah

7. POMPA (L-115b)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam metakrilat ke reaktor

Type : Centrifugal

Bahan : Commercial steel

Daya pompa : 1 hp

Kapasitas : 9,4042 gpm

Ukuran pompa : 1 ½ in sch 40

Jumlah : 1 buah

8. POMPA (L-115c)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Butanol ke reaktor

Type : Centrifugal

Bahan : Commercial steel

Daya pompa : 4 hp

Kapasitas : 17,153 gpm
 Ukuran pompa : 2 in sch 40
 Jumlah : 1 buah

9. POMPA (L-115d)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Hidroquinon ke reaktor
 Type : Centrifugal
 Bahan : Commercial steel
 Daya pompa : 1 hp
 Kapasitas : 0,0156 gpm
 Ukuran pompa : ¼ in sch 40
 Jumlah : 1 buah

10. HEATER (E-116a)

Fungsi : Memanaskan asam sulfat hingga suhu 80°C
 Type : Double pipe heat exchanger
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B
 Kapasitas : 62821,402 kkal/jam
 Rate steam : 119,3555 kg/jam
 Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²
 Diameter dalam (De) : 1,57 in
 Diameter luar (De') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (Ap) : 3,35 in²
 Diameter dalam (Di) : 2,067 in
 Diameter luar (Do) : 2,3811 in

Panjang pipa (L) : 320,00 ft
 Jumlah hairpin : 8 buah

11. HEATER (E-116b)

Fungsi : Memanaskan asam metakrilat hingga suhu 80°C
 Type : Double pipe heat exchanger
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

Kapasitas : 143537,61 kkal/jam

Rate steam : 272,7097 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²

Diameter dalam (De) : 1,57 in

Diameter luar (De') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (Ap) : 3,35 in²

Diameter dalam (Di) : 2,067 in

Diameter luar (Do) : 2,38 in

Panjang pipa (L) : 200,00 ft

Jumlah hairpin : 5 buah

12. HEATER (E-116c)

Fungsi : Memanaskan butanol hingga suhu 80°C

Type : Double pipe heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

Kapasitas : 116696,42 kkal/jam

Rate steam : 221,7137 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²

Diameter dalam (De) : 1,57 in

Diameter luar (De') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (Ap) : 3,35 in²

Diameter dalam (Di) : 2,067 in

Diameter luar (Do) : 2,38 in

Panjang pipa (L) : 80,00 ft

Jumlah hairpin : 2 buah

13. HEATER (E-116d)

Fungsi : Memanaskan hidroquinon hingga suhu 80°C

Type : Double pipe heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

Kapasitas : 63,80 kkal/jam

Rate steam : 0,1212 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (A_{an}) : 2,93 in²

Diameter dalam (D_e) : 1,57 in

Diameter luar (D_e') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (A_p) : 3,35 in²

Diameter dalam (D_i) : 2,067 in

Diameter luar (D_o) : 2,38 in

Panjang pipa (L) : 40,00 ft

Jumlah hairpin : 1 buah

14. TANGKI PENGECER H_2SO_4 (M-117)

Fungsi : mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi H_2SO_4 94%

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished

Bahan Konstruksi : Carbon Steels SA-212 Grade B

Tipe Pengelasan : *Double welded but joint, E=0,8*

Volume tangki (V_T) : 72,188 ft³

Diameter dalam (D_i) : 42,00 in

Diameter Luar (D_o) : 42,376 in

Tebal Silinder (t_s) : 3 /16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 63,001 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,135 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 9,247 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,1346 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 9,247 in

Tinggi tangki : 81,4951 in

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (D_a) : 1,050 ft

Lebar (W) : 0,210 ft

Panjang (L) : 0,263 ft

Tinggi pengaduk dari dasar tangki : 1,050 ft
 Lebar Baffle (J) : 0,2917 ft
 Jenis Pengaduk : *Flat six blade turbine with disk*
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Daya Pengaduk : 1 hp

16. REAKTOR ESTERIFIKASI (R-110)

(Alat Utama oleh Dyah Ariestya)

17. COOLER (E-118)

Fungsi : Menurunkan suhu bahan kaluar dari reaktor esterifikasi menjadi 35°C

Type : Double pipe heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

Kapasitas : 136992,25 kkal/jam

Rate steam : 4575,5590 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²

Diameter dalam (De) : 1,57 in

Diameter luar (De') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (Ap) : 3,35 in²

Diameter dalam (Di) : 2,067 in

Diameter luar (Do) : 2,38 in

Panjang pipa (L) : 2200 ft

Jumlah hairpin : 55 buah

18. POMPA (L-132)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage NaOH ke reaktor

Type : Centrifugal

Bahan : Commercial steel

Daya pompa : 1 hp

Kapasitas : 0,145 gpm

Ukuran pompa : 1 in sch 40

Jumlah : 1 buah

19. TANGKI PENGECER NaOH (M-123)

Fungsi : mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi NaOH 8%

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished

Bahan Konstruksi : Carbon Steels SA-212 Grade B

Tipe Pengelasan : *Double welded but joint, E=0,8*

Volume tangki (V_T) : 13,088 ft³

Diameter dalam (D_i) : 25,61 in

Diameter Luar (D_o) : 25,857 in

Tebal Silinder (t_s) : 2 /16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 51,214 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,126 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 27,734 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,126 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 27,734 in

Tinggi tangki : 106,68 in

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (D_a) : 0,640 ft

Lebar (W) : 0,128 ft

Panjang (L) : 0,160 ft

Tinggi pengaduk dari das: : 0,640 ft

Lebar Baffle (J) : 0,1778 ft

Jenis Pengaduk : *Flat six blade turbine with disk*

Jumlah pengaduk : 1 buah

Daya Pengaduk : 1 hp

20. REAKTOR NETRALISASI (R-120)

Dimensi reaktor :

Diameter Luar (D_o) = 84 in = 2,1336 m

Diameter Dalam (D_i) = 83,6250 in = 2,1241 m

Tinggi silinder (L_s) = 121,7051 in = 3,0913 m

Tebal Silinder (t_s) = 0,0747 in = 0,0019 m

Tebal tutup atas (t_{ha}) = 0,0216 in = 0,0000 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup bawah (t}_{hb}\text{)} &= 0,0216 \text{ in} = 0,0005 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup atas (h}_a\text{)} &= 14,8522 \text{ in} = 0,3772 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup bawah (h}_b\text{)} &= 14,8522 \text{ in} = 0,3772 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Reaktor (H)} &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)} \\
 &= h_b + L_s + h_a \\
 &= 14,8522 + 121,7051 + 14,8522 \\
 &= 151,4095 \text{ in} \\
 &= 12,6175 \text{ ft} = 3,8458 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimensi pengaduk :

$$\begin{aligned}
 \text{Type} &= \textit{Flat Six Blade Turbin with disk} \\
 \text{Diameter impeller (D}_a\text{)} &= 0,8496 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Impeller diatas tangki (C)} &= 0,7080 \text{ m} \\
 \text{Lebar Impeller (W)} &= 0,1699 \text{ m} \\
 \text{Panjang Impeller (L)} &= 0,2124 \text{ m} \\
 \text{Lebar Baffle (J)} &= 0,1770 \text{ m} \\
 \text{Jumlah pengaduk (np)} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Daya (P)} &= 1 \text{ hp} \\
 \text{Panjang Poros (L)} &= 1,5269 \text{ m} \\
 \text{Diameter poros (D)} &= 0,0197 \text{ m}
 \end{aligned}$$

21. DEKANTER (H-124)

$$\begin{aligned}
 \text{Fungsi} &: \text{Memisahkan fase ester dari fase air} \\
 \text{Tipe} &: \text{Silinder horizontal} \\
 \text{Fase terdispersi} &: \text{fase berat (fase berair)} \\
 \text{Hold up time} &: 14,9 \text{ menit} \\
 \text{Panjang dekanter} &: 180 \text{ in} \\
 \text{Tebal dinding} &: 3/16 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam silinder} &: 36,251 \text{ in} \\
 \text{Diameter luar silinder} &: 36,063 \text{ in} \\
 \text{Tebal head} &: 3/16 \text{ in} \\
 \text{Diameter luar head} &: 36,25 \text{ in} \\
 \text{Tinggi head} &: 9,2756 \text{ in} \\
 \text{Diameter pipa inlet} &: 2,47 \text{ in}
 \end{aligned}$$

22. FLASH DISTILASI (D-130)

Fungsi : untuk memisahkan butanol dari campuran hasil netralisasi

Type : vertical vessel dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished yang didahului dengan heater.

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Diameter Luar Silinder (Do) = 1,2954 m

Diameter Dalam Silinder (Di) = 1,2906 m

Tinggi Silinder (Ls) = 5,4619 m

Tebal Silinder (ts) = 0,0048 m

Tebal tutup atas (tha) = 0,0011 m

Tebal tutup bawah (thb) = 0,0011 m

Tinggi tutup atas (ha) = 0,4489 m

Tinggi tutup bawah (hb) = 0,4489 m

Tinggi Vessel = 6,3597 m

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama alat : Reaktor Esterifikasi
 Code : R-110
 Fungsi : Untuk mereaksikan asam metakrilat dan butanol membentuk butil metakrilat sesuai dengan reaksi. Konversi reaksi 81%
 Type : Reaktor batch berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah standart dished.
 Jumlah : 1 buah
 Kondisi operasi :
- Tekanan : 1 atm = 14,696 psia
 - Temperatur : 80 °C
 - Waktu Operasi : 60 menit
 - Fase : Liquid - liquid

Direncanakan :

- Ruang kosong dalam reaktor 20% dari volume total reaktor (Vilbrant. 1959)
- $L_s = 1,5$ di (Ulrich, 1984)
- Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M* type 316
- Jenis Pengelasan : *Double Welding Butt Joint*
- ts standart : $\leq 5/8$ in (Hesses. 1945)
- Faktor korosi : $2/16$ in = 0,1250 in (Brownell & Young, 1959)

Sehingga didapatkan data berikut :

- *Allowable stress (f)* : 18750 lb/in² (Brownell and Young, 1959)
- Faktor pengelasan (E) : 0,8 (Brownell and Young, 1959)

Feed masuk ke reaktor Esterifikasi = 5579,4063 Kg/jam

PERANCANGAN DIMENSI REAKTOR

Menentukan Volume Reaktor

- Menentukan fraksi, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg/jam)	fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Asam sulfat	59,004	0,0106	1,0150	0,0012
Asam metakrilat	2360,1550	0,4230	0,8100	0,0008
Butanol	3155,5270	0,5656	1,8400	0,0150
Hidroquinon	4,7200	0,0008	1,3300	0,0007
Jumlah	5579,4060	1,0000	1,3951	0,0088

$$\text{Densitas campuran} = 1395,1 \text{ Kg/m}^3 = 87,0957 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0059 \text{ lbm/ft.s}$$

- Menentukan Kapasitas Reaktor Esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Reaktor} &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Jumlah Reaktor yang digunakan}} \\ &= \frac{5579,4060 \text{ Kg/jam}}{1} \\ &= 5579,406 \text{ Kg/jam} \\ &= 12300,35847 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

- Menentukan Rate Volumetrik pada Reaktor Esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Kapasitas Reaktor}}{\text{Densitas Campuran}} = \frac{12300,35847 \text{ lbm/jam}}{87,0957 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 141,228159 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Menentukan Volume Larutan

Volume larutan dalam reaktor esterifikasi I per waktu operasinya

$$\begin{aligned} &= 141,228159 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 141,228159 \text{ ft}^3 = 1056,5279 \text{ galon} \end{aligned}$$

- Menentukan Volume Total Tangki (V_T)

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_T &= 20\% V_T + 141,2282 \text{ ft}^3 \\ 80\% V_T &= 141,2282 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 176,5352 \text{ ft}^3 = 4,9989 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Reaktor

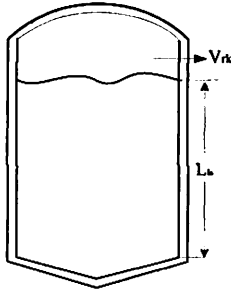
$$\begin{aligned} V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\ V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\ V_{\text{Total}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ V_{\text{Total}} &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_i^2 \cdot 1,5D_i) + (0,0847 \cdot D_i^3) \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} 176,5352 \text{ ft}^3 &= 1,1775 D_i^3 + 0,0847 D_i^3 \\ 176,5352 \text{ ft}^3 &= 1,2622 D_i^3 \\ D_i^3 &= 139,8631 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 5,1908 \text{ ft} \\ &= 1,5822 \text{ m} = 62,2896 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder seperti pada gambar berikut ini :



maka :

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{Liquid}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\ V_L &= (0,0847 \cdot D_i^3) + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{ls} \\ 141,2282 \text{ ft}^3 &= 11,846 \text{ ft}^3 + 21,1514 L_{ls} \\ L_{ls} &= 6,1169 \text{ ft} \\ &= 1,8645 \text{ m} = 73,4041 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung tekanan design (P_i)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{87,0957 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 6,1169 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\ &= 3,6997 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,696 + 3,6997 - 14,696 \\ &= 3,6997 \text{ psig} \end{aligned}$$

- Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ &= \frac{3,6997 \times 62,2896}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 3,6997)} + \frac{2}{16} \\ &= 0,1327 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(ts_{\text{rancangan}} < ts_{\text{standart}})$$

- Standardisasi Do

$$\begin{aligned} D_o &= D_T + (2 \times ts) \\ &= 62,2896 + 0,3750 \\ &= 62,6646 \text{ in} = 1,5917 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$$D_o = 72 \text{ in} = 1,8288 \text{ m} \text{ dan didapatkan data sebagai}$$

berikut :

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$r = 72 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - (2 \times ts) \\ &= 72 - 0,2654 \\ &= 71,7346 \text{ in} = 5,9779 \text{ ft} = 1,8221 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap Ls/D_i

(Ulrich, 1984)

$$Ls/D_i < 1,5$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) \times 2$$

$$176,5352 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot Ls) + (0,0847 \cdot D_T^3) \times 2$$

$$176,5352 \text{ ft}^3 = 28,0521 \text{ Ls} + 18,0937 \times 2 \text{ ft}^3$$

$$Ls = 7,5831 \text{ ft} = 90,9976 \text{ in}$$

$$\frac{Ls}{D_i} = \frac{7,5831}{5,9779} \text{ m} = 1,2685 \text{ P (Memenuhi)}$$

$$\frac{Ls}{D_i} = \frac{7,5831}{5,9779} \text{ m}$$

Menentukan diameter tutup

- Menentukan tebal tutup atas (t_{ha}) dan tutup bawah (t_{hb})

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

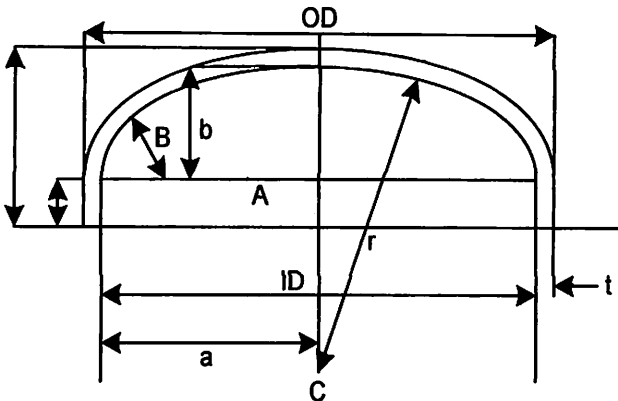
$$sf = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$t_{ha} = \frac{0,855 \times \pi \times D_T + C}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} &= \frac{0,855 \times 3,6997 \times 72}{18750 \times 0,80 - 0,1 \times 3,6997} + \frac{2}{16} \\ &= 0,1402 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \end{aligned}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 0,0048 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tutup atas (h_a) dan tinggi tutup bawah (h_b)



$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{71,7346}{2} \text{ in} = 35,8673171 \text{ in} = 2,9889 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 35,8673171 - 4,3750 \\ &= 31,4923 \text{ in} = 2,6244 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 72 - 4,3750 \\ &= 67,6250 \text{ in} = 5,6354 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{|BC|^2 - |AB|^2} \\ &= \sqrt{|67,6250|^2 - |31,4923|^2} \\ &= \sqrt{3581,3746} \\ &= 59,8446 \text{ in} = 4,9870 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 72 - 59,8446 \\ &= 12,1554 \text{ in} = 1,0130 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_a &= t_{ha} + b + sf \\ &= 0,1402 + 12,1554 + 1,5 \\ &= 13,7956 \text{ in} = 1,1496 \text{ ft} = 0,3504 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_b = h_a = 13,7956 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai

berikut :

Diameter Luar (Do)	=	72 in	=	1,8288 m
Diameter Dalam (Di)	=	71,7346 in	=	1,8221 m
Tinggi silinder (Ls)	=	90,9976 in	=	2,3113 m
Tebal Silinder (ts)	=	0,1875 in	=	0,0048 m

$$\begin{aligned}
\text{Tebal tutup atas } (t_{ha}) &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
\text{Tebal tutup bawah } (t_{hb}) &= 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} \\
\text{Tinggi tutup atas } (h_a) &= 13,7956 \text{ in} = 0,3504 \text{ m} \\
\text{Tinggi tutup bawah } (h_b) &= 13,7956 \text{ in} = 0,3504 \text{ m} \\
\text{Tinggi Reaktor } (H) &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)} \\
&= h_b + L_s + h_a \\
&= 13,7956 + 90,9976 + 13,7956 \\
&= 118,5888 \text{ in} \\
&= 9,8824 \text{ ft} = 3,0122 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perancangan dimensi pengaduk reaktor

Perencanaan pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Geankoplis (1997) antara lain :

$$\begin{aligned}
D_a/D_t &= 0,3 - 0,5 \\
W/D_a &= 0,2 \\
L/D_a &= 0,25 \\
C/D_t &= 0,3333 \\
J/D_t &= 0,0833
\end{aligned}$$

Dimana :

- Dt = Diameter dalam tangki
- Da = Diameter impeller (pengaduk)
- W = Lebar Pengaduk
- L = Panjang Pengaduk
- C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
- J = lebar baffle

* Menentukan Diameter Pengaduk

$$\begin{aligned}
D_a/D_t &= 0,4 \\
D_a &= 0,4 D_t \\
&= 0,4 \times 71,7346 \text{ in} \\
&= 28,694 \text{ in} = 0,7288 \text{ m}
\end{aligned}$$

* Menentukan Lebar Pengaduk

$$\begin{aligned}
W/D_a &= 0,2 \\
W &= 0,2 D_a \\
&= 0,2 \times 28,694 \text{ in} \\
&= 5,739 \text{ in} = 0,1458 \text{ m}
\end{aligned}$$

* Menentukan Panjang Pengaduk

$$\begin{aligned}
 L/D_a &= 0,25 \\
 L &= 0,25 \quad D_a \\
 &= 0,25 \quad \times \quad 28,6939 \quad \text{in} \\
 &= 7,1735 \quad \text{in} = 0,1822 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

* Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned}
 C/D_t &= 0,3333 \\
 C &= 0,3333 \quad D_t \\
 &= 0,3333 \quad \times \quad 71,7346 \quad \text{in} \\
 &= 23,9092 \quad \text{in} = 0,6073 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

* Menentukan Lebar Baffle

$$\begin{aligned}
 J/D_t &= 0,0833 \\
 J &= 0,0833 \quad D_t \\
 &= 0,0833 \quad \times \quad 71,7346 \quad \text{in} \\
 &= 5,9779 \quad \text{in} = 0,1518 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

* Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan D_a/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahawa

$D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk*

* Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 n_p &= \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2 D_a^2} \\
 &= \frac{73,4041}{1646,6745} \\
 &= 0,0446 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Penghitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

Dimana :

N = Putaran pengaduk

D_a = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 87,0957 lbm/ft³

$$\mu = 0,0059 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Diketahui } N_{Re} = 40.633,76 \quad (\text{Noureddini, 1997})$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$\begin{aligned} N &= \frac{N_{Re} \times \mu}{D_a^2 \times \rho} \\ &= \frac{40633,76 \times 0,0059 \text{ lbm/ft.s}}{5,7176 \text{ ft}^2 \times 87,0957 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 0,4844 \text{ rps} = 29,0665 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*

Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (N_p) diambil

$$N_p = 5,0$$

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

maka :

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times N_p}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\ &= \frac{87,0957 \times |0,4844|^3 \times |2,4|^5 \times 5,0}{32,174} \\ &= 120,2883 \text{ lbf/s} = 0,2187 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

$$\begin{aligned} P \text{ yang dibutuhkan} &= \left| 0,10 + 0,20 \right| P + P \\ &= \left| 0,30 \times 0,219 \right| + 0,219 \\ &= 0,2843 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Perhitungan poros pengaduk

Diameter Poros Pengaduk

$$T = \frac{\pi \times S \times D^2}{16} \quad (\text{Hesses. 1945})$$

Dimana :

$$T = \text{Momen putir} = \frac{(63025.H)}{N}$$

$$H = \text{daya motor (lb.ft/s)} = 1 \text{ hp}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk} = 29,0665 \text{ rpm}$$

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{29,0665} = 2.168,3050$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan *Hot-rolled steel SAE 1040* mengandung karbon 40% dengan batas = 45000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diujikan

$$S = 40\% \times 45000 \text{ lb/in}^2$$

$$= 18000 \text{ lb/in}^2$$

Maka didapatkan diameter poros (D)

$$D = \left| \frac{6 \times T}{\pi \times S} \right|^{1/2} \quad (\text{Hesse. 1945})$$

$$D = \left| \frac{16 \times 2168,30}{3,14 \times 18000} \right|^{1/2} = 0,7835 \text{ in} = 0,0199 \text{ m}$$

Rumus

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

$$h = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup atas} = 104,7932 \text{ in}$$

$$l = \text{panjang poros diatas bejana tangki} = 7,1735 \text{ in}$$

$$Z_i = \text{jarak impeller dari dasar tangki} = 23,9092 \text{ in}$$

Jadi panjang poros pengaduk :

$$L = \left| 104,7932 + 7,1735 \right| - 23,9092$$

$$= 88,0575 \text{ in} = 2,2367 \text{ m}$$

Kesimpulan Perancangan pengaduk :

Type	=	<i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>
Diameter impeller (Da)	=	0,7288 m
Tinggi Impeller diatas tangki (C)	=	0,6073 m
Lebar Impeller (W)	=	0,1458 m
Panjang Impeller (L)	=	0,1822 m
Lebar Baffle (J)	=	0,1518 m

Jumlah pengaduk (np)	=	1	buah
Daya (P)	=	1	hp
Panjang Poros (L)	=	2,2367	m
Diameter poros (D)	=	0,0199	m

Perhitungan Nozzle

Perancangan Nozzle bahan masuk reaktor

Nozzle pada tutup atas standard dished

- Nozzle untuk memasukan asam metakrilat
- Nozzle untuk memasukan butanol
- Nozzle untuk memasukan asam sulfat dan hidroquinon

Nozzle pada badan silinder

- Nozzle untuk manhole
- Nozzle untuk pemasukan air pendingin dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran air pendingin dari jaket

Nozzle pada tutup bawah Conical

- Nozzle untuk pengeluaran produk

Digunakan flange standard type welding neck pada :

- Nozzle untuk memasukan asam metakrilat
- Nozzle untuk memasukan butanol
- Nozzle untuk memasukan asam sulfat dan hidroquinon
- Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle untuk manhole
- Nozzle untuk pemasukan air pendingin dalam jaket
- Nozzle untuk pengeluaran air pendingin dari jaket

Dasar Perhitungan

Nozzle untuk memasukan asam metakrilat

* Bahan Masuk	=	2312,95	Kg/jam	
	=	5099,1296	lbm/jam	
ρ asam metakrilat	=	1,015	Kg/L	= 63,3642 lbm/ft ³
μ asam metakrilat	=	0,0012	Kg/m.s	= 0,0008 lbm/ft.s
* Rate Volumetrik	=	$\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$		

$$\begin{aligned}
 &= \frac{5099,1296 \text{ lbm/jam}}{63,3642 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 80,4733 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0006 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

* Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{fluida}} &= \rho_{\text{Pasam metakrilat}} = 1015,0 \text{ Kg/m}^3 \\
 \text{sehingga kecepatan liquida sebesar } &2,0847 \text{ m/s} = 6,8395 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

* Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,0224 \text{ ft}^3/\text{s}}{6,8395 \text{ ft/s}} \\
 &= 0,0033 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran lubang}}{\pi \times 1/4}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,0033}{3,14 \times 0,25}} = 0,0645 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0197 \text{ m} \times 2,0847 \text{ m/s} \times 1015,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0012 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 34679,8166
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (0,6425)^{0,53} \times (1015,0)^{-0,37} \\
 &= 17,8913 \text{ mm} = 0,7044 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 0,622 in schedule number 40

$$D_i = 0,622 \text{ in} = 0,0158 \text{ m}$$

$$D_o = 0,840 \text{ in} = 0,0213 \text{ m}$$

$$A = 0,0001961 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0006 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0002 \text{ m}^2} = 3,2279 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0158 \text{ m} \times 3,2279 \text{ m/s} \times 1015,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0012 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 43134,8968$$

Jenis Aliran : Turbulen.

Nozzle untuk memasukan butanol

$$* \text{ Bahan Masuk} = 3123,97 \text{ Kg/jam}$$

$$= 6887,1043 \text{ lbm/jam}$$

$$\rho \text{ butanol} = 0,810 \text{ Kg/L} = 50,5665 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ butanol} = 0,0008 \text{ Kg/m.s} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$* \text{ Rate Volumetrik} = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$$

$$= \frac{6887,1043 \text{ lbm/jam}}{50,5665 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 136,1989 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0011 \text{ m}^3/\text{s}$$

* Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{butanol}} = 810,0 \text{ Kg/m}^3$$

sehingga kecepatan liquida sebesar 2,0847 m/s = 6,8395 ft/s

* Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fluida}} = \frac{0,0378 \text{ ft}^3/\text{s}}{6,8395 \text{ ft/s}} = 0,0055 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran lubang}}{\pi \times 1/4}} \\ &= \sqrt{\frac{0,0055}{3,14 \times 0,25}} = 0,0839 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{0,0256 \text{ m} \times 2,0847 \text{ m/s} \times 810,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0008 \text{ Kg/m.s}} \\ &= 54006,7252 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *turbulen* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned} D_{i \text{ optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\ &= 293,0 \times (0,8678)^{0,53} \times (810,0)^{-0,37} \\ &= 22,8078 \text{ mm} = 0,8979 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis, 1997) sehingga didapatkan ukuran pipa 0,824 in schedule number 40

$$\begin{aligned} D_i &= 0,824 \text{ in} = 0,0209 \text{ m} \\ D_o &= 1,050 \text{ in} = 0,0267 \text{ m} \\ A &= 0,0003441 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

● **Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran**

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0011 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0003 \text{ m}^2} = 3,1134 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,0209 \text{ m} \times 3,1134 \text{ m/s} \times 810,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0008 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 65976,6683$$

Jenis Aliran : Turbulen.

Nozzle untuk memasukan asam sulfat dan hidroquinon

* Bahan Masuk = 60,18 Kg/jam
= 132,6728 lbm/jam

ρ campuran asam sulfat hidroquinon = 1,800 Kg/L = 112,370 lbm/ft³

μ campuran asam sulfat hidroquinon = 0,0138 Kg/m.s = 0,009 lbm/ft.s

* Rate Volumetrik = $\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}}$
= $\frac{132,6728 \text{ lbm/jam}}{112,3701 \text{ lbm/ft}^3}$
= 1,1807 ft³/jam = 0,000009 m³/s

* **Trial Kecepatan Fluida**

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran asam sulfat hidroquinon}} = 1800,0 \text{ Kg/m}^3$
sehingga kecepatan liquida sebesar 2,0847 m/s = 6,8395 ft/s

* **Menentukan dimensi Lubang**

a. Luas aliran lubang

$$= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,0003 \text{ ft}^3/\text{s}}{6,8395 \text{ ft/s}}$$

$$= 0,000048 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran lubang}}{\pi \times \frac{1}{4}}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,000048}{3,14 \times 0,25}} = 0,0078 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0024 \text{ m} \times 2,0847 \text{ m/s} \times 1800,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0138 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 647,7764
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *laminer* jika memiliki *Reynold Number* dibawah 4000 ^(Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *laminer*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14

(Coulson & Richardson's, 1997)

, dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (0,0167)^{0,53} \times (1800,0)^{-0,37} \\
 &= 2,0926 \text{ mm} = 0,0824 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendix A-5

(Geankoplis. 1997)

sehingga didapatkan ukuran pipa 0,364 in schedule number 40

$$Di = 0,364 \text{ in} = 0,0092 \text{ m}$$

$$Do = 0,540 \text{ in} = 0,0137 \text{ m}$$

$$A = 0,0000672 \text{ m}^2$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,000009 \text{ m}^3/\text{s}}{0,000067 \text{ m}^2} = 0,1382 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0092 \text{ m} \times 0,1382 \text{ m/s} \times 1800,0 \text{ Kg/m}^3}{0,0138 \text{ Kg/m.s}}
 \end{aligned}$$

$$= 166,6618$$

Jenis Aliran : laminer.

Nozzle untuk pengeluaran produk

$$\begin{aligned} * \text{ Bahan Masuk} &= 5.579,41 \text{ Kg/jam} \\ &= 12.300,37 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Butil Metakrilat	3156,57	0,56575	0,896	0,00085
Asam Metakrilat	448,43	0,08037	1,015	0,00115
Butanol	1510,55	0,27074	0,81	0,00075
Asam Sulfat	59,00	0,01057	1,84	0,015
Hidroquinon	4,72	0,00085	1,33	0,0007
Air	400,13	0,07172	0,988	0,001
Jumlah	5579,40	1,00000	0,8992	0,0010073

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 0,8992 \text{ Kg/L} = 56,1369 \text{ lbm/ft}^3 \\ \mu \text{ Campuran} &= 0,0010 \text{ Kg/m.s} = 0,0007 \text{ lbm/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \text{ Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Densitas bahan masuk}} \\ &= \frac{12.300,367 \text{ lbm/jam}}{56,1369 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 219,1139 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0017 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

* Trial Kecepatan Fluida

Menentukan Kecepatan fluida

Untuk menentukan kecepatan fluida dapat digunakan data kecepatan

menurut simpson ^(hal 186, Coulson and Ricardson. 1993), dimana :

$$\rho_{\text{fluida}} = \rho_{\text{campuran}} = 89,9 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{sehingga kecepatan liquida sebesar } 4,275 \text{ m/s} = 14,0238 \text{ ft/s}$$

* Menentukan dimensi Lubang

a. Luas aliran lubang

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{rate Volumetrik}}{\text{Kecepatan fuida}} = \frac{0,0609 \text{ ft}^3/\text{s}}{14,0238 \text{ ft/s}} \\ &= 0,0043 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. Diameter Pipa} &= \sqrt{\frac{\text{luas aliran lubang}}{1/4 \times \pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{0,0043}{0,25 \times 3,14}} \\
 &= 0,0744 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis aliran dengan N_{Re}

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997}) \\
 &= \frac{0,0227 \text{ m} \times 4,275 \text{ m/s} \times 899,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0010 \text{ Kg/m.s}} \\
 &= 86483,5268
 \end{aligned}$$

Aliran fluida termasuk jenis aliran *tubulen* jika memiliki *Reynold Number* diatas 4000 (Geankoplis, 1997), sehingga dapat disimpulkan bahwa aliran yang dipakai adalah aliran *turbulen*.

d. Menentukan Diameter Optimum

Dalam Perhitungan diameter optimum digunakan persamaan 5-14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{optimum}} &= 293,0 \times (\text{rate volumetric})^{0,53} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 293,0 \times (0,0017)^{0,53} \times (899,2)^{-0,37} \\
 &= 0,8114 \text{ mm} = 0,0319 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Standarisasi Di

Standarisasi Di menggunakan Appendik A-5 (Geankoplis. 1997) sehingga didapatkan ukuran pipa 4,026 in schedule number 80

$$\begin{aligned}
 Di &= 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m} \\
 Do &= 4,500 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} \\
 A &= 0,008219 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

• Menentukan laju Fluida dan pengecekan jenis aliran

1. Laju aliran fluida berdasarkan standarisasi Di

$$v = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{luas aliran pipa}} = \frac{0,0017 \text{ m}^3/\text{s}}{0,008219 \text{ m}^2} = 0,2097 \text{ m/s}$$

2. Pengecekan jenis aliran

$$N_{Re} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{0,1023 \text{ m} \times 0,2097 \text{ m/s} \times 899,2 \text{ Kg/m}^3}{0,0010073 \text{ Kg/m.s}}$$

$$= 19143,2436$$

Jenis Aliran : Turbulen

Nozzle untuk Manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu = 20 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi manhole :

- Ukuran Pipa nominal (NPS) : 20 in
- Diameter luar pipa (A) : 27,5 in
- Ketebalan Flange minimum (T) : 1 (11/16) in
- Diameter bagian lubang menonjol (R) : 23 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 20 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 22 in
- Panjang julukan (L) : 5 (11/16) in
- Diameter dalam Flange (B) : 19,25 in
- Jumlah lubang Baut : 20 buah
- Diameter lubang Baut : 1 (1/8) in
- Keliling lubang baut : 25 in
- Berat total manhole : 170 in

Nozzle untuk Air pendingin

Lubang untuk masukan air pendingin dan keluarannya dianggap sama dengan

tebal jaket yaitu 0,0048 m sehingga dapat ditentukan Dari Brownel and

Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi nozzle :

- Ukuran Pipa nominal (NPS) : 0,5 in
- Diameter luar pipa (A) : 3 1/2 in
- Ketebalan Flange minimum (T) : 7/16 in
- Diameter bagian lubang menonjol (R) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 1 3/8 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 0,84 in
- Panjang julukan (L) : 1 7/8 in
- Diameter dalam Flange (B) : 0,62 in
- Jumlah lubang Baut : 4 buah
- Diameter lubang Baut : 5/8 in
- Keliling lubang baut : 2 5/8 in

- Berat total manhole : 2 in

Dari Brownel and Young tabel 12,2 hal 221 didapatkan dimensi flange dengan type Welding neck dengan dimensi nozzle sbb :

- Nozzle A. Nozzle untuk memasukan asam metakrilat
 Nozzle B. Nozzle untuk memasukan butanol
 Nozzle C. Nozzle untuk memasukan asam sulfat dan hidroquinon
 Nozzle D. Nozzle untuk pengeluaran produk
 Nozzle E. Nozzle untuk manhole
 Nozzle F. Nozzle untuk pemasukan air pendingin dalam jaket
 Nozzle G. Nozzle untuk keluaran air pendingin dari jaket

maka :

Dimensi	Nozzle A	Nozzle B	Nozzle C	Nozzle D	Nozzle E	Nozzle F	Nozzle G
	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)	(in)
NPS	1	1 1/2	1	4	20	1 1/2	1 1/2
A.	4 1/4	5	4 1/4	9	27 1/2	5	5
T	9/16	11/16	9/16	15/16	1 (11/16)	11/16	11/16
R	2	2 7/8	2	6 3/16	23	2 7/8	2 7/8
K	1,32	1,9	1,32	4,5	20	1,9	1,9
E	1 15/16	2 9/16	1 15/16	5 5/16	22	2 9/16	2 9/16
L	2 3/16	2 7/16	2 3/16	3	5 (11/16)	2 7/16	2 7/16
B.	1,05	1,61	1,05	4,03	19,25	1,61	1,61
ΣH	4	4	4	8	20	4	4
DH	5/8	5/8	5/8	3/4	1 (1/8)	5/8	5/8
CH	3 1/8	3 7/8	3 1/8	7 1/2	25	3 7/8	3 7/8
W	2	4	2	15	170	4	4

Dimana :

- NPS = Ukuran pipa nominal (in)
 A. = Diameter luar flange (in)
 T = Ketebalan Flange minimum (in)
 R = Diameter bagian lubang menonjol (in)
 K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
 E = Diameter hubungan pada alas (in)
 L = Panjang julukan (in)
 B. = Diameter dalam Flange (in)

ΣH	=	Jumlah lubang baut
DH	=	Diameter lubang Baut
CH	=	Keliling lubang baut
W	=	Berat total manhole

6.4. Perhitungan dimensi pendingin

A. Dasar perancangan jaket

* Menghitung Volume Air pendingin

$$\begin{aligned} \text{Rate Pendingin Masuk} &= 8997,6570 \text{ Kg/jam} \\ &= 19836,2346 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas Steam pada } 30^\circ\text{C} &= 995,6800 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 62,1581 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{Rate Steam Masuk}}{\text{Densitas}} \\ &= \frac{19836,2346 \text{ lbm/jam}}{62,1581 \text{ lbm/ft}^3} = 319,13 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume steam} &= 319,13 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 159,56 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

* Menghitung tekanan design

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{\text{ls}})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{62,1581 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 6,1169 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\ &= 2,6404 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,696 + 2,6404 - 14,696 = 2,640 \text{ psig} \end{aligned}$$

* Menghitung diameter jaket (d_{ij})

$$V_{\text{jaket}} = V \text{ dibadan silinder} + V \text{ ditutup bawah}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} \times L_{\text{ls}} \times \left| d_{ij}^2 - d_{iM}^2 \right| + \left| (0,0847 \cdot D_T^3) \right| \\ 159,56 &= \frac{\pi}{4} \times 6,1169 \times \left| d_{ij}^2 - 6,00^2 \right| + \left| 0,0847 \times \right. \\ &\quad \left. \left| d_{ij}^3 - 6,00^3 \right| \right| \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 159,56 &= 4,802 \times (d_j^2 - 6,00^2) + 0,0847 \times (d_j^3 - 6,00^3) \\
 159,56 &= 4,802 d_j^2 - 172,86 + 0,0847 d_j^3 - 18,295 \\
 159,56 + 172,865 + 18,30 &= 4,8018 d_j^2 + 0,0847 d_j^3 \\
 350,72 &= 4,8018 d_j^2 + 0,0847 d_j^3 \\
 d_j &= 8,7690 \text{ ft} = 105,23 \text{ in}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tebal jaket (t_j)

Dimana $d_j = d_e = 105,2280 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{\pi \times d_e}{2(f \times E) - (0,6 \times \pi)} + C \\
 &= \frac{2,6404 \times 105,2280}{2 \times (15000 \times 0,8) - (0,6 \times 2,6404)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,074 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_j + 2.t_j \\
 &= 105,228 + 0,3750 \\
 &= 105,603 \text{ in} = 8,800 \text{ ft} = 2,682 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Standarisasi $d_o = 168 \text{ in} = 4,2672 \text{ m}$

$i_{cr} = 8 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959)

$r = 130 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 d_j \text{ baru} &= d_o - 2.t_j \\
 &= 168 - 0,3750 \\
 &= 167,6250 \text{ in} = 13,969 \text{ ft} = 4,258 \text{ m}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tebal tutup bawah (t_{hb})

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{0,855 \times \pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} + C \\
 &= \frac{0,855 \times 2,6404 \times 71,735}{15000 \times 0,80 - 0,1 \times 2,6404} + \frac{2}{16} \\
 &= 0,138 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tinggi tutup bawah (h_b)

$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{71,735}{2} \text{ in} = 35,8673 \text{ in} = 2,9889 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - i_{cr} = 35,867 - 8,00 \\
 &= 27,867 \text{ in} = 2,3223 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 130 - 8,000 \\ &= 122,00 \text{ in} = 10,167 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{|BC|^2 - |AB|^2} \\ &= \sqrt{|122,00|^2 - |27,867|^2} \\ &= \sqrt{14107,41} \\ &= 118,775 \text{ in} = 9,898 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 130 - 118,77 \\ &= 11,225 \text{ in} = 0,9354 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hb_j &= t_{hb} + b + sf \\ &= 0,1385 + 11,225 + 1,5 \\ &= 12,8639 \text{ in} = 1,072 \text{ ft} = 0,3267 \text{ m} \\ &= 12,8639 \text{ in} \end{aligned} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{maka tinggi jaket} &= L_{ts} + hb_j \\ &= 6,1169 + 1,072 \\ &= 7,1889 \text{ ft} = 2,1912 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi jaket :

Bahan jaket	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade O type 405</i>
Diameter dalam (d_j)	: 2,6307 m
Diameter luar (d_o)	: 2,6355 m
Tinggi Jaket (T_j)	: 2,1912 m
Tebal jaket (t_j)	: 0,0048 m
Tebal tutup bawah (t_{hb_j})	: 35,867 m
Tinggi tutup bawah (hb_j)	: 0,3267 m

6.5. Perancangan dimensi gasket, bolting dan flange tangki reaktor

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

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (t_s) = 0,0048 m
- Diameter dalam Silinder (D_i) = 1,8221 m
- Diameter luar Silinder (D_o) = 1,8288 m
- Tekanan Internal tangki (P_i) = 3,6997 psig

- Stress yang diijinkan (f) = 18750 lb/in²
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 0,1250 m

Flange

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 342, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lb/in²
- Type Flange = Ring flange loose type

Bolting

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 344, didapatkan :

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²

Gasket

Dari Brownel & Young, App D-4 Hal 228, didapatkan :

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, jacketed, asbestos filled*
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y) = 9000 psia

A. Perancangan Gasket

* Perhitungan lebar gasket

Dari Brownel & Young, persamaan 12,2 hal 226 didapatkan :

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

- Dimana :
- d_o = diameter luar gasket
 - d_i = diameter dalam gasket
 - y = yield stress (9000 psia) (Brownell and Young, 1959)
 - p = internal pressure
 $| 3,6997 + 14,696 | = 18,396$ psia
 - m = gasket faktor = 3,75 (Brownell and Young, 1959)

Diketahui di gasket = d_o shell = 1,8288 m = 72,00 in

Sehingga :

$$\frac{d_o}{72} = \sqrt{\frac{9000 - 18,3957 \times 3,75}{9000 - 18,3957 \times (3,75 + 1)}}$$

$$d_o = 72,0743$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{72,0743 - 72,00}{2} \\ &= 0,037 \text{ in} \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{0,5941}{16} = \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil gasket yang (n) = 1/8 in

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 72,00 + 1/8 \\ &= 72,1250 \text{ in} = 6,0104 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung beban gasket (Wm^2)

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y) sesuai rumus persamaan 12,88 hal 240, Brownel & Young adalah

$$Wm_2 = H_y = \pi \times b \times G \times y$$

Dimana :

b = lebar efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket : 72,1250 in

y = yield stress = 9000 psia (Brownell and Young, 1959)

Dari Brownel & Young, persamaan 12.11 hal 229 didapatkan :

b = b_o saat $b_o \leq 0,25$ in

b = $\sqrt{\frac{b_o}{2}}$ saat $b_o > 0,25$ in

$$\text{Lebar setting bawah gasket} = \frac{n}{2} = \frac{1/8}{2} = \frac{1}{16} \text{ in}$$

b = $b_o = 0,0625$ in

Sehingga didapatkan H_y

$$\begin{aligned} Wm_2 &= \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,0625 \times 72,1250 \times 9000 \\ &= 127390,7813 \text{ lb} \end{aligned}$$

* Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (Wm_1)

Dari Brownel & Young, persamaan 12.91, 12,90, dan 12,89 hal 240 didapatkan :

$$Wm_1 = H + H_p$$

□ Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times \pi \times b \times G \times m \times p \\ &= 2 \times 3,14 \times 0,0625 \times 72,125 \times 3,75 \times 18,396 \\ &= 1952,871 \text{ lb} \end{aligned}$$

□ Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi}{4} \times G^2 \times p \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ &= \frac{3,14}{4} \times \left| 72,1250 \right|^2 \times 18,396 \\ &= 75120,43 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan total berat beban pada kondisi operasi (W_{m_1}) sebagai berikut

$$\begin{aligned} W_{m_1} &= H + H_p \\ &= \left| 75120,43 + 1952,9 \right| \text{ lb} \\ &= 77073,30 \text{ lb} \end{aligned}$$

dapat dilihat $W_{m_1} < W_{m_2}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m_2}

B. Perancangan Bolting (Baut)

* Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownel & Young, persamaan 12.92 hal 240 didapatkan :

$$\begin{aligned} f_b &= \text{Alloweble stress bolt pada temperatur operasi} \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \text{ pada suhu } 60^\circ\text{C (140}^\circ\text{F)} \\ &\quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \end{aligned}$$

$$A_{m_1} = \frac{W_{m_2}}{f_b} = \frac{127390,7813 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 8,4927 \text{ in}^2$$

Dari Brownel & Young, persamaan 10.4 hal 188 untuk ukuran baut didapatkan :

Ukuran baut	= 1 in
Root area	= 0,6 in
Bolt spacing minimum (Bs)	= 2 (1/4) in
Minimum radial distance (R)	= 1 (3/8) in
Edge distange (E)	= 1 (1/16) in
Nut dimension	= 1 (5/8) in
Max. Fillet radius	= (7/16) in

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{A_{m_1}}{\text{Root area}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{8,4927}{0,5500} \frac{\text{in}^2}{\text{in}} \\
 &= 15,4413 \approx 13 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

* Evaluasi lebar gasket

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

$$\text{Ab actual} = 13 \times 0,55 \text{ in}$$

$$\text{Ab actual} = 7,150 \text{ in}$$

□ Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Ab actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times G \times y} \\
 &= 7,150 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 72,1250 \times 9000} \\
 &= 0,0263 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Disini dapat dilihat bahwa nilai $W <$ lebar gasket yang telah ditentukan (0,0625 in) sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Perancangan Flange

* Menghitung diameter luar flange (A)

$$\text{Flange OD} = \text{Bolt circle diameter} + 2E$$

$$= C + 2E \quad (\text{Browell \& Young.1959})$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 1 (3/8) \text{ in} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{Edge distange (E)} = 1 (1/16) \text{ in}$$

* Menentukan bolt circle diameter (C) :

$$C = \text{di gasket} + 2 \left| 1,415 \text{ go} + R \right|$$

Dimana :

$$- \text{di gasket} = 72,1250 \text{ in}$$

$$- \text{go} = \text{tebal shell (ts)} = 0,1875 \text{ in}$$

Maka bolthing cicle diameter (C) :

$$\begin{aligned}
 C &= 72,1250 + 2 \left| 1,415 \times 0,1875 + 2,5 \right| \\
 &= 77,6556 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Flange OD} = \text{Bolt circle diameter} + 2E$$

$$= 77,6556 + \left| 2 \times 1 (1/16) \right|$$

$$= 78,5306 \text{ in}$$

* Perhitungan moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12,94 hal 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} f_a &= \text{Allowable stress bolt pada temperatur ruangan} \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \text{ pada suhu } 27^\circ\text{C (80,6}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned} W &= \left| \frac{A_{m1} + A_b}{2} \right| \times f_a \\ &= \left| \frac{8,4927 + 7,150}{2} \right| \times 15000 \\ &= 117320,391 \text{ lb} \end{aligned}$$

° Jarak Radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

Dari Brownell & Young, persamaan 12,101 hal 242 :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} = \left| \frac{77,656 - 72,125}{2} \right| \text{ in} \\ &= 2,7653 \text{ in} \end{aligned}$$

° Momen Flange (M_a)

Dari Brownell & Young, persamaan hal 243 :

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 117320,3906 \times 2,7653 \\ &= 324427,543 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dalam Kondisi operasi :

$$W = W_{m2} = 127390,781 \text{ lb}$$

° Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

Tekanan Hidrostatik pada daerah flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times P$$

$$\text{Dimana : } B = \text{do shell} = 72,00 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 18,396 \text{ psia}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \times \left| 72 \right|^2 \times 18,396 \\ &= 74860,26993 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_D (h_D)

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \left| \frac{77,6556 - 72}{2} \right| = 2,8278 \text{ in}$$

Moment komponen M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 74860,26993 \times 2,8278 \\ &= 211690,8071 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Menghitung komponen moment ke M_G

$$M_G = H_G \times h_G$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatis total :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= Wm_2 - H \\ &= 127390,7813 \text{ lb} - 75120,4271 \text{ lb} \\ &= 52270,35419 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 52270,354 \text{ lb} \times 2,7653 \text{ in} \\ &= 144543,864 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Menghitung komponen moment ke M_T

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 :

$$M_T = H_T \times h_T$$

Perbedaan antara hidrostatis total dengan gaya hidrostatis dalam area flange (H_T)

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 75120,427 - 74860,2699 = 260,157 \text{ lb} \\ h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{2,828 + 2,765}{2} = 2,797 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 260,1571 \times 2,7966 \\ &= 727,5457 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Moment total pada keadaan operasi (M_o)

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 211690,807 + 144543,864 + 727,546 \\ &= 356962,217 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

* Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 didapatkan

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

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f \times B}} \quad \text{dan} \quad k = A/B$$

Dimana :

$$A = \text{diameter luar flange} = 78,5306 \text{ in}$$

$$B = \text{diameter luar silinder} = 72,00 \text{ in}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan untuk bahan flange} = 18750 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} k &= A/B \\ &= \frac{78,5306}{72} = 1,091 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12,22 hal 238 dapat disimpulkan ;

$$Y = 33$$

$$M_{\text{mix}} = M_o = 356962,217 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal Flange :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{\frac{33 \times 356962,217}{18750 \times 72}} \\ &= 2,9539 \text{ in} = 0,2462 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan :

1. Gasket

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, jacketed, asbestos filled*
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y) = 9000 psia
- Lebar gasket = 1/8 in

2. Bolthing

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Ukuran baut = 1 in
- Jumlah baut = 13 buah

- Bolt spacing minimum (Bs) = 2 (1/4) in
- Min. Radial distance (R) = 1 (3/8) in
- Edge distange (E) = 1 (1/16) in

3. Flange pada tangki

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lb/in²
- Type Flange = *Ring flange loose type*
- Tebal Flange = 2,9539 in = 0,0750 m

6.6. Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Diameter dalam silinder (Di) = 1,8221 m = 5,9778 ft
- Diameter luar silinder (Do) = 1,8288 m = 5,9999 ft
- Tekanan internal tangki (Pi) = 3,6997 psig
- Tinggi badan Silinder = 90,998 m = 298,5448 ft
- Stress yang diijinkan (f) = 18750 m = 61515,0 ft
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 0,125 lb/in²

1. Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (Perry 7th,1997), yaitu :

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_s = \frac{\pi}{4} \times D_o^2 - D_i^2 \times H \times \rho \quad (\text{Wallas, 1988})$$

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times \left| 5,9999 \right|^2 - \left| 5,9778 \right|^2 \times 298,545 \times 481 \\ &= 29857,91167 \text{ lb} \\ &= 13543,25015 \text{ Kg} \end{aligned}$$

2. Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

$$t_{ha} = 0,0048 \text{ m} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam atas}} &= 0,0847 \times D_i^3 \\ &= 0,0847 \times \left| 5,9778 \right|^3 \\ &= 18,093 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= 0,0847 \times (D_i + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times \left| 5,9778 + 0,0156 \right|^3 \\ &= 18,235 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= 18,2354 - 18,0931 \\ &= 0,1422 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,1422 \times 481 \\ &= 68,4205 \text{ lb} \\ &= 31,0349 \text{ Kg} \end{aligned}$$

3. Menentukan berat tutup bawah reaktor

Tutup bawah berbentuk *standard dished*, sama dengan tutup atas, maka :

$$t_{hb} = t_{ha} = 0,0048 \text{ m} = 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup bawah}} &= W_{\text{tutup atas}} \\ &= 31,0349 \text{ Kg} \end{aligned}$$

4. Menentukan berat larutan dalam reaktor

$$\begin{aligned} W_{\text{larutan}} &= 5579,4060 \text{ Kg} \\ &= 12300,35847 \text{ lbm} \end{aligned}$$

5. Menentukan berat poros pengaduk

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

- Panjang poros pengaduk (L_{ps}) = 2,2367 m = 7,3380 ft
- Diameter poros pengaduk (D_{ps}) = 0,0199 m = 0,0653 ft

$$\begin{aligned} W_{\text{poros pengaduk}} &= \frac{\pi}{24} \times D_{ps}^2 \times L_{ps} \times \rho \\ &= \frac{\pi}{24} \times \left| 0,0653 \right|^2 \times 7,3380 \times 481 \\ &= \#\# \text{ lb} \\ &= 0,8928 \text{ Kg} \end{aligned}$$

6. Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh :

- Diameter Pengaduk (D_a) = 0,7288 m = 2,3911 ft
- Panjang pengaduk (L) = 0,1822 m = 0,5978 ft
- Lebar Pengaduk (W) = 0,1458 m = 0,4782 ft
- jumlah blade = 6

$$\begin{aligned}
 W_{\text{pengaduk}} &= n \times D_a \times L \times W \times \rho \\
 &= 6 \times 2,3911 \times 0,5978 \times 0,4782 \times 481 \\
 &= 1972,7679 \text{ lb} \\
 &= 894,8278 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

7. Menentukan Berat Jacket

Dari perhitungan dimensi jacket diperoleh :

- Diameter dalam jacket (d_{ij}) = 2,6307 m = 8,6308 ft
- Diameter luar jacket (d_{oj}) = 2,6355 m = 8,6464 ft
- Tinggi jacket (T_j) = 2,1912 m = 7,1889 ft

$$\begin{aligned}
 W_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} \times d_{oj}^2 \times d_{ij}^2 \times T_j \times \rho \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 8,6464^2 - 8,6308^2 \times 7,1889 \times 481 \\
 &= 732,7720364 \text{ lb} \\
 &= 332,3781 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

8. Menghitung berat pendingin

$$W_{\text{pendingin}} = W_{\text{air pendingin masuk}} = 8997,657 \text{ Kg}$$

9. Menghitung Berat perlengkapan lainnya (Attachment)

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti Nozzle, flange, baut dan sebagainya dimana dari Brownell & Young 1959, halaman 157 diperoleh :

$$W_a = 18\% \times W_s$$

Dimana :

$$W_a = \text{berat attachment, lb}$$

$$W_s = \text{berat shell reaktor} = 29857,9117 \text{ lb}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_a &= 18\% \times W_s \\
 &= 18\% \times 29857,9117 \\
 &= 5374,4241 \text{ lb} = 2437,7850 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

10. Menghitung berat total reaktor

Bagian	Berat (Kg)
Ws	13543,2502
W _{tutup atas}	31,0349
W _{tutup bawah}	31,0349
W _{larutan}	5579,4060
W _{poros pengaduk}	0,8928
W _{pengaduk}	894,8278
W _{pemanas}	8997,6570
Wa	2437,7850
W _{jaket}	332,3781
W _T	31848,2666

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 20% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W_T = \left| 100\% + 20\% \right| \times 31848,2666 \text{ Kg} \\
 &= 38217,91995 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

B. Perancangan leg support (penyangga)

Beban tiap kali kompresi dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal 197 adalah

$$P = \frac{4 \times p_w \times (H-l)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

- P = gaya yang bekerja pada 1 leg
- P_w = total beban permukaan karena angin
- H = tinggi reaktor dari batas base plate
- L = jarak antara vessel dengan base plate
- D_{bc} = diameter bolt circle
- n = jumlah penyangga
- ΣW = berat total reaktor
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg

Reaktor dirancang nantinya akan diletakkan dalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol)

Maka berlaku : $P_w = 0$

Untuk penahan dipilih jenis I-beam yang berjumlah 4 buah sehingga gaya yang bekerja pada 1 leg adalah :

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

$$= \frac{38217,91995}{4} = 9.554,4800 \text{ Kg} = 21.063,8066 \text{ lb}$$

Untuk mendapatkan ukuran I-beam didasarkan pada ukuran standard pada Appendix G Brownell & Young halaman 355 yaitu :

Trial ukuran I-beam 8" ukuran 8 x 4 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu, didapatkan :

- Nominal size = 8 in
- Berat = 18,4 lb
- Area of section (A_y) = 5,34 in²
- Dept of beam (h) = 8 in
- Widht of flange (b) = 4 in
- Axis (r) = 3,26 in
- I_{1-1} = 56,9 in⁴

* Menghitung tinggi total reaktor (H)

Jarak antara base plate dengan badan silinder (L) diambil untuk nilai optimumnya, yaitu : 5 ft

$$\text{Tinggi Reaktor} = 9,8824 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga tinggi total reaktor (H)} &= 9,8824 + 5 \\ &= 14,8824 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung panjang leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \left| 14,8824 \right| + 2,5 \\ &= 9,9412 \text{ ft} = 119,2944 \text{ in} \end{aligned}$$

* Menentukan bearing capacity (f_c)

$$\frac{l}{r} = \frac{119,2944}{3,26} = 36,5934 \text{ in}$$

Karena l/r antara 0-120 maka $f_c = 15000 \text{ psi}$ (B & Y. 1959)

$$\begin{aligned} f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\ &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} \end{aligned}$$

$$= 15000 - \frac{21063,807}{56,9} \left| \frac{1,5 + 0,5 \times 4,0}{0,5 \times 4,0} \right|$$

$$= 9076,9612 \text{ psi} = 9076,9612 \text{ lb/in}^2$$

* Luas (A) yang dibutuhkan

$$A = \frac{p}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{21063,8066 \text{ lb}}{9076,9612 \text{ lb/in}^2} = 2,3206 < A_y$$

$$\% \text{ beda} = \frac{5,34 - 2,3206}{5,34} \times 100\%$$

$$= 56,5435\%$$

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 8 in
- Berat = 18,4 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

C. Perancangan base plate

Perencanaan :

Pada hal 163 Hesse, 1945 base plate dibuat dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar adalah 20%

Material base plate = Beton

Ketahan bearing base plate terhadap stress (f_c) = 600 lb/in²

Kedalam beam (h) = 8 in

Lebar flange (b) = 4 in

* Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

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

Dimana :

A_{bp} = luas base plate, in²

P = beban dari tiap-tiap base plate = 21063,8066 lb

f_c = stress yang diterima oleh pondasi

(bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in²)

(Hesse, 1945)

$$A_{bp} = \frac{21063,8066 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 35,1063 \text{ in}^2$$

* Menghitung panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2 = 35,1063 \text{ in}^2$$

$$p = \text{panjang base plate, in} = 2m + 0,95h \quad (\text{Hesse, 1984})$$

$$l = \text{lebar base plate, in} = 2n + 0,8b \quad (\text{Hesse, 1984})$$

Diasumsikan $m = n$ (Hasse, hal 163)

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \left| 2m + 0,95h \right| \times \left| 2n + 0,8b \right| \\ 35,1063 &= \left| 2m + 0,95 \times 8 \right| \times \left| 2n + 0,8 \times 4 \right| \\ &= \left| 2m + 7,60 \right| \times \left| 2m + 3,200 \right| \\ 35,1063 &= 4m^2 + 21,6000m + 24,32 \\ 10,7863 &= 4m^2 + 21,6000m \\ m &= 1,0938 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= \left| 2m + 0,95h \right| \\ &= \left| 2 \times 1,0938 \right| + \left| 0,95 \times 8 \right| \\ &= 9,7876 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate (l)} &= \left| 2n + 0,8b \right| \\ &= \left| 2 \times 1,0938 \right| + \left| 0,8 \times 4 \right| \\ &= 5,3876 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena nilai $p > l$, sehingga nilai p dijadikan sebagai acuan supaya

$$A_{bp} \text{ baru} > A_{bp}$$

* Menghitung luas penampang base plate baru (A_{bp} baru)

$$\begin{aligned} A_{bp} \text{ baru} &= p \times l \\ &= 9,7876 \times 5,3876 \\ &= 52,7312 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

* Menghitung harga m dan n baru

m atau n dipakai adalah m atau n yang memiliki nilai yang terbesar

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= \left| 2m + 0,95h \right| \\ 9,7876 &= \left| 2 \times m \right| + \left| 0,95 \times 8 \right| \\ m &= 1,0938 \text{ in} \\ \text{Lebar base plate (l)} &= \left| 2n + 0,8b \right| \\ 5,3876 &= \left| 2 \times n \right| + \left| 0,8 \times 4 \right| \\ n &= 1,0938 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena nilai $n > m$, sehingga nilai n dijadikan sebagai acuan

- * Menghitung stress yang harus ditahan oleh bearing (fc')

$$fc' = \frac{P}{A_{bp \text{ baru}}}$$

Dengan :

$$fc' = \text{Bearing capacity, lb/in}^2$$

$$P = \text{beban tiap kolom} = 21063,8066 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas base plate} = 52,7312 \text{ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} fc' &= \frac{21063,8066 \text{ lb}}{52,7312 \text{ in}^2} \\ &= 399,4559 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $fc' < fc$ maka dimensi base plate sudah memenuhi

- * Menghitung tebal base plate

Dari Hasse, 1945, halaman 163 didapatkan persamaan :

$$t = \sqrt{0,00015 \times P \times n^2}$$

Dimana :

$$t = \text{tebal base plate, in}$$

$$P = \text{aktual unit pressure yang terjadi pada base plate}$$

$$= fc' = 399,4559 \text{ psi}$$

Tebal base plate :

$$\begin{aligned} t_{hp} &= \sqrt{0,00015 \times 399,4559 \times 1,0938^2} \\ &= 0,2677 \text{ in} \end{aligned}$$

- * Menghitung dimensi baut dari base plate

$$\text{Gaya yang bekerja pada 1 leg (P)} = 21063,8066 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut pada tiap leg} = 4 \text{ buah}$$

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{21063,8066}{4} = 5265,95164 \text{ lb} \end{aligned}$$

Bahan Baut : *High alloy steel SA-193 grade B8t type 321*

$$\text{Max. Allowable stress (f)} = 15000 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\ &= \frac{5265,951645 \text{ lb}}{15000} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15000 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 0,3511 \text{ in}^2 \\
 A_{\text{baut}} &= 1/4 \times \pi \times d_{\text{baut}}^2 \\
 0,3511 &= 1/4 \times 3,14 \times d_{\text{baut}}^2 \\
 d_{\text{baut}}^2 &= 0,6687 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi diameter baut dari Bronell & Young, tabel 10,4 hal 188 diperoleh ukuran baut 7/8 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

- Ukuran baut = 7/8 in
- Root area = 0,419 in²
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2 (1/16) in
- Minimum radial distance (R) = 1 (1/4) in
- Edge distange (E) = 15/16 in
- Nut dimension = 1 7/16 in
- Max. Fillet radius = 3/8 in

D. Perancangan lug dan gusset

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horisontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusset).

Dari Brownell & Young, 1959, hal 344 didapatkan

Tipe = Double Gusset Plate

Bahan = *High alloy steel SA-193 grade B8t type 321*

Max Allowable Stress (f) = 15000 psi

Menghitung tebal horizontal plate (t_{hp})

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 My}{f_{\text{allowable}}}}$$

Dimana :

t_{hp} = tebal plate horisontal, in

My = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

$f_{\text{allowable}}$ = stress maksimum yang diijinkan = 15000 lb/in²

* Menghitung jumlah moment sepanjang arah radial (My)

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

$$My = \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \cdot \text{Ln } 2.1 / e\pi + (1 - \partial_1) \right|$$

Dimana :

M_y = jumlah moment maksimum sepanjang arah radial (in.lb)

P = gaya maksimum yang bekerja pada semua baut di bagian atas

$$\text{lug} = 21063,8066 \text{ lb}$$

μ = *Poisson's Ratio* = 0,3 for steel

e = radius = 0,5 Nut Dimension across flats

∂ = Kostanta dari tabel 10.6

l = panjang lug

* Menentukan gusset spacing (b')

$$\text{Lebar flange (b)} = 4,000 \text{ in}$$

$$\text{Diameter baut (d}_{\text{baut}}) = 7/8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b' &= b + \left| 2 \times d_{\text{baut}} \right| \\ &= 4,000 + \left| 2 \times 7/8 \right| \\ &= 5,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

* Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ∂_1

Untuk perancangan lug dengan disertai beban maka nilai dari panjang lug adalah :

$$l = b_{\text{l-beam}} = \text{lebar flange} = 4,000 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{5,7500}{4,000} = 1,44$$

Dari Brownell & Young, 1959, hal 192 didapatkan :

$$\frac{b'}{l} = \frac{5,7500}{4,000} = 1,4375 \quad \text{P} \quad \partial_1 = 0,1949$$

* Menentukan radius (e)

$$e = 0,5 \times \text{Nut Dimension across flats}$$

$$= 0,5 \times 1 \frac{7}{16}$$

$$= 0,2188$$

Sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \cdot \text{Ln } 2.1 / e\pi + (1 - \partial_1) \right| \\ &= \frac{21063,8066}{12,56} \times 1,3 \times \text{Ln } \frac{2}{0,6869} \times \left| 1 - 0,1949 \right| \\ &= 2330,8632 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Kemudian tebal horizontal plate (t_{hp}) dapat dihitung :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 My}{f_{\text{allowable}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 2330,8632}{15000}}$$

$$= 0,4662 \text{ in}$$

Menghitung tebal Gusset (tg)

Dari Brownell & Young, 1959, persamaan 10,47 hal 194 didapatkan :

$$t_g = \frac{3}{8} \times t_{hp} = \frac{3}{8} \times 0,4662$$

$$= 0,1748 \text{ in}$$

Menghitung tinggi gusset (hg)

$$hg = A + \text{ukuran baut}$$

$$A = \text{lebar lug}$$

$$= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} = \left| \frac{7}{8} + 9 \right| \text{ in}$$

$$= 9,8750 \text{ in}$$

$$hg = A + \text{ukuran baut}$$

$$= 9,8750 + \frac{7}{8} = 10,7500 \text{ in}$$

Menghitung tinggi lug (h)

$$h = hg + 2 \cdot t_{hp}$$

$$= 10,7500 + \left| 2 \times 0,4662 \right| = 11,6823 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

1. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,4662 in
- Tinggi = 11,6823 in

2. Gusset

- Tebal = 0,175 in
- Tinggi = 10,750 in

6.7 Perancangan pondasi reaktor

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 :

* Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 21063,8066 \text{ lb}$$

* Menghitung beban base plate (W_{bp})

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

Dimana :

- p = panjang base plate = 0,0911 ft
- l = lebar base plate = 0,0911 ft
- t = tebal base plate = 0,0223 ft
- ρ = densitas bahan konstruksi = 481 lb/ft³
(Perry 7th,1999)

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,0911 \times 0,0911 \times 0,0223 \times 481 \\ &= 0,0892 \text{ lb} \end{aligned}$$

* Menghitung beban penyangga (W_p)

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

Dimana :

- L = tinggi kolom = 8 in = 0,6667 ft
- A = luas kolom I-beam = 2,3206 in² = 0,0161 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari plate = 481 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= 0,6667 \times 0,0161 \times 3,4 \times 481 \\ &= 17,5698 \text{ lb} \end{aligned}$$

* Menghitung berat total reaktor dan support

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 21063,8066 + 0,0892 + 17,5698 \\ &= 21081,4655 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya ada gaya vertikal dari berat kolom untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut dapat diambil :

* Luas pondasi atas = 10 x 10 in

- * Luas pondasi bawah = 20 x 20 in
- * Tinggi = 15 in
- * Luas pondasi rata-rata (A) = $\frac{\text{Luas pondasi (atas + bawah)}}{2}$
 $= \frac{|10 \times 10| + |20 \times 20|}{2}$
 $= 250 \text{ in}^2$
- * Volume pondasi (V) = A x T
 $= 250 \times 15$
 $= 3750 \text{ in}^3 = 2,1700 \text{ ft}^3$
- * Bahan konstruksi pondasi : semen-batu-pasir (*stanonosand*)
- * Densitas : 137 lb/ft³ (Perry 7th, 1999)
- * Berat Pondasi (W) = V x ρ
 $= 2,1700 \times 137$
 $= 297,293835 \text{ lbm/jam}$
 $= 134,849511 \text{ Kg}$

* Menghitung tekanan tanah

Dari Hesse. 1945, halaman 327 pada tabel 12,2 menyatakan bahwa Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

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

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 10 \text{ ton/ft}^2$$

$$= 22046 \text{ lbm/ft}^2$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana : W = berat total total - berat pondasi

$$A = \text{luas bawah pondasi} = 250 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$P = \frac{21081,4655 - 297,293835}{250}$$

$$= 83,1367 \text{ lbm/in}^2$$

$$= 11971,6829 \text{ lbm/ft}^2 < 22046 \text{ lbm/ft}^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan

tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (10 x 10) in luas atas dan (20 x 20) in luas bawah dengan tinggi pondasi 15 in dapat digunakan.

Spesifikasi Alat Utama I

Nama alat : Reaktor Esterifikasi

Kode : R-110

Fungsi : Untuk mereaksikan Asam metakrilat dan Butanol membentuk Butil metakrilat sesuai dengan reaksi.

Type : Reaktor batch berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standart dished*.

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Prinsip Kerja :

Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku menjadi produk. Reaktor yang digunakan pada pabrik ini adalah batch yang dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas. Bahan baku masuk yaitu asam metakrilat dan butanol dengan katalis asam sulfat dan hidroquinon sebagai inhibitor polimerisasi. Reaksi akan berjalan selama 30 menit pada suhu 80°C. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis sehingga membutuhkan air pendingin untuk menjaga suhu operasinya, dimana tekanan operasinya adalah 1 atm. Untuk mengontrol kondisi operasi pada reaktor dipasang instrument yaitu *Temperature Control (TC)*. Setelah terjadi reaksi selama 30 menit maka Butil metakrilat akan keluar dan dialirkan ke reaktor netralisasi untuk menurunkan tingkat keasamannya.

Kesimpulan dimensi Reaktor :

1. Bagian Silinder

• Diameter Luar Silinder (Do)	=	1,8288	m
• Diameter Dalam Silinder (Di)	=	1,8221	m
• Tinggi Silinder (Ls)	=	2,3113	m
• Tebal Silinder (ts)	=	0,0048	m
• Tebal tutup atas (tha)	=	0,0048	m
• Tebal tutup bawah (thb)	=	0,0048	m
• Tinggi tutup atas (ha)	=	0,3504	m
• Tinggi tutup bawah (hb)	=	0,3504	m
• Tinggi Reaktor (H)	=	3,0122	m

2. Bagian Pengaduk

• Type	=	<i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>
• Bahan Konstruksi	=	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>

- Diameter impeller (D_a) = 0,7288 m
- Tinggi Impeller diatas tangki (C) = 0,6073 m
- Lebar Impeller (W) = 0,1458 m
- Panjang Impeller (L) = 0,1822 m
- Lebar Baffle (J) = 0,1518 m
- Jumlah pengaduk (np) = 1 buah
- Daya (P) = 1,0 hp
- Panjang Poros (L) = 2,2367 m
- Diameter poros (D) = 0,0199 m

3. Nozzle

a. Nozzle untuk memasukan asam metakrilat

- Diameter dalam (d_i) = 0,0158 m
- Diameter luar (d_o) = 0,0213 m
- Schedule = 40
- Luas (A) = 0,0001961 m^2
- Jenis Aliran = Turbulen

b. Nozzle untuk memasukan butanol

- Diameter dalam (d_i) = 0,0209 m
- Diameter luar (d_o) = 0,0267 m
- Schedule = 40
- Luas (A) = 0,0003441 m^2
- Jenis Aliran = Turbulen

c. Nozzle untuk memasukan asam sulfat dan hidroquinon

- Diameter dalam (d_i) = 0,0092 m
- Diameter luar (d_o) = 0,0137 m
- Schedule = 40
- Luas (A) = 0,0000672 m^2
- Jenis Aliran = Laminer

d. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Diameter dalam (d_i) = 0,1023 m
- Diameter luar (d_o) = 0,1143 m

e. Nozzle untuk manhole

- Diameter dalam (d_i) = 3,5000 in
- Diameter luar (d_o) = 1,3750 in

f. Nozzle untuk pemasukan air pendingin dalam jaket

- Diameter dalam (di) = 3,5000 in
- Diameter luar (do) = 1,3750 in

g. Nozzle untuk pengeluaran air pendingin dari jaket

- Diameter dalam (di) = 3,5000 in
- Diameter luar (do) = 1,3750 in

4. Jaket Pemanas

- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade O type 405*
- Tebal jaket (tj) = 0,0048 m
- Diameter dalam (dij) = 2,6307 m
- Diameter luar (doj) = 2,6355 m
- Tekanan Internal tangki (Pi) = 3,6997 psig
- Stress yang diijinkan (f) = 18750 lbm/in²
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 0,0625 m

5. Flange

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750 lbm/in²
- Type Flange = *Ring flange loose type*
- Tebal Flange = 0,0750 m

6. Bolting

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304*
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lbm/in²
- Ukuran baut = 1 in
- Jumlah baut = 13 buah
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2 (1/4) in
- Min. Radial distance (R) = 1 (3/8) in
- Edge distange (E) = (1/16) in

7. Gasket

- Bahan Konstruksi = Flat metal, jacketed, asbestos filled
- Gasket faktor = 3,75
- Min design seating stress (y) = 9000 psia
- Lebar gasket = 1/8 in

8. Penyangga

- Jenis = I-beam

- Ukuran = 8 x 4 in
- Nominal size = 8 in
- Berat = 18,4 lb
- Area of section (A_y) = 5 1/3 in²
- Dept of beam (h) = 8 in
- Widht of flange (b) = 4 in
- Axis (r) = 3,26 in
- I1-1 = 56,90 in
- Tinggi Penyangga = 119,294 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

9. Base Plate

- Panjang base plate (p) = 9,7876 in
- Lebar base plate (l) = 5,3876 in
- Luas penampang (Abp) = 52,7312 in²
- Tebal (tbp) = 0,2677 in
- Ukuran baut = 7/8 in
- Root area = 0,4190 in
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2 1/16 in
- Minimum radial distance (R) = 1 1/4 in
- Edge distange (E) = 15/16 in
- Nut dimension = 1 7/16 in
- Max. Fillet radius = 3/8 in

10. Lug dan Gusset

a. Lug

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,4662 in
- Tinggi = 11,682 in

b. Gusset

- Tebal = 0,175 in
- Tinggi = 10,750 in

11. Pondasi

- Luas pondasi atas = 10 x 10 in
- Luas pondasi bawah = 20 x 20 in
- Tinggi = 15 in
- Bahan konstruksi pondasi : = *semen-batu-pasir (stanonosand)*

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

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

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi dapat berupa petunjuk, perekam dan pengontrol. Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu diukur dan dikontrol secara otomatis. Pada dasarnya alat kontrol hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kuantitas dan kualitas produk yang dihasilkan.

Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah:

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan:
 - Menjaga variabel proses supaya tetap berda dalam batas yang diperbolehkan.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan.
2. Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan.
3. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan
4. Untuk menjaga kualitas produksi
5. Agar biaya produksi rendah

Dalam Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat, alat-alat kontrol yang digunakan adalah:

- Temperature Controller (TC)
- Level Indicator (LI)
- Flow Controller (FC)



- Pressure Controller (PC)
- **Temperature Controller (TC)**
Instrumen ini berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol suhu pada alat proses.
- **Level Indikator (LI)**
Instrumen ini berfungsi sebagai penunjuk ketinggian fluida di dalam tangki dan dapat mengetahui kapan tangki tersebut diisi.
- **Flow Controller (FC)**
Instrumen ini dipasang untuk mengetahui dan mengontrol rate flow feed.
- **Pressure Controller (PC)**
Instrumen ini berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat proses.

Tabel 7.1. Instrumentasi Pabrik Butil Metakrilat

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1	Storage NaOH	F-121	LI
2	Storage Asam Sulfat	F-111	LI
3	Storage Asam Metakrilat	F-112	LI
4	Storage Butanol	F-113	LI
5	Storage Hidroquinon	F-114	LI
6	Tangki Pengencer Asam Sulfat	M-117	FC
7	Tangki Pengencer NaOH	M-123	FC
8	Reaktor Esterifikasi	R-110	TC,PC,FC
9	Reaktor Netralisasi	R-120	TC,PC
10	Dekanter	H-124	LI
11	Flash Distilasi	D-130	TC,PC,FC

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam suatu pabrik, keselamatan kerja harus mendapat perhatian yang besar, karena bila masalah ini diabaikan akan mengakibatkan hal-hal yang tidak diinginkan.

Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur, secara psikologis juga akan membuat para kerja merasa aman dan tenang sehingga dapat berkonsentrasi pada pekerjaannya, dengan demikian produktivitas juga akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor kemanusiaanya saja, tetapi juga akan menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik, maka peralatan dapat digunakan untuk jangka waktu yang lama.

Secara umum ada 3(tiga) macam bahaya yang biasa terjadi di dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaan, yaitu:

- a. Bahaya kebakaran
- b. Bahaya mekanik
- c. Bahaya terhadap kesehatan

7.2.1 Bahaya kebakaran

Bahaya kebakaran merupakan hal yang sangat membutuhkan perhatian oleh sebab itu diperlukan pengamanan yang sebaik-baiknya, terutama dalam proses produksi.

Beberapa cara mencegah terjadinya bahaya kebakaran antara lain:

- Pemasangan pipa air melingkar diseluruh lokasi pabrik (water hidrant)
- Pemasangan kabel listrik harus diatur dan jauh dari tempat yang panas
- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api
- Pemasangan alat pemadam kebakaran pada setiap tempat yang rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah terjangkau.
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.

7.2.2 Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku.

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan tangki yang harus disesuaikan dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai diberi alat pengaman.

7.2.3 Bahaya Terhadap Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari setiap karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain.

Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti topi pengaman, sepatu, sarung tangan dan masker.

Dan untuk menghindari bahaya karena panas maka alat seperti reaktor (R-110), distilasi (D-130), heater(E-115) menggunakan isolasi sebagai pengaman. Selain itu bahaya terhadap kesehatan karyawan juga perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu diusahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2 Alat-alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Butil Metakrilat

No	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Bagian proses, laboratorium.
2.	Helm pengaman	Storage, bagian proses, dan produk.
3.	Sepatu karet	Storage, bagian proses, utilitas, dan produk.
4.	Sarung tangan	Storage, bagian proses, produk, dan laboratorium.
5.	Isolasi panas dan pagar	Perpipaan, reaktor, heater, reboiler, mixer.
6.	Pemadam kebakaran	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
7.	P ₃ K	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
8.	Jas laboratorium	Laboratorium.

7.2.3 Bahaya Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi hendaknya selalu menggunakan alat-alat pengaman yang disediakan pabrik, sehingga para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang harus diperhatikan:

- a. Semua bagian pabrik harus diberi cukup penerangan yang cukup.
- b. Peralatan yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang aman dan tersendiri.
- c. Peralatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda yang jelas.

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat dengan Proses Esterifikasi ini meliputi tiga unit :

1. Unit penyediaan air
 - Air umpan boiler
 - Air sanitasi
 - Air proses
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan baker
4. Unit pengolahan limbah

8.1. Unit Penyediaan Air

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

Proses Pengolahan Pada Unit Pengolahan Air

Air kawasan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler. Dari air kawasan, air masuk menuju penampung air kawasan (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu sebagai berikut:

8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pabrik Butil Metakrilat ini adalah sebesar

1685,4845 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 15% sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 2224,8395 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 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, air umpan boiler harus bebas dari :

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

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 membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan 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

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan Lumpur, kerak dan alkalinitas air dalam boiler.

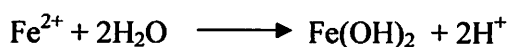
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

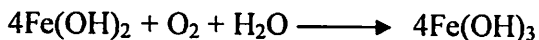
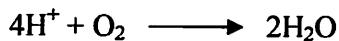
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:

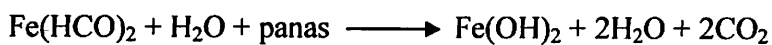
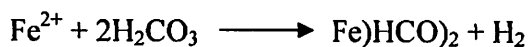


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

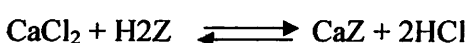
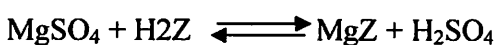
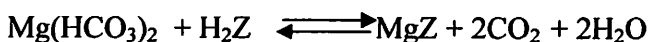
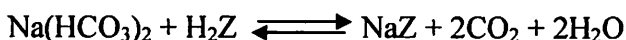
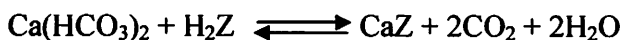
Reaksi yang terjadi :

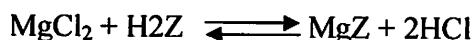
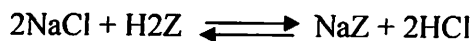


Pelunakan air umpan boiler

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220B). kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

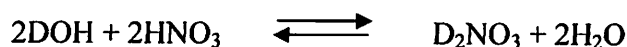
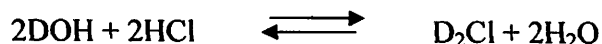
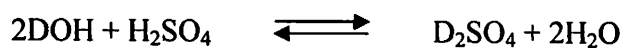
Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :



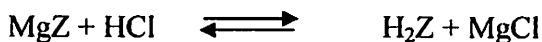
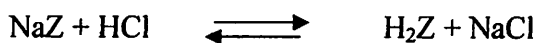
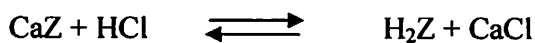
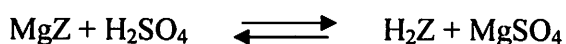
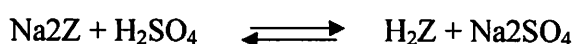
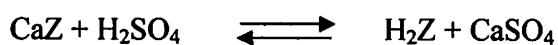


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

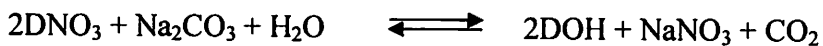
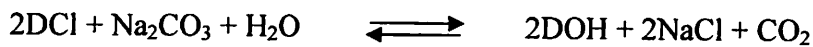
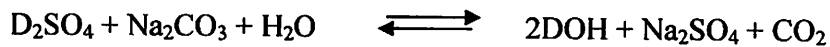


Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat 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 keutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-223) ke deaerator (D-231) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari deaerator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-232) dan air dipompakan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi biasa 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 SiO_2
- 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 mikrobiologi

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

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk Laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan Laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

3. untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Hidrogen Peroksida adalah sebesar 455 kg/jam.

Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa dan dengan menggunakan pompa (L-242) air bersih siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

8.1.4. Air Proses

Proses yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Hidrogen Peroksida ini adalah sebesar 499,92 kg/jam, yang digunakan pada tangki pengencer (F-117) dan (F-123).

Pengolahan Air Proses

Untuk air proses digunakan air dari bak air lunak (F-222) dan didistribusikan ke peralatan dengan menggunakan pompa (L-227).

8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Butil Metakrilat ini meliputi :

- Proses : 29,9 kW
- Penerangan : 53,33 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 218,535 kW, dengan satu buah generator tambahan.

8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan baker yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 728.587 kg/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relative murah
- Mudah didapat
- Viscosity relative lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari table 9.9 dan fig. 9.9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan baker didapat :

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft³
- Heating value : 19000 Btu/lb

8.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk berdasarkan perhitungan pada Appendix D maka steam yang dipergunakan adalah saturated steam yang mempunyai tekanan 1,985 bar dengan suhu 120°C (248°F).

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Keputusan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting, karena mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dapat dibagi menjadi dua golongan besar, yaitu:

1. Faktor utama
2. Faktor khusus

1. Faktor Utama

a. Bahan baku (Raw Material Oriented)

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik (transportasi)
- Kualitas bahan baku yang ada

b. Pemasaran

Hal-hal yang harus diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

- Daerah dimana produk akan dipasarkan
- Daya serap pasar dan prospek yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

c. Tenaga listrik dan bahan bakar

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain :

- Kemungkinan pengadaan listrik dan PLN
- Sumber bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

d. Sumber Air

Air biasA diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :

- Dari sungai atau sumber air
- Dari PAM (Perusahaan Air Minum)
- Dari kawasan industri

Jika kebutuhan air cukup besar, maka pemakaian air sumber/sir sungai lebih ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Kemampuan sumber untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang ada
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Nilai ekonominya

e. Iklim dan alam sekitar

Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk kontruksi bangunan
- Kelembaban dan temperatur udara
- Adanya badai, angin topan dan gempa bumi

2. Faktor Khusus

a) Transportasi

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

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan berat (kontainer)
- Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai

b) Tenaga Kerja

Dalam menentukan lokasi pabrik harus memperhatikan mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja buruh dan tenaga ahli disekitar lokasi pabrik. Tempat tinggal kerja serta kondisi sosialnya juga harus diperhatikan.

c) Undang-Undang dan Peraturan

Undang-undang dan peraturan yang perlu diperhatikan antara lain adalah :

- Ketentuan tentang daerah industry
- Ketentuan tentang penggunaan jalan umum yang ada
- Ketentuan umum lain bagi industry didaerah lokasi pabrik

d) Perpajakan dan Asuransi

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah sebagai berikut :

- Macam pajak dan system yang berlaku, misalnya pajak kekayaan, pajak penghasilan, pajak persero dan peraturan-peraturan yang berhubungan dengan perpajakan.
- Asuransi peralatan, asuransi jiwa, asuransi kecelakaan kerja dan lain-lain.

e) Karakteristik dan Lokasi

Dalam memilih lokasi pabrik, maka harus memperhatikan karakteristik sebagai berikut :

- Struktur tanah, daya dukung pada pondasi bangunan pabrik dan pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unti baru

f) Faktor Lingkungan di Sekitar Pabrik

Hal-hal yang harus diperhatikan antara lain :

- Adat istiadat atau kebudayaan daerah lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah
- Fasilitas kesehatan dan rekreasi

g) Pembuangan Limbah

Hal yang berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berasal dari bahan bakar, minyak pelumas dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dipilih lokasi pabrik di Kecamatan Tenggulunan, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar 9.1

Dasar pemilihan lokasi ini karena beberapa faktor, antara lain :

1. Letak sumber bahan baku

Bahan baku pembuatan *Butil Metakrilat* adalah Asam metakrilat yang sampai saat ini masih diimpor dari Cina. Dipilih didaerah Gresik, Jawa Timur karena dekat dengan pelabuhan internasional dan bandara sehingga memudahkan transportasi bahan yang harus dimpor. Sedangkan Butanol dan Asam sulfat dapat dibeli dari dalam negeri.

2. Sarana pemasaran

Mengingat penggunaan *Butil Metakrilat* yang cukup banyak, maka mengenai pemasaran tidak menjadi masalah. Hal ini terutama lokasi pabrik di Pulau Jawa yang merupakan industri kosmetik dan industri makanan.

3. Sarana utilitas yang memadai

Sarana utilitas meliputi air, bahan bakar, dan listrik. Persediaan air merupakan syarat utama dalam rencana pendirian sebuah pabrik kimia. Kebutuhan air pada Pra-rencana Pabrik *Butil Metakrilat* dapat diperoleh dari air kawasan.

Kebutuhan bahan bakar diperoleh dari Pertamina. Sedangkan kebutuhan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena sekarang tidak sulit lagi mengurus penyediaan tenaga listrik untuk industri.

4. Terdapatnya sarana pengangkutan

Lokasi pabrik terletak di daerah yang sudah ada sarana transportasi darat (jalur kereta api dan jalan tol ke berbagai daerah lain) maupun laut (pelabuhan tanjung perak) sehingga mempermudah kelancaran lalu lintas distribusi bahan baku maupun produk yang dihasilkan.

5. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik buruh maupun tenaga ahli mudah diperoleh di daerah industri dan sekitarnya.



Tabel 9.1 Pemilihan Lokasi dengan nilai tertinggi :

No	Faktor	Bobot Maks	Pasuruan	Gresik	Surabaya
1	Bahan baku	100	70	90	90
2	Pemasaran	100	60	95	90
3	Listrik dan bahan bakar	100	85	90	90
4	Kebutuhan air	100	90	85	70
5	Iklm	100	90	90	90
6	Transportasi	100	70	90	90
7	Tenaga kerja	100	80	80	80
8	Pajak	100	70	70	70
9	Perundangan	100	85	90	75
10	Karakteristik tempat	100	90	90	65
Jumlah		1000	790	870	810



Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik Butil Metakrilat

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik yang meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material handling yang dibuat sedemikian rupa sehingga pabrik bias beroperasi secara efektif dan efisien.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pembuatan tata letak pabrik Butil Metakrilat adalah sebagai berikut :

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga memudahkan pemeliharaan.
2. Penyaluran secara ekonomis dari kebutuhan air dan steam, kemungkinan perluasan untuk masa depan.
3. Kemungkinan timbulnya bahaya, seperti kebakaran dan ledakan.
4. Ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
5. Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (waste disposal)
6. Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin)
7. Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok.
8. Penerangan dan ventilasi ruangan yang cukup.

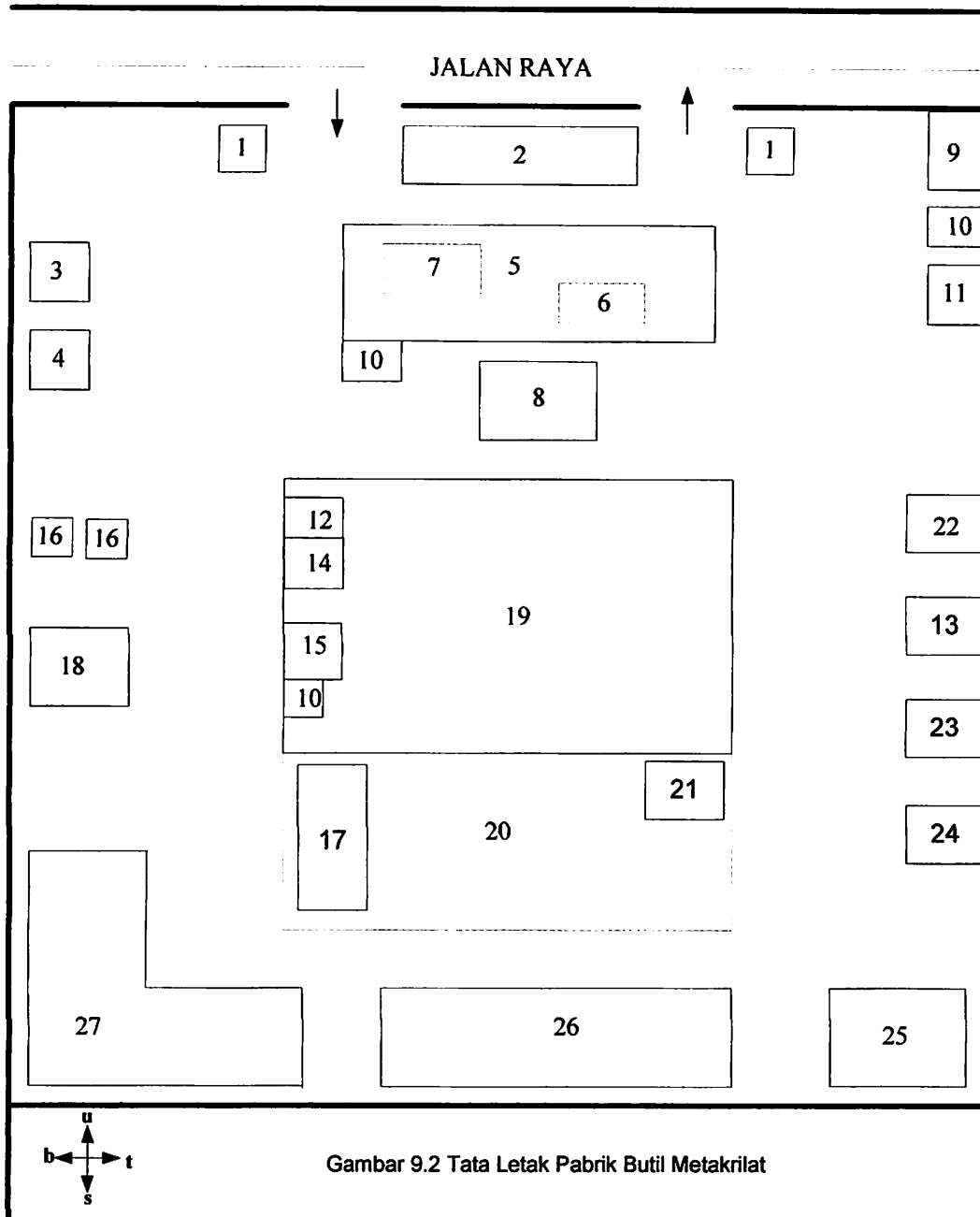
Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out) ini dibagi menjadi 2 bagian yaitu :

1. Tata ruang pabrik (Master Plot Plant)

Master Plot Plant adalah suatu peletakan peralatan dan bangunan secara keseluruhan, meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan di dalam pabrik :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lain untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja
- Adanya kesinambungan antara alat yang satu dengan alat yang lain.

Tata ruang pabrik dapat dilihat pada gambar 9.2, dibawah ini :



Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik Butil Metakrilat

Keterangan Gambar :

- | | |
|-----------------------|------------------------------------|
| 1. Pos keamanan | 4. Tempat Parkir karyawan |
| 2. Taman | 5. Area perkantoran dan tata usaha |
| 3. Tempat parkir tamu | 6. Perpustakaan |

- | | |
|------------------------------------|-----------------------------------|
| 7. Aula | 18. Garasi dan bengkel |
| 8. Poliklinik | 19. Area proses |
| 9. Mushola | 20. Perluasan area proses |
| 10. Toilet | 21. Area storage produk |
| 11. Kantin | 22. Area pembangkit listrik |
| 12. Kantor kepala pabrik dan staff | 23. Pemadam kebakaran |
| 13. Ruang meeting | 24. Gudang bahan bakar dan genset |
| 14. Ruang kontrol | 25. Ruang Reboiler |
| 15. Laboratorium | 26. Area pengolahan air |
| 16. Penimbang truk | 27. Perluasan area |
| 17. Area storage bahan baku | |

2. Tata letak peralatan proses (Process Lay Out)

Dalam perencanaan *process lay out* ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

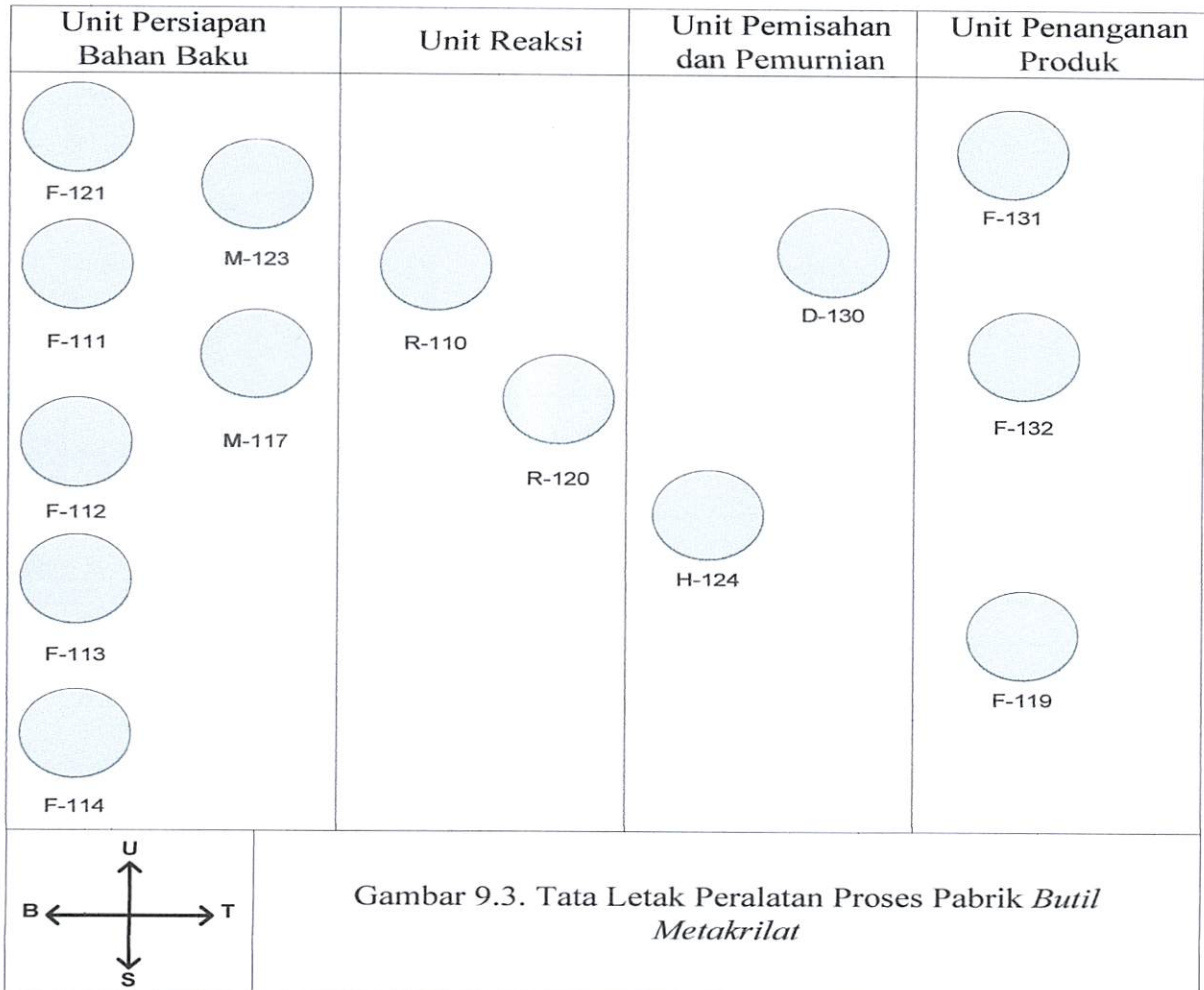
3. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan *process lay out* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi

4. Jarak antara alat proses

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

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktivitas kerja. Tata letak peralatan proses Pabrik *Butil Metakrilat* dapat dilihat pada gambar 9.3.



Keterangan :

1. Storage NaOH (F-121)
2. Storage Asam Sulfat (F-111)
3. Storage Asam Metakrilat (F-112)
4. Storage Butanol (F-113)
5. Storage Hidroquinon (F-114)
6. Tangki Pengencer NaOH (M-123)
7. Tangki Pengencer Asam Sulfat (M-117)
8. Reaktor Esterifikasi (R-110)
9. Reaktor Netralisasi (R-120)
10. Dekanter (H-124)
11. Flash Distilasi (D-130)
12. Storage Butanol (F-131)
13. Storage Residu (F-132)
14. Storage Butil Metakrilat (F-133)

9.3. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas tanah untuk masing-masing bangunan pada pabrik Hidrogen Peroksida dapat dilihat pada tabel 9.1.

Tabel 9.1. Perkiraan Luas Pabrik

No	Daerah	Luas (m ²)
1	Pos keamanan	16
2	Taman	150
3	Tempat parkir tamu	100
4	Tempat Parkir karyawan	250
5	Aula, Perpustakaan, Area perkantoran	700
6	Poliklinik	30
7	Mushola	40
8	Toilet	12

9	Kantin	20
10	Kantor kepala pabrik dan staff	30
11	Laboratorium	300
12	Penimbang truk	100
13	Area gudang bahan baku	2000
14	Garasi dan bengkel	50
15	Area proses	12000
16	Perluasan area proses	8000
17	Area gudang produk	4000
18	Area pembangkit listrik	200
19	Pemadam kebakaran	150
20	Gudang bahan bakar dan genset	400
21	Ruang Reboiler	2000
22	Area pengolahan air	2000
23	Perluasan area	1000
24	Jalan	6000
	TOTAL	32500

BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

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

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk perusahaan	:	Perseroan Terbatas
Lokasi pabrik	:	Gresik, Jawa Timur
Kapasitas produksi	:	25.000 ton/tahun
Modal	:	Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN) Penanaman Modal Asing (PMA)

10.2. Bentuk Perusahaan

Direncanakan bentuk perusahaan pabrik Butil Metakrilat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Mudah mendapatkan modal dari penjualan saham
- Kekayaan terpisah dari kekayaan pemegang saham
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.

- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, Karen tidak terpengaruh dengan seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

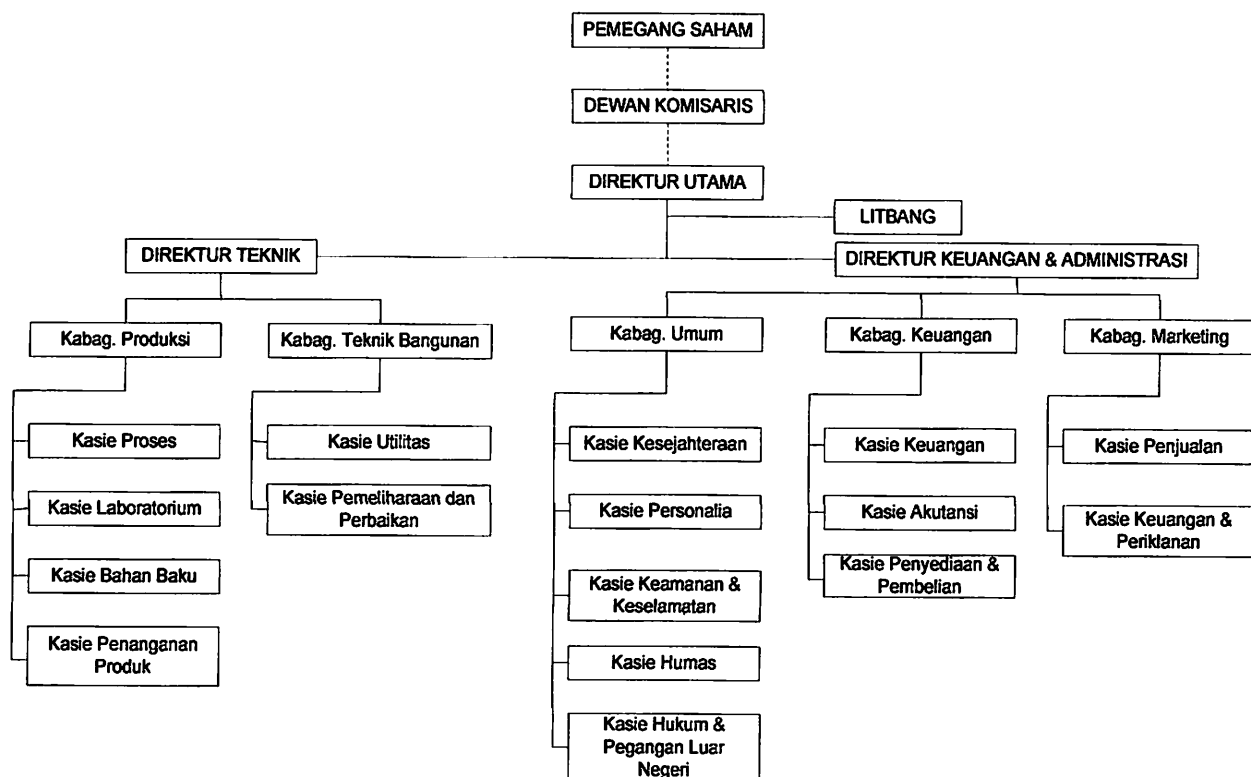
Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
4. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Disamping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staff ahli.
3. Penempatan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staff diatas maka dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada pabrik *Butil Metakrilat*, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pabrik Butil Metakrilat

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggungjawab

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan atrukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas

(PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh rapat umum pemegang saham apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Adapun tugas dewan komisaris :

1. Mengawasi direktur utama dan berusaha agar tindakan direktur utama tidak merugikan perusahaan.
2. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
3. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama.
4. Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
5. Member nasihat kepada direktur utama bila mengadakan perubahan dalam perusahaan.

C. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan pananggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Keuangan dan Administrasi

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengurus harta kekayaan perseroan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan diluar negeri

4. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggungjawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan lebih dahulu
5. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi
6. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugasnya masing-masing.
7. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
8. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

D. Penelitian dan Pengembangan

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan sebagainya sehingga dapat memajukan perusahaan.

E. Direktur Teknik

Direktur teknik membawahi bagian teknik dan produksi, dan bertanggung jawab terhadap bagian produksi di pabrik, baik produksi langsung maupun parangkat dalam membantu atau menunjang produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengelola dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dengan produksi.

F. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur administrasi ini berkaitan dengan segala kegiatan diluar produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik. Karena dalam perusahaan, direktur ini

mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dengan lingkungan eksternal dengan membawahi bagian-bagian :

- Keuangan
- Sumber Daya Manusia
- Pemasaran

G. Kepala Bagian

• Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Utilitas

Bertugas untuk mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air proses, air pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar, dan listrik.

2. Seksi Perawatan

Bertugas untuk merawat, memelihara gedung, taman dan peralatan proses termasuk utilitas. Dan juga bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.

3. Seksi K₃

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja termasuk memberikan pelatihan-pelatihan keselamatan kerja.

• Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada direktur teknik dalam bidang mutu dan produksi. Kepala bagian produksi merupakan kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produk. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Proses

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadinya serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

2. Seksi QC dan Laboratorium

Bertugas dalam mengawasi dan mengontrol kualitas bahan baku, bahan bakar dan produk. Agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

3. Seksi Gudang

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan dan pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

• Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang personalia. Kabag umum mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan mendayagunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Selain itu Kabag umum juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karier dan masalah penempatan karyawan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi :

1. Seksi Personalia

Bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan, lowongan, pengadaan test, pemilihan dan pelatihan tenaga kerja baru.

2. Seksi Keamanan

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik, para staff dan karyawan.

3. Seksi Kesejahteraan Pekerja

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan, memberikan cuti, JAMSOSTEK hingga mengatur pensiunan karyawan.

- **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang pemasaran. Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Market dan Riset**

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan kejalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku produk lain. Dan juga bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

2. **Seksi Pemasaran**

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- **Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang keuangan. Kabag keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik produk, bahan baku maupun peralatan.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi keuangan dan pembukuan**

Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

2. **Seksi penyediaan dan pembelian**

Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan.

10.5. Jam Kerja

Pabrik Hidrogen Peroksida ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari, sisa harinya diigunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 45 jam/minggu dengan perincian sebagai berikut :

a. Untuk pegawai *non shift*

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 13.00

a. Untuk pegawai *shift*

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

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, maka karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu atau grup, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

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

Keterangan :

- ♦ P = pagi (*shift* I)
- ♦ S = siang (*shift* II)
- ♦ M = malam (*shift* III)
- ♦ L = libur

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik *Butil Metakrilat* ini adalah :

1. Direktur utama
2. Direktur (Direktur Teknik dan Direktur Administrasi)
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Staff Kepala Seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra Rencana pabrik *Butil Metakrilat* dapat diuraikan sebagai berikut :

- | | |
|---------------------------|-------------------------------------------|
| 1. Direktur utama | : Magister Teknik Kimia (S ₂) |
| 2. Direktur | |
| – Direktur Teknik | : Sarjana Teknik Kimia |
| – Direktur Administrasi | : Sarjana Administrasi |
| 3. Direktur Litbang | : Sarjana Teknik Kimia |
| 4. Sekretaris Direktur | : Sarjana Administari |
| 5. Kepala Bagian | |
| – Kabag Teknik | : Sarjana Teknik Mesin |
| – Kabag Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| – Kabag Pemasaran | : Sarjana Ekonomi-Manajemen |
| – Kabag Umum | : Sarjana Psikologi |
| – Kabag Keuangan | : sarjana Ekonomi-Akuntansi |
| 6. Kepala Seksi | |
| – Seksi Utilitas | : Sarjana Teknik Kimia |
| – Seksi Perawatan | : Sarjana Teknik Mesin |
| – Seksi K ₃ | : Sarjana Teknik Industri |
| – Seksi Proses | : Sarjana Teknik Kimia |
| – Seksi QC & Laboratorium | : Sarjana Teknik Kimia |
| – Seksi Gudang | : Diploma 3 Teknik Kimia |

- Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
- Seksi Humas : Sarjana Psikologi
- Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
- Seksi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Psikologi
- Seksi Market & Riset : Sarjana Ekonomi-Manajemen
- Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
- Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
- Seksi Peyed. & Pembelian : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
- Karyawan : Diploma & SLTA
- Satpam : Purnawirawan ABRI
- Dokter : Sarjana Kedokteran
- Kebersihan/Taman : SLTA
- Parkir : SLTA

10.7. Perincian Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana Pabrik *Butil Metakrilat*, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa bagian, yaitu:

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan dan Pemurnian
4. Proses Penanganan Produk
5. Proses Penyediaan Utilitas (Steam, Air, Listrik)

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 5 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 25.000 ton / tahun dan beroperasi 330 hari / tahun yaitu:

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam tahap, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 42 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times \text{Tahapan proses} \\ &= 42 \text{ orang jam/hari tahapan proses} \times 4 \text{ tahapan proses} \end{aligned}$$

$$= 168 \text{ orang/hari}$$

Karena setiap hari ada 3 shift dan 4 regu dimana karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

$$\text{Karyawan proses} = \frac{168}{8 \text{ jam} \times 3 \text{ shift}} = 7 \text{ orang /shift}$$

$$= 7 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ regu}$$

$$= 28 \text{ orang}$$

Jumlah karyawan staf = 111 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik *Butil Metakrilat* ini adalah 135 orang.

Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

Tabel 10.2 Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur utama	1
2	Direktur produksi dan teknik	1
3	Direktur administrasi & keuangan	1
4	Sekretaris direktur	3
5	Kepala LITBANG (R & D)	1
6	Karyawan LITBANG (R & D)	2
7	Kepala Dept. QC	1
8	Karyawan QC	3
9	Kepala Dept. Produksi	1
10	Kepala Dept. Teknik	1
11	Kepala Dept. Pemasaran	1
12	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1
13	Kepala Dept. SDM	1
14	Kepala Dept. Umum	1

15	Kepala Divisi Produksi	1
16	Staff Divisi Produksi	4
17	Karyawan Divisi Produksi	28
18	Kepala Divisi Gudang	1
19	Staff Divisi Gudang	2
20	Karyawan Gudang	3
21	Kepala Divisi Utilitas	1
22	Staff Divisi Utilitas	2
23	Karyawan Utilitas	3
24	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
25	Staff Bengkel & Perawatan	5
26	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
27	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
28	Kepala Divisi Penjualan	1
29	Staff Penjualan	5
30	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1
31	Staff Promosi dan Periklanan	3
32	Kepala Divisi Research Marketing	1
33	Staff Research Marketing	2
34	Kepala Divisi Transportasi	1
35	Staff Transportasi	2
36	Sopir	3
37	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
38	Staff Pembukuan Keuangan	2
39	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1

40	Staff Penyediaan & Pembelian	3
41	Kepala Divisi Kesehatan	1
42	Staff Kesehatan	3
43	Kepala Divisi Personalia	1
44	Staff Divisi Personalia	2
45	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
46	Staff Ketenagakerjaan	2
47	Kepala Divisi Keamanan	1
48	Staff Keamanan	10
49	Kepala Divisi Kebersihan	1
50	Staff Kebersihan	10
Total		135

10.8. 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 di luar 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 untuk tenaga kerja shift).

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung,

masker 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 mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentif atau bonus

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) 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 selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik *Butil Metakrilat* 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.

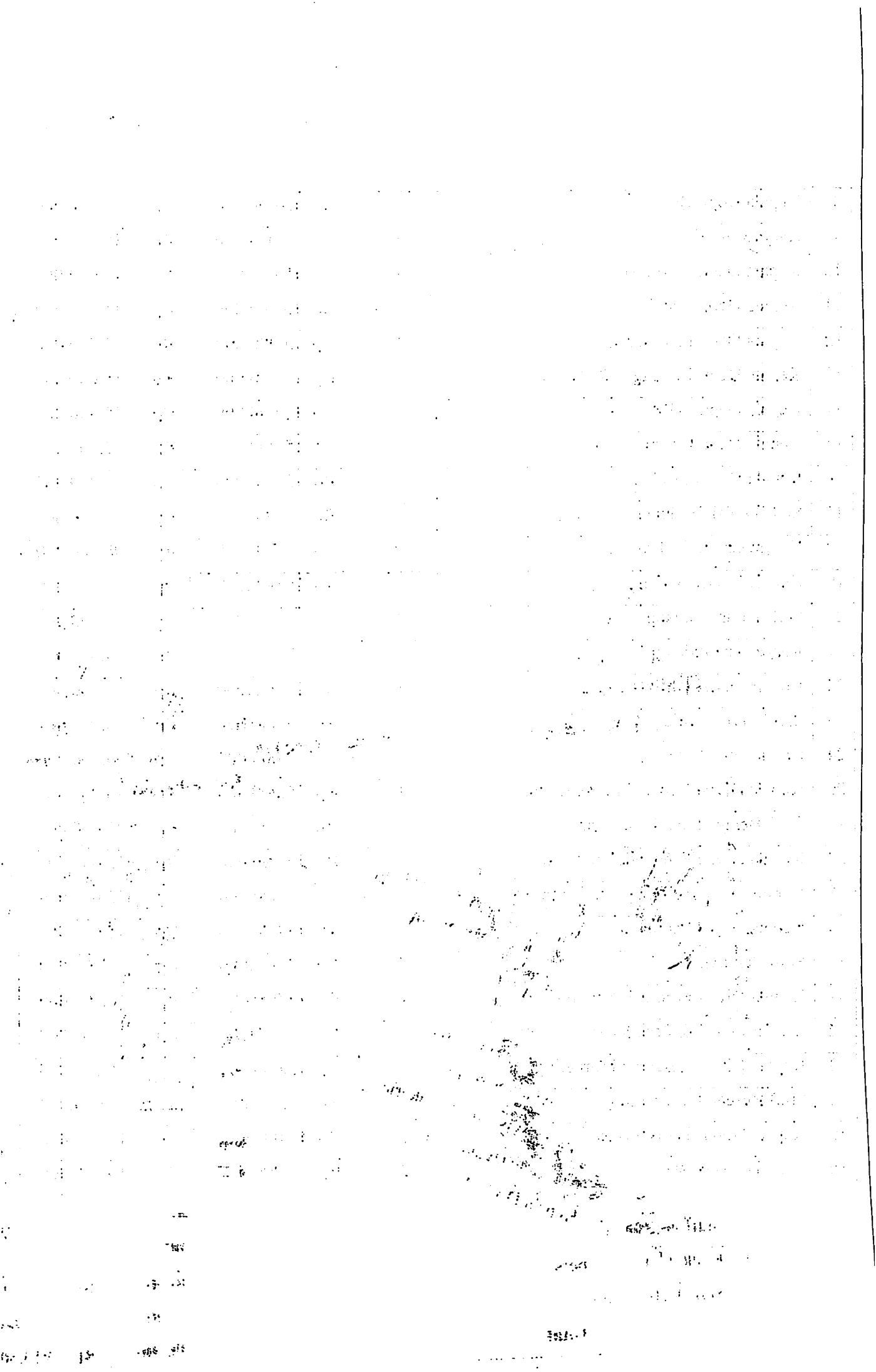
3. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.3. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	Total
1	Dewan komisaris	5	Rp 12.500.000	Rp 62.500.000
2	Direktur utama	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
5	Sekretaris direktur	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
6	Kepala LITBANG (R&D)	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Karyawan LITBANG (R&D)	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000

8	Kepala Dept. QC	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Karyawan QC	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
10	Kepala Dept. Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Staff Divisi Produksi	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	28	Rp 3.500.000	Rp 98.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
21	Karyawan Gudang	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
24	Karyawan Utilitas	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
26	Staff Bengkel dan Perawatan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	Rp 3.000.000	Rp 15.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
30	Staff Penjualan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
31	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
32	Staff Promosi & Periklanan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
34	Staff Research Marketing	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
36	Staff Transportasi	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000



37	Sopir	3	Rp 2.000.000	Rp 6.000.000
38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
43	Staff Kesehatan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
45	Staff Divisi Personalia	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
47	Staff Ketenagakerjaan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
49	Staff Keamanan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
51	Staff Kebersihan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
Total		139	Rp534.000.000	Rp 914.500.000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Percanaan 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 Butil Metakrilat.

adalah sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

Untuk menghitung faktor - faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

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

11.1. Faktor - faktor Penentu

11.1.1. Modal Investasi Total (Total Capital Investment = TCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum beroperasi yang terdiri dari :

1. Fixed Capital Investment (FCI)
 - a. Biaya langsung (Direct cost), meliputi :
 - Pembelian alat
 - Instrumentasi dan alat kontrol
 - Perpipaan terpasang
 - Listrik terpasang
 - Tanah dan bangunan

- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung (Indirect cost)
 - Teknik dan supervisi
 - Konstruksi
 - Kontraktor
 - Biaya tak terduga

2. Working Capital Investment (WCI)

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu.

Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

Total Capital Investment (TCI) = Modal Tetap (FCI) + Modal kerja (WCI)

11.1.2. Biaya Produksi (Total Production Cost = TPC)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu satuan produk dalam waktu tertentu.

Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost), yang terdiri dari :
 - Biaya Produksi Langsung
 - Biaya produksi tetap
 - Biaya overhead pabrik
- b. Biaya umum (General Expenses), terdiri dari :
 - Biaya administrasi
 - Biaya distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (Variable Cost = VC)

Biaya variabel yaitu segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung yang terdiri dari :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan produk

b. Biaya semi variabel (Semi Variable Cost = SVC)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- Plant overhead
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya Tetap (Fixed Cost = FC)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik.

Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga Bank



11.2 Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini didasarkan pada data

harga alat yang terdapat pada literatur Gael D. Ulrich dan website www.matche.co

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2010 digunakan persamaan berikut :

$$C_x = \frac{I_x}{I_k} \times C_k \quad \dots\dots\dots (1)$$

Dimana :

- C_x = Taksiran harga alat pada tahun 2010
- C_k = Taksiran harga alat pada tahun basis
- I_x = Indeks harga pada tahun 2010
- I_k = Indeks harga pada tahun basis

11.3. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan (E)	= \$	1.576.543,66
2. Intrumentasi dan control (30% E)	= \$	630.617,46
3. Perpipaan terpasang (50% E)	= \$	788.271,83
4. Isolasi (9% E)	= \$	204.950,68
5. Listrik terpasang (15% E)	= \$	394.135,92
<hr/>		
Harga diatas kapal (FOB)	= \$	3.594.519,54
6. Angkutan kapal laut (15% FOB)	= \$	898.629,89
<hr/>		
Ongkos + muatan (CF)	= \$	4.493.149,43
7. Asuransi (1% CF)	= \$	44.931,49
<hr/>		
Biaya asuransi muatan (CIF)	= \$	4.538.080,93
8. Angkutan ke plant site (20% CIF)	= \$	1.815.232,37
9. Fasilitas dan bengkel (70% E)	= \$	1.261.234,93
10. Pemasangan alat (35% E)	= \$	709.444,65
11. Tanah dan bangunan (20% E)	= \$	394.135,92
<hr/>		
Total biaya langsung (DC)	= \$	8.718.128,79

B. Biaya tak langsung (IC)

12. Engineering (25% DC)	= \$	3.051.345,07
13. Biaya konstruksi (30% DC)	= \$	3.487.251,51
<hr/>		
Total biaya tak langsung (IC)	= \$	6.538.596,59

C. Total plant cost (Tpc)

14. Total biaya langsung (DC)	= \$	8.718.128,79
15. Total biaya tak langsung (DIC)	= \$	6.538.596,59
Total plant cost (Tpc)	= \$	15.256.725,37
16. Biaya tak terduga (5% Tpc)	= \$	1.373.105,28

D. Modal Tetap (FCI) = \$ 16.629.830,66

E. Modal kerja 15% FCI (WCI) = \$ 2.934.676,00

F. Total Capital Invesment (TCI)
FCI + WCI = \$ 19.564.506,66

Modal perusahaan

Modal sendiri (60% FCI)	= \$	9.977.898,39
Modal Pinjaman (40% FCI)	= \$	6.651.932,26

11.4 Biaya Produksi

A. Biaya Manufaktur

A.1 Biaya produksi Langsung (DPC)

1. Bahan baku 1 tahun	= \$	79.964.788,89
2. Gaji karyawan 1 tahun (TK)	= \$	1.175.172,41
3. Biaya utilitas 1 tahun	= \$	219.404,57
4. Pemeliharaan (6% FCI)	= \$	997.789,84
5. Laboratorium (10% Gaji)	= \$	117.517,24
6. Operating supplies (15% FCI)	= \$	2.494.474,60
7. Pengemasan	= \$	5.345.966,32

Biaya produksi langsung (DPC) = \$ 90.315.113,87

A.2. Biaya Produksi Tetap (FPC)

1. Asuransi (1% FCI)	= \$	166.298,31
2. Depresiasi peralatan (10% FCI)	= \$	1.662.983,07
3. Pajak Kekayaan (4% FCI)	= \$	1.496.684,76
4. Bunga bank (30% modal pinjaman)	= \$	2.660.772,91

Biaya Produksi Tetap (FPC) = \$ 5.986.739,04

B. Biaya Overhead Pabrik (60% TK) = \$ 705.103,45

Total Biaya Manufaktur

Total Biaya Manufaktur = Total DPC + Total FPC + Biaya Overhead
 = **97.006.956**

C. Biaya Umum (GE)

1. Distribusi dan pemasaran (3% DPC)	= \$	2.709.453,42
2. Research and Development (3% DPC)	= \$	2.709.453,42
3. Administrasi (15% TK)	= \$	176.275,86
Biaya Umum (GE)	= \$	5.595.182,69

D. Biaya Produksi Total (TPC)

Total TPC = Biaya Manufaktur + GE = \$ **102.602.139,05**

11.5. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = \$ 106.794.195,4

Laba Kotor = Harga Jual - Biaya produksi
 = \$ 106.794.195 - 102.602.139
 = \$ **4.192.056,35**

Pajak penghasilan = 40% dari Laba kotor
 = \$ 1.676.823

Laba Bersih = Laba kotor - Pajak penghasilan
 = \$ **2.515.233,81**

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

C_A = Laba bersih + Depresiasi alat
 = \$ 2.515.234 + 1.662.983
 = \$ **4.178.217**

11.6. Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (Return Of Investment = ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

ROI_{BT} = (laba kotor / modal tetap) × 100%
 = 25,21 %

b. ROI setelah pajak

ROI_{AT} = $\frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$
 = 15,12 % dari modal investasi

11.6.2. Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash Flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 3,98 \text{ tahun}$$

11.6.3. 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.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 1$$

A. Biaya Produksi Tetap (FPC) = \$ **5.986.739**

B. Biaya Variabel (VC)

1. Bahan baku 1 tahun = \$ 79.964.789

2. Biaya utilitas 1 tahun = \$ 219.405

3. Biaya pengemasan 1 tahun = \$ 5.345.966

Total biaya variabel (VC) = \$ 85.530.160

C. Biaya Semi Variabel (SVC)

1. Pemeliharaan dan perbaikan = \$ 997.790

2. Gaji Karyawan = \$ 1.175.172

3. Laboratorium = \$ 117.517

4. Biaya overhead = \$ 705.103

5. Biaya umum (GE) = \$ 5.595.183

6. Operating supply = \$ 2.494.475

Total biaya semi variabel (SVC) = \$ 11.085.240

D. Harga Penjualan (S) = \$ **106.794.195**

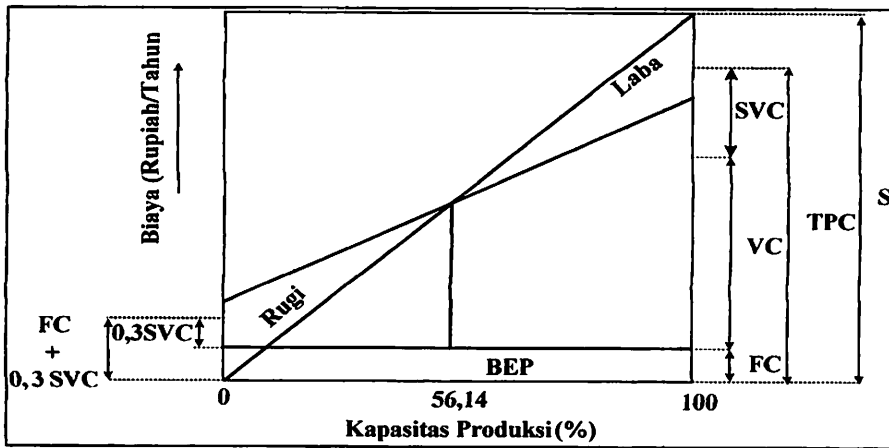
$$\text{BEP} = \frac{\text{FPC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100 \%$$

$$= \frac{5.986.739 + (0,3 \times 11.085.240)}{106.794.195 - (0,7 \times 11.085.240) - 85.530.160}$$

$$= 56,14 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0,5614 \times 25.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 14.035 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Jadi Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini memenuhi nilai BEP untuk didirikan.



Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90% dari kapasitas rencana, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

dimana :

PB_i = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 90% :

$$\frac{PB_i}{\$ 2.515.234} = \frac{(100 - 35,52) - (100 - 90)}{(100 - 35,52)}$$

$$PB_i = \$ 1.941.755$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \$ 1.941.755 + \$ 1.662.983 \\
 &= \$ 3.604.738
 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrik 90% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

dimana :

$$PB_i = \text{keuntungan pada \% kapasitas yang tercapai (dibawah 100\%)}$$

$$PB = \text{keuntungan pada kapasitas 100\%}$$

$$\% \text{ kapasitas} = \% \text{ kapasitas yang tercapai}$$

Untuk kapasitas 90% :

$$\frac{PB_i}{\$ 2.515.234} = \frac{(100 - 49,24) - (100 - 90)}{(100 - 49,24)}$$

$$PB_i = \$ 2.019.422$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \$ 2.019.422 + \$ 1.662.983 \\
 &= \$ 3.682.405
 \end{aligned}$$

11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned}
 SDP &= \frac{0,3SVC}{S-0,7SVC-VC} \times 100\% \\
 &= \frac{(0,3 \times 11.085.240)}{106.794.195 - (0,7 \times 11.085.240) - 85.530.160} \\
 &= 24,6 \% \text{ dari kapasitas produksi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0,2463 \times 25.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 6.156 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

11.6.5 Net Present Value (NPV)

1. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -2 adalah (CA₂)

$$CA_2 = (40\% \times Rp 16.629.831) (1 + 0,3)^2$$

$$= \$ 10.228.011$$

2. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -1 adalah (CA_{-1})

$$CA_{-1} = (60\% \times Rp 16.629.831) (1 + 0,3)^2$$

$$= \$ 12.372.594$$

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$$CA_0 = -(CA_2 + CA_{-1})$$

$$= -(\$ 10.228.011 + Rp 12.372.594)$$

$$= -(\$ 22.600.605)$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times Fd$$

dimana :

C_A = Cash flow setelah pajak

$$Fd = \text{Faktor diskon} = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

n = tahun ke- n

i = tingkat suku bunga bank

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	C_A (\$)	Faktor Diskon ($i = 0,13$)	NPV 1 (\$)
0	-22.600.605	1	-22.600.605
1	3.604.738	0,9709	3.499.746
2	4.178.217	0,9426	3.938.370
3	4.178.217	0,9151	3.823.660
4	4.178.217	0,8885	3.712.292
5	4.178.217	0,8626	3.604.167
6	4.178.217	0,8375	3.499.191
7	4.178.217	0,8131	3.397.273
8	4.178.217	0,7894	3.298.323
9	4.178.217	0,7664	3.202.255
10	4.178.217	0,7441	3.108.986
Nilai sisa	0	0,7441	0
WCI	2.934.676	0,7441	2.183.675
Jumlah			0

Karena harga NPV positif maka Pabrik Butil Metakrilat layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman bank sebesar 13 %

11.6.6. Internal rate of return (IRR)

Cara untuk menghitung tingkat suku bunga dimana hasil penjumlahannya akar menghasilkan nilai yang sama dengan investasi. Dengan cara trial and error dihitung Total Discounted Cash Flow besarnya sama dengan Fixed Capital Investment Harga Discounted Cash Flow dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

Tabel 11.2. Internal Rate of Return (IRR)

Tahun ke-	C _A (\$)	IRR = 15 %	NPV (\$)	IRR = 16%	NPV (\$)
0	-22.600.605	1	-22.600.605	1	-22.600.605
1	3.604.738	0,9852	3.551.466	0,9569	3.449.510
2	4.178.217	0,9707	4.055.635	0,9157	3.826.118
3	4.178.217	0,9563	3.995.700	0,8763	3.661.357
4	4.178.217	0,9422	3.936.650	0,8386	3.503.691
5	4.178.217	0,9283	3.878.473	0,8025	3.352.814
6	4.178.217	0,9145	3.821.156	0,7679	3.208.434
7	4.178.217	0,9010	3.764.685	0,7348	3.070.273
8	4.178.217	0,8877	3.709.050	0,7032	2.938.060
9	4.178.217	0,8746	3.654.236	0,6729	2.811.541
10	4.178.217	0,8617	3.600.233	0,6439	2.690.470
Nilai sisa	0	0,8617	0	0,6439	0
WCI	2.934.676	0,8617	2.528.714	0,6439	1.889.719
Jumlah		NPV ₁	10	NPV ₂	0

$$IRR = 17,60\% (i_2 - i_1)$$

Karena harga IRR > bunga bank (13%), maka Butil Metakrilat layak didirikan

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat dari Asam metakrilat dan Butanol dengan proses esterifikasi diharapkan dapat mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri.

Dari hasil analisis yang dilakukan, Pra Rencana Butil Metakrilat ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknik

Bila ditinjau dari segi teknik, proses pembuatan Butil Metakrilat dari Asam metakrilat dan Butanol ini tidak terlalu rumit dan cukup menguntungkan dengan konsentrasi produk yang tinggi.

12.2. Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai dari segi sosial karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, dapat meningkatkan pendapatan perkapita daerah dan meningkatkan devisa negara.

12.3. Segi Lokasi

Penempatan pabrik Butil Metakrilat di Kecamatan Tenggulun, Kabupaten Gresik, Propinsi Jawa Timur dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi, karena :

- Dekat dengan pelabuhan (bahan baku import)
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Persediaan air yang memadai
- Tenaga kerja yang cukup tersedia
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

12.4. Segi Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak dan tidaknya pabrik itu didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat dari Asam metakrilat dan Butanol dengan proses esterifikasi, diperoleh hasil sebagai berikut :

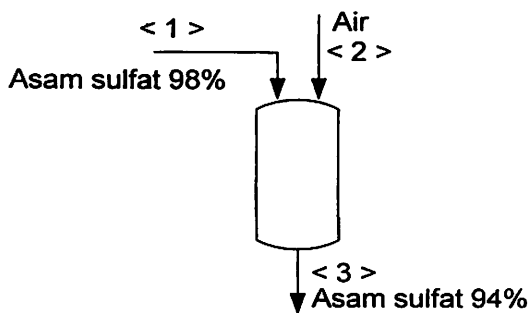
- BEP : 56,14 %
- POT : 3,98 tahun
- ROI_{BT} : 25,21 %
- ROI_{AT} : 15,12 %
- IRR : 17,60 %

Appendik A Neraca Massa

Waktu operasi	=	330	hari/tahun
Kapasitas produksi	=	25000	ton/tahun
	=	3156,6	kg/jam
Basis perhitungan	=	5579,4	kg/jam

1. Tangki pengencer asam sulfat

Fungsi : untuk mengencerkan asam sulfat 98% menjadi 94%.



Diketahui :

$$\begin{aligned}
 M_1 &= \text{Kadar asam sulfat masuk pengencer} &= 98 \% \\
 V_1 &= \text{Banyaknya asam sulfat masuk pengencer} &= 5579,41 \text{ kg/jam} \\
 M_2 &= \text{Kadar asam sulfat keluar pengencer} &= 94 \% \\
 V_2 &= \text{Banyaknya asam sulfat keluar pengencer} \\
 M_1 \times V_1 &= M_2 \times V_2 \\
 98 \% \times 5579,40625 &= 94 \% \times V_2 \\
 V_2 &= 5816,8 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

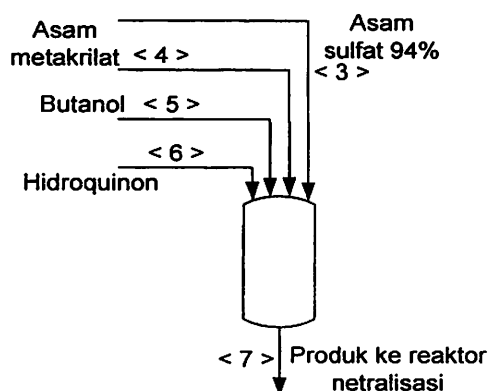
Banyaknya air yang ditambahkan ke dalam tangki pengencer adalah :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{air}} &= V_2 - V_1 \\
 &= 5816,83 - 5579,4 \\
 &= 237,42 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 1 > Asam sulfat 98%		Aliran < 3 > Asam sulfat 94%	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Asam sulfat	5467,82	Asam sulfat	5467,82
Air	111,59	Air	349,01
Jumlah	5579,41	Jumlah	5816,83
Aliran < 2 > Air			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Air	237,42		
Jumlah	237,42		
Total	5816,83	Total	5816,83

2. Reaktor esterifikasi

Fungsi : untuk mereaksikan asam metakrilat dan butanol menjadi butil metakrilat



Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Mol asam metakrilat (C}_4\text{H}_6\text{O}_2) &= \frac{\text{Berat asam metakrilat masuk reaktor}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{1 / 2,364 \times 1000}{86} \end{aligned}$$

$$= 27,44 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Butanol (C}_4\text{H}_{10}\text{O)} &= \frac{\text{Berat butanol masuk reaktor}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{1,337 / 2,364 \times 1000}{74} \end{aligned}$$

$$= 42,64 \text{ kmol/jam}$$

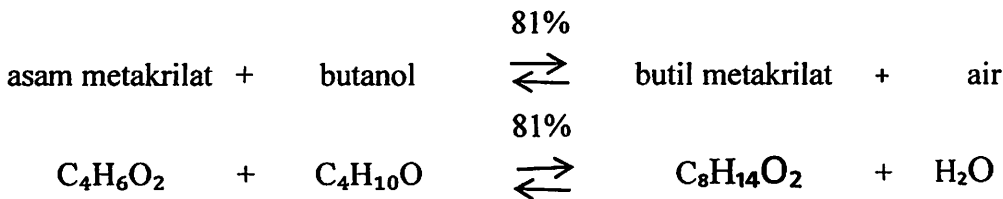
Ada dua bahan tambahan yang dimasukkan ke dalam reaktor, yaitu :

- Asam sulfat, yang berfungsi sebagai katalis.
- Hidroquinon, yang berfungsi sebagai bahan anti polimerisasi.

Bahan-bahan yang masuk ke reaktor dapat dilihat dari tabel berikut :

Komponen	BM	Perbandingan	Berat (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
Asam metakrilat	86	1	2360,155	27,444
Butanol	74	1,337	3155,527	42,642
Asam sulfat	98	0,025	59,004	0,602
Hidroquinon	110	0,002	4,720	0,043
Jumlah		2,364	5579,406	70,731

Reaksi yang terjadi :



$$\text{Pereaksi pembatas asam metakrilat (C}_4\text{H}_6\text{O}_2) = 27,44 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Asam metakrilat (C}_4\text{H}_6\text{O}_2) \text{ yang bereaksi} = 22,23 \text{ kmol/jam}$$

Maka reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

$$\begin{array}{ccccccc}
 & & & 81\% & & & \\
 \text{asam metakrilat} & + & \text{butanol} & \rightleftharpoons & \text{butil metakrilat} & + & \text{air} \\
 & & & 81\% & & & \\
 \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 & + & \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} & \rightleftharpoons & \text{C}_8\text{H}_{14}\text{O}_2 & + & \text{H}_2\text{O} \\
 \text{awal} & 27,44 & 42,64 & & 0 & & 0 \\
 \text{reaksi} & 22,23 & 22,23 & & 22,23 & & 22,23 \\
 \text{---} & & & & & & \text{---} \\
 \text{sis} & 5,21 & 20,41 & & 22,23 & & 22,23
 \end{array}$$

$$\text{Mol air yang dihasilkan} = 22,23 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Berat air terbentuk} = \text{mol air} \times \text{berat molekul}$$

$$= 22,23 \times 18$$

$$= 400,13 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol butil metakrilat yang didapat} = 22,2 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Berat butil metakrilat} = \text{mol butil metakrilat} \times \text{berat molekul}$$

$$= 22,23 \times 142$$

$$= 3156,6 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol asam metakrilat yang tersisa} = 5,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Berat sisa asam r} = \text{mol asam metakrilat} \times \text{berat molekul}$$

$$= 5,21 \times 86$$

$$= 448,43 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol butanol yang tersisa} &= 20,41 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Berat sisa butanol} &= \text{mol butanol} \times \text{berat molekul} \\
 &= 20,41 \times 74 \\
 &= 1510,6 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

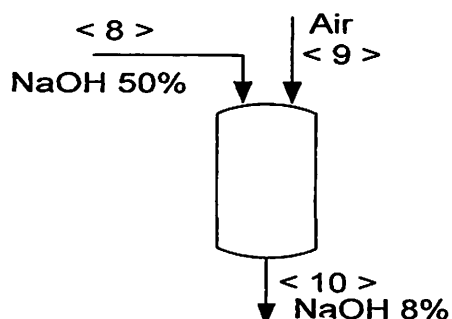
Tabel dari hasil reaksi yang berlangsung :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Butil metakrilat	142	22,23	3156,57
Asam metakrilat	86	5,21	448,43
Butanol	74	20,41	1510,55
Asam sulfat	98	0,60	59,00
Hidroquinon	110	0,043	4,72
Air	18	22,23	400,13
Jumlah			5579,41

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 3 > asam sulfat 94%		Aliran < 7 > Produk	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Asam sulfat	55,46	Butil metakrilat	3156,57
Air	3,54	Asam metakrilat	448,43
Jumlah	59,00	Butanol	1510,55
Aliran < 4 > asam metakrilat		Asam sulfat	59,00
Komponen	Berat (kg/jam)	Hidroquinon	4,72
Asam metakrilat	2312,95	Air	400,13
Air	47,20	Jumlah	5579,41
Jumlah	2360,15		
Aliran < 5 > butanol			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Butanol	3123,97		
Air	31,56		
Jumlah	3155,53		
Aliran < 6 > hidroquinon			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Hidroquinon	4,72		
Jumlah	4,72		
Total	5579,41	Total	5579,41

3. Tangki pengencer NaOH

Fungsi : mengencerkan natrium hidroksida dari 50% menjadi 8%



Diketahui :

M_1 : Kadar NaOH masuk pengencer = 50 %

V_1 : Banyaknya NaOH masuk pengencer = 50,0 kg/jam

M_2 : Kadar NaOH keluar pengencer = 8 %

V_2 : Banyaknya NaOH keluar pengencer

$$M_1 V_1 = M_2 V_2$$

$$50 \% \times 50,00 = 8 \% \times V_2$$

$$V_2 = 312,5 \text{ kg/jam}$$

Banyaknya air yang ditambahkan ke dalam pengencer adalah :

$$V_{\text{air}} = V_2 - V_1$$

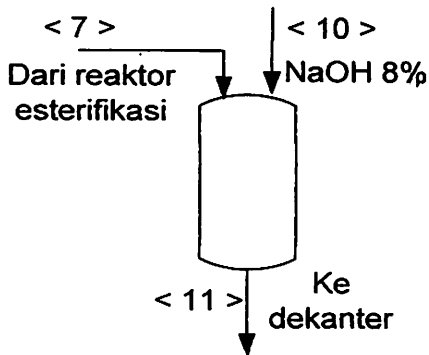
$$= 312,5 - 50,0$$

$$= 262,5 \text{ kg/jam}$$

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran < 8 > NaOH 50%		Aliran < 10 > NaOH 8%	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
NaOH	25,00	NaOH	25,00
Air	25,00	Air	287,50
Jumlah	50,00	Jumlah	312,50
Aliran < 9 > air			
Komponen	Berat (kg/jam)		
Air	262,50		
Jumlah	262,50		
Total	312,50	Total	312,50

4. Reaktor netralisasi

Fungsi : sebagai tempat reaksi netralisasi yang terjadi antara natrium hidroksida (NaOH) dan asam sulfat (H_2SO_4).



Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Mol natrium hidroksida (NaOH)} &= \frac{\text{Berat NaOH masuk reaktor}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{312,5}{40} \\ &= 7,81 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol asam sulfat (H}_2\text{SO}_4\text{)} &= \frac{\text{Berat asam sulfat masuk reaktor}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{5816,8}{98} \\ &= 0,60 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol asam metakrilat (C}_4\text{H}_6\text{O}_2\text{)} = 5,21 \text{ kmol/jam}$$

Untuk dua reaksi penetralan yang terjadi, diasumsikan semua asam yang berupa asam metakrilat asam sulfat habis bereaksi.

Ada dua reaksi penetralan di dalam reaktor, yaitu :

A. reaksi antara natrium hidroksida dengan asam metakrilat dan reaksinya adalah sebagai berikut

	natrium hidroksida NaOH	+ asam metakrilat + C ₄ H ₆ O ₂	⇌ natrium metakrilat NaC ₄ H ₅ O ₂	+ air + H ₂ O
awal	7,81	5,21	0	0
reaksi	5,21	5,21	5,21	5,21
sisanya	2,60	0	5,21	5,21

$$\begin{aligned}
 \text{Berat sisa NaOH} &= \text{mol sisa NaOH} \times \text{berat molekul} \\
 &= 64,53 \times 40 \\
 &= 103,9 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat natrium metakrilat} &= \text{mol natrium metakrilat} \times \text{berat molekul} \\
 &= 5,21 \times 125 \\
 &= 651,78697 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

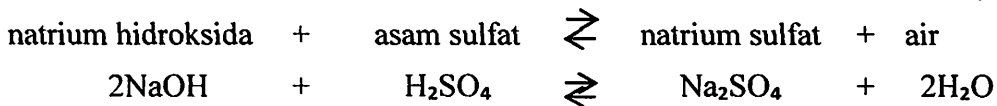
$$\begin{aligned}
 \text{Berat air yang terbentuk} &= \text{mol air} \times \text{berat molekul} \\
 &= 5,21 \times 18 \\
 &= 93,86 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel hasil-hasil reaksi yang terbentuk :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Sisa NaOH	40	2,60	103,93
Natrium metakrilat	108	5,21	563,14
Air	18	5,21	93,86
Jumlah			760,93

B. reaksi antara natrium hidroksida dengan asam sulfat dan reaksinya adalah sebagai berikut

$$\text{kadar natrium hidroksida yang akan bereaksi} = 866,6 \text{ kmol/jam}$$



awal	2,60	0,60	0	0
reaksi	1,20	0,60	0,60	1,20
sisa	1,39	0	0,60	1,20

$$\text{Mol NaOH yang tersisa} = 1,39 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat sisa NaOH} &= \text{mol NaOH} \times \text{berat molekul} \\
 &= 0,09 \times 40 \\
 &= 55,8 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Mol natrium sulfat yang terbentuk} = 0,60 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat natrium sulfat yang terbentuk} &= \text{mol natrium sulfat} \times \text{berat molekul} \\
 &= 0,60 \times 142 \\
 &= 85,50 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Mol air yang terbentuk} = 1,20 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat air yang terbentuk} &= \text{mol air} \times \text{berat molekul} \\
 &= 1,20 \times 18 \\
 &= 21,7 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel hasil-hasil reaksi yang terbentuk :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
Sisa NaOH	40	1,39	55,76
Natrium sulfat	142	0,60	85,50
Air	18	1,20	21,67
Jumlah			162,93

Jumlah air yang terbentuk selama reaksi berlangsung adalah :

$$\begin{aligned} \text{Vair} &= 93,86 + 21,67 \\ &= 115,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

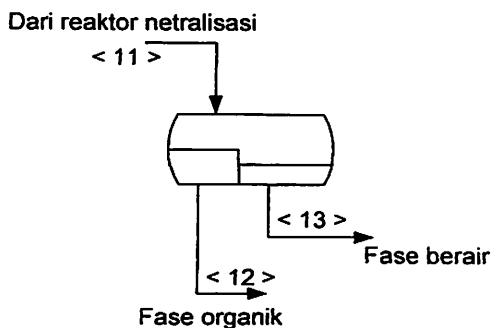
Jadi banyaknya air yang keluar tangki netralisasi adalah :

$$\begin{aligned} \text{Vair keluar} &= \text{Vair masuk} + \text{Vair yang terbentuk selama reaksi} \\ &= 400,13 + 115,53 \\ &= 515,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 7 > dari reaktor esterifikasi		Aliran < 11 > ke dekanter	
Komponen	Berat (kg)	Komponen	Berat (kg)
Butil metakrilat	3156,57	Butil metakrilat	3156,57
Asam metakrilat	448,43	Butanol	1510,55
Butanol	1510,55	Hidroquinon	4,72
Asam sulfat	59,00	natrium metakrilat	563,14
Hidroquinon	4,72	Natrium sulfat	85,50
Air	400,13	Air	515,66
Jumlah	5579,41	Sisa NaOH	55,76
Aliran < 10 > NaOH 8%		Jumlah	5891,91
Komponen	Berat (kg)		
NaOH	25,00		
Air	287,50		
Jumlah	312,50		
Total	5891,91	Total	5891,91

5. Dekanter

Fungsi : memisahkan fase organik dan fase berair dari campuran produk yang keluar dari reaktor netralisasi.

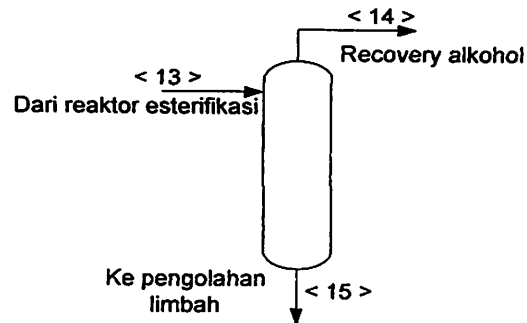


Tidak ada perubahan massa komponen pada alat ini, komponen hanya dipisahkan berdasarkan kelarutannya dalam air, yaitu fase berair (komponen-komponen yang larut dalam air) dan fase organik (komponen-komponen yang tidak larut dalam air).

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 11 > dari netraliser		Aliran < 12 > fase organik	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Butil metakrilat	3156,57	Butil metakrilat	3156,57
Butanol	1510,55	Jumlah	3156,57
Hidroquinon	4,72	Aliran < 13 > fase berair	
Natrium metakrilat	563,14	Komponen	Berat (kg/jam)
Natrium sulfat	85,50	butanol	1510,55
Sisa NaOH	55,76	Hidroquinon	4,72
Air	515,66	natrium metakrilat	563,14
Jumlah	5891,91	natrium sulfat	85,50
		sisa NaOH	55,76
		air	515,66
		Jumlah	2735,34
Total	5891,91	Total	5891,91

6. Flash Distilasi

Fungsi : untuk memisahkan komponen-komponen berdasarkan titik didih masing-masing komponen.



Komponen yang masuk ke kolom distilasi :

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	xf	TD (°C)
Air	18	28,65	515,66	0,5152	100
Butanol	74	20,41	1510,55	0,3671	116
Hidroquinon	110	0,04	4,72	0,0008	286
Natrium metakrilat	125	4,51	563,14	0,081	800
Natrium sulfat	142	0,60	85,50	0,0108	1100
NaOH	40	1,39	55,76	0,0251	1390
Jumlah		55,60	2735,34	1	

Untuk menghitung jumlah vapor dan liquid yang akan keluar dari flash drum maka diperlukan perhitungan light komponen dan heavy komponen dengan trial L/V pada suhu dan tekanan tertentu.

Parameter Antoine untuk komponen-komponen di dalam feed :

Komponen	A	B	C
Air	8,0713	1730,63	233,426
Butanol	7,3637	1305,198	173,427
Hidroquinon	5,5033	2713,153	323,96

perry

Kondisi Flash drum

$$\text{Tekanan trial (P)} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Suhu trial (T)} = 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$\text{Feed dari aliran } < 13 > = 2735,3 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan tekanan uap dengan rumus :

$$\ln P_i = A - B/(T+C)$$

(Sinnott R.K.1993)

- dimana :
- P_i = Tekanan uap (mmHg)
 - T = Suhu Trial (K)
 - A,B,C,D Koefisien Antoine

Dalam perhitungan flash drum harus memenuhi syarat diantaranya :

$$\sum K_i z_i > 1 \text{ dimana } - K_i = \text{kostanta kesetimbangan}$$

$$\sum \frac{z_i}{K_i} > 1 \quad \text{komponen} = (P_i/P)$$

$$- z_i = \text{mol fraksi komponen feed}$$

Perhitungan Tekanan Uap (P_i) dan syarat penggunaan flash drum

Komponen	z_i	P_i	K_i	$z_i \cdot K_i$	z_i/K_i	z_i
Air	0,51520318	229,40039	0,5421255	3,2E-01	0,9503394	0,5834
Butanol	0,36710598	176,9467	0,4181654	1,7E-01	0,8778966	0,4157
Hidroquinon	0,00077173	6,4997854	0,0153605	1,3E-05	0,0502412	0,0008
	0,88308089			0,4901336	1,8784772	

Dari perhitungan z_i/k_i dan $z_i \cdot K_i$ diatas memenuhi syarat penggunaan flash drum.

Penentuan fraksi heavy komponen dan light komponen keluar flash drum

- F = Berat Feed masuk Flash drum (Kg)
- L = Berat Liquid total keluar Flash drum (Kg)
- V = Berat uap total keluar Flash drum (Kg)
- A_i = Faktor Absorpsi = $(L/V)/K_i$
- V_i = Berat uap komponen = $(F \cdot z_i)/(1 - A_i)$ (Kg)
- V_{calc} = Berat uap total trial (Kg)
- y_i = Mol Fraksi uap = (V_i/V)
- x_i = Mol Fraksi liquid = $(Fz_i - V_i)/L$

Perhitungan V dan L

$$\text{Trial } L/V = 0,3$$

Komponen	z_i	K_i	A_i	V_i
Air	0,51520318	0,5421255	0,5534	907,22
Butanol	0,36710598	0,4181654	0,7174	584,69
hidroquinon	0,00077173	0,0153605	19,5306	2,111
			V_{calc}	1494,020

$$\begin{aligned}
 L/V &= (F - V_{calc})/V_{calc} \\
 &= (2030,93 - 1437,351) / 2030,93 \\
 &= 0,3 = L/V \text{ trial}
 \end{aligned}$$

Dari trial di atas L/V yang ditentukan dengan L/V trial sama maka :

$$\begin{aligned}
 - V &= V_{\text{calc}} = 1494,0 \\
 - L &= F - V = 536,91
 \end{aligned}$$

Maka :

Komponen	y_i	x_i
Air	0,6072	0,51714
Butanol	0,3914	0,4834868
Hidroquinon	0,0014	-0,000626
	1	1

Berat komponen yang diperhitungkan :

Komponen	Berat (kg/jam)
Air	515,66
Butanol	1510,55
Hidroquinon	4,72
Jumlah	2030,93

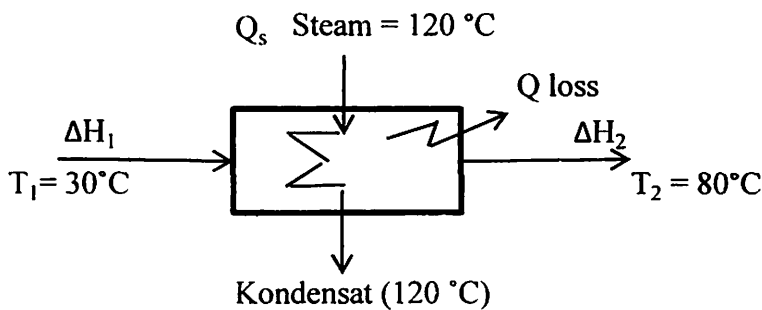
neraca massa total dari flash distilasi :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran < 13 > Dari dekanter		Aliran < 14 > produk atas	
Komponen	Berat (kg/jam)	Komponen	Berat (kg/jam)
Air	515,66	Air	313,126
Butanol	1510,55	Butanol	918,595
Hidroquinon	4,72	Hidroquinon	0,00667
Natrium metakrilat	563,14	Jumlah	1231,728
Natrium sulfat	85,50	Aliran < 15 > produk bawah	
Natrium hidroksida	55,76	Air	202,534
Jumlah	2735,34	Butanol	591,955
		Hidroquinon	4,713
		Natrium metakrilat	563,14
		Natrium sulfat	85,50
		Natrium hidroksida	55,76
		Jumlah	1503,60
Total	2735,34	Total	2735,33

APPENDIKS B
NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 25.000 ton/tahun
 Operasi = 330 hari/tahun
 Satuan = kkal/jam
 Basis Perhitungan = 1 jam operasi
 T referensi = 25 °C

1. Heater H₂SO₄ (E-116a)



Heater berfungsi : untuk menaikkan suhu asam sulfat dari 30 °C sampai dengan 80 °C

Neraca panas total pada heater

$$\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

Q_s = panas yang dibutuhkan

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam udara keluar

Bahan masuk pada suhu = 30 °C

Bahan keluar pada suhu = 70 °C

- Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_1)

$$\Delta H_1 = m \text{ Cp } \Delta T$$

$$= m \text{ Cp } (30 - 25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/jam)
H ₂ SO ₄	5467,8202	0,35	5	9568,685
H ₂ O	349,0098	0,98	5	1710,148
Total	5816,83			11278,833

- Menghitung panas yang dibawa keluar

$$\Delta H_2 = m \text{ Cp } \Delta T$$

$$= m \text{ Cp } (80 - 25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT(°C)	ΔH ₂ (kkal/jam)
H ₂ SO ₄	5467,820	0,37	55	131501,076
H ₂ O	349,010	1,0029	55	22751,425
Total	5816,830			154252,501

- Menentukan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5 \% \times \text{panas masuk } (\Delta H_1) \\ &= 5 \% \times 11278,833 = 563,94 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas steam masuk (Q steam)

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} - \Delta H_1 \\ &= 154252,5 + 563,942 - 11278,833 \\ &= 143537,61 \end{aligned}$$

- Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
ΔH ₁ = 11278,8334	ΔH ₂ = 154252,5012
Q _s = 143537,6095	Q _{loss} = 563,9416685
Total = 154816,4428	Total = 154816,4428

- Menghitung kebutuhan steam

$$Q_{\text{steam}} = m \lambda$$

Dimana :

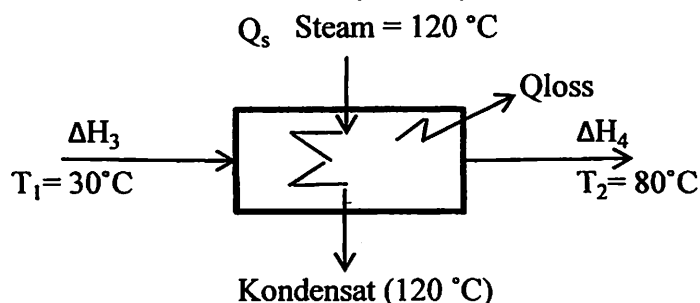
$$Q_{\text{steam}} = 143537,61 \text{ kkal/jam} = 600561,36 \text{ kJ/jam}$$

λ pada 120 °C dan 198,54 kPa (HC. Van Ness VI, tabel F1)

$$\lambda = 2202,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{600561,358}{2202,2} \\ &= 272,7097 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Heater asam metakrilat (E-116b)



Heater berfungsi : untuk menaikkan suhu asam metakrilat dari 30 °C sampai dengan 80 °C

Neraca panas total pada heater

$$\Delta H_3 + Q_s = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

dimana :

ΔH_3 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

Q_s = panas yang dibutuhkan

ΔH_4 = panas yang terkandung dalam udara keluar

Bahan masuk pada suhu = 30 °C

Bahan keluar pada suhu = 80 °C

- Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_3)

$$\Delta H_3 = m C_p \Delta T$$

$$= m C_p (30-25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}C)$	ΔH_3 (kkal/jam)
C ₄ H ₆ O ₂	2312,9519	0,52	5	6013,67494
H ₂ O	47,2031	0,98	5	231,2952
Total	2360,1550			6244,9701

- Menghitung panas yang dibawa keluar (ΔH_4)

$$\Delta H_4 = m C_p \Delta T$$

$$= m C_p (80 - 25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}C)$	ΔH_4 (kkal/jam)
C ₄ H ₆ O ₂	2312,9519	0,52	55	66150,42434
H ₂ O	47,2031	1,0029	55	2603,6994
Total	2360,1550			68754,1237

- Menentukan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\text{Asumsi } Q_{loss} = 5 \% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_3)$$

$$= 5 \% \times 6244,9701 = 312,2485 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas steam masuk (Q_{steam})

$$\Delta H_3 + Q_{steam} = \Delta H_4 + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} = \Delta H_4 + Q_{loss} - \Delta H_3$$

$$= 68754,1237 + 312,2485 - 6244,9701$$

$$= 62821,4021$$

- Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_3	= 6244,9701	ΔH_4	= 68754,1237
Q_s	= 62821,4021	Q_{loss}	= 312,2485
Total	= 69066,3722	Total	= 69066,3722

- Menghitung kebutuhan steam

$$Q_{steam} = m \lambda$$

Dimana :

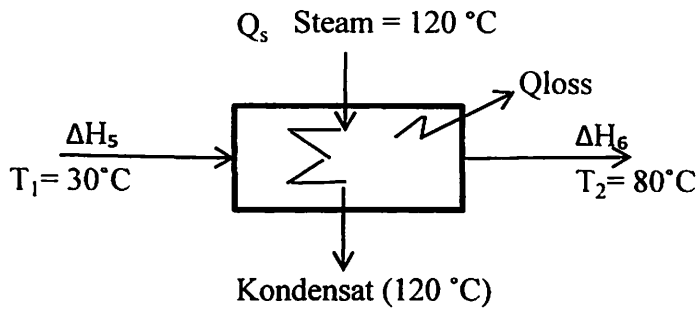
$$Q_{steam} = 62821,4021 \text{ kkal/jam} = 262844,7464 \text{ kJ/jam}$$

λ pada 120 °C dan 393,15 kPa (HC. Van Ness VI, tabel F1)

$$\lambda = 2202,2 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{262844,7464}{2202,2} = 119,3555 \text{ kg/jam}$$

3. Heater butanol (E-116c)



Heater berfungsi : untuk menaikkan suhu butanol dari 30 °C sampai dengan 80 °C

Neraca panas total pada heater

$$\Delta H_5 + Q_s = \Delta H_6 + Q_{\text{loss}}$$

dimana :

ΔH_5 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

Q_s = panas yang dibutuhkan

ΔH_6 = panas yang terkandung dalam udara keluar

Bahan masuk pada suhu = 30 °C

Bahan keluar pada suhu = 80 °C

- Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_3)

$$\begin{aligned} \Delta H_5 &= m C_p \Delta T \\ &= m C_p (30-25) \end{aligned}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_5 (kkal/jam)
C ₄ H ₁₀ O	3123,9717	0,58	5	9059,5180
H ₂ O	31,5553	0,98	5	154,6208
Total	3155,5270			9214,1388

- Menghitung panas yang dibawa keluar (ΔH_4)

$$\begin{aligned} \Delta H_6 &= m C_p \Delta T \\ &= m C_p (80 - 25) \end{aligned}$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_6 (kkal/jam)
C ₄ H ₁₀ O	3123,9717	0,72	55	123709,2805
H ₂ O	31,5553	1,0029	55	1740,5729
Total	3155,5270			125449,8534

- Menentukan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5\% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_5) \\ &= 5\% \times 9214,1388 = 460,7069 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas steam masuk (Q_{steam})

$$\Delta H_5 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_6 + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \Delta H_6 + Q_{\text{loss}} - \Delta H_5 \\ &= 125449,85 + 460,7069 - 9214,1388 \\ &= 116696,4215 \end{aligned}$$

- Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_5	= 9214,1388	ΔH_6	= 125449,8534
Q_s	= 116696,4215	Q_{loss}	= 460,7069
Total	= 125910,5604	Total	= 125910,5604

- Menghitung kebutuhan steam

$$Q_{\text{steam}} = m \lambda$$

Dimana :

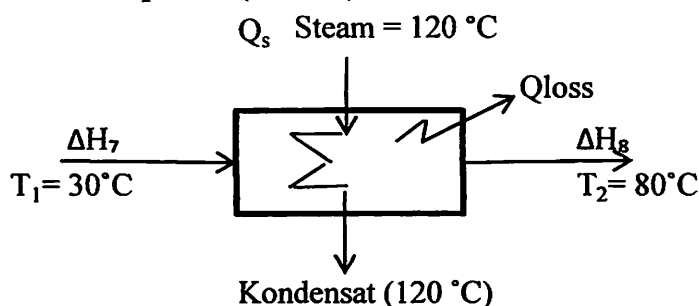
$$Q_{\text{steam}} = 116696,4215 \text{ kkal/jam} = 488257,8277 \text{ kJ/jam}$$

λ pada 120 °C dan 393,15 kPa (HC. Van Ness VI, tabel F1)

$$\lambda = 2202,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{488257,8277}{2202,2} \\ &= 221,7137 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Heater hidroquinon (E-116d)



Heater berfungsi : untuk menaikkan suhu hidroquinon dari 30 °C sampai dengan 80 °C

Neraca panas total pada heater

$$\Delta H_7 + Q_s = \Delta H_8 + Q_{\text{loss}}$$

dimana :

ΔH_7 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

Q_s = panas yang dibutuhkan

ΔH_8 = panas yang terkandung dalam udara keluar

Bahan masuk pada suhu = 30 °C

Bahan keluar pada suhu = 80 °C

- Menghitung panas yang dibawa bahan masuk (ΔH_7)

$$\Delta H_7 = m C_p \Delta T$$

$$= m C_p (30-25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}C)$	ΔH_7 (kkal/jam)
$C_6H_6O_2$	4,72	0,269	5	6,3484
Total	4,72			6,3484

- Menghitung panas yang dibawa keluar (ΔH_8)

$$\Delta H_8 = m C_p \Delta T$$

$$= m C_p (80 - 25)$$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}C)$	ΔH_8 (kkal/jam)
$C_6H_6O_2$	4,7200	0,269	55	69,8324
Total	0,2690			69,8324

- Menentukan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\text{Asumsi } Q_{loss} = 5 \% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_7)$$

$$= 5 \% \times 6,3484 = 0,3174 \text{ kkal/jam}$$

- Menghitung panas steam masuk (Q_{steam})

$$\Delta H_7 + Q_{steam} = \Delta H_8 + Q_{loss}$$

$$Q_{steam} = \Delta H_8 + Q_{loss} - \Delta H_7$$

$$= 69,8324 + 0,3174 - 6,3484$$

$$= 63,8014$$

- Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_7	= 6,3484	ΔH_8	= 69,8324
Q_s	= 63,8014	Q_{loss}	= 0,3174
Total	= 70,1498	Total	= 70,1498

- Menghitung kebutuhan steam

$$Q_{steam} = m \lambda$$

Dimana :

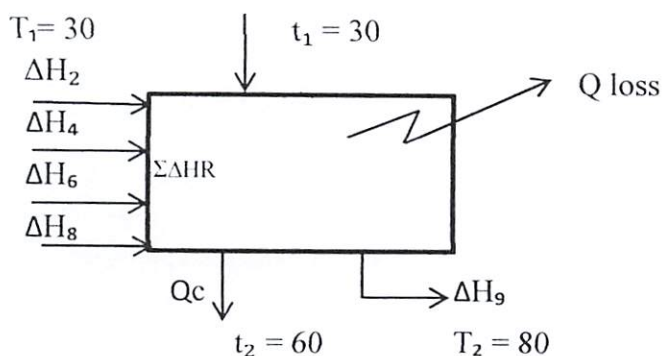
$$Q_{steam} = 63,8014 \text{ kkal/jam} = 266,95 \text{ kJ/jam}$$

λ pada 120 °C dan 393,15 kPa (HC. Van Ness VI, tabel F1)

$$\lambda = 2202,2 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{steam} = \frac{Q_{steam}}{\lambda} = \frac{266,945}{2202,2} = 0,1212 \text{ kg/jam}$$

5. Reaktor Esterifikasi (R-110)



Neraca panas total :

$$\Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_6 + \Delta H_8 + \Delta HR = \Delta H_9 + \Delta H_{10} + Q_c + Q \text{ loss}$$

Dimana :

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan (asam sulfat) masuk reaktor

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam bahan (asam metakrilat) masuk reaktor

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam bahan (butanol) masuk reaktor

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam bahan (hidroquinon) masuk reaktor

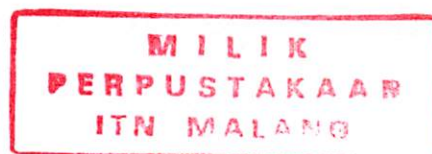
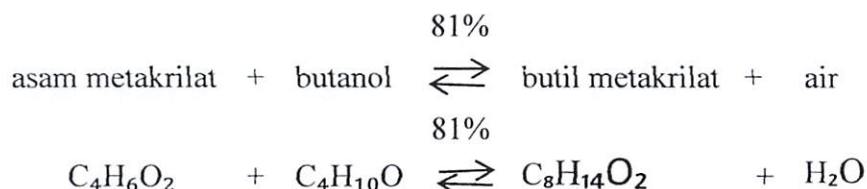
ΔH_9 = Panas yang terbawa produk bawah reaktor

ΔHR = Panas reaksi yang terjadi dalam reaktor

Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Reaksi yang terjadi:



a. Menghitung panas pada bahan masuk (ΔH_{2468})

Suhu bahan (asam sulfat) masuk reaktor = $80^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	ΔH_2 (kkal/jam)
H_2SO_4	5467,8202	0,37	55	131501,076
H_2O	349,0098	1,0029	55	22751,425
Total	5816,8300			154252,501

Suhu bahan (asam metakrilat) masuk reaktor = $80^\circ\text{C} = 353,15 \text{ K}$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	ΔH_4 (kkal/jam)
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	2312,9519	0,52	55	66150,424
H_2O	47,2031	1,0029	55	2603,699
Total	2360,1550			68754,124

Suhu bahan (butanol) masuk reaktor = $80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353,15\text{ K}$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	ΔH_6 (kkal/jam)
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$	3123,972	0,72	55	123709,2805
H_2O	31,555	1,0029	55	1740,5729
Total	3155,527			125449,8534

Suhu bahan (hidroquinon) masuk reaktor = $80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353,15\text{ K}$

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	ΔH_8 (kkal/jam)
$\text{C}_6\text{H}_6\text{O}_2$	4,7200	0,269	55	69,8324
Total	4,7200			69,8324

b. Menghitung panas pada bahan keluar (ΔH_9)

Suhu bahan keluar reaktor = $80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353,15\text{ K}$

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	Cp (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	ΔH_9 (kkal/jam)
Butil metakrilat	3156,57	55,0	0,46	79861,221
Asam metakrilat	448,43	55,0	0,52	12825,098
Butanol	1510,55	55,0	0,72	59817,78
Asam sulfat	59,00	55,0	0,37	1200,65
Hidroquinon	4,72	55,0	0,269	69,8324
Air	400,13	55,0	1,0029	22070,97074
Jumlah				175845,5521

c. Menghitung panas reaksi pada 298,15 K ($\Delta H_f 298$)

Komponen	m(kmol/jam)	$\Delta H_f 298$ (kkal/mol)	BM	$\Delta H_f 298$ (kkal/jam)
Butil metakrilat	22,23	18,5	142	2,8962
Asam metakrilat	5,21	-82,76	86	-5,0137
Butanol	20,41	-79,61	74	-21,9573
Air	22,23	-68,3174	18	-84,3720
Jumlah	70,08			-108,4468

$$\Delta H_f 298 = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ butil metakrilat} + \Delta H_f \text{ air}) - (\Delta H_f \text{ asam metakrilat} + \Delta H_f \text{ butanol})$$

$$= (\Delta H_f \text{C}_8\text{H}_{14}\text{O}_2 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H_f \text{C}_4\text{H}_{10}\text{O})$$

$$= (2,8962 + (-84,3720)) - (-5,0137 + (-21,9573))$$

$$= -54,5048$$

d. Menghitung panas reaktan (ΔH reaktan)

$T = 80^\circ\text{C}$ untuk $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ dan $T = 80^\circ\text{C}$ untuk $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(\text{K})$	$C_p(\text{kkal/kg}^\circ\text{C})$	$\Delta H_r(\text{kkal/jam})$
Asam metakrilat ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$)	2312,9519	55	0,52	66150,42434
Butanol ($\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$)	3123,9717	55	0,72	123709,2805
Jumlah	5436,9236			189859,7048

e. Menghitung panas produk (ΔH produk)

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(\text{K})$	$C_p(\text{kkal/kg}^\circ\text{C})$	$\Delta H_p(\text{kkal/jam})$
Butil metakrilat ($\text{C}_8\text{H}_{14}\text{O}_2$)	3156,57	55	0,46	79861,221
Air (H_2O)	22,23	55	1,0029	1226,195685
Jumlah	3178,80			81087,4167

f. Menghitung panas reaksi (ΔH_R)

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_f 298 \\ &= 81087,4167 - 189859,7048 + (-54,5048) \\ &= -108826,8 \text{ (eksotermis)} \\ &= 108826,79\end{aligned}$$

g. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

$$\begin{aligned}\text{Asumsi } Q \text{ loss} &= 5\% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_{2468}) \\ &= 5\% \times 348526,31 \\ &= 17426,316 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

h. Menghitung panas yang diserap oleh pendingin (Q_c)

$$\begin{aligned}Q_c &= (\Delta H_{2468} + \Delta H_R) - (\Delta H_9 + Q \text{ loss}) \\ &= (348526,3107 + 108826,793) - (175845,552 + 17426,3155) \\ &= 264081,24\end{aligned}$$

g. Menghitung kebutuhan pendingin (m)

$$\begin{aligned}\text{air masuk pada suhu} &= 30^\circ\text{C} \\ \text{air keluar pada suhu} &= 60^\circ\text{C} \\ C_p \text{ pendingin masuk} &= 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \\ C_p \text{ pendingin keluar} &= 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}\end{aligned}$$

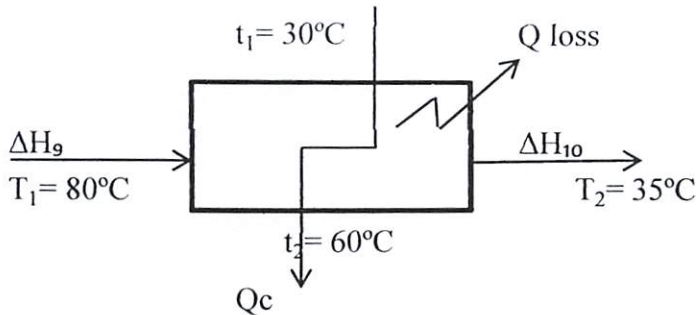
Kebutuhan air

$$\begin{aligned}m &= \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{264081,2360}{0,99 (80-25) - 0,98 (30-25)} \\ &= \frac{264081,2360}{34,3 - 5,0} \\ &= 8997,657 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca panas total pada reaktor:

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_{2468} =$	348526,311	$\Delta H_9 =$	175845,552
$\Delta HR =$	108826,793	$Q_c =$	264081,236
		$Q_{loss} =$	17426,316
Total =	457353,1037	Total =	457353,104

6. Cooler (E-118)



Cooler berfungsi : untuk mendinginkan larutan yang keluar dari reaktor dengan suhu 80°C menjadi 35°C

Suhu bahan masuk = 80°C

Suhu bahan keluar = 35°C

Neraca panas total :

$$\Delta H_9 = \Delta H_{10} + Q_c + Q_{loss}$$

Dimana :

ΔH_9 = panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_{10} = panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_c = panas yang diserap air pendingin

- Menghitung panas bahan masuk (ΔH_9)

$$\begin{aligned} \Delta H_9 &= m C_p \Delta T \\ &= m C_p (80 - 25) \end{aligned}$$



Komponen	m(kg/jam)	C_p (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_9 (kkal/jam)
Butil metakrilat	3156,57	0,46	55	79861,221
Asam metakrilat	448,43	0,52	55	12825,098
Butanol	1510,55	0,72	55	59817,780
Asam sulfat	59,00	0,37	55	1200,650
Hidroquinon	4,72	0,269	55	69,832
Air	400,13	1,0029	55	22070,971
Total	5579,40			175845,552

- Menghitung panas bahan keluar (ΔH_{10})

$$\begin{aligned}\Delta H_{10} &= m C_p \Delta T \\ &= m C_p (35 - 25)\end{aligned}$$

Komponen	m(kg/jam)	C _p (kkal/kg °C)	ΔT(°C)	ΔH ₁₀ (kkal/jam)
Butil metakrilat	3156,57	0,46	10	14520,222
Asam metakrilat	448,43	0,52	10	2331,836
Butanol	1510,55	0,595	10	8987,773
Asam sulfat	59,00	0,36	10	212,400
Hidroquinon	4,72	0,269	10	12,697
Air	400,13	0,9987	10	3996,098
Total	5579,40			30061,026

- Menghitung panas yang hilang (Q loss)

$$\begin{aligned}\text{Asumsi } Q \text{ loss} &= 5 \% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_9) \\ &= 5 \% \times 175845,55 \\ &= 8792,278 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

- Menghitung panas yang dibawa air pendingin (ΔH_c)

$$\begin{aligned}Q_c &= \Delta H_9 - \Delta H_{10} - Q \text{ loss} \\ &= 175845,55 - 30061,026 - 8792,2776 \\ &= 136992,25 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

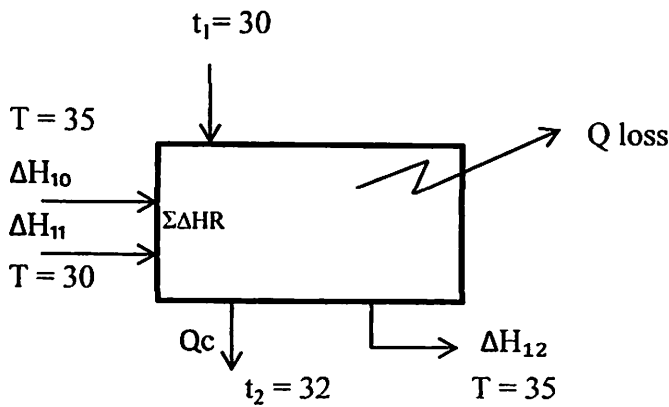
- Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}m \text{ air} &= \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{136992,2489}{0,998 \times 30} \\ &= 4575,5594 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Neraca panas total

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
ΔH ₉ = 175845,5521	ΔH ₁₀ = 30061,0256
	Q loss = 8792,2776
	Q _c = 136992,2489
Total = 175845,5521	Total = 175845,5521

7. Reaktor Netralisasi (R-130)



Neraca panas total :

$$\Delta H_{10} + \Delta H_{11} + \Delta HR = \Delta H_{12} + Q_c + Q \text{ loss}$$

Dimana :

ΔH_{10} = Panas yang terkandung dalam bahan dari reaktor

ΔH_{11} = Panas yang terkandung dalam bahan (NaOH) masuk reaktor

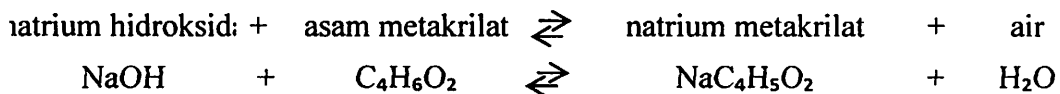
ΔH_{12} = Panas yang terbawa dalam produk bawah reaktor

ΔHR = Panas reaksi yang terjadi dalam reaktor

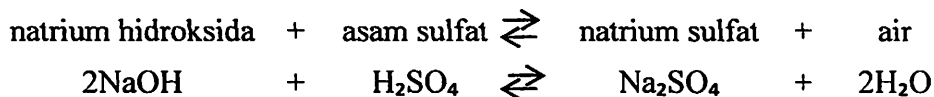
Q_c = Panas yang diserap oleh air pendingin

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

A. Reaksi antara natrium hidroksida (NaOH) dengan asam metakrilat ($C_4H_6O_2$)



B. Reaksi antara natrium hidroksida (NaOH) dengan asam sulfat (H_2SO_4)



a. Menghitung panas pada bahan masuk ($\Delta H_{10,11}$)

$$\text{Suhu bahan masuk reaktor} = 35 \text{ } ^\circ\text{C} = 308,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Komponen	m(kg/jam)	Cp (kkal/kg °C)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	ΔH_{10} (kkal/jam)
Butil metakrilat	3156,57	0,46	10	14520,2220
Asam metakrilat	448,43	0,52	10	2331,8360
Butanol	1510,55	0,595	10	8987,7725
Asam sulfat	59,00	0,36	10	212,4000
Hidroquinon	4,72	0,269	10	12,6968
Air	400,13	0,9987	10	3996,09831
Total	5582,60			30061,0256

Suhu bahan masuk re = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ }^{\circ}\text{K}$

Komponen	m(kg/jam)	C _p (kkal/kg °C)	ΔT(°C)	ΔH ₁₁ (kkal/jam)
natrium hidroksida	25	0,911	5	113,875
Air	287,5	0,9987	5	1435,631
Total	312,5			1549,506

b. Menghitung panas pada bahan keluar (ΔH₁₂)

Komponen	m(kg/jam)	C _p (kkal/kg °C)	ΔT(°C)	ΔH ₁₂ (kkal/jam)
Air	515,66	0,9987	10	5149,896
Butanol	1510,55	0,595	10	8987,773
Hidroquinon	4,72	0,269	10	12,697
Butil metakrilat	3156,57	0,46	10	14520,222
Natrium hidroksi	55,76	0,911	10	507,974
Natrium metakril	563,14	0,488	10	2748,123
Natrium sulfat	85,5	0,328	10	280,440
Total	5887,18			32194,428

c. Menghitung panas reaksi pada 298,15 K (ΔH_f 298)

Komponen	m(kmol/jam)	ΔH _f 298 (kkal/mol)	BM	ΔH _f 298 (kkal/jam)
Air	28,648	-68,3174	18	-108,730
natrium hidroksi	7,813	-112,193	40	-21,913
Asam metakrilat	5,214	-82,76	86	-5,018
Asam sulfat	0,602	-193,69	98	-1,190
Natrium metakr	4,505	-219,95	125	-7,927
Natrium sulfat	0,602	-330,5	142	-1,401
Total	47,384			-146,179

ΔH_f 298 reaksi antara natrium hidroksida dan asam metakrilat

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f 298 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{NaC}_4\text{H}_5\text{O}_2 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{NaOH} + \Delta H_f \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2) \\
 &= (-7,927 + (-108,730)) - (-21,913 + (-5,018)) \\
 &= -89,727
 \end{aligned}$$

ΔH_f 298 reaksi antara natrium hidroksida dan asam sulfat

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f 298 &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{Na}_2\text{SO}_4 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{NaOH} + \Delta H_f \text{H}_2\text{SO}_4) \\
 &= (-1,401 + (-108,730)) - (-21,913 + (-1,190)) \\
 &= -87,029
 \end{aligned}$$

d. Menghitung panas reaktan (ΔH reaktan)T = 35 °C untuk $C_4H_6O_2$ dan T = 30 °C untuk NaOH

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}C)$	$C_p(kkal/kg^{\circ}C)$	$\Delta H_r(kkal/jam)$
Asam metakrilat	448,43	10	0,52	2331,836
natrium hidroksida	312,5	5	0,911	1423,4375
Total	760,93			3755,2735

T = 35 °C untuk H_2SO_4 dan T = 30 °C untuk NaOH

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}C)$	$C_p(kkal/kg^{\circ}C)$	$\Delta H_r(kkal/jam)$
Asam sulfat	59,00	10	0,36	212,4
natrium hidroksida	103,9	5	0,9987	518,82465
Total	162,90			731,22465

e. Menghitung panas produk (ΔH produk)

Reaksi antara asam metakrilat dan natrium hidroksida

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}C)$	$C_p(kkal/kg^{\circ}C)$	$\Delta H_p(kkal/jam)$
Air	93,56	10	0,9987	934,38372
Natrium metakrilat	563,14	10	0,488	2748,1232
Total	742,2			3962,94692

Reaksi antara asam sulfat dan natrium hidroksida

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}C)$	$C_p(kkal/kg^{\circ}C)$	$\Delta H_p(kkal/jam)$
Air	21,67	10	0,9987	216,41829
Natrium sulfat	85,5	10	0,328	280,44
Total	107,17			496,85829

f. Menghitung panas reaksi (ΔH_R)

Reaksi antara asam metakrilat dan natrium hidroksida

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_f 298 \\ &= 3962,9469 - 3755,2735 + (-89,727) \\ &= 117,95\end{aligned}$$

Reaksi antara asam sulfat dan natrium hidroksida

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H_f 298 \\ &= 496,8583 - 731,2246 + (-87,029) \\ &= -321,395\end{aligned}$$

Panas reaksi keseluruhan $117,947 + (-321,395)$

$$\begin{aligned}&= -203,449 \text{ (reaksi eksotermis)} \\ &= 203,45\end{aligned}$$

g. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

$$\begin{aligned} \text{Asumsi } Q_{\text{loss}} &= 5 \% \times \text{panas bahan masuk } (\Delta H_{10,11}) \\ &= 5 \% \times 31610,532 \\ &= 1580,527 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

h. Menghitung panas yang diserap oleh pendingin (Qc)

$$\begin{aligned} Q_c &= (\Delta H_{10,11} + \Delta HR) - (\Delta H_{12} + Q_{\text{loss}}) \\ &= (31610,532 + 203,449) - (32194,4277 + 1580,527) \\ &= -1960,973 \end{aligned}$$

g. Menghitung kebutuhan pendingin (m)

$$\text{air masuk pada suhu} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{air keluar pada suhu} = 32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ pendingin masuk} = 0,98 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ pendingin keluar} = 0,99 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

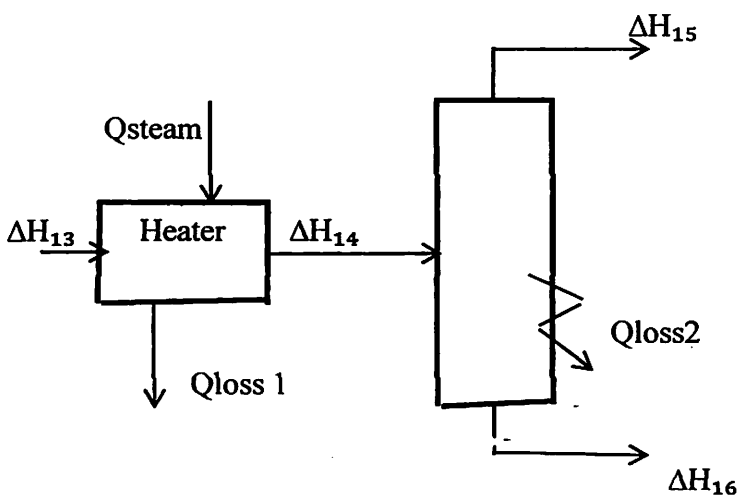
Kebutuhan air

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_c}{C_p \times \Delta T} = \frac{1960,973}{0,99 \times (32-25) \times 0,98 \times (30-25)} \\ &= \frac{1960,973}{6,93 \times 4,9} \\ &= 400,199 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total pada reaktor:

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{10,11} = 31610,532$	$\Delta H_{13} = 32194,428$
$\Delta HR = 203,449$	$Q_c = -1960,973$
	$Q_{\text{loss}} = 1580,527$
Total = 31813,981	Total = 31813,981

8. Flash Distilasi (D-140)



Persamaan neraca panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{13} + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{15} + \Delta H_{16} + Q_{\text{loss1}} + Q_{\text{loss2}}$$

Dimana : - ΔH_{13} = Kandungan panas bahan masuk dari reaktor netralisasi

- ΔH_{15} = Kandungan panas destilat keluar flash destilasi

- ΔH_{16} = Kandungan panas residu keluar flash destilasi

- Q_{loss1} = Panas yang hilang pada proses pada heater

- Q_{loss2} = Panas yang hilang pada proses pada flash destilasi

Kandungan panas dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = m \cdot C_p \cdot (T - T_{\text{ref}}) \quad (\text{Van ness. Hal 118. 1996})$$

Bahan masuk heater pada suhu (T) = 35 °C

Komponen-komponen yang masuk adalah sebagai berikut :

Komponen	m(kg/jam)	$\Delta T(^{\circ}\text{C})$	C_p (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{13} (kkal/jam)
Air	515,66	10	0,9987	5149,89642
Butanol	1510,55	10	0,595	8987,7725
Hidroquinon	4,72	10	0,269	12,6968
Natrium hidroksida	55,76	10	0,911	507,9736
Natrium metakrilat	563,14	10	0,488	2748,1232
Natrium sulfat	85,5	10	0,328	280,44
Total	2735,33			17686,90252

Bahan keluar heater pada suhu = 150 °C

Komponen-komponen yang keluar adalah sebagai berikut :

Komponen	m(kg/jam)	T($^{\circ}\text{C}$)	C_p (kkal/kg $^{\circ}\text{C}$)	ΔH_{14} (kkal/jam)
Air	515,66	150	1,0076	77936,852
Butanol	1510,55	150	0,910	206190,075
Hidroquinon	4,72	150	0,269	190,452
Natrium hidroksida	55,76	150	0,911	7619,604
Natrium metakrilat	563,14	150	0,488	41221,848
Natrium sulfat	85,5	150	0,328	4206,600
Total	2735,33			337365,431

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss1}} &= 5\% \Delta H_{13} \\ &= 5\% \times 17.686,903 \text{ Kkal/jam} \\ &= 884,345 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

Bahan - bahan yang keluar sebagai produk atas dalam bentuk vapour dengan suhu (T) = 150 °C

Aliran < 14 > keluar dalam bentuk uap sehingga perhitungan ΔH menggunakan panas penguapan (Hv), yaitu dengan persamaan :

$$\Delta H = H_v \cdot M$$

Komponen	m(kg/jam)	Hv (kkal/kg)	H (kkal/jam)
Air	314,276	632,2	198685,2872
Butanol	589,829	275	162202,975
Hidroquinon	0,00031	960,4	0,297724
ΔH_{15}			360888,5599

Bahan - bahan yang keluar sebagai produk atas dalam bentuk vapour dengan suhu (T) = 150 °C

Komponen	m(kg/jam)	T(°C)	Cp(kkal/kg°C)	ΔH_{16} (kkal/jam)
Air	285,971	150	1,0076	43221,657
Butanol	670,171	150	0,910	91478,342
Hidroquinon	0,008	150	0,269	0,323
Natrium hidroksida	55,76	150	0,911	7619,604
Natrium metakrilat	563,14	150	0,488	41221,848
Natrium sulfat	85,5	150	0,328	4206,600
Total	1660,55			187748,373

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss2}} &= 5\% \Delta H_{16} \\ &= 5\% \times 187.748,373 \text{ Kkal/jam} \\ &= 9.387,419 \text{ Kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_{13} + Q_{\text{Steam}} = \Delta H_{15} + \Delta H_{16} + Q_{\text{loss1}} + Q_{\text{loss2}}$$

$$17.686,903 + Q_{\text{Steam}} = 558.908,697$$

$$17.686,903 + Q_{\text{Steam}} = 558.908,697$$

$$Q_{\text{Steam}} = 541.221,794 \text{ Kcal}$$

$$\text{Steam masuk pada } T = 150 \text{ °C}$$

$$P = 476 \text{ kPa}$$

Maka dapat diketahui panas latent (λ) dalam steam :

$$\lambda = 2.113,200 \text{ Kj/Kg} \quad (\text{Van Ness. 1996})$$

$$= 505,067 \text{ Kkal/Kg}$$

$$\text{Maka steam yang dibutuhkan} = Q_{\text{steam}} / \lambda$$

$$= 541.221,794 / 505,067$$

$$= 1.071,5843 \text{ Kg/jam}$$

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{13} = 17686,903$	$\Delta H_{15} = 360888,56$
$Q_{\text{Steam}} = 541221,79$	$\Delta H_{16} = 187748,37$
	$Q_{\text{loss1}} = 884,345$
	$Q_{\text{loss2}} = 9387,419$
Total = 558908,70	Total = 558908,70

APPENDIKS C
SPESIFIKASI PERALATAN

Storage Asam sulfat (F-111)

Fungsi : sebagai tempat menampung asam sulfat

Direncanakan

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carboon steel, SA 201 Grade A
Allowable stress (f) = 13750

Jenis pengelasan : double welded
E = i

Faktor korosi : 2/16 in

Suhu bahan : 30 °C

Dasar Perhitungan

Kapasitas tangki = 5579,410 kg/jam
= 12300,367 lb/jam

Densitas Asam sulfat = 1,84 g/cm³ = 114,9 lb/ft³

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{volume larutan asam sulfat} &= \frac{\text{massa asam sulfat}}{\rho \text{ asam sulfat}} \\ &= \frac{12300,37 \text{ lb/jam}}{114,87 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 107,08 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

direncanakan storage menyimpan bahan baku selama 7 hari

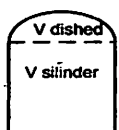
$$\begin{aligned} \text{volume storage (v)} &= 107,08 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 4497,35 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Liquid mengisi 80 % volume total

$$\begin{aligned} \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 4497,35 \text{ ft}^3 \\ &= 5621,68 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dengan diameter tangki (di) = 1,5



$$V \text{ dished} = 0,0847 di^3$$

$$V \text{ silinder} = \pi/4 di^2 Ls$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume total} &= \pi/4 d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3 \\
 4497,35 &= \pi/4 d_i^2 1,5 d_i + 0,0847 d_i^3 \\
 4497,35 &= 1,1775 d_i^3 + 0,0847 d_i^3 \\
 4497,35 &= 1,2622 d_i^3 \\
 D_i &= 15,27 \text{ ft} \\
 &= 183,29 \text{ in} = 4,66 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquida dalam tangki (Li)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \pi/4 \cdot d_i^2 \cdot L_i \\
 4497,35 \text{ ft}^3 &= \pi/4 (15,274 \text{ ft})^2 L_i \\
 L_i &= 24,56 \text{ ft} \\
 &= 294,70 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquida sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm

$$P_i = P_{\text{tis}} + P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho}{144} (L_i - 1) \\
 &= \frac{114,87 \text{ lb/ft}^3 \times (24,558 - 1)}{144} \\
 &= 18,793 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 18,793 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 18,793 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \cdot D_i}{2(f_e - 0,61P_i)} + C \\
 &= \frac{18,793 \times 183,286}{2 \times 13750 \times 0,8 - 1 \times 18,793} + \frac{2}{16} \\
 &= 0,2817 \text{ in} \times (16/16) \text{ in} \\
 &= 4,508 / 16 \text{ in} \approx 5 / 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 183,29 + 2 \times 5 / 16'' \\
 &= 183,91 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D_o \text{ baru} = 183,91 \text{ in}$$

$$D_i = D_o - (2 \times t_s)$$

$$= 183,91 - 2 \times 5/16''$$

$$= 183,29 \text{ in}$$

Ketentuan untuk standard dished

$$r = Di \quad 183,29 \text{ in} = 4,655 \text{ m}$$

$$icr = 6 \% \text{ Di}$$

$$= 6 \% \times 183,29$$

$$= 10,997$$

Menentukan tinggi tangki

$$H = ha + Ls$$

dimana :

$$ha = 0,169 \text{ Di}$$

$$= 1,169 \times 183,29 \text{ in}$$

$$= 214,26 \text{ in}$$

$$Ls = 1,5 \times Di$$

$$= 1,5 \times 183,29 \text{ in}$$

$$= 274,928 \text{ in} = 6,983 \text{ m} = 22,910 \text{ ft}$$

$$H = 214,3 + 274,9$$

$$= 489,19 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$t_{ha} = \frac{0,86 \times Pi \times Di + C}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)}$$

$$= \frac{0,855 \times 18,793 \times 183,29 + 2}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 18,793} \times \frac{2}{16}$$

$$= 0,3928 \text{ in} \times 16/16 \text{ in}$$

$$= 6,284 /16 \text{ in} \approx 7/16 \text{ in}$$

Spesifikasi storage Asam sulfat

Fungsi	: Sebagai tempat menampung asam sulfat selama 7 hari
Type	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	: 5621,681 ft ³
Diameter tangki (Di)	: 183,286 in
Tinggi tangki (H)	: 489,19 in
Diameter Luar (Do)	: 183,91 in
Tebal Silinder (ts)	: 5/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 274,93 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 7/16 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 214,26 in
 Jumlah : 4 buah

Storage Asam metakrilat (F-112)

Fungsi : sebagai tempat menampung asam metakrilat

Direncanakan

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carboon steel, SA 201 Grade A
Allowable stress (f) = 13750

Jenis pengelasan : double welded
 $E = 1$

Faktor korosi : 1/16 in

Suhu bahan : 30 °C

Dasar Perhitungan

Kapasitas tangki = 2360,155 kg/jam
 = 5203,198 lb/jam

Densitas Asam metakrilat = 1,105 g/cm³ = 68,985 lb/ft³

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{volume larutan asam metakrilat} &= \frac{\text{massa asam metakrilat}}{\rho \text{ asam metakrilat}} \\ &= \frac{5203,2 \text{ lb/jam}}{68,99 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 75,42 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

direncanakan storage menyimpan bahan baku selama 7 hari

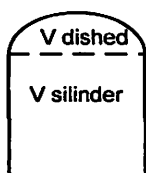
$$\begin{aligned} \text{volume storage (v)} &= 75,42 \text{ ft}^3/\text{j} \times 168 \text{ jam} \\ &= 12671,38 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

liquid mengisi 80 % volume total

$$\begin{aligned} \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 12671,382 \text{ ft}^3 \\ &= 15839,228 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (d_i) = 1,5



$$V \text{ dished} = 0,0847 d_i^3$$

$$V \text{ silinder} = \pi/4 d_i^2 L_s$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume total} &= \pi/4 d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3 \\
 12671,382 &= \pi/4 d_i^2 1,5 d_i + 0,0847 d_i^3 \\
 12671,382 &= 1,1775 d_i^3 + 0,0847 d_i^3 \\
 12671,382 &= 1,2622 d_i^3 \\
 D_i &= 21,57 \text{ ft} \\
 &= 258,87 \text{ in} = 6,5753 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquida dalam tangki (Li)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \pi/4 \cdot d_i^2 \cdot L_i \\
 12671,382 \text{ ft}^3 &= \pi/4 (21,572 \text{ ft})^2 L_i \\
 L_i &= 34,686 \text{ ft} \\
 &= 416,24 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquida sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (L_i - 1)}{144} \\
 &= \frac{68,985 \text{ lb/ft}^3 \times (34,686 - 1)}{144} \\
 &= 16,138 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 16,138 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 16,138 \text{ psig} \\
 t_s &= \frac{P_i \cdot D_i}{2(f_e - 0,61P_i)} + C \\
 &= \frac{16,1378 \times 258,872}{2 \times 13750 \times 0,8 - 0,6 \times 16,138} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,2526 \text{ in} \times (16/16) \text{ in} \\
 &= 4,041 /16 \text{ in} \approx 5 /16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 258,87 + 2 \times 5 /16" \\
 &= 259,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Do baru = 259,50 in

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 259,50 - 2 \times 5 /16" = 258,872 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ketentuan untuk standard dished

$$r = Di \quad 258,9 \text{ in} = 6,5753 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} icr &= 6 \% \text{ Di} \\ &= 6 \% \times 258,9 \\ &= 15,532 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

$$H = ha + Ls$$

dimana :

$$\begin{aligned} ha &= 0,169 \text{ Di} \\ &= 1,17 \times 258,9 \text{ in} \\ &= 302,62 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ls &= 1,5 \times Di \\ &= 1,5 \times 258,9 \text{ in} \\ &= 388,31 \text{ in} = 9,8630 \text{ m} = 32,359 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 302,6 + 388,3 \\ &= 690,9 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,86 \times Pi \times Di + C}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} \\ &= \frac{0,855 \times 16,138 \times 258,9 + 1}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 16,138} \\ &= 0,3873 \text{ in} \times 16/16 \text{ in} \\ &= 6,196 /16 \text{ in} \approx 7/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi storage Asam metakrilat

Fungsi	:	Sebagai tempat menampung Asam metakrilat selama 7 hari
Type	:	Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	:	15839,228 ft ³
Diameter tangki (D_i)	:	258,872 in
Tinggi tangki (H)	:	690,93 in
Diameter Luar (D_o)	:	259,50 in
Tebal Silinder (t_s)	:	5 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	388,3 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 7/16 in
 Tinggi Tutup Atas (h_a) : 302,62 in
 Jumlah : 1 buah

Storage Butanol (F-113)

Fungsi : sebagai tempat menampung butanol

Direncanakan

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah plat datar
 Bahan konstruksi : Carbon steel, SA 201 Grade A
 $Allowable\ stress\ (f) = 13750$
 Jenis pengelasan : double weld, E = 1
 Faktor korosi : 1/16 in
 Suhu bahan : 30 °C

Dasar Perhitungan

Kapasitas tangki = 3155,53 kg/jam
 = 6956,67 lb/jam
 Densitas Butanol = 0,81 g/cm³ = 50,568 lb/ft³

Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{volume larutan butan} &= \frac{\text{massa butanol}}{\rho \text{ butanol}} \\ &= \frac{6956,7 \text{ lb/jam}}{50,57 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 137,57 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

direncanakan storage menyimpan bahan baku selama 7 hari

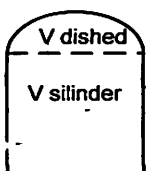
$$\begin{aligned} \text{volume storage (v)} &= 137,57 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 5777,935 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Liquid mengisi 80 % volume total

$$\begin{aligned} \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 5777,9 \text{ ft}^3 \\ &= 7222,4 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (d_i) = 1,5



$$V \text{ dished} = 0,0847 d_i^3$$

$$V \text{ silinder} = \pi/4 d_i^2 L_s$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume total} &= \pi/4 d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3 \\
 5777,935 &= \pi/4 d_i^2 1,5 d_i + 0,0847 d_i^3 \\
 5777,935 &= 1,1775 d_i^3 + 0,0847 d_i^3 \\
 5777,935 &= 1,2622 d_i^3 \\
 D_i &= 16,604 \text{ ft} \\
 &= 199,25 \text{ in} = 5,061 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquidida dalam tangki (Li)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= \pi/4 \cdot d_i^2 \cdot L_i \\
 5777,935 \text{ ft}^3 &= \pi/4 (16,604 \text{ ft})^2 L_i \\
 L_i &= 26,698 \text{ ft} \\
 &= 320,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquidida sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (L_i - 1)}{144} \\
 &= \frac{50,568 \text{ lb/ft}^3 \times (26,70 - 1)}{144} \\
 &= 9,024 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 9,024 + 14,696 - 14,696 \\
 &= 9,024 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \cdot D_i}{2(f_e - 0,61P_i)} + C \\
 &= \frac{9,024 \times 199,251}{2 \times 13750 \times 0,8 - 0,6 \times 9,0242} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1443 \text{ in} \times (16/16) \text{ in} \\
 &= 2,3083 / 16 \text{ in} \approx 3 / 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 199,25 + 2 \times 3 / 16'' \\
 &= 199,63 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$Do \text{ baru} = 199,63 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} Di &= Do - (2 \times ts) \\ &= 199,63 - 2 \times 3/16" \\ &= 199,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Ketentuan untuk standard dished

$$r = Di = 199,3 \text{ in} = 5,061 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} icr &= 6 \% Di \\ &= 6 \% \times 199,25 \\ &= 11,955 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

$$H = ha + Ls$$

dimana :

$$\begin{aligned} ha &= 0,169 Di \\ &= 1,169 \times 199,25 \text{ in} \\ &= 232,924 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ls &= 1,5 \times Di \\ &= 1,5 \times 199,25 \text{ in} \\ &= 298,88 \text{ in} = 7,5915 \text{ m} = 24,906 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 232,9 + 298,9 \\ &= 531,80 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,86 \times Pi \times Di + C}{(f \times E) - (0,1 \times Pi)} \\ &= \frac{0,855 \times 9,024 \times 199,3 + 1}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 9} \\ &= 0,202 \text{ in} \times 16/16 \text{ in} \\ &= 3,236 /16 \text{ in} \approx 4/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi storage butanol

Fungsi	:	Sebagai tempat menampung Butanol selama 7 hari
Type	:	Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 201 Grade A
Volume tangki (V_T)	:	15839,23 ft ³
Diameter tangki (Di)	:	199,25 in
Tinggi tangki (H)	:	531,80 in

Diameter Luar (D_o) : 259,50 in
 Tebal Silinder (t_s) : 5/16 in
 Tinggi Silinder (L_s) : 298,9 in
 Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 4/16 in
 Tinggi Tutup Atas (h_a) : 232,92 in
 Jumlah : 4 buah

Storage Hidroquinon (F-114)

Fungsi : sebagai tempat menampung hidroquinon

Direncanakan

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA 201 Grade A
 Allowable stress (f) = 13750

Jenis pengelasan : double welded
 E = 1

Faktor korosi : 1/16 in

Suhu bahan : 30 °C

Dasar Perhitungan

Kapasitas tangki = 4,72 kg/jam
 = 10,41 lb/jam

Densitas Hidroquinon = 1,330 g/cm³ = 83,03 lb/ft³

Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Hydroquinon} &= \frac{\text{massa hidroquinon}}{\rho \text{ hidroquinon}} \\
 &= \frac{10,41 \text{ lb/jam}}{83,03 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,125 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

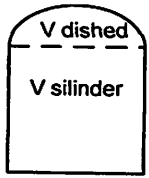
direncanakan storage menyimpan bahan baku selama 30 hari

$$\begin{aligned}
 \text{volume storage (v)} &= 0,125 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam} \\
 &= 90,232 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Liquid mengisi 90 % volume total

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= \frac{100}{90} \times 90,232 \text{ ft}^3 \\
 &= 100,257 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki ($d_i = 1,5$)

$$V \text{ dished} = 0,0847 d_i^3$$

$$V \text{ silinder} = \pi/4 d_i^2 L_s$$

$$\text{volume total} = \pi/4 d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3$$

$$90,2317 = \pi/4 d_i^2 1,5 d_i + 0,0847 d_i^3$$

$$90,2317 = 1,1775 d_i^3 + 0,0847 d_i^3$$

$$90,2317 = 1,2622 d_i^3$$

$$D_i = 4,15 \text{ ft}$$

$$= 49,804 \text{ in} = 1,265 \text{ m}$$

liquida dalam tangki (L_i)

$$V_{\text{liquid}} = \pi/4 d_i^2 L_i$$

$$90,232 \text{ ft}^3 = \pi/4 (4,1503 \text{ ft})^2 L_i$$

$$L_i = 6,673 \text{ ft}$$

$$= 80,079 \text{ in}$$

Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquida sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

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

$$= \frac{83,032 \text{ lb/ft}^3 \times (6,6732 - 1)}{144}$$

$$= 3,2712 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 3,271 + 14,696 - 14,696$$

$$= 3,271 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_i D_i}{2(f_e - 0,61 P_i)} + C$$

$$= \frac{3,271 \times 49,804}{2 \times 13750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,2712} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0699 \text{ in} \times (16/16) \text{ in}$$

$$= 1,1185 / 16 \text{ in} \approx 2 / 16 \text{ in}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 49,80 + 2 \times 2/16'' \\
 &= 50,05 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D_o \text{ baru} = 50,05 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 50,05 - 2 \times 2/16'' \\
 &= 49,80 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ketentuan untuk standard dished

$$r = D_i = 49,8 \text{ in} = 1,265 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 i_{cr} &= 6 \% D_i \\
 &= 6 \% \times 49,80 \\
 &= 2,988
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

$$H = h_a + L_s$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 D_i \\
 &= 1,169 \times 49,8 \text{ in} \\
 &= 58,22 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 \times D_i \\
 &= 1,5 \times 49,8 \text{ in} \\
 &= 74,706 \text{ in} = 1,8975 \text{ m} = 6,225 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 58,2 + 74,7 \\
 &= 132,9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{1}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} \times P_i \times D_i + C \\
 &= \frac{0,855 \times 3,2712 \times 49,8}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 3,2712} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,0752 \text{ in} \times 16/16 \text{ in} \\
 &= 1,2026 /16 \text{ in} \approx 2/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi storage Hidroquinon

Fungsi : Sebagai tempat menampung Hidroquinon selama 30 hari

Type : Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 201 Grade A

Volume tangki (V_T) : 100,26 ft³

Diameter tangki (D_i) : 49,80 in
 Tinggi tangki (H) : 132,93 in
 Diameter Luar (D_o) : 50,05 in
 Tebal Silinder (t_s) : 2 /16 in
 Tinggi Silinder (L_s) : 74,7 in
 Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 2/16 in
 Tinggi Tutup Atas (h_a) : 58,22 in
 Jumlah : 1 buah

Storage NaOH (F-121)

Fungsi : sebagai tempat menampung NaOH

Direncanakan

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA 201 Grade A
Allowable stress (f) = 13750

Jenis pengelasan : double welded
 E = 1

Faktor korosi : 1/16 in

Suhu bahan : 30 °C

Dasar Perhitungan

Kapasitas tangki = 50,00 kg/jam
 = 110,23 lb/jam

Densitas NaOH = 1,522 g/cm³ = 95,00 · lb/ft³

Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{volume larutan NaOH} &= \frac{\text{massa NaOH}}{\rho \text{ NaOH}} \\
 &= \frac{110,23 \text{ lb/jam}}{95,00 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1,16 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

direncanakan storage menyimpan bahan bal 30 hari

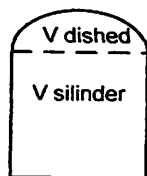
$$\begin{aligned}
 \text{volume storage (v)} &= 1,16 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam} \\
 &= 835,43 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Liquid mengisi 80 % volume total

$$\begin{aligned}
 \text{volume total} &= \frac{100}{80} \times 835,43 \text{ ft}^3 \\
 &= 1044,29 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter tangki

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki ($d_i = 1,5$)



$$V \text{ dished} = 0,0847 d_i^3$$

$$V \text{ silinder} = \pi/4 d_i^2 L_s$$

$$\text{volume total} = \pi/4 d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3$$

$$835,4297 = \pi/4 d_i^2 1,5 d_i + 0,0847 d_i^3$$

$$835,4297 = 1,1775 d_i^3 + 0,0847 d_i^3$$

$$835,4297 = 1,2622 d_i^3$$

$$D_i = 8,71 \text{ ft}$$

$$= 104,58 \text{ in} = 2,656 \text{ m}$$

Menentukan tinggi liquidida dalam tangki (L_i)

$$V_{\text{liquid}} = \pi/4 \cdot d_i^2 \cdot L_i$$

$$835,43 \text{ ft}^3 = \pi/4 (8,715 \text{ ft})^2 L_i$$

$$L_i = 14,013 \text{ ft}$$

$$= 168,15 \text{ in}$$

Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquidida sendiri, maka dasar perancangan pada tekanan 1 atm

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

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

$$= \frac{95 \text{ lb/ft}^3 \times (14,013 - 1)}{144}$$

$$= 8,585 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 8,585 + 14,696 - 14,696$$

$$= 8,585 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2(f_e - 0,61P_i)} + C$$

$$= \frac{8,585 \times 104,579}{2 \times 13750 \times 0,8 - 0,6 \times 8,585} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1033 \text{ in} \times (16/16) \text{ in}$$

$$= 1,6532 / 16 \text{ in} \approx 2 / 16 \text{ in}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\
 &= 104,58 + 2 \times 2/16'' \\
 &= 104,83 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D_o \text{ baru} = 104,83 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 104,83 - 2 \times 2/16'' \\
 &= 104,58 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ketentuan untuk standard dished

$$\begin{aligned}
 r &= D_i = 104,58 \text{ in} = 2,6563 \text{ m} \\
 icr &= 6 \% D_i \\
 &= 6 \% \times 104,58 \\
 &= 6,27
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki

$$H = h_a + L_s$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 h_a &= 0,169 D_i \\
 &= 1,169 \times 104,58 \text{ in} \\
 &= 122,25 \text{ in} \\
 L_s &= 1,5 \times D_i \\
 &= 1,5 \times 104,58 \text{ in} \\
 &= 156,9 \text{ in} = 3,984 \text{ m} = 13,072 \text{ ft} \\
 H &= 122,3 + 156,9 \\
 &= 279,1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,855 \times P_i \times D_i + C}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} \\
 &= \frac{0,855 \times 8,585 \times 104,58}{13750 \times 0,8 - 0,1 \times 8,585} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1323 \text{ in} \times 16/16 \text{ in} \\
 &= 2,1166 /16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi storage NaOH

Fungsi : Sebagai tempat menampung NaOH selama 7 hari
Type : Tangki silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk plat datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 201 Grade A

Volume tangki (V_T) : 1044,29 ft³

Diameter tangki (D_i) : 104,58 in
 Tinggi tangki (H) : 279,12 in
 Diameter Luar (D_o) : 104,83 in
 Tebal Silinder (t_s) : 2 /16 in
 Tinggi Silinder (L_s) : 156,9 in
 Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 3/16 in
 Tinggi Tutup Atas (h_a) : 122,25 in
 Jumlah : 1 buah

POMPA (L-115a)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor

Type : Pompa centrifugal

Kondisi operasi

Suhu = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Dasar Perhitungan

Rate bahan masuk (m) = 5579,4 kg/jam
 = 12300,37 lb/jam

ρ liquid = 114,87 lb/ft³

μ liquid = 15 cP = 36,287 lb/ft.jam

Menentukan rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$Q = \frac{12300,367 \text{ lb/jam}}{114,871 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 107,08 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0297 \text{ ft}^3/\text{detik} = 13,351 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida turbulen, maka digunakan:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhouse, pers 15, hal 496})$$

$$= 3,9 \times (0,0297)^{0,45} \times (114,87)^{0,13}$$

$$= 1,486 \text{ in}$$

standardisasi ID = 2 in sch 40 (Geankoplis, App A5 hal 892)

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,06 \text{ m} = 0,1978 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,05 \text{ m} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$A = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan aliran liquida

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{107,08 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,02 \text{ ft}^2} \\
 &= 4595,693 \text{ ft/jam} \\
 &= 1,277 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Reynold number

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{D v \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,1722 \text{ ft} \times 4595,7 \text{ ft/jam} \times 114,87 \text{ lb/ft}^3}{36,287 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 2505,9 > 2100 \quad (\text{memenuhi syarat turbulen})
 \end{aligned}$$

faktor turbulen $\alpha=1$ (geankoplis hal 93)

Dari fig 2.10-3 Geankoplis didapatkan bahan pipa yang digunakan commercial steel

$$\varepsilon = 0,000046$$

$$\varepsilon/D = 0,0009$$

$$\text{diperoleh } f = 0,015$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi : (tabel 2.10-2 Geankoplis, hal 93)

$$\text{- Panjang pipa lurus} = 40 \text{ ft}$$

$$\text{- elbow } 90^\circ \text{ sebanyak 3buah}$$

$$L/D = 35$$

$$L \text{ elbow} = 32 \text{ ID}$$

$$= 32 \times 3 \times 0,1722$$

$$= 16,535 \text{ ft}$$

$$\text{- gate valve sebanyak 1 buah}$$

$$L/D = 9$$

$$L \text{ gate valve} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,1722$$

$$= 1,55 \text{ ft}$$

$$\text{- globe valve sebanyak 1 buah}$$

$$L/D = 300$$

$$L \text{ globe valve} = 300 \text{ ID}$$

$$= 300 \times 1 \times 0,1722$$

$$= 51,673 \text{ ft}$$

Panjang total sistem perpipaan

$$\begin{aligned}
 L &= L \text{ pipa lurus} + L \text{ elbow} + L \text{ gate valve} + L \text{ globe valve} \\
 &= 40 + 16,535 + 1,5502 + 51,673 \\
 &= 52980,026 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan friction loss

1. friksi pada pipa

$$\begin{aligned}
 F_f &= \frac{4f v^2 \Delta L}{2gc D} \\
 &= \frac{4 \times 0,015 \times 1,2766^2 \times 52980,026}{2 \times 32,174 \times 0,1722} \\
 &= 467,40 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

2. kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(A_2/A_1 dianggap 0 karena $A_2 \gg A_1$)

$$\text{maka : } K_c = 1$$

$$\begin{aligned}
 h_c &= \frac{K_c v^2}{2gc} \\
 &= \frac{0,55 \times 1,2766^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0139 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

3. ekspansi

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 \\
 &= (1 - 0)^2 \\
 &= 1 \\
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} v^2}{2gc} \\
 &= \frac{1 \times 1,2766^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0253 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. elbow 90°

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{3 K_f v^2}{2gc} \\
 &= \frac{3 \times 0,75 \times 1,2766^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,057 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

5. pada 1 globe valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{6 \times 1,2766^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,152 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. pada 1 gate valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{0,17 \times 1,2766^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0043 \text{ lbf.ft/lbm}$$

sehingga:

$$\Sigma F = F_f + h_c + h_{ex} + h_f$$

$$= 467,65 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan

$$\Delta Z = 20 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ (karena } P_1=P_2 \text{ pada tekanan 1 atm)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk (karena diameter tangki jauh} \gg \gg \text{diameter pipa)}$$

$$v_2 = 1,2766 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1$$

Dengan menggunakan persamaan Bernauli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$\frac{1,2766^2}{2 \times 32,174} + 20 + 0 + 467,6499 = - W_s$$

$$W_s = 487,68 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa

$$Whp = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{487,6752 \times 0,030 \times 114,87}{550}$$

$$= 3,0296 \text{ HP}$$

Dari figure 14-37 hal 520 Timmerhaus didapat $\eta = 48 \%$

$$BHP = \frac{Whp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{3,0296}{0,48}$$

$$= 6,3116 \text{ hp}$$

Dari figure 14.38 hal 521 Timmerhaus didapat $\eta = 86 \%$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{6,3116}{0,86}$$

$$= 7,34 \approx 8 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor
 Type : Centrifugal
 Bahan : Commercial steel
 Daya pompa : 8 hp
 Kapasitas : 13,351 gpm
 Ukuran pompa : 2 in sch 40
 Jumlah : 1 buah

POMPA (L-115b)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage asam metakrilat ke reaktor
 Type : Pompa centrifugal
 Kondisi operasi
 Suhu = 30 °C
 Tekanan = 1 atm

Dasar Perhitungan

$$\text{Rate bahan masuk (m)} = 2360,2 \text{ kg/jam}$$

$$= 5203,2 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 68,985 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ liquid} = 1,15 \text{ cP} = 2,7820 \text{ lb/ft.jam}$$

Menentukan rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$Q = \frac{5203,198 \text{ lb/jam}}{68,985 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 75,425 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0210 \text{ ft}^3/\text{detik} = 9,404 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida turbulen, maka digunakan:

$$\begin{aligned}
 \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} && (\text{Timmerhouse, pers 15, hal 496}) \\
 &= 3,9 \times (0,0210)^{0,45} \times (68,985)^{0,13} \\
 &= 1,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{standardisasi ID} = 1 \frac{1}{2} \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App A5 hal 892})$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in} = 0,0483 \text{ m} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,0409 \text{ m} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$A = 0,0141 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan aliran liquida

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{75,425 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\
 &= 3237,120 \text{ ft/jam} \\
 &= 0,899 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Menentukan Reynold number

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,1342 \text{ ft} \times 3237,1 \text{ ft/jam} \times 68,99 \text{ lb/ft}^3}{2,782 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 10768,6 > 2100 \quad (\text{memenuhi syarat turbulen})
 \end{aligned}$$

faktor turbulen $\alpha=1$ (geankoplis hal 93)

Dari fig 2.10-3 Geankoplis didapatkan bahan pipa yang digunakan commercial steel

$$\varepsilon = 0,000046$$

$$\varepsilon/D = 0,0011$$

$$\text{diperoleh } f = 0,0075$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi : (tabel 2.10-2 Geankoplis, hal 93)

$$\text{- Panjang pipa lurus} = 40 \text{ ft}$$

$$\text{- elbow } 90^\circ \text{ sebanyak 3buah}$$

$$L/D = 35$$

$$L \text{ elbow} = 32 \text{ ID}$$

$$= 32 \times 3 \times 0,1342$$

$$= 12,879 \text{ ft}$$

$$\text{- gate valve sebanyak 1 buah}$$

$$L/D = 9$$

$$L \text{ gate valve} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,1342$$

$$= 1,2074 \text{ ft}$$

- globe valve sebanyak 1 buah

$$L/D = 300$$

$$L \text{ globe valve} = 300 \text{ ID}$$

$$= 300 \times 1 \times 0,1342$$

$$= 40,246 \text{ ft}$$

Panjang total sistem perpipaan

$$L = L \text{ pipa lurus} + L \text{ elbow} + L \text{ gate valve} + L \text{ globe valve}$$

$$= 40 + 12,879 + 1,2074 + 40,246$$

$$= 25031,426 \text{ ft}$$

Menentukan friction loss

1. friksi pada pipa

$$F_f = \frac{4f v^2 \Delta L}{2gc D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0075 \times 0,8992^2 \times 25031,426}{2 \times 32,174 \times 0,1342}$$

$$= 70,338 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(A_2/A_1 dianggap 0 karena $A_2 \gg \gg A_1$)

$$\text{maka : } K_c = 1$$

$$h_c = \frac{K_c v^2}{2gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,8992^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0069 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. ekspansi

$$K_{ex} = (1 - A_1/A_2)^2$$

$$= (1 - 0)^2$$

$$= 1$$

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v^2}{2gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,8992^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0126 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. elbow 90°

$$h_f = \frac{3 K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{3 \times 0,75 \times 0,8992^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0283 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. pada 1 globe valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{6 \times 0,8992^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0754 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. pada 1 gate valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{0,17 \times 0,8992^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0021 \text{ lbf.ft/lbm}$$

sehingga:

$$\Sigma F = F_f + h_c + h_{ex} + h_f$$

$$= 70,463 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan

$$\Delta Z = 20 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ (karena } P_1=P_2 \text{ pada tekanan 1 atm)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk (karena diameter tangki jauh} \gg \gg \text{diameter pipa)}$$

$$v_2 = 0,8992 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1$$

Dengan menggunakan persamaan Bernaulli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$\frac{0,8992^2}{2 \times 32,174} + 20 + 0 + 70,463 = - W_s$$

$$W_s = 90,475 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa

$$Whp = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{90,4754 \times 0,021 \times 68,985}{550}$$

$$= 0,2378 \text{ HP}$$

Dari figure 14-37 hal 520 Timmerhaus didapat $\eta = 48 \%$

$$\text{BHP} = \frac{\text{Whp}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,2378}{0,48}$$

$$= 0,4953 \text{ hp}$$

Dari figure 14.38 hal 521 Timmerhaus didapat $\eta \text{ motor} = 80 \%$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,4953}{0,8}$$

$$= 0,62 \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor
 Type : Centrifugal
 Bahan : Commercial steel
 Daya pompa : 1 hp
 Kapasitas : 9,4042 gpm
 Ukuran pompa : 1 ½ in sch 40
 Jumlah : 1 buah

POMPA (L-115c)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage butanol ke reaktor
 Type : Pompa centrifugal

Kondisi operasi

Suhu = 30 °C
 Tekanan = 1 atm

Dasar Perhitungan

Rate bahan masuk (m) = 3155,5 kg/jam
 = 6956,7 lb/jam

$\rho \text{ liquid} = 50,568 \text{ lb/ft}^3$

$\mu \text{ liquid} = 0,75 \text{ cP} = 1,8143 \text{ lb/ft.jam}$

Menentukan rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$Q = \frac{6956,675 \text{ lb/jam}}{50,568 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 137,57 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0382 \text{ ft}^3/\text{detik} = 17,153 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida turbulen, maka digunakan:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhouse, pers 15, hal 496})$$

$$= 3,9 \times (0,0382)^{0,45} \times (50,568)^{0,13}$$

$$= 1,4947 \text{ in}$$

$$\text{standarisasi ID} = 2 \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App A5 hal 892})$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,0603 \text{ m} = 0,1979 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in} = 0,0525 \text{ m} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$A = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan aliran liquida

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{137,57 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,02 \text{ ft}^2}$$

$$= 5904,287 \text{ ft/jam}$$

$$= 1,640 \text{ ft/detik}$$

Menentukan Reynold number

$$\text{Nre} = \frac{D v \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,1722 \text{ ft} \times 5904,3 \text{ ft/jam} \times 50,568 \text{ lb/ft}^3}{1,8143 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 28344,56 > 2100 \quad (\text{memenuhi syarat turbulen})$$

faktor turbulen $\alpha=1$ (geankoplis hal 93)

Dari fig 2.10-3 Geankoplis didapatkan bahan pipa yang digunakan commercial steel

$$\epsilon = 0,000046$$

$$\epsilon/D = 0,0009$$

$$\text{diperoleh } f = 0,0063$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi : (tabel 2.10-2 Geankoplis, hal 93)

$$- \text{ Panjang pipa lurus} = 40 \text{ ft}$$

$$- \text{ elbow } 90^\circ \text{ sebanyak 3buah}$$

$$L/D = 35$$

$$\begin{aligned} L \text{ elbow} &= 32 \text{ ID} \\ &= 32 \times 3 \times 0,1722 \\ &= 16,535 \text{ ft} \end{aligned}$$

- gate valve sebanyak 1 buah

$$L/D = 9$$

$$\begin{aligned} L \text{ gate valve} &= 9 \text{ ID} \\ &= 9 \times 1 \times 0,1722 \\ &= 1,5502 \text{ ft} \end{aligned}$$

- globe valve sebanyak 1 buah

$$L/D = 300$$

$$\begin{aligned} L \text{ globe valve} &= 300 \text{ ID} \\ &= 300 \times 1 \times 0,1722 \\ &= 51,673 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang total sistem perpipaan

$$\begin{aligned} L &= L \text{ pipa lurus} + L \text{ elbow} + L \text{ gate valve} + L \text{ globe valve} \\ &= 40 + 16,535 + 1,5502 + 51,673 \\ &= 52980,026 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan friction loss

1. friksi pada pipa

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f v^2 \Delta L}{2gc D} \\ &= \frac{4 \times 0,0063 \times 1,6401^2 \times 52980,026}{2 \times 32,174 \times 0,1722} \\ &= 324,02 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(A_2/A_1 dianggap 0 karena $A_2 \gg \gg A_1$)

maka : $K_c = 1$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{K_c v^2}{2gc} \\ &= \frac{0,55 \times 1,6401^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0230 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. ekspansi

$$\begin{aligned}
 K_{ex} &= (1-A_1/A_2)^2 \\
 &= (1-0)^2 \\
 &= 1 \\
 h_{ex} &= \frac{K_{ex} v^2}{2gc} \\
 &= \frac{1 \times 1,6401^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0418 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

4. elbow 90°

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{3 K_f v^2}{2gc} \\
 &= \frac{3 \times 0,75 \times 1,6401^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0941 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

5. pada 1 globe valve wide open

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f v^2}{2gc} \\
 &= \frac{6 \times 1,6401^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,2508 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

5. pada 1 gate valve wide open

$$\begin{aligned}
 h_f &= \frac{K_f v^2}{2gc} \\
 &= \frac{0,17 \times 1,6401^2}{2 \times 32,174} \\
 &= 0,0071 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

sehingga:

$$\begin{aligned}
 \Sigma F &= F_f + h_c + h_{ex} + h_f \\
 &= 324,43 \text{ lbf.ft/lbm}
 \end{aligned}$$

Direncanakan

$$\Delta Z = 20 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ (karena } P_1=P_2 \text{ pada tekanan 1 atm)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk (karena diameter tangki jauh >>> diameter pipa)}$$

$$v_2 = 1,6401 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1$$

Dengan menggunakan persamaan Bernauli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$\frac{1,6401^2}{2 \times 32,174} + 20 + 0 + 324,434 = - W_s$$

$$W_s = 344,48 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa

$$\begin{aligned} \text{Whp} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{344,476 \times 0,038 \times 50,568}{550} \\ &= 1,2103 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dari figure 14-37 hal 520 Timmerhaus didapat η pompa = 48 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{\text{Whp}}{\eta \text{ pompa}} \\ &= \frac{1,2103}{0,48} \\ &= 2,5215 \text{ hp} \end{aligned}$$

Dari figure 14.38 hal 521 Timmerhaus didapat η motor = 83 %

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}} \\ &= \frac{2,5215}{0,83} \\ &= 3,04 \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa

Fungsi	: Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor
Type	: Centrifugal
Bahan	: Commersial steel
Daya pompa	: 4 hp
Kapasitas	: 17,153 gpm
Ukuran pompa	: 2 in sch 40
Jumlah	: 1 buah

1. POMPA (L-115d)

Fungsi	: Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage hidroquinon ke reaktor
Type	: Pompa centrifugal

Kondisi operasi

$$\text{Suhu} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

Dasar Perhitungan

$$\text{Rate bahan masuk (m)} = 4,7 \text{ kg/jam}$$

$$= 10,406 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ liquid} = 83,032 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ liquid} = 0,70 \text{ cp} = 1,6934 \text{ lb/ft.jam}$$

Menentukan rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho \text{ liquid}}$$

$$Q = \frac{10,406 \text{ lb/jam}}{83,032 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,125 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000035 \text{ ft}^3/\text{detik} = 0,016 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida laminar, maka digunakan:

$$D \text{ optimal} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhouse, pers 15, hal 496})$$

$$= 3,9 \times (0,000035)^{0,36} \times (1,814)^{0,18}$$

$$= 0,0829 \text{ in}$$

$$\text{standardisasi ID} = \frac{1}{4} \text{ in sch 40} \quad (\text{Geankoplis, App A5 hal 892})$$

$$\text{OD} = 0,54 \text{ in} = 0,0137 \text{ m} = 0,0450 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0,36 \text{ in} = 0,0093 \text{ m} = 0,0303 \text{ ft}$$

$$A = 0,0007 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan aliran liquidida

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,125 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$$

$$= 5,3786 \text{ ft/jam}$$

$$= 0,0015 \text{ ft/detik}$$

Menentukan Reynold number

$$\text{Nre} = \frac{D v \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,0303 \text{ ft} \times 5,3786 \text{ ft/jam} \times 83,032 \text{ lb/ft}^3}{1,6934 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 8 < 2100 \quad (\text{memenuhi syarat laminar})$$

faktor laminer $\alpha=1/2$ (geankoplis hal 93)

Dari fig 2.10-3 Geankoplis didapatkan bahan pipa yang digunakan commercial steel

$$\varepsilon = 0,000046$$

$$\varepsilon/D = 0,00497$$

diperoleh $f = 0,0063$

Menentukan panjang pipa

Asumsi : (tabel 2.10-2 Geankoplis, hal 93)

- Panjang pipa lurus = 40 ft

- elbow 90° sebanyak 3buah

$$L/D = 35$$

$$L \text{ elbow} = 32 \text{ ID}$$

$$= 32 \times 3 \times 0,0303$$

$$= 2,9134 \text{ ft}$$

- gate valve sebanyak 1 buah

$$L/D = 9$$

$$L \text{ gate valve} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,0303$$

$$= 0,2731 \text{ ft}$$

- globe valve sebanyak 1 buah

$$L/D = 300$$

$$L \text{ globe valve} = 300 \text{ ID}$$

$$= 300 \times 1 \times 0,0303$$

$$= 9,104 \text{ ft}$$

Panjang total sistem perpipaan

$$L = L \text{ gate valve} + L \text{ globe valve}$$

$$= 40 + 2,9134 + 0,2731 + 9,1042$$

$$= 289,774 \text{ ft}$$

Menentukan friction loss

1. friksi pada pipa

$$F_f = \frac{4f v^2 \Delta L}{2gc D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0063 \times 0,0015^2 \times 289,774}{2 \times 32,174 \times 0,0303}$$

$$= \frac{4 \times 0,0063 \times 0,0015^2 \times 289,774}{2 \times 32,174 \times 0,0303}$$

$$= 0,000008 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(A_2/A_1 dianggap 0 karena $A_2 \gg A_1$)

maka : $K_c = 1$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{K_c v^2}{2gc} \\ &= \frac{1 \times 0,0015^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,000000019 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1-A_1/A_2)^2 \\ &= (1-0)^2 \\ &= 1 \\ h_{ex} &= \frac{K_{ex} v^2}{2gc} \\ &= \frac{1 \times 0,0015^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,000000035 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

4. elbow 90°

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{3 K_f v^2}{2gc} \\ &= \frac{3 \times 0,75 \times 0,0015^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,000000078 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. pada 1 globe valve wide open

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{K_f v^2}{2gc} \\ &= \frac{6 \times 0,0015^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,000000021 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. pada 1 gate valve wide open

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{K_f v^2}{2gc} \\ &= \frac{0,17 \times 0,0015^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0000000059 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

sehingga:

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_{ex} + h_f \\ &= 0,00000869 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Direncanakan

$$\Delta Z = 20 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ (karena } P_1=P_2 \text{ pada tekanan 1 atm)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk (karena diameter tangki jauh} \gg \gg \gg \text{diameter pipa)}$$

$$v_2 = 0,0015 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 1$$

Dengan menggunakan persamaan Bernaulli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$\frac{0,0015^2}{2 \times 32,174} + 20 + 0 + 0,0000087 = - W_s$$

$$W_s = 20,00 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{20,0000 \times 0,000035 \times 83,032}{550}$$

$$= 0,0001 \text{ HP}$$

Dari figure 14-37 hal 520 Timmerhaus didapat $\eta = 48 \%$

$$BHP = \frac{W_{hp}}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,0001}{0,48}$$

$$= 0,0002 \text{ hp}$$

Dari figure 14.38 hal 521 Timmerhaus didapat $\eta = 80 \%$

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,0002}{0,8}$$

$$= 0,0003 \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

- Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor
- Type : Centrifugal
- Bahan : Commersial steel
- Daya pompa : 1 hp

Kapasitas : 0,0156 gpm
 Ukuran pompa : ¼ in sch 40
 Jumlah : 1 buah

HEATER (E-116a)

Fungsi : untuk memanaskan larutan asam sulfat dari temperatur 30°C menjadi 80 °C sebelum masuk reaktor

Type : Double pipe heat exchanger

Dasar perhitungan

$$\text{Suhu feed masuk } (t_1) = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu feed keluar } (t_2) = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk } (T_1) = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar } (T_2) = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Rate liquid} = 59,00 \text{ kg/jam} = 130,08 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate steam} = 119,36 \text{ kg/jam} = 263,13 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas steam } (Q) &= 62821,402 \text{ kkal/jam} \\ &= 249133,1 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan

a. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 248 - 176 \\ &= 72 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 248 - 86 \\ &= 162 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= 110,98 \end{aligned}$$

karena proses isothermal, maka $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_t \times \Delta T_{\text{LMTD}} \\ &= 110,98 \end{aligned}$$

b. Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= 248 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

Dari tabel 8 Kern, hal 840 diperoleh untuk sistem aqueous solution trial UD antara 100-500 diambil trial UD = 100

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

$$= \frac{249133,098}{100 \times 110,98}$$

$$= 22,4477 \text{ ft}^2$$

karena harga $A < 120 \text{ ft}^2$ dipilih heat exchanger jenis DPHE dicoba ukuran pipa :

Anulus (tabel 6.2 hal 110 Kern)

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_{e'} = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa (tabel 11 hal 844, Kern)

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

Bagian anulus	Bagian pipa
$4 \text{ } G_{an} = \frac{m}{A_{an}} = \frac{130,0802}{0,02}$ $= 6393,021 \text{ lb/j ft}^2$ $NRe = \frac{D_e \times G_{an}}{\mu \times 2}$ $= \frac{0,0575 \times 6393,021}{1,4751 \times 2,42}$ $= 102,98$	$4' \text{ } G_p = \frac{m}{A_p} = \frac{263,13}{0,0233}$ $= 11310,711 \text{ lb/j ft}^2$ $Nre = \frac{D_e \times G_p}{\mu \times 2}$ $= \frac{0,1723 \times 11310,711}{0,320 \times 2,42}$ $= 2515,84$
5 JH = 7 (Kern Fig 24 hal 834)	5' -

Pada t_c 131 °F $C_p = 0,37$ Btu/lb.F (fig 2, hal.804. Kern) $k = 0,21$ (tabel 4, hal.800. Kern) $h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 9,6242$	6' Karena media panasnya adalah steam maka $h_{io} = 1500$ Btu/j.ft ²
----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------------------

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 9,6242}{1500 + 9,6242}$$

$$= 9,5629 \text{ Btu/j.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,001 \quad (\text{tabel 12 hal.845, Kern})$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{9,563 - U_d}{9,563 \times U_d}$$

$$U_d = 9,472$$

$$A = \frac{Q}{U D \times t}$$

$$= \frac{249133,098}{9,472 \times 110,98}$$

$$= 236,9831 \text{ ft}^2$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{236,98}{0,622} = 381,00 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{381,0018}{2 \times 20} = 9,525$$

$$= 8 \text{ buah}$$

Jadi panjang pipa baru = 320,00 ft

$$R_d \text{ baru} = \frac{320,00}{381} \times 0,001 = 0,00084$$

Bagian anulus	Bagian pipa
$N_{re\ an} = 102,98$ $f = 0,0004 \quad (\text{fig 26, Kern})$ $\Delta p_l = \frac{4f G_{an}^2 L}{2g \rho^2 D_{e'}}$ $= 114,87 \text{ lb/ft}^3$ $= 0,0000393$ $\Delta p_n = 2 \frac{V^2}{2g}$ $= \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$ $= 0,01546$ $\Delta p_n = 0,0000000012$ $\Delta p_{total} = (\Delta p_l + \Delta p_n) \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,000031 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>Rancangan memenuhi</p>	$1 \quad N_{re\ an} = 2515,8446$ $2 \quad f = 0,0001$ $3 \quad \Delta p_l = \frac{4f G_p^2 L}{2g \rho^2 D_i'}$ $\rho = 0,034 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta p_l = 0,003 < 2 \text{ psi}$ <p>Jadi rancangan memenuhi</p>

fungsi heater :

fungsi : Memanaskan asam sulfat hingga suhu 80°C

jenis : Double pipe heat exchanger

konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

luas : 62821,402 kkal/jam

aliran : 119,3555 kg/jam

bagian anulus :

luas anulus (A_{an}) : 2,93 in²

diameter dalam (D_e) : 1,57 in

diameter luar ($D_{e'}$) : 0,69 in

bagian pipa :

luas pipa (A_p) : 3,35 in²

diameter dalam (D_i) : 2,067 in

diameter luar (D_o) : 2,38 in

panjang pipa (L) : 320,00 ft

jumlah hairpin : 8 buah

HEATER (E-116b)

Fungsi : untuk memanaskan larutan asam metakrilat dari temperatur 30°C menjadi 80 °C sebelum masuk reaktor

Type : Double pipe heat exchanger

Dasar perhitungan

Suhu feed masuk (t_1)	=	30 °C	=	86 °F
Suhu feed keluar (t_2)	=	80 °C	=	176 °F
Suhu steam masuk (T_1)	=	120 °C	=	248 °F
Suhu steam keluar (T_2)	=	120 °C	=	248 °F
Rate liquid	=	2360,155 kg/jam	=	5203,198 lb/jam
Rate steam	=	272,710 kg/jam	=	601,216 lb/jam
Panas steam (Q)	=	143537,61 kkal/jam		
	=	569232,27 Btu/jam		

* Perhitungan

i. Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 248 - 176 \\ &= 72 \text{ °F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 248 - 86 \\ &= 162 \text{ °F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= 110,98\end{aligned}$$

karena proses isothermal, maka $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 110,98\end{aligned}$$

b. Menentukan suhu kaloric

$$\begin{aligned}T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= 248 \text{ °F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= 131 \text{ °F}\end{aligned}$$

c. Trial UD

Dari tabel 8 Kern, hal 840 diperoleh untuk sistem aqueous solution trial UD antara 100-500 diambil trial UD = 100

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\
 &= \frac{569232,2732}{100 \times 110,98} \\
 &= 51,2897 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

karena harga $A < 120 \text{ ft}^2$ dipilih heat exchanger jenis DPHE

dicoba ukuran pipa :

Anulus (tabel 6.2 hal 110 Kern)

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_e' = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa (tabel 11 hal 844, Kern)

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

Bagian anulus

$$G_{an} = \frac{m}{A_{an}} = \frac{5203,198}{0,02}$$

$$= 255720,3 \text{ lb/j ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{D_e \times G_{an}}{\mu \times 2}$$

$$= \frac{0,0575 \times 255720,3}{1,4751 \times 2,42}$$

$$= 4119,0$$

Bagian pipa

$$4' \quad G_p = \frac{m}{A_p} = \frac{601,216}{0,0233}$$

$$= 25843,306 \text{ lb/j ft}^2$$

$$N_{re} = \frac{D_i \times G_p}{\mu \times 2}$$

$$= \frac{0,1723 \times 25843,306}{0,320 \times 2,42}$$

$$= 5748,3$$

$$5' \quad JH = 18 \quad (\text{Kern Fig 24 hal 834})$$

$$5' \quad \text{Pada } t_c = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb.F}$$

(fig 2, hal.804. Kern)

$$k = 0,102$$

(tabel 4, hal.800. Kern)

$$h_o = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 35,2653$$

5' -

6' Karena media panasnya adalah steam

$$\text{maka } h_{io} = 1500 \text{ Btu/j.ft}^2$$

$$J_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 35,265}{1500 + 35,265}$$

$$= 34,455 \text{ Btu/j.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0 \quad (\text{tabel 12 hal.845, Kern})$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{34,455 - U_d}{34,455 \times U_d}$$

$$U_d = 33,308$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times t}$$

$$= \frac{569232,273}{33,308 \times 110,98}$$

$$= 153,988 \text{ ft}^2$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{153,99}{0,622} = 247,57 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{247,5692}{2 \times 20} = 6,1892$$

$$= 5 \text{ buah}$$

Jadi panjang pipa baru = 200,00 ft

$$R_d \text{ baru} = \frac{200,00}{247,57} \times 0,001 = 0,0081$$

Bagian anulus	Bagian pipa
1 Nre an = 4119,042	1 Nre an = 5748,3335
2 f = 0,0004 (fig 26, Kern)	2 f = 0
3 $\Delta p_l = \frac{4f G_{an}^2 L}{2g \rho^2 D_{e'}}$	3 $\Delta p_l = \frac{4f G_p^2 L}{2g \rho^2 D_i'}$
$\rho = 68,985 \text{ lb/ft}^3$	$\rho = 0,034 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta p_l = 0,11323$	$\Delta p_l = 0,009 < 2 \text{ psi}$
4 $\Delta p_n = \frac{2 V^2}{2g}$	Jadi rancangan memenuhi
$V = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	-
= 1,0297	
$\Delta p_n = 0,0000085$	

$\Delta p = (\Delta p_l + \Delta p_n) \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0542 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$	
--------------------------------------------------------------------------------------------------------	--

ancangan memenuhi

fungsi heater :

fungsi : Memanaskan asam metakrilat hingga suhu 80°C

tipe : Double pipe heat exchanger

material konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

debit panas : 143537,61 kkal/jam

debit steam : 272,7097 kg/jam

luas anulus :

luas anulus (Aan) : 2,93 in²

diameter dalam (De) : 1,57 in

diameter luar (De') : 0,69 in

luas pipa :

luas pipa (Ap) : 3,35 in²

diameter dalam (Di) : 2,067 in

diameter luar (Do) : 2,38 in

panjang pipa (L) : 200,00 ft

jumlah hairpin : 5 buah

HEATER (E-116c)

fungsi : untuk memanaskan larutan butanol dari temperatur 30°C menjadi 80 °C sebelum masuk reaktor

tipe : Double pipe heat exchanger

dasar perhitungan

suhu feed masuk (t₁) = 30 °C = 86 °F

suhu feed keluar (t₂) = 80 °C = 176 °F

suhu steam masuk (T₁) = 120 °C = 248 °F

suhu steam keluar (T₂) = 120 °C = 248 °F

debit liquid = 3155,527 kg/jam = 6956,675 lb/jam

debit steam = 221,7137 kg/jam = 488,790 lb/jam

panas steam (Q) = 116696,42 kkal/jam

= 462787,2 Btu/jam

Perhitungan

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}\Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\ &= 248 - 176 \\ &= 72 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\ &= 248 - 86 \\ &= 162 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= 110,98\end{aligned}$$

karena proses isothermal, maka $F_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 110,98\end{aligned}$$

1. Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. Trial UD

Dari tabel 8 Kern, hal 840 diperoleh untuk sistem aqueous solution trial UD antara 200-700 diambil trial UD = 200

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\ &= \frac{462787,205}{200 \times 110,98} \\ &= 20,849 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

karena harga $A < 120 \text{ ft}^2$ dipilih heat exchanger jenis DPHE

dicoba ukuran pipa :

Anulus (tabel 6.2 hal 110 Kern)

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_e' = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa (tabel 11 hal 844, Kern)

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

Bagian anulus	Bagian pipa
$G_{an} = \frac{m}{A_{an}} = \frac{6956,675}{0,02}$ $= 341898,01 \text{ lb/j ft}^2$ $NRe = \frac{D_e \times G_{an}}{\mu \times 2}$ $= \frac{0,0575 \times 341898,01}{1,4751 \times 2,42}$ $= 5507,2$	$4' \quad G_p = \frac{m}{A_p} = \frac{488,790}{0,0233}$ $= 21010,676 \text{ lb/j ft}^2$ $Nre = \frac{D_e \times G_p}{\mu \times 2}$ $= \frac{0,1723 \times 21010,676}{0,320 \times 2,42}$ $= 4673,4$
<p>5 JH = 21 (Kern Fig 24 hal 834)</p> <p>6 Pada tc 131 °F</p> <p>Cp = 0,72 Btu/lb.F (fig 2, hal.804. Kern)</p> <p>k = 0,095 (tabel 4, hal.800. Kern)</p> $h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $= 46,957$	<p>5' -</p> <p>6' Karena media panasnya adalah steam maka hio = 1500 Btu/j.ft²</p>

$$7 \quad U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 46,957}{1500 + 46,957}$$

$$= 45,5312 \text{ Btu/j.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$3 \quad R_d = 0,001 \quad (\text{tabel 12 hal.845, Kern})$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{45,531 - U_d}{45,531 \times U_d}$$

$$U_d = 43,548$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times t}$$

$$= \frac{462787,205}{43,548 \times 110,98}$$

$$= 95,752 \text{ ft}^2$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{95,752}{0,622} = 153,94 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{153,943}{2 \times 20} = 3,8486$$

$$= 2 \text{ buah}$$

Jadi panjang pipa baru = 80,00 ft

$$d \text{ baru} = \frac{80,00}{153,94} \times 0,001 = 0,0052$$

Bagian anulus	Bagian pipa
1 Nre an = 5507,159	1 Nre an = 4673,4102
2 f = 0,0004 (fig 26, Kern)	2 f = 0,0001
3 $\Delta p_l = \frac{4f G_{an}^2 L}{2g \rho^2 D_e'}$	3 $\Delta p_l = \frac{4f G_p^2 L}{2g \rho^2 D_i'}$
$\rho = 50,568 \text{ lb/ft}^3$	$\rho = 0,034 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta p_l = 0,2342$	$\Delta p_l = 0,004 < 2 \text{ psi}$
4 $\Delta p_n = \frac{2 V^2}{2g}$	Jadi rancangan memenuhi
$V = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= 1,878$	
$\Delta p_n = 0,0000388$	
5 total = $(\Delta p_l + \Delta p_n) \times \frac{\rho}{144}$	
$= 0,0823 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$	
Rancangan memenuhi	

Spesifikasi heater :

Fungsi : Memanaskan butanol hingga suhu 80°C

Type : Double pipe heat exchanger

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

Kapasitas : 116696,42 kkal/jam

Rate steam : 221,7137 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²

Diameter dalam (De) : 1,57 in

diameter luar (D_e) : 0,69 in
 diameter pipa :
 luas pipa (A_p) : 3,35 in²
 diameter dalam (D_i) : 2,067 in
 diameter luar (D_o) : 2,38 in
 panjang pipa (L) : 80,00 ft
 jumlah hairpin : 2 buah

HEATER (E-116d)

fungsi : untuk memanaskan larutan hidroquinon dari temperatur 30°C menjadi
 80 °C sebelum masuk reaktor

type : Double pipe heat exchanger

dasar perhitungan

suhu feed masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F
 suhu feed keluar (t_2) = 80 °C = 176 °F
 suhu steam masuk (T_1) = 120 °C = 248 °F
 suhu steam keluar (T_2) = 120 °C = 248 °F
 laju liquid = 4,72 kg/jam = 10,406 lb/jam
 laju steam = 0,1212 kg/jam = 0,2672 lb/jam
 panas steam (Q) = 63,801 kkal/jam
 = 253,02 Btu/jam

perhitungan

Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned}
 \Delta t_1 &= T_1 - t_2 \\
 &= 248 - 176 \\
 &= 72 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta t_2 &= T_2 - t_1 \\
 &= 248 - 86 \\
 &= 162 \text{ °F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\
 &= 110,98
 \end{aligned}$$

karena proses isothermal, maka $F_t = 1$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= F_t \times \Delta T_{LMTD} \\
 &= 110,98
 \end{aligned}$$

Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial UD

Dari tabel 8 Kern, hal 840 diperoleh untuk sistem aqueous solution trial UD antara 200-700 diambil trial UD = 200

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

$$= \frac{253,0195}{200 \times 110,98}$$

$$= 0,0114 \text{ ft}^2$$

karena harga $A < 120 \text{ ft}^2$ dipilih heat exchanger jenis DPHE

dicoba ukuran pipa :

Anulus (tabel 6.2 hal 110 Kern)

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_e' = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa (tabel 11 hal 844, Kern)

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

Bagian anulus		Bagian pipa	
4	$G_{an} = \frac{m}{A_{an}} = \frac{10,406}{0,02}$	4'	$G_p = \frac{m}{A_p} = \frac{0,267}{0,0233}$
	$= 511,407 \text{ lb/j ft}^2$		$= 11,486 \text{ lb/j ft}^2$
	$NRe = \frac{D_e \times G_{an}}{\mu \times 2}$		$Nre = \frac{D_e \times G_p}{\mu \times 2}$
	$= \frac{0,0575 \times 511,41}{1,4751 \times 2,42}$		$= \frac{0,1723 \times 11,486}{0,320 \times 2,42}$
	$= 8,2375$		$= 2,5547$

$$\begin{aligned}
 JH &= 3 \quad (\text{Kern Fig 24 hal 834}) \\
 \text{Pada } t_c &= 131 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 C_p &= 0,269 \text{ Btu/lb.F} \\
 &\quad (\text{fig 2, hal.804. Kern}) \\
 k &= 0,095 \quad (\text{tabel 4, hal.800. Kern})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_o &= JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 4,831
 \end{aligned}$$

5' -
6' Karena media panasnya adalah steam
maka hio = 1500 Btu/j.ft²

$$\begin{aligned}
 7 \text{ } U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1500 \times 4,831}{1500 + 4,831} \\
 &= 4,8159 \text{ Btu/j.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$8 \text{ } R_d = 0,001 \quad (\text{tabel 12 hal.845, Kern})$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{4,816 - U_d}{4,816 \times U_d} \\
 U_d &= 4,793
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times t} \\
 &= \frac{253,020}{4,793 \times 110,98} \\
 &= 0,4757 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{0,4757}{0,622} = 0,7647 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah hairpin} &= \frac{0,7647}{2 \times 20} = 0,0191 \\
 &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Jadi panjang pipa baru = 40,00 ft

$$R_d \text{ baru} = \frac{40,00}{0,7647} \times 0,001 = 0,5231$$

Bagian anulus	Bagian pipa
$Nre\ an = 8,238$ $f = 0,0004$ (fig 26, Kern) $\Delta pl = \frac{4f\ Gan^2\ L}{2g\ \rho^2\ De'}$ $\rho = 83,032\ lb/ft^3$ $\Delta pl = 0,000000000966$ $\Delta pn = \frac{2\ V^2}{2g}$ $V = \frac{Gan}{3600 \times \rho}$ $= 0,00171$ $\Delta pn = 0,000000000196$ $total = (\Delta pl + \Delta pn) \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0000000006\ psi < 10\ psi$ Rancangan memenuhi	$1\ Nre\ an = 2,5547$ $2\ f = 0,0001$ $3\ \Delta pl = \frac{4f\ Gp^2\ L}{2g\ \rho^2\ Di'}$ $\rho = 0,0339\ lb/ft^3$ $\Delta pl = 0,000000000052 < 2\ psi$ Jadi rancangan memenuhi

Spesifikasi heater :

fungsi : Memanaskan hidroquinon hingga suhu 80°C

type : Double pipe heat exchanger

material konstruksi : Carbon steel SA 53 grade B

kapasitas : 63,80 kkal/jam

rate steam : 0,1212 kg/jam

Bagian anulus :

Luas anulus (Aan) : 2,93 in²

Diameter dalam (De) : 1,57 in

Diameter luar (De') : 0,69 in

Bagian pipa :

Luas pipa (Ap) : 3,35 in²

Diameter dalam (Di) : 2,067 in

Diameter luar (Do) : 2,38 in

Panjang pipa (L) : 40,00 ft

Jumlah hairpin : 1 buah

'ANGKI PENGECER H₂SO₄ (M-117)

Fungsi : untuk mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi H₂SO₄ 94%

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished

Kondisi operasi : - tekanan = 1 atm
- suhu = 30 °C

Perancangan Bejana

Dasar perancangan meliputi :

Bahan bejana : Carbon Steels SA-212 Grade B
 Allowable stress (f) : 17500
 Faktor korosi : 2/16 in
 Jenis pengelasan : Double welded but joint, E=0,8
 Waktu tinggal : 0,50 jam
 Rate bahan masuk : 5579,41 kg/jam = 12300,37 lb/jam
 Densitas bahan : 114,87 lb/ft³
 Rate H₂O yang ditambahkan : 237,42 kg/jam = 523,416 lb/jam
 Densitas H₂O : 62,16 lb/ft³

Perhitungan bejana

Menentukan volume bejana

Bahan masuk tangki :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik air} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{523,42}{62,160} \\ &= 8,4204 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan (asam sulfat)} &= \frac{12300,37}{114,87} \\ &= 107,08 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

*** Rate volumetrik setelah pengenceran**

$$\begin{aligned} Q &= Q(\text{bahan}) + Q(\text{H}_2\text{O}) \\ &= 8,4204 \text{ ft}^3/\text{jam} + 107,08 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 115,5001 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

*** Volume liquid dalam tangki**

$$\begin{aligned} V &= \text{rate volumetrik} \times 0,5000 \text{ jam} \\ &= 115,50 \times 0,5000 \\ &= 57,750 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume total tangki

$$\text{Volume liquid} = 80 \% \text{ volume total tangki}$$

$$V_t = \frac{57,8}{0,8}$$

$$= 72,19 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat bahan masuk} &= \text{berat bahan masuk dari storage} + \text{berat air} \\ &= 12300,367 \text{ lb/jam} + 523,416 \text{ lb/jam} \\ &= 12823,783 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{(m \times \rho)_{\text{air}} + (m \times \rho)_{\text{bahan dari storage}}}{\text{berat total}} \\ &= \frac{523,4161 \times 62,16 + 12300,367 \times 114,87}{12823,7834} \\ &= 112,7197 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{* Viskositas } (\mu) &= \frac{(m \times \mu)_{\text{air}} + (m \times \mu)_{\text{bahan dari storage}}}{\text{berat total}} \\ &= \frac{523,4161 \times 1,935 + 12300,367 \times 2,782}{12823,78} \\ &= 2,747 \text{ lb/ft.jam} = 0,0008 \text{ lb/ft.dtk} \end{aligned}$$

2 Menentukan dimensi tangki

* Diameter silinder

$$\text{Asumsi } L_s = 2 D_i$$

$$\text{Volume total tangki} = 72,1875 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,0847 D_i^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 D_i^3 \quad (\text{standard dished})$$

$$\text{Volume shell} = \frac{1}{4} \pi D_i^2 L_i = 1,1775 D_i^3$$

$$\text{Volume total tangki} = V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}}$$

$$57,750 = 1,347 D_i^3$$

$$D_i = 3,500 \text{ ft}$$

$$= 42,001 \text{ in}$$

* Menentukan tinggi liquid dalam silinder (L_i)

$$\text{Volume liquid} = 0,0847 D_i^3 + \frac{1}{4} \pi D_i^2 L_i$$

$$57,750 = 3,6316 + 9,6164 L_i$$

$$L_i = 5,6277 \text{ ft}$$

* Menentukan tekanan design

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \text{hidrostatik} &= \frac{\rho (L_i - 1)}{144} \\ &= \frac{112,72 \text{ lb/ft}^3 (5,6277 - 1)}{144} \\ &= 3,622 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 3,622 + 14,696 - 14,696 \\ &= 3,622 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan tebal silinder

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \cdot D_i}{2(f_e - 0,61P_i)} + C \\ &= \frac{3,622 \times 42,001}{2 \times 17500 \times (1 - 0,6 \times 3,622)} + \frac{2}{16} \\ &= 0,1304 \text{ in} \times (16/16) \text{ in} \\ &= 2,0870 / 16 \text{ in} \approx 3 / 16 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + (2 \times t_s) \\ &= 42,001 + 2 \times 3 / 16'' \\ &= 42,376 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D_o \text{ baru} = 42,376 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\ &= 42,376 - 2 \times 3 / 16'' \\ &= 42,00 \text{ in} = 1,0668 \text{ m} = 3,5000 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi silinder Ls

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \times D_i \\ &= 1,5 \times 42,00 \text{ in} \\ &= 63,001 \text{ in} = 1,600 \text{ m} = 5,2501 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menentukan tebal tutup bawah

$$r = D_i = 42,00 \text{ in} = 1,0668 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f E - 0,1 P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 3,622 \times 42,00}{17500 \times 0,8 - 0,1 \times 3,622} + \frac{2}{16} \\ &= 0,1346 \times (16/16) \text{ in} \\ &= 2,1539 / 16 \text{ in} \approx 3 / 16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{ha} = t_{hb}$$

lenentukan tinggi tutup bawah

$$icr = 0,06 \times Di = 0,06 \times 42,00 \\ = 2,5201$$

$$AB = Di - icr \\ = 18,480 \text{ in}$$

$$BC = r - icr \\ = 39,481 \text{ in}$$

$$b = r \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ = 42,00 - 34,889 \\ = 7,112 \text{ in}$$

tinggi flange (sf) 2 in

$$\text{tinggi tutup (ha)} = tha + b + sf \\ = 0,1346 + 7,112 + 2$$

$$ha = hb = 9,247 \text{ in}$$

$$\text{tinggi tangki} = t \text{ silinder} + t \text{ tutup atas} + t \text{ tutup bawah} \\ = 63,001 + 9,247 + 9,247 \\ = 81,495 \text{ in} = 2,0700 \text{ m} = 6,791 \text{ ft}$$

Perancangan pengaduk

Menentukan dimensi pengaduk

* Diameter pengaduk (Da)

$$0,3 = \frac{Da}{Dt} \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.4-1 hal.144})$$

$$\text{Dimana } Dt = \text{diameter silinder} = 3,500 \text{ ft}$$

$$Da = 0,3 \times Dt \\ = 1,05 \text{ ft}$$

* Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$$\frac{1}{3} = \frac{C}{Da}$$

$$C = 1/3 \times Da \\ = 1,05 \text{ ft}$$

* Panjang pengaduk (L)

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

$$L = 0,25 \times Da \\ = 0,2625 \text{ ft}$$

Lebar pengaduk (W)

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

$$W = 0,2 \times Da$$

$$= 0,21 \text{ ft}$$

* Lebar baffle (J)

$$\frac{1}{12} = \frac{J}{Dt}$$

$$J = 1/12 \times Dt$$

$$= 0,2917 \text{ ft}$$

* Menentukan jenis pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis
Flat six blade turbine with disk

* Jumlah pengaduk (N_p)

$$N_p = \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2}$$

$$= \frac{5,6277}{2 \times 1,0500^2}$$

$$= 1,021 \approx 1 \text{ buah}$$

* Daya pengaduk

$$N_{re} = \frac{Da^2 N_p \rho}{\mu}$$

Dimana : (perry, 19-6)

$N =$ kecepatan putar pengaduk $\text{dir} = 60 \text{ rpm}$

$$N_{re} = \frac{1,050^2 \times 1 \times 112,72}{0,0008}$$

$$= 162840,7805 \text{ (turbulen)}$$

Berdasarkan tabell 9-2 Mc. Cabe, hal : 245, $mal K_t = 1$

$n = 60 \text{ rpm} = 1 \text{ rps}$

$$P = \frac{K_t n^3 Da^5 \rho}{gc}$$

$$= \frac{1 \times 1^3 \times 1,0500^5 \times 112,72}{32,174}$$

$$= 4,4716 \text{ lb ft/s}$$

$$= 0,0813 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi tangki pengencer

Fungsi	: mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi H_2SO_4 94%
Tipe	: silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished
Bahan Konstruksi	: Carbon Steels SA-212 Grade B
Tipe Pengelasan	: <i>Double welded but joint, E=0,8</i>
Volume tangki (V_T)	: 72,188 ft ³
Diameter dalam (D_i)	: 42,00 in
Diameter Luar (D_o)	: 42,376 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3 /16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 63,001 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,135 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 9,247 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	: 0,1346 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 9,247 in
Tinggi tangki	: 81,4951 in
Jumlah	: 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (D_a)	: 1,050 ft
Lebar (W)	: 0,210 ft
Panjang (L)	: 0,263 ft
Tinggi pengaduk dari dasar tangki	: 1,050 ft
Lebar Baffle (J)	: 0,2917 ft
Jenis Pengaduk	: <i>Flat six blade turbine with disk</i>
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Daya Pengaduk	: 1 hp

16. REAKTOR ESTERIFIKASI (R-110)

Jenis	: Fixed-Bed Multi Tubular Reaktor
Kode Alat	: R-110
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara asam metakrilat dan butanol membentuk butil metakrilat
Bentuk	: Kolom silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished
Prinsip kerja	: Umpan asam metakrilat dan butanol yang berupa liquida masuk melewati nozzle atas, dalam tube akan terjadi kontak antara liquida dengan dimana produk keluar melalui nozzle pengeluaran bawah.

Reaksi yang bersifat Eksotermis menyebabkan dibutuhkannya air pendingin yang disirkulasikan pada bagian Shell.

impulan dimensi Reaktor :

Bagian Silinder

- Diameter Luar Silinder (Do) = 0,0000 m
- Diameter Dalam Silinder (Di) = ##### m
- Tinggi Silinder (Ls) = 0,0000 m
- Tebal Silinder (ts) = 0,0000 m
- Tebal tutup atas (tha) = ft m
- Tebal tutup bawah (thb) = ft m
- Tinggi tutup atas (ha) = 0,0000 m
- Tinggi tutup atas (ha) = 0,0000 m
- Tinggi Reaktor = 0,0000 m

2. Bagian Pengaduk

- Type = *gpm*
- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
- Diameter Impeler (Da) = 0,0000 m
- Tinggi Impeler diatas tangki (C) = 0,0000 m
- Lebar Impeler (W) = 0,45 m
- Panjang Impeler (L) = 0,0000 m
- Lebar Baffle (J) = 0,0000 m
- Jumlah Pengaduk (np) = = buah
- Daya (P) = = hp
- Panjang Poros (L) = 0,0000 m
- Diameter Poros (D) = 0,0000 m

3. Nozzle

a. 0

- Diameter dalam (di) = 0,0000 m
- Diameter luar (do) = 2,0000 m
- Schedule = 40
- Luas (A) = x m²
- Jenis Aliran = Laminer

b. 2a.gc

- Diameter dalam (di) = 0,0000 m
- Diameter luar (do) = 0,0000 m
- Schedule = 80
- Luas (A) = 0,000E+00 m²

- Jenis Aliran = Turbulen

c. A

- Diameter dalam (di) = 0,0000 m
- Diameter luar (do) = 0,0000 m
- Schedule = 80
- Luas (A) = 0,000E+00 m²
- Jenis Aliran = Laminer

d. 5.

- Diameter dalam (di) = 0,0000 m
- Diameter luar (do) = 0,0000 m

e. 1

- Diameter dalam (di) = 3,5000 in
- Diameter luar (do) = 1,3750 in

f. 0

- Diameter dalam (di) = 3,5000 in
- Diameter luar (do) = 1,3750 in

4. Jaket Pemanas

- Bahan Konstruksi = 0
- Tebal Silinder (ts) = 0,0000 m
- Diameter Dalam Silinder (Di) = 0,0000 m
- Diameter Luar Silinder (Do) = 0,0000 m
- Tekanan Internal tangki (Pi) = 0,0000 psig
- Stress yang diijinkan (f) = ft lbm/in²
- Faktor korosi (C) = 0,0000 m

5. Flange

- Bahan Konstruksi = 20
- Tensile strength minimum = 5 psia
- Stress yang diijinkan (f) = 0 lbm/in²
- Type = ft
- Tebal = 0,0000 m

6. Bolting

- Bahan Konstruksi = 0
- Tensile strength minimum = 0 psia
- Stress yang diijinkan (f) = 0 lbm/in²
- Ukuran baut = 0 in
- Jumlah baut = 0 buah
- Bolt spacing minimum (Bs) = ft in

- Min. Radial distance (R) = 0 in
- Edge distange (E) = 0 in

Gasket

- Bahan Konstruksi = 0
- Gasket faktor = Ud
- Min. Design seating stress (y) = Ud psia
- Lebar = 0 in

Penyangga

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 8 x 4 in
- Nominal size = 0 in
- Berat = 0,0 lb
- Area of Section (Ay) = 30 in²
- Dept of beam (h) = 80 in
- Width of Flange (b) = ## in
- Axis (r) = 120,00 in
- I 1-1 = kg/jam in
- Tinggi Penyangga = 0,0000 in
- Jumlah penyangga = 0 buah

9. Base Plate

- Panjang base plate (p) = 0,0000 in
- Lebar base plate (l) = 0,0000 in
- Luas penampang (Abp) = 0,0000 in²
- Tebal (tbp) = 0,1212 in
- Ukuran baut = 0 in
- Root area = 0,0000 in
- Bolt spacing minimum (Bs) = 0 in
- Min. Radial distance (R) = 0 in
- Edge distange (E) = 0 in
- Nut dimension = 0 in
- Max. Fillet radius = 0 in

10. Lug dan Gusset**a. Lug**

- Lebar = 0,0000 in
- Tebal = in in
- Tinggi = 1,6002 in

b. Gusset

- Tebal = in in
- Tinggi = + in

1. Pondasi

- Luas pondasi atas = 0 x 0 in
- Luas pondasi bawah = 0 x 0 in
- Tinggi = 0 in
- Bahan konstruksi pondasi = 0

i. COOLER (E-118)

Fungsi : untuk mendinginkan liquida yang keluar dari reaktor dari temperatur 80 °C sampai 35 °C

Type : Double pipe heat exchanger

* Dasar perhitungan

- Suhu feed masuk (t_1) = 80 °C = 176 °F
- Suhu feed keluar (t_2) = 35 °C = 95 °F
- Suhu air masuk (T_1) = 30 °C = 86 °F
- Suhu air keluar (T_2) = 60 °C = 140 °F
- Rate liquid = 5579,41 kg/jam = 12300,3673 lb/jam
- Rate air = 4575,559 kg/jam = 10087,2774 lb/jam
- (Q) air pendingin = 136992,25 kkal/jam = 543275,1031 Btu/jam

* Perhitungan

1 Menentukan ΔT_{LMTD}

$$\Delta t_1 = 36 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = 9 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)}$$

$$= 19,4764$$

2 Menentukan suhu kaloric

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 113 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 135,5 \text{ °F}$$

3 Trial UD

Dari tabel 8 Kern, hal 840 diperoleh untuk sistem trial UD antara 200-500

diambil trial UD = 200

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

$$= \frac{136992,25}{200 \times 19,4764}$$

$$= 35,1688 \text{ ft}^2$$

karena harga $A < 120 \text{ ft}^2$ dipilih heat exchanger jenis DPHE

dicoba ukuran pipa :

Anulus (tabel 6.2 hal 110 Kern)

$$A_{an} = 2,93 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

$$D_e' = 0,69 \text{ in} = 0,0575 \text{ ft}$$

Pipa (tabel 11 hal 844, Kern)

$$A_p = 3,35 \text{ in}^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

$$D_i = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$D_o = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$A'' = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

Bagian anulus	Bagian pipa
$G_{an} = \frac{m}{A_{an}} = \frac{12300,3673}{0,02}$ $= 604523,17 \text{ lb/j ft}^2$ $NRe = \frac{D_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,0575 \times 604523,17}{2,2836 \times 2,42}$ $= 6289,9240$	$G_p = \frac{m}{A_p} = \frac{10087,277}{0,0233}$ $= 433602,37 \text{ lb/j ft}^2$ $NRe = \frac{D_e \times G_p}{\mu \times 2,42}$ $= \frac{0,1723 \times 433602,4}{0,678 \times 2,42}$ $= 45520,3737$
5 JH = 35 (Kern Fig 24 hal 834) 6 Pada t_c 135,5 °F $C_p = 0,59 \text{ Btu/lb.F}$	5' JH = 150 6' Pada T_c 113 °F $C_p = 1 \text{ Btu/lb.F}$ $k = 0,381$
$k = 0,135$	$h_i = JH \frac{k}{d_e} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$

$h_o = JH \frac{k}{de} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$ $= 77,7552$	$= 402,061$ $h_{io} = h_i \frac{d_i}{d_o}$ $= 402,0610 \times \frac{0,1723}{0,1983}$ $= 349,1849 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{F}$
--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

$$7 \quad U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{349,18 \times 77,7552}{349,18 + 77,7552}$$

$$= 63,5943 \text{ Btu/j.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$8 \quad R_d = 0,001 \quad (\text{tabel 12 hal.845, Kern})$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{63,5943 - U_D}{63,5943 \times U_D}$$

$$U_D = 59,792$$

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

$$= \frac{136992,25}{59,792 \times 19,4764}$$

$$= 117,6375 \text{ ft}^2$$

Panjang pipa ekonomis (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{117,6375}{0,0518} = 2269,53 \text{ ft}$$

Ukuran pipa 20 ft tiap gabungan 2 pipa

$$\text{Jumlah hairpin} = \frac{2269,53}{2 \times 20} = 56,738$$

$$= 55 \text{ buah}$$

Jadi panjang pipa baru = 2200 ft

$$R_d \text{ baru} = \frac{2200}{2269,5} \times 0,001 = 0,0097 \quad (\text{memenuhi})$$

Bagian anulus	Bagian pipa
1 Nre an = 6289,9240	1 Nre an = 45520,3737
2 f = 0,00012 (fig 26, Kern)	2 f = 0,00015
3 $\Delta p_l = \frac{4f G a_n^2 L}{2g \rho^2 D e'}$	3 $\Delta p_l = \frac{4f G p^2 L}{2g \rho^2 D i'}$
$\rho = 87,358 \text{ lb/ft}^3$	$\rho = 62,651 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta p_l = 1,085$	$\Delta p_l = 0,01 < 10 \text{ psi}$
4 $\Delta p_n = 2 \frac{V^2}{2g}$	

$$V = \frac{G_{an}}{3600 \times \rho}$$

$$= 1,9222407$$

$$\Delta p_n = 0,000023$$

$$5 \quad \Delta p_{total} = (\Delta p_l + \Delta p_n) \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,658 < 10 \text{ psi}$$

Rancangan memenuhi

18. POMPA (L-122)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage NaOH ke pengencer.

Type : Pompa centrifugal

Kondisi operasi

Suhu = 30 °C

Tekanan = 1 atm

* Dasar Perhitungan

$$\text{Rate bahan masuk (m)} = 50,0 \text{ kg/jam}$$

$$= 110,23 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 95,00 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{liquid}} = 90 \text{ cP} = 217,72 \text{ lb/ft.jam}$$

* Menentukan rate volumetrik

$$Q = \frac{\text{rate massa}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$Q = \frac{110,230 \text{ lb/jam}}{95,000 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,16 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0003 \text{ ft}^3/\text{detik} = 0,145 \text{ gpm}$$

Asumsi aliran fluida turbulen, maka digunakan:

$$\text{ID optimal} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhouse, pers 15, hal 496})$$

$$= 3 \times (0,0003)^{0,36} \times (217,72)^{0,18}$$

$$= 0,437 \text{ in}$$

standardisasi ID = 1 in sch 40 (Geankoplis, App A5 hal 892)

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,0334 \text{ m} = 0,1096 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,05 \text{ in} = 0,0266 \text{ m} = 0,0873 \text{ ft}$$

$$A = 0,0060 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan aliran liquida

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1,16 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,023 \text{ ft}^2} \\
 &= 49,799 \text{ ft/jam} \\
 &= 0,014 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

Reynold number

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{D v \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,0873 \text{ ft} \times 0,014 \text{ ft/jam} \times 95,00 \text{ lb/ft}^3}{217,72 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 0,00053 > 2100 \quad (\text{memenuhi syarat laminar})
 \end{aligned}$$

faktor turbulen $\alpha=0,5$ (geankoplis hal 93)

Dari fig 2.10-3 Geankoplis didapatkan bahan pipa yang digunakan commercial steel

$$\varepsilon = 0,000046$$

$$\varepsilon/D = 0,0017$$

$$\text{diperoleh } f = 0,0055$$

Menentukan panjang pipa

Asumsi : (tabel 2.10-2 Geankoplis, hal 93)

$$\text{- Panjang pipa lurus} = 40 \text{ ft}$$

$$\text{- elbow } 90^\circ \text{ sebanyak 3buah}$$

$$L/D = 35$$

$$L \text{ elbow} = 32 \text{ ID}$$

$$= 32 \times 3 \times 0,0873$$

$$= 8,378 \text{ ft}$$

$$\text{- gate valve sebanyak 1 buah}$$

$$L/D = 9$$

$$L \text{ gate valve} = 9 \text{ ID}$$

$$= 9 \times 1 \times 0,0873$$

$$= 0,79 \text{ ft}$$

$$\text{- globe valve sebanyak 1 buah}$$

$$L/D = 300$$

$$L \text{ globe valve} = 300 \text{ ID}$$

$$= 300 \times 1 \times 0,0873$$

$$= 26,181 \text{ ft}$$

Panjang total sistem perpipaan

$$\begin{aligned} L &= L \text{ pipa lurus} + L \text{ elbow} + L \text{ gate valve} + L \text{ globe valve} \\ &= 40 + 8,378 + 0,7854 + 26,181 \\ &= 6890,951 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan friction loss

1. friksi pada pipa

$$\begin{aligned} F_f &= \frac{4f v^2 \Delta L}{2gc D} \\ &= \frac{4 \times 0,0055 \times 0,0138^2 \times 6890,951}{2 \times 32,174 \times 0,0873} \\ &= 0,01 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

2. kontraksi

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(A_2/A_1 dianggap 0 karena $A_2 \gg A_1$)

$$\text{maka : } K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{K_c v^2}{2gc} \\ &= \frac{0,55 \times 0,0138^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0000 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

3. ekspansi

$$\begin{aligned} K_{ex} &= (1 - A_1/A_2)^2 \\ &= (1 - 0)^2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= \frac{K_{ex} v^2}{2gc} \\ &= \frac{1 \times 0,0138^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,0000 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

4. elbow 90°

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{3 K_f v^2}{2gc} \\ &= \frac{3 \times 0,75 \times 0,0138^2}{2 \times 32,174} \\ &= 0,000007 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

5. pada 1 globe valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{6 \times 0,0138^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,000018 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. pada 1 gate valve wide open

$$h_f = \frac{K_f v^2}{2gc}$$

$$= \frac{0,17 \times 0,0138^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0000005 \text{ lbf.ft/lbm}$$

sehingga:

$$\Sigma F = F_f + h_c + h_{ex} + h_f$$

$$= 0,0052 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Direncanakan

$$\Delta Z = 20 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 0 \text{ (karena } P_1=P_2 \text{ pada tekanan 1 atm)}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/dtk (karena diameter tangki jauh} \gg \gg \text{diameter pipa)}$$

$$v_2 = 0,0138 \text{ ft/dtk}$$

$$\alpha = 0,5$$

Dengan menggunakan persamaan Bernaulli:

$$\frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F = - W_s$$

$$\frac{0,0138^2}{1 \times 32,174} + 20 + 0 + 0,0052 = - W_s$$

$$W_s = 20,01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa

$$Whp = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{20,0052 \times 0,0003 \times 95,00}{550}$$

$$= 0,0011 \text{ HP}$$

Dari figure 14-37 hal 520 Timmerhaus didapat η pompa = 48 %

$$BHP = \frac{Whp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$= \frac{0,0011}{0,48}$$

$$= 0,0023 \text{ hp}$$

Dari figure 14.38 hal 521 Timmerhaus didapat $\eta = 80 \%$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,0023}{0,8}$$

$$= 0,0029 \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari tangki storage Asam sulfat ke reaktor
 Type : Centrifugal
 Bahan : Commercial steel
 Daya pompa : 1 hp
 Kapasitas : 0,145 gpm
 Ukuran pompa : 1 in sch 40
 Jumlah : 1 buah

19. TANGKI PENGECER NaOH (M-123)

Fungsi : untuk mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi NaOH 8%
 Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished
 Kondisi operasi : - tekanan = 1 atm
 - suhu = 30 °C

A Perancangan Bejana

Dasar perancangan meliputi :

Bahan bejana : Carbon Steels SA-212 Grade B
 Allowable stress (f) : 17500
 Faktor korosi : 1/16 in
 Jenis pengelasan : Double welded but joint, E=0,8
 Waktu tinggal : 1,00 jam
 Rate bahan masuk : 50,00 kg/jam = 110,23 lb/jam
 Densitas bahan : 95,00 lb/ft³
 Rate H₂O yang ditambahkan : 262,50 kg/jam = 578,708 lb/jam
 Densitas H₂O : 62,16 lb/ft³

B Perhitungan bejana

1 Menentukan volume bejana

* Bahan masuk tangki :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik air} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{578,71}{62,160} \\ &= 9,3099 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan (NaOH)} &= \frac{110,23}{95,00} \\ &= 1,16 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

* Rate volumetrik setelah pengenceran

$$\begin{aligned} Q &= Q(\text{bahan}) + Q(\text{H}_2\text{O}) \\ &= 9,3099 \text{ ft}^3/\text{jam} + 1,16 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 10,4702 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

* Volume liquid dalam tangki

$$\begin{aligned} V &= \text{rate volumetrik} \times 1,00 \text{ jam} \\ &= 10,47 \times 1,00 \\ &= 10,470 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

* Volume total tangki

$$\text{Volume liquid} = 80 \% \text{ volume total tangki}$$

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{10,470}{0,8} \\ &= 13,088 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat bahan masuk} &= \text{berat bahan masuk dari storage} + \text{berat air} \\ &= 110,230 \text{ lb/jam} + 578,708 \text{ lb/jam} \\ &= 688,938 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{(m \times \rho)_{\text{air}} + (m \times \rho)_{\text{bahan dari storage}}}{\text{berat total}} \\ &= \frac{578,7075 \times 62,16 + 110,230 \times 95,00}{688,938} \\ &= 67,4147 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{* Viskositas } (\mu) &= \frac{(m \times \mu)_{\text{air}} + (m \times \mu)_{\text{bahan dari storage}}}{\text{berat total}} \\ &= \frac{578,7075 \times 2,419 + 110,230 \times 217,72}{688,94} \\ &= 36,867 \text{ lb/ft.jam} = 0,0102 \text{ lb/ft.dtk} \end{aligned}$$

2 Menentukan dimensi tangki

* Diameter silinder

$$\text{Asumsi } L_s = 2 D_i$$

$$\text{Volume total tangki} = 13,0878 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,0847 D_i^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 D_i^3 \quad (\text{standard dished})$$

$$\text{Volume shell} = 1/4 \pi D_i^2 L_i = 1,1775 D_i^3$$

$$\text{Volume total tangki} = V \text{ tutup atas} + V \text{ tutup bawah} + V_{\text{silinder}}$$

$$13,088 = 1,347 D_i^3$$

$$D_i = 2,134 \text{ ft}$$

$$= 25,607 \text{ in}$$

Menentukan tinggi liquid dalam silinder (Li)

$$\text{Volume liquid} = 0,0847 D_i^3 + 1/4 \pi D_i^2 L_i$$

$$10,470 = 0,823 + 3,5746 L_i$$

$$L_i = 2,6988 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan design

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psia}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho (L_i - 1)}{144}$$

$$= \frac{67,41 \text{ lb/ft}^3 (2,6988 - 1)}{144}$$

$$= 0,795 \text{ psia}$$

$$P_i = P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}$$

$$= 0,795 + 14,696 - 14,696$$

$$= 0,795 \text{ psig}$$

* Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P_i D_i}{2(f_e - 0,61 P_i)} + C$$

$$= \frac{0,795 \times 25,607}{2 \times 17500 \times (1 - 0,6 \times 0,795)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0632 \text{ in} \times (16/16) \text{ in}$$

$$= 1,0116 / 16 \text{ in} \approx 2 / 16 \text{ in}$$

Standardisasi Do

$$D_o = D_i + (2 \times t_s)$$

$$= 25,607 + 2 \times 2 / 16$$

$$= 25,857 \text{ in}$$

$$D_o \text{ baru} = 25,857 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 Di &= Do - (2 \times ts) \\
 &= 25,857 - 2 \times 2/16'' \\
 &= 25,61 \text{ in} = 0,6504 \text{ m} = 2,1339 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tinggi silinder L_s

$$\begin{aligned}
 L_s &= 2,0 \times Di \\
 &= 2,0 \times 25,61 \text{ in} \\
 &= 51,214 \text{ in} = 1,301 \text{ m} = 4,2678 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup bawah

$$r = Di = 25,61 \text{ in} = 0,6504 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE - 0,1 P_i)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 0,795 \times 25,61}{17500 \times 0,8 - 0,1 \times 0,795} + \frac{2}{16} \\
 &= 0,1263 \times (16/16) \text{ in} \\
 &= 2,0206 / 16 \text{ in} \approx 3 / 16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{ha} = t_{hb}$$

Menentukan tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
 i_{cr} &= 0,06 \times Di = 0,06 \times 25,61 \\
 &= 1,5364
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= Di - i_{cr} \\
 &= 24,071 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - i_{cr} \\
 &= 24,071 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 25,61 - 0,000 \\
 &= 25,607 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{tinggi flange (sf)} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tutup (ha)} &= t_{ha} + b + sf \\
 &= 0,1263 + 25,607 + 2
 \end{aligned}$$

$$ha = hb = 27,734 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi tangki} &= t_{\text{silinder}} + t_{\text{tutup atas}} + t_{\text{tutup bawah}} \\
 &= 51,214 + 27,734 + 27,734 \\
 &= 106,68 \text{ in} = 2,710 \text{ m} = 8,890 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3 Perancangan pengaduk

a Menentukan dimensi pengaduk

- * Diameter pengaduk (
- D_a
-)

$$0,3 = \frac{D_a}{D_t} \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.4-1 hal.144})$$

Dimana D_t = diameter : 2,134 ft

$$\begin{aligned} D_a &= 0,3 \times D_t \\ &= 0,6402 \text{ ft} \end{aligned}$$

- * Jarak pengaduk dari dasar tangki (
- C
-)

$$\frac{1}{3} = \frac{C}{D_a}$$

$$\begin{aligned} C &= 1/3 \times D_a \\ &= 0,6402 \text{ ft} \end{aligned}$$

- * Panjang pengaduk (
- L
-)

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

$$\begin{aligned} L &= 0,25 \times D_a \\ &= 0,16 \text{ ft} \end{aligned}$$

- * Lebar pengaduk (
- W
-)

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

$$\begin{aligned} W &= 0,2 \times D_a \\ &= 0,128 \text{ ft} \end{aligned}$$

- * Lebar baffle (
- J
-)

$$\frac{1}{12} = \frac{J}{D_t}$$

$$\begin{aligned} J &= 1/12 \times D_t \\ &= 0,1778 \text{ ft} \end{aligned}$$

- * Menentukan jenis pengaduk

Dari perbandingan D_a/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis
Flat six blade turbine with disk

- * Jumlah pengaduk (
- N_p
-)

$$N_p = \frac{\text{tinggi liquida dalam silinder}}{2 D_a^2}$$

$$= \frac{2,6988}{2 \times 0,6402^2} = 1,317 \approx 1 \text{ buah}$$

* Daya pengaduk

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

Dimana : (perry, 19-6)

N = kecepatan putar pengaduk direncanakan = 60 rpm

$$Nre = \frac{0,6402^2 \times 1 \times 67,415}{36,8670}$$

$$= 0,749399 \quad (\text{laminer})$$

Berdasarkan tabell 9-2 Mc. Cabe, hal : 245, maka : Kt = 6,3

n = 60 rpm = 1 rps

$$P = \frac{Kt n^3 Da^5 \rho}{gc}$$

$$= \frac{6 \times 1^3 \times 0,6402^5 \times 67,415}{32,174}$$

$$= 1,4 \quad \text{lb ft/s}$$

$$= 0,026 \quad \text{hp} \approx 1 \quad \text{hp}$$

Spesifikasi tangki pengencer

Fungsi : mengencerkan produk dengan air sampai konsentrasi NaOH 8%

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard dished

Bahan Konstruksi : Carbon Steels SA-212 Grade B

Tipe Pengelasan : *Double welded but joint, E=0,8*

Volume tangki (V_T) : 13,088 ft³

Diameter dalam (D_i) : 25,61 in

Diameter Luar (D_o) : 25,857 in

Tebal Silinder (t_s) : 2 /16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 51,214 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,126 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 27,734 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 0,126 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 27,734 in

Tinggi tangki : 106,68 in

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter (Da) : 0,640 ft

Lebar (W) : 0,128 ft

Panjang (L) : 0,160 ft

Tinggi pengaduk dari das: : 0,640 ft

- Lebar Baffle (J) : 0,1778 ft
 Jenis Pengaduk : *Flat six blade turbine with disk*
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Daya Pengaduk : 1 hp

0. REAKTOR NETRALISASI (R-120)

Fungsi : Untuk menetralkan asam-asam yang terkandung dalam produk yang dikeluarkan dari reaktor esterifikasi dengan mencampurkan NaOH ke dalam reaktor netralisasi.

Bentuk : Kolom silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dish

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm = 14,696 psia
- Suhu = 35 °C
- Waktu operasi = 60 menit
- Fase = Liquid-liquid

u. Perancangan Bejana

Dasar perancangan meliputi :

Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*

Jenis Pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Faktor korosi : 1/16 in

Ls = 1,5 di

Allowable stress (f) : 18750

Faktor pengelasan (E) : 0,8

Feed masuk ke reaktor netralisasi :

Dari reaktor esterifikasi = 5579,4 kg/jam = 12300,367 lb/jam

NaOH masuk = 5891,9 kg/jam = 12989,305 lb/jam

B. Perhitungan dimensi reaktor

1. Menentukan volume reaktor

* Menentukan fraksi, densitas dan viskositas campuran

Komposisi	Berat (Kg/jam)	fraksi	ρ (Kg/L)	μ (Kg/m.s)
Air	400,13	0,035	0,998	0,0010
Butil metakrilat	3156,57	0,275	0,896	0,0009
Asam metakrilat	448,43	0,039	1,015	0,0012
Butanol	1510,55	0,132	0,810	0,0008

Asam sulfat	59,00	0,005	1,840	0,0150
Hidroquinon	4,72	0,0004	1,330	0,0007
NaOH	5891,91	0,514	1,522	0,09
Jumlah	11471,31	1,000	1,2193	0,0467

$$\text{Densitas campuran} = 1219,3 \text{ Kg/m}^3 = 76,1177 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas campuran} = 0,0314 \text{ lbm/ft.s}$$

Menentukan Kapasitas Reaktor netralisasi

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Reaktor} &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\text{Jumlah Reaktor yang digunakan}} \\ &= \frac{11471,3100 \text{ Kg/jam}}{1} \\ &= 11471,31 \text{ Kg/jam} \\ &= 25289,65003 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

Menentukan Rate Volumetrik pada Reaktor Esterifikasi

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Kapasitas Reaktor}}{\text{Densitas Campuran}} = \frac{25289,65003 \text{ lbm/jam}}{76,1177 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 332,24387 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menentukan Volume Larutan

Volume larutan dalam reaktor netralisasi per waktu operasinya

$$\begin{aligned} &= 332,24387 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1,0 \text{ jam} \\ &= 332,24387 \text{ ft}^3 = 2485,5164 \text{ galon} \end{aligned}$$

Menentukan Volume Total Tangki (V_T)

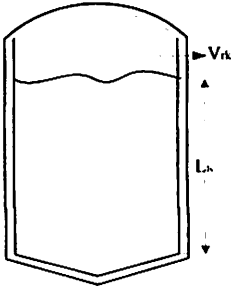
$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}} \\ V_T &= 20\% V_T + 332,2439 \text{ ft}^3 \\ 80\% V_T &= 332,2439 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 415,3048 \text{ ft}^3 = 11,7602 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menentukan diameter reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{dished}} &= \pi/3 H^2 (3r - H) = (0,0847 \cdot D_T^3) \\ V_{\text{silinder}} &= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) \\ V_{\text{Total}} &= V_{\text{silinder}} + 2 \times V_{\text{dished}} \\ V_{\text{Total}} &= (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_i^2 \cdot 1,5D_i) + 2 (0,0847 \cdot D_i^3) \\ 415,3048 \text{ ft}^3 &= 1,1775 D_i^3 + 2 \times 0,0847 D_i^3 \\ 415,3048 \text{ ft}^3 &= 1,3469 D_i^3 \\ D_i^3 &= 308,3413 \text{ ft}^3 \\ D_i &= 6,7558 \text{ ft} \\ &= 2,0592 \text{ m} = 81,0697 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{Ls})

Campuran feed masuk menempati tutup bawah dan bagian silinder seperti pada gambar berikut ini :



maka :

$$\begin{aligned} \text{Vol}_{\text{Liquid}} &= V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} \\ V_L &= (0,0847 \cdot D_T^3) + 0,25 \times \pi \times D_T^2 \times L_{Ls} \\ 332,2439 &= 26,1165 + 35,8281 L_{Ls} \\ L_{Ls} &= 8,5443 \text{ ft} \\ &= 2,6043 \text{ m} = 102,5330 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan design (P_i)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquida itu sendiri, maka dasar perancangannya pada tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{(\rho \times g \times L_{Ls})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997}) \\ &= \frac{76,1177 \text{ lbm/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 8,5443 \text{ ft}}{144 \times 32,174} \\ &= 4,5165 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_i &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,696 + 4,5165 - 14,696 \\ &= 4,5165 \text{ psig} \end{aligned}$$

Menentukan tebal silinder (t_s)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \times D_i}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \\ &= \frac{4,5165 \times 81,0697}{2 \times (18750 \times 0,80) - (0,6 \times 4,5165)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0747 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal silinder hasil rancangan memenuhi syarat standart tebal silinder

$$(t_{\text{rancangan}} < t_{\text{standart}})$$

Standardisasi Do

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_T + (2 \times t_s) \\
 &= 81,0697 + 0,375 \\
 &= 81,4447 \text{ in} = 2,0687 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan

$D_o = 84 \text{ in} = 2,1336 \text{ m}$ dan didapatkan data sebagai berikut :

$$i_{cr} = 5 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$r = 84 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Menentukan D_T baru :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_o - (2 \times t_s) \\
 &= 84 - 0,375 \\
 &= 83,625 \text{ in} = 6,9688 \text{ ft} = 2,1241 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Pengecekan terhadap L_s/D_i

$$L_s/D_i < N_{re} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{dished}} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,25 \cdot \pi \cdot D_T^2 \cdot L_s) + 2 (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$415,3048 \text{ ft}^3 = (0,25 \cdot 3,14 \cdot D_T^2 \cdot L_s) + (0,0847 \cdot D_T^3)$$

$$415,3048 \text{ ft}^3 = 38,1223 L_s + 28,6647$$

$$L_s = 10,1421 \text{ ft} = 121,7051 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{10,1421 \text{ m}}{6,9688 \text{ m}} = 1,455 \text{ P (Memenuhi)}$$

Menentukan diameter tutup

Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$i_{cr} = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$sf = 1.5 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$t_{ha} = \frac{0,855 \times \pi \times D_T}{(f \times E) - (0,1 \times \pi)} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

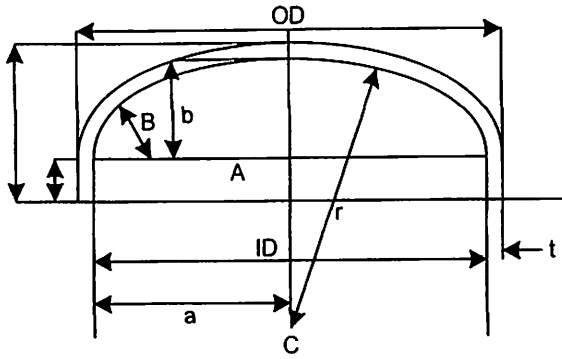
$$= \frac{0,855 \times 4,5165 \times 84}{18750 \times 0,80 - 0,1 \times 4,5165} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0216 \text{ in} \approx 0,1875 \text{ in (3/16)}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

$$t_{ha} = t_{hb}$$

Menentukan tinggi tutup atas (h_a) dan tutup bawah (h_b)



$$a = \frac{D_i}{2} = \frac{83,6250}{2} \text{ in} = 41,8125 \text{ in} = 3,4844 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 41,8125 - 5,1250 \\ &= 36,6875 \text{ in} = 3,0573 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 84 - 4,3750 \\ &= 79,6250 \text{ in} = 6,6354 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{|AB|^2 - |BC|^2} \\ &= \sqrt{|79,6250|^2 - |36,6875|^2} \\ &= \sqrt{4994,1680} \\ &= 70,6694 \text{ in} = 5,8891 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 84 - 70,6694 \\ &= 13,3306 \text{ in} = 1,1109 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_a &= t_{ha} + b + sf \\ &= 0,0216 + 13,3306 + 1,5 \\ &= 14,8522 \text{ in} = 1,2377 \text{ ft} = 0,3772 \text{ m} \end{aligned}$$

$$h_b = h_a$$

(Brownell and Young, 1959)

Dari perhitungan diatas , maka didapat dimensi reaktor :

Diameter Luar (Do)	=	84 in	=	2,1336 m
Diameter Dalam (Di)	=	83,6250 in	=	2,1241 m
Tinggi silinder (Ls)	=	121,7051 in	=	3,0913 m
Tebal Silinder (ts)	=	0,0747 in	=	0,0019 m
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	0,0216 in	=	6,9688 m
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	0,0216 in	=	0,0005 m
Tinggi tutup atas (h_a)	=	14,8522 in	=	0,3772 m

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup bawah (hb)} &= 14,8522 \text{ in} = 0,3772 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Reaktor (H)} &= \text{Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)} \\
 &= hb + Ls + ha \\
 &= 14,8522 + 121,7051 + 14,8522 \\
 &= 151,4095 \text{ in} \\
 &= 12,6175 \text{ ft} = 3,8458 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi pengaduk

Data - data perbandingan geometris sistem pengadukan standard diambil dari Geankoplis (1997) antara lain :

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5$$

$$W/Da = 0,2$$

$$L/Da = 0,25$$

$$C/Dt = 0,3333$$

$$J/Dt = 0,0833$$

Dimana :

Dt = Diameter dalam tangki

Da = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

* Menentukan Diameter Pengaduk

$$Da/Dt = 0,4$$

$$\begin{aligned}
 Da &= 0,4 Dt \\
 &= 0,4 \times 83,6250 \text{ in} \\
 &= 33,450 \text{ in} = 0,8496 \text{ m}
 \end{aligned}$$

* Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$\begin{aligned}
 W &= 0,2 Da \\
 &= 0,2 \times 33,450 \text{ in} \\
 &= 6,690 \text{ in} = 0,1699 \text{ m}
 \end{aligned}$$

* Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/Da = 0,25$$

$$\begin{aligned}
 L &= 0,25 Da \\
 &= 0,25 \times 33,4500 \text{ in} \\
 &= 8,3625 \text{ in} = 0,2124 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- * Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$C/Dt = 0,333$$

$$C = 0,333 \text{ Dt}$$

$$= 0,333 \times 83,6250 \text{ in}$$

$$= 27,8722 \text{ in} = 0,7080 \text{ m}$$

- * Menentukan Lebar *Baffle*

$$J/Dt = 0,083$$

$$J = 0,083 \text{ Dt}$$

$$= 0,083 \times 83,6250 \text{ in}$$

$$= 6,9688 \text{ in} = 0,1770 \text{ m}$$

- * Menentukan Jenis Pengaduk

Dari perbandingan Da/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa

$Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis

Flat Six Blade Turbin with disk

- * Menentukan Jumlah Pengaduk

$$np = \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2 Da^2}$$

$$= \frac{102,5330}{2237,8050}$$

$$= 0,0458 \approx 1 \text{ buah}$$

- * Perhitungan Daya Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

Dimana :

N = Putaran pengaduk

Da = Diameter Impeller (ft)

P = daya motor (lb.ft/detik)

ρ = 76,1177 lbm/ft³

μ = 0,0314 lbm/ft.s

Diketahui $N_{Re} = 9316$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$N = \frac{N_{Re} \times \mu}{D_a^2 \times \rho}$$

$$= \frac{9315,6 \times 0,0314 \text{ lbm/ft.s}}{7,7702 \text{ ft}^2 \times 76,1177 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$= 0,4944 \text{ rps} = 29,6662 \text{ rpm}$$

Dari nilai N_{Re} dapat diketahui bahwa alirannya adalah *turbulen*

Dari halaman 145 Geankoplis untuk Number Power (N_p) diambil

$$N_p = 5,0$$

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

maka :

$$P = \frac{\rho \times N^3 \times Da^5 \times N_p}{gc} \quad (\text{Geankoplis. 1997})$$

$$= \frac{76,1177 \times 0,4944^3 \times 2,7875^5 \times 5,0}{32,174}$$

$$= 240,6338 \text{ lbf/s} = 0,4375 \text{ hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain losses (Kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20% dari daya masuk.

$$P \text{ yang dibutuhkan} = \left| \begin{array}{l} 0,10 + 0,20 \\ 0,30 \times 0,438 \end{array} \right| P + P$$

$$= 0,5688 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

* Perhitungan poros pengaduk

Diameter Poros Pengaduk

$$T = \frac{\pi \times S \times D^2}{16} \quad (\text{Hesses. 1945})$$

Dimana :

$$T = \text{Momen putir} = \frac{(63025.H)}{N}$$

$$H = \text{daya motor (lb.ft/s)} = 1 \text{ hp}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk} = 29,6662 \text{ rpm}$$

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{29,6662} = 2.124,4725$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan *Hot-rolled steel SAE 1040* mengandung karbon 40% dengan batas = 45000 lb/in²,

S = maksimum design shering stress yang diujikan

$$S = 40\% \times 45000 \text{ lb/in}^2 \\ = 18000 \text{ lb/in}^2$$

Maka didapatkan diameter poros (D)

$$D = \left| \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right|^{1/2} \quad (\text{Hesse. 1945}) \\ D = \left| \frac{16 \times 2124,47}{3,14 \times 18000} \right|^{1/2} = 0,7755 \text{ in} = 0,0197 \text{ m}$$

Rumus

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 79,6250 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 8,3625 in

Z_i = jarak impeller dari dasar tangki = 27,8722 in

Jadi panjang poros pengaduk :

$$L = \left| 79,6250 + 8,3625 \right| - 27,8722 \\ = 60,1153 \text{ in} = 1,5269 \text{ m}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk :

Type	=	<i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>
Diameter impeller (Da)	=	0,8496 m
Tinggi Impeller diatas tangki (C)	=	0,7080 m
Lebar Impeller (W)	=	0,1699 m
Panjang Impeller (L)	=	0,2124 m
Lebar Baffle (J)	=	0,1770 m
Jumlah pengaduk (np)	=	1 buah
Daya (P)	=	1 hp
Panjang Poros (L)	=	1,5269 m
Diameter poros (D)	=	0,0197 m

20. DEKANTER (H-124)

Fungsi : Memisahkan fase ester dari fase air

Tipe : Silinder horizontal (Branan)

A. Menentukan Fase Terdispersi

$$Q = Q_t / Q_b \cdot (\rho_t \cdot \mu_b / (\rho_b \cdot \mu_t))^{0,3}$$

(Walas 18.5)

APPENDIKS D

PERHITUNGAN 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 Butil Metakrilat ini yaitu :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler.

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

- a. Unit penyediaan steam
- b. Unit penyediaan air
- c. Unit penyediaan tenaga listrik
- d. Unit penyediaan bahan bakar

A. Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Adapun alat-alat yang membutuhkan steam adalah :

Tabel D.1. Kebutuhan Steam pada Peralatan

No.	Alat	kg/jam
1.	Heater Asam sulfat	272,7097
2.	Heater Asam metakrlat	119,3555
3.	Heater Butanol	221,7137
4.	Heater Hidroquinon	0,1212
5.	Heater Flash Distilasi	1071,5843
Total		1685,4845

Direncanakan banyaknya steam yang disuplay adalah 20% excess, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1,2 \times 1685,4845 \text{ kg/jam} \\ &= 2022,5814 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Make up steam} &= 1,1 \times 2022,5814 \text{ kg/jam} \\ &= 2224,8395 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

1. Boiler

Tipe boiler yang digunakan adalah fire tube boiler. Direncanakan steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi:

- Suhu : 120 °C (248 °F)
- Tekanan : 27,977 psia
- Kebutuhan steam adalah 2224,8395 kg/jam (4904,8812 lbm/jam)

Dari persamaan 172 Savern W. H, "Steam and Gas power", hal. 140 :

$$Hp = \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{h_{fg} \times 34,5}$$

Dimana : m_s = Rate steam yang dibutuhkan (lbm/jam)

h_g = Entalpi steam pada 120 °C (btu/lbm)

h_f = Entalpi air masuk pada 30 °C (btu/lbm)

h_{fg} = Entalpi uap air pada 30°C (btu/lbm)

34,5 = Kontanta penyesuaian penguapan pada 34,5 Hp/lb air tiap jam pada 120 °C menjadi uap kering

Dari Appendix A.2.9. buku Transport Processes and Unit Operations hal. 857-859, karangan Geankoplis, diketahui bahwa:

$$h_g = 1163,5 \text{ btu/lbm}$$

$$h_f = 54,08 \text{ btu/lbm}$$

$$h_{fg} = 1099,02 \text{ btu/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka : Hp} &= \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{h_{fg} \times 34,5} \\ &= \frac{4904,8812 \times (1163,5 - 54,08)}{1099,02 \times 34,5} \\ &= 143,5158 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Untuk kapasitas boiler (Q):

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m_s \times (h_g - h_f)}{1000} \\ &= \frac{4904,8812 \times (1163,5 - 54,08)}{1000} \\ &= 5441,5733 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan 173 Savern W. H, "Steam and Gas power", hal. 140 :

$$\begin{aligned} \text{Faktor Evaporasi} &= \frac{h_g - h_f}{h_{fg}} \\ &= \frac{1163,5 - 54,08}{1099,02} \\ &= 1,0095 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang dibutuhkan} &= \text{faktor evaporasi} \times \text{rate steam} \\ &= 1,0095 \times 4904,8812 \text{ lbm/jam} \\ &= 4955,51 \text{ lbm/jam} \\ &= 2247,77 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil 33 °API dengan Heating value sebesar 136700 btu/gal. Dan diharapkan boiler memiliki efisiensi 90%. Maka kebutuhan bahan bakar untuk boiler adalah:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v} \\
 &= \frac{4904,8812 \times (1163,5 - 54,08)}{90\% \times 136700} \\
 &= 44,2296 \text{ gal/jam (20,0624 kg/jam)}
 \end{aligned}$$

Jumlah perpindahan panas boiler dan jumlah tube dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Heating value surface} &= 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp boiler} \\
 \text{Direncanakan panjang pipa} &= 12 \text{ ft} \\
 \text{Ukuran pipa yang digunakan} &= 2 \text{ in} \\
 \text{Luas permukaan linear feed} &= 0,622 \text{ ft}^2 / \text{ft (Kern, tabel 10 hal. 844)} \\
 \text{Heating surface boiler (A)} &= H_v \text{ surface} \times \text{Hp boiler} \\
 &= 10 \text{ ft}^2 / \text{Hp} \times 143,5158 \text{ Hp} \\
 &= 1435,158 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$N_t = \frac{A}{a \times L} = \frac{1435,158 \text{ ft}^2}{(0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}) \times (12 \text{ ft})} = 159,7669 \text{ tube} \approx 160 \text{ tube}$$

Spesifikasi boiler :

- Nama alat : Boiler
- Fungsi : Untuk menghasilkan steam
- Tipe : Fire tube boiler
- Rate steam : 4904,8812 lb/jam
- Bahan bakar : fuel oil 33 °API
- Efisiensi : 90 %
- Jumlah tube (N_t) : 160 buah
- Ukuran tube : 2 in
- Panjang tube (L) : 12 ft
- Jumlah boiler : 1 buah

B. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak penampung air sungai untuk mengalami pengolahan selanjutnya yang dipergunakan sebagai air sanitasi. Sedangkan

untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

B.1. Air Sanitasi

Air sanitasi ini dipergunakan 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
 - Tidak berasa dan
 - 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

Kebutuhan air sanitasi pada pra rencana pabrik Butil Metakrilat ini adalah :

- Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

Jumlah karyawan pada pabrik = 130 orang

Jam kerja untuk tiap karyawan = 8 jam/hari

$$\begin{aligned}
 \text{Pemakaian air sanitasi untuk 125 karyawan adalah} &= 120 \text{ kg} \times \frac{139}{3} \\
 &= 5560 \text{ kg/hari} \\
 &= 231.67 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air untuk laboratorium dan taman} &= 50\% \times 5560 \text{ kg/hari} \\
 &= 2780 \text{ kg/hari} \\
 &= 115.33 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air sanitasi adalah} &= (100 \% + 40 \%) \times (231.67 + 115.33) \text{kg/jam} \\ &= 455 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B.2. Steam

Steam yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada Tabel D.1. dengan jumlah steam yang dibutuhkan adalah 1685,4845 kg/jam.

Direncanakan banyaknya steam yang disupply adalah 20% *excess*, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 1,2 \times 1685,4845 \text{ kg/jam} \\ &= 2022,5814 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan steam direncanakan 10% *excess*, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Make up steam} &= 1,1 \times 2022,5814 \text{ kg/jam} \\ &= 2224,8395 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B.3. Air Pendingin

Air pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat sebagai berikut :

Tabel D.2. Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan

No.	Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
1.	Reaktor esterifikasi	8997,657
2.	Cooler	4575,5594
3.	Reaktor netralisasi	400,199
4.	Kondensor distilasi	5637,138
	Jumlah	19610,553

Direncanakan banyaknya air pendingin yang disupply dengan *excess* 20%.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 1,2 \times 19610,553 \text{ kg/jam} \\ &= 23532,6636 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make up untuk kebutuhan air proses direncanakan 10% *excess*, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Make up air pendingin} &= 1,1 \times 23532,6636 \text{ kg/jam} \\ &= 25885,9299 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

8.4. Air Proses

Berdasarkan dari appendiks A, kebutuhan air proses pabrik butil metakrilat ini digunakan pada tangki pengencer H_2SO_4 (M-117) yang memerlukan air sebanyak 237,42 kg/jam dan tangki pengencer NaOH (M-123) yang memerlukan air sebanyak 262,5 kg/jam.

Jadi jumlah kebutuhan air yang harus disupply dalam Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini adalah :

Tabel D.4. Kebutuhan Total Air

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1.	Air sanitasi	455
2.	Steam	2224,8395
3.	Air Pendingin	25885,93
4.	Air Proses	499,92
	J u m l a h	29065,689

Untuk memenuhi kebutuhan air, maka Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini menggunakan air kawasan. Sebelum digunakan, air kawasan tersebut masih perlu diproses (*water treatment*) untuk memenuhi air sanitasi, air pemanas, air pendingin dan juga air proses. Peralatan yang diperlukan pada proses pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. Bak Penampung Air Kawasan (F-218)

Fungsi : Untuk menampung air dari air kawasan

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar Perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 181162,8682 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air pada } 30^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{181162,8682 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 249,657 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= (249,657 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (24 \text{ jam}) \\ &= 4079,736402 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak air bersih terbagi menjadi 3 bak, sehingga :

$$\text{Volume 1 bak} = \frac{4079,736402 \text{ m}^3}{3} = 1359,9121 \text{ m}^3$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{1359,912134 \text{ m}^3}{0,8} = 1699,8901 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = (5 \text{ m}) \times (3 \text{ m}) \times (2 \text{ m}) = 30 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\text{Volume bak} = 30 X^3$$

$$1699,890168 \text{ m}^3 = 30 X^3$$

$$56,66300559 \text{ m}^3 = X^3$$

$$X = 3,8409 \text{ m}$$

Jadi ukuran bak air bersih :

$$\text{- Panjang} = 5 \times (3,840902 \text{ m}) = 19,2045 \text{ m}$$

$$\text{- Lebar} = 3 \times (3,840902 \text{ m}) = 11,5227 \text{ m}$$

$$\text{- Tinggi} = 2 \times (3,840902 \text{ m}) = 7,6818 \text{ m}$$

Spesifikasi bak air bersih :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 19,2045 m
- Lebar : 11,5227 m
- Tinggi : 7,6818 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 3 buah

2. Pompa Air Kawasan (L-221)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air kawasan ke anion dan kation exchanger.

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 2870,3059 \text{ kg/jam} = 6327,8764 \text{ lb/jam}$$

$$= 1,7577 \text{ lb/detik}$$

$$\text{Densitas air} = 1 \text{ g/cm}^3 = 62,4302 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{1,7577 \text{ lb/dt}}{62,1605 \text{ lb/ft}^3} = 0,0335 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{ID}_{\text{opt}} &= 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (0,015166)^{(0,45)} \times (62,430266)^{0,13} \\ &= 1,4475 \text{ in} \\ &= 0,1206 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 1 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{OD} &= 1,315 \text{ in} & - \text{ID} &= 1,049 \text{ in} \\ - \text{A} &= 0,00600 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida } (V) &= \frac{\text{rate volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{0,084417 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,00600 \text{ ft}^2} \\ &= 2,5276 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(1,049/12) \text{ ft} \times (2,527635) \text{ ft/dt} \times (62,430266) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 287,1655 < 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(1,049/12) \text{ ft}} = 0,0092$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,14

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah

$$K_f (\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 3 \times 0,75 = 2,25$$

- Gate valve = 2 buah (half open)

$$K_f (\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 1 \times 4,5 = 9$$

- Globe valve = 1 buah (wide open)

$$K_f (\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 1 \times 6 = 6$$

Dari pers. 2.10.16, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,3474} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f \right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,14) \times \frac{100}{(1,049/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(2,527635)^2}{2} \\ &= 2002,932388 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} - \Delta z &= 20 \text{ ft} & - \Delta v &= 2,5276 \text{ ft/dt} \\ - \Delta P &= 0 & - \alpha &= 2 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} -W_s &= \left[\frac{(2,27635)^2}{(2) \cdot (2) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(20) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,430266} \right] + 2002,932388 \\ &= 6,136560 \end{aligned}$$

Tenaga penggerak :

$$\text{WHP} = \frac{W_s \times Q_r \times \rho}{550} = \frac{(6,136560) \cdot (0,084417) \cdot (62,430266)}{550}$$

$$= 0,0239 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,02398 \text{ ft}^3/\text{dt} = 6,8073 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 25 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{0,023983 \text{ Hp}}{0,25} = 0,0959 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{0,095932}{0,78} = 0,1229 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

3. Kation Exchanger (D-210A)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kasadahan air.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-240 Grade M type 316*

Resin yang digunakan adalah Hidrogen exchanger (H_2Z). Dimana tiap $1 \text{ m}^3 \text{ H}_2\text{Z}$ dapat menghilangkan 6500 – 9000 gram *hardness*. Direncanakan H_2Z yang digunakan sebanyak 7000 g/m^3 .

Dasar perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 2870,3059 \text{ kg/jam} = 6327,8764 \text{ lb/jam} \\ &= 1,7577 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 1 \text{ g/cm}^3 = 62,4302 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft.dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q}_f) &= \frac{1,7577 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3} = 0,0335 \text{ ft}^3/\text{dt} \\ &= 15,0488 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan :

- Tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 3 gpm/ft²
- Tinggi bad = 2 m

$$\begin{aligned} \text{❖ Luas penampang tangki} &= \frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Kecepatan air}} = \frac{15.048802 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 5,0162 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{❖ Volume bad} &= \text{Luas} \times \text{tinggi} = (2,269109 \text{ ft}^2) \times (2 \times 5.016267) \text{ft} \\ &= 32,9143 \text{ ft}^3 \\ &= 0,932 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

❖ Diameter bad

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \cdot d^2 \\ 2,269109 \text{ ft}^2 &= (\pi/4) \times d^2 \\ d &= 2,5267 \text{ ft} = 0,7701 \text{ m} \end{aligned}$$

❖ Direncanakan H/D = 3

$$\begin{aligned} H = 3 \times D &= 3 \times (2,5267 \text{ ft}) = 7,5801, \text{ ft} \\ &= 2,3104 \text{ m} \end{aligned}$$

❖ Volume tangki

$$\begin{aligned} V = H \cdot A &= (7.580176 \text{ ft}) \times (2,269109 \text{ ft}^2) = 38,0241 \text{ ft}^3 \\ &= 1,0767 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 20 *grain hardness*, maka :

$$\begin{aligned} \text{Kandungan kation} &= 15,0488 \text{ gpm} \times 20 \text{ grain} = 300,976 \text{ grain/menit} \\ &= 18058,562 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Dalam 0,421629 m³ H₂Z dapat menghilangkan :

$$\begin{aligned} \text{Hardness sebanyak} &= 0,932086 \times 7000 \\ &= 6524,599260 \text{ gram} \\ &= 6524,599260 \times (2,2046/1000 \text{ lb/gram}) \times 7000 \\ &= 100688,920 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{100688,920 \text{ grain}}{18058,562049 \text{ grain/jam}} = 11,1513 \text{ jam}$$

Jadi setelah 11,151377 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 : 0,7701 m
- Tinggi : 2,3104 m

4. Anion Exchanger (D-220B)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang dapat menyebabkan kesadahan air.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-240 Grade M type 316*

Direncanakan anion *exchanger* yang digunakan sebanyak 1000 g/m³.

Dasar perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 2870,3059 \text{ kg/jam} = 6327,8764 \text{ lb/jam} \\ &= 1,7577 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 1 \text{ g/cm}^3 = 62,4302 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft.dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik } (Q_f) &= \frac{1,7577 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3} = 0,0335 \text{ ft}^3/\text{dt} \\ &= 15,0488 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan :

- Tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 3 gpm/ft²
- Tinggi bad = 2 m

$$\begin{aligned} \diamond \text{ Luas penampang tangki} &= \frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Kecepatan air}} = \frac{15,048802 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 5,0116 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \diamond \text{ Volume bad} &= \text{Luas} \times \text{tinggi} = (5,0116 \text{ ft}^2) \times (5,0162) \text{ft} \\ &= 25,1417 \text{ ft}^3 \\ &= 0,7120 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

❖ Diameter bad

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \cdot d^2 \\ 32,914739 \text{ ft}^2 &= (\pi/4) \times d^2 \\ d &= 7,580176 \text{ ft} = 0,7701 \text{ m} \end{aligned}$$

❖ Direncanakan H/D = 3

$$\begin{aligned} H &= 3 \times D = 3 \times (0,7701 \text{ ft}) = 7,5801 \text{ ft} \\ &= 2,3104 \text{ m} \end{aligned}$$

❖ Volume tangki

$$\begin{aligned} V &= H \cdot A = (7,5801 \text{ ft}) \times (5,0116 \text{ ft}^2) = 38,0241 \text{ ft}^3 \\ &= 1,0767 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan pada setiap galon air mengandung 20 *grain hardness*, maka :

$$\begin{aligned} \text{Kandungan kation} &= 15,0488 \text{ gpm} \times 20 \text{ grain} = 300,976 \text{ grain/menit} \\ &= 18058,562 \text{ grain/jam} \end{aligned}$$

Dalam 0,932 m³ H₂Z dapat menghilangkan :

$$\begin{aligned} \text{Hardness sebanyak} &= 0,421629 \times 1000 \\ &= 932,0856 \text{ gram} \\ &= 932,0856 \times (2,2046/1000 \text{ lb/gram}) \times 7000 \\ &= 2054,8759 \text{ grain} \end{aligned}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{2054,875933 \text{ grain}}{18058,562049 \text{ grain/jam}} = 0,1138 \text{ jam}$$

Jadi setelah 0,113790 jam resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi anion exchanger :

- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-240 Grade M type 316*
- Diameter : 0,5179 m
- Tinggi : 1,5539 m

5. Bak Air Lunak (F-222)

Fungsi : Untuk menampung air bersih untuk umpan boiler

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 2870,3059 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{2870,3059 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3} = 3,4179 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= (3,417896 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (8 \text{ jam}) \\ &= 27,3431 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{27,343172 \text{ m}^3}{0,8} = 34,789 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = (5 \text{ m}) \times (3 \text{ m}) \times (2 \text{ m}) = 30 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 X^3 \\ 34,178964 \text{ m}^3 &= 30 X^3 \\ 1,1393 \text{ m}^3 &= X^3 \\ X &= 1,0444 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi ukuran bak air lunak :

- Panjang = $5 \times (1,0444 \text{ m}) = 5,2221 \text{ m}$
- Lebar = $3 \times (1,0444 \text{ m}) = 3,1332 \text{ m}$
- Tinggi = $2 \times (1,0444 \text{ m}) = 2,0888 \text{ m}$

Spesifikasi bak air lunak :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 5,2221 m
- Lebar : 3,1332 m
- Tinggi : 2,0888 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

6. Pompa ke Deaerator (L-231)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air lunak ke deaerator

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 2870,3059 kg/jam

Densitas air = $1 \text{ g/cm}^3 = 62,4302 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,000605 lb/ft·dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{1,7577 \text{ lb/dt}}{62,430266 \text{ lb/ft}^3} = 0,0151 \text{ ft}^3/\text{dt}$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (0,015166)^{0,45} \times (62,430266)^{0,13} \\ &= 1,0130 \text{ in} \\ &= 0,0844 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 1 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 1,315 in
- ID = 1,049 in
- A = 0,006 ft²

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0,084417 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,00600 \text{ ft}^2} \\ &= 2,5276 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(1,049/12) \text{ ft} \times (2,527635) \text{ ft/dt} \times (62,430266) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 129,8993 < 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\epsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(1,049/12) \text{ ft}} = 0,0092$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,14

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,00600} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,00600}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f \right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,14) \times \frac{100}{(1,049/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(2,527635)^2}{2} \\ &= 2002,9323 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

- $\Delta z = 20 \text{ ft}$
- $\Delta v = 2,5276 \text{ ft/dt}$
- $\Delta P = 0$
- $\alpha = 2$

Maka :

$$-W_s = \left[\frac{(2,27635)^2}{(2) \cdot (2) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(20) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,430266} \right] + 2002,932388$$

$$= 6,1365$$

Tenaga penggerak :

$$\text{WHP} = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6,136560) \cdot (0,084417) \cdot (62,430266)}{550}$$

$$= 0,0105 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,015166 \text{ ft}^3/\text{dt} = 6,8073 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 25 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{0,010518 \text{ Hp}}{0,25} = 0,0420 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{0,042073}{0,78} = 0,0539 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air deaerator ke air lunak :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

7. Deaerator (D-232)

Fungsi : Untuk menghilangkan gas impurities dalam air umpan boiler dengan injeksi steam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 Grade M type 316*

Type : Silinder horisontal

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 2322,3435 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m³

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{2322,3435 \text{ kg/jam}}{955,68 \text{ kg/m}^3} = 15,7650 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= (15,7650 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (1 \text{ jam}) \\ &= 15,7650 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{15,765061 \text{ m}^3}{0,8} = 19,7063 \text{ m}^3$$

Menentukan dimensi tangki :

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \cdot D_i^2 \cdot L_s$$

$$\text{Diasumsikan } L_s = 1,5 D_i, \text{ sehingga :}$$

$$19,7063 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi \cdot (D_i)^2 \cdot 1,5 D_i$$

$$19,7063 \text{ m}^3 = 1,1785 D_i^3$$

$$D_i^3 = 16,7205 \text{ m}^3$$

$$D_i = 2,5571 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi tangki } (L_s) = 1,5 \times 2,5571 \text{ m} = 3,8356 \text{ m}$$

Menentukan tinggi tutup atas dan bawah (h) :

$$h = 0,196 D_i = 0,196 (2,5571 \text{ m}) = 0,4321 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi total tangki} &= L_s + h = 3,8356 \text{ m} + 0,4321 \text{ m} \\ &= 4,2678 \text{ m} \end{aligned}$$

Speisifikasi deaerator :

- Type : Silinder horisontal
- Tinggi : 4,2678 m
- Diameter : 2,5571 m
- Tutup : *Standard dishead*
- Jumlah : 1 buah

8. Pompa ke Boiler (L-234)

Fungsi : Untuk memompa air deaerator ke boiler

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast iron*

Dasar perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 2322,3435 \text{ kg/jam} &= 5119,8384 \text{ lb/jam} \\ & &= 1,4222 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1605 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{1,4222 \text{ lb/dt}}{62,160568 \text{ lb/ft}^3} = 0,154642 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{\text{opt}} &= 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (0,154642)^{(0,45)} \times (62,160568)^{0,13} \\ &= 2,8801 \text{ in} \\ &= 0,24 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{ OD} &= 3,50 \text{ in} & - \text{ ID} &= 3,068 \text{ in} \\ - \text{ A} &= 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida } (V) &= \frac{\text{rate volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{0,154642 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0513 \text{ ft}^2} \\ &= 3,0144 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3,068/12) \text{ ft} \times (3,014466) \text{ ft/dt} \times (62,160568) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}} \\ &= 1324,5522 < 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} < 2100$, maka jenis aliran fluida adalah laminair (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\epsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(3,068/12) \text{ ft}} = 0,0033$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,048

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 $K_r(\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 3 \times 0,75 = 2,25$
- Gate valve = 2 buah (half open)
 $K_r(\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 1 \times 4,5 = 9$
- Globe valve = 1 buah (wide open)
 $K_r(\text{Geankoplis 6}^{\text{th}} \text{ tabel 2.10.1, hlm 93}) = 1 \times 6 = 6$

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,0513} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,0513}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18 , Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_F \right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,048) \times \frac{50}{(3,068/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(3,014466)^2}{2} \\ &= 102,478199 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

- $\Delta z = 35 \text{ ft}$
- $\Delta v = 3,0144 \text{ ft/dt}$
- $\Delta P = 0$
- $\alpha = 2$

Maka :

$$-W_s = \left[\frac{(3,014466)^2}{(2) \cdot (2) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(35) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,160568} \right] + 102,478199$$

$$= 113,200924$$

Tenaga penggerak :

$$\text{WHP} = \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(113,200924) \cdot (0,154642) \cdot (62,160568)}{550}$$

$$= 1,9784 \text{ Hp}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,1546 \text{ ft}^3/\text{dt} = 69,4126 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 55 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{1,978472 \text{ Hp}}{0,55} = 3,5972 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{3,597223}{0,78} = 4,6118 \text{ Hp} \approx 5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

9. Pompa ke Bak Klorinasi (L-241)

Fungsi : Untuk memompa air bak air bersih ke bak klorinasi

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 455 \text{ kg/jam} = 1388,898 \text{ lb/jam} = 0,3858 \text{ lb/detik}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1605 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft.dt}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0,385805 \text{ lb/dt}}{62,160568 \text{ lb/ft}^3} = 0,006207 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{ID}_{\text{opt}} &= 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (0,006207)^{(0,45)} \times (62,160568)^{0,13} \\ &= 0,6776 \text{ in} \\ &= 0,0564 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{OD} &= 3,50 \text{ in} & - \text{ID} &= 3,068 \text{ in} \\ - \text{A} &= 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida } (V) &= \frac{\text{rate volumetrik } (Q_f)}{\text{luas area } (A)} = \frac{0,006207 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0513 \text{ ft}^2} \\ &= 0,1209 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3,068/12) \text{ ft} \times (0,120986) \text{ ft/dt} \times (62,160568) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 3179,305 > 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(3,068/12) \text{ ft}} = 0,0033$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,0085

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,0513} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,0513}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f \right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,0085) \times \frac{50}{(3,068/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(0,120986)^2}{2} \\ &= 0,186259 \text{ lbf ft/lb}_m \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} - \Delta z &= 35 \text{ ft} & - \Delta v &= 0,1209 \text{ ft/dt} \\ - \Delta P &= 0 & - \alpha &= 1,05 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} -W_s &= \left[\frac{(0,120986)^2}{(2) \cdot (1,05) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(35) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,160568} \right] + 0,186259 \\ &= 10,838649 \end{aligned}$$

Tenaga penggerak :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10,838649) \cdot (0,006207) \cdot (62,160568)}{550} \\ &= 0,0076 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,006207 \text{ ft}^3/\text{dt} = 2,785889 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 25 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{0,007603 \text{ Hp}}{0,25} = 0,0304 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{0,030412}{0,78} = 0,038989 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

10. Bak Klorinasi (F-240)

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang digunakan sebagai air sanitasi.

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 455 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{455 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 0,4569 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= (0,456974 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (24 \text{ jam}) \\ &= 10,967379 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{10,967379 \text{ m}^3}{0,8} = 18,982002 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan ratio :

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = (5 \text{ m}) \times (3 \text{ m}) \times (2 \text{ m}) = 30 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 30 X^3 \\ 18,982002 \text{ m}^3 &= 30 X^3 \\ 0,632733 \text{ m}^3 &= X^3 \\ X &= 0,858500 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi ukuran bak klorinasi :

$$\begin{aligned} - \text{ Panjang} &= 5 \times (0,858500 \text{ m}) = 4,292500 \text{ m} \\ - \text{ Lebar} &= 3 \times (0,858500 \text{ m}) = 2,575500 \text{ m} \\ - \text{ Tinggi} &= 2 \times (0,858500 \text{ m}) = 1,717000 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi bak klorinasi :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 4,2925 m
- Lebar : 2,5755 m
- Tinggi : 1,7170 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

11. Pompa ke Bak Air Sanitasi (L-241)

Fungsi : Untuk memompa air bak klorinasi ke bak air sanitasi

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 455 \text{ kg/jam} = 1388,898 \text{ lb/jam} \\ &= 0,3858 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1605 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft.dt}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{0,385805 \text{ lb/dt}}{62,160568 \text{ lb/ft}^3} = 0,0062 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$iD_{\text{opt}} = 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (0,006207)^{(0,45)} \times (62,160568)^{0,13}$$

$$= 0,6776 \text{ in}$$

$$= 0,0564 \text{ ft}$$

Standarisasi ID = 3 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{OD} &= 3,50 \text{ in} & - \text{ID} &= 3,068 \text{ in} \\ - \text{A} &= 0,0513 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{\text{rate volumetrik}(Q_f)}{\text{luas area}(A)} = \frac{0,006207 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0513 \text{ ft}^2} \\ &= 0,1209 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(3,068/12) \text{ ft} \times (0,120986) \text{ ft/dt} \times (62,160568) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 3179,3050 > 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{\text{Re}} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(3,068/12) \text{ ft}} = 0,0033$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,0085

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 50 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 2 buah (half open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (wide open)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,0513} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = \left(1 - \frac{0,0513}{0}\right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f\right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,0085) \times \frac{50}{(3,068/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6\right] \frac{(0,120986)^2}{2} \\ &= 0,186259 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m \end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\begin{aligned} \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \end{aligned}$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} - \Delta z &= 35 \text{ ft} & - \Delta v &= 0,1209 \text{ ft/dt} \\ - \Delta P &= 0 & - \alpha &= 1,05 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} -W_s &= \left[\frac{(0,120986)^2}{(2) \cdot (1,05) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(35) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,160568} \right] + 0,186259 \\ &= 10,838649 \end{aligned}$$

Tenaga penggerak :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(10,838649) \cdot (0,006207) \cdot (62,160568)}{550} \\ &= 0,0076 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 0,006207 \text{ ft}^3/\text{dt} = 2,7858 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 25 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{0,007603 \text{ Hp}}{0,25} = 0,0304 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{0,030412}{0,78} = 0,0389 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air bersih :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

12. Bak Air Sanitasi (F-243)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan air sanitasi

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 455 \text{ kg/jam} = 1388,898 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{455 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 0,6327 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 12 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= (1,546086 \text{ m}^3/\text{jam}) \times (12 \text{ jam}) \\ &= 7,592801 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{7,592801 \text{ m}^3}{0,8} = 9,5928 \text{ m}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = (5 \text{ m}) \times (3 \text{ m}) \times (2 \text{ m}) = 30 \text{ m}^3$$

Sehingga :

$$\text{Volume bak} = 30 X^3$$

$$9,592801 \text{ m}^3 = 30 X^3$$

$$0,316367 \text{ m}^3 = X^3$$

$$X = 0,6813 \text{ m}$$

Jadi ukuran bak air sanitasi :

- Panjang = $5 \times (0,681392 \text{ m}) = 3,4069 \text{ m}$
- Lebar = $3 \times (0,681392 \text{ m}) = 2,0441 \text{ m}$
- Tinggi = $2 \times (0,681392 \text{ m}) = 1,3627 \text{ m}$

Spesifikasi bak air sanitasi :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 3,4069 m
- Lebar : 2,0441 m
- Tinggi : 1,3627 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

13. Pompa ke Bak Air Pendingin (L-223)

Fungsi : Untuk memompa air bersih ke bak air pendingin

Type : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

Rate aliran = 175483,7189 kg/jam

= 107,4643 lb/detik

Densitas air = 62,4302 lb/ft³

Viskositas (μ) air = 0,9 cp = 0,0006 lb/ft.dt

Rate volumetrik (Q_f) = $\frac{107,4643 \text{ lb/dt}}{62,4302 \text{ lb/ft}^3} = 1,4849 \text{ ft}^3/\text{dt}$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} ID_{opt} &= 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (1,484993)^{(0,45)} \times (62,430266)^{0,13} \\ &= 7,9752 \text{ in} \\ &= 0,6646 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in

$$- A = 0,3474 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{\text{rate volumetrik (Q}_f)}{\text{luas area (A)}} = \frac{1,484993 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,3474 \text{ ft}^2} \\ &= 4,2745 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7,981/12) \text{ ft} \times (4,274591) \text{ ft/dt} \times (62,430266) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 12774,5608 > 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\epsilon = (2,6 \times 10^{-4}) \text{ m}$, sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(7,981/12) \text{ ft}} = 0,001283$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,008

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 1 buah (*half open*)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 2 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (*wide open*)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,3474} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15, Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\Sigma F = \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f \right] \frac{v^2}{2}$$

$$= \left[4(0,008) \times \frac{100}{(7,981/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(4,274591)^2}{2}$$

$$= 215,7155 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned} - \Delta z &= 20 \text{ ft} & - \Delta v &= 4,274591 \text{ ft/dt} \\ - \Delta P &= 0 & - \alpha &= 1,05 \end{aligned}$$

Maka :

$$-W_s = \left[\frac{(4,274591)^2}{(2) \cdot (1,05) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(20) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,430266} \right] + 215,715562$$

$$= 6,357174$$

Tenaga penggerak :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6,357174) \cdot (1,484993) \cdot (62,430266)}{550} \\ &= 1,071571 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 1,4849 \text{ ft}^3/\text{dt} = 666,5539 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 75 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{1,071571 \text{ Hp}}{0,75} = 1,428762 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{1,428762}{0,78} = 1,8317 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Spesifikasi pompa air pendingin :

- Type : *Centrifugal pump*

- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

14. Bak Air Pendingin (F-224)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan air pendingin

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Dasar perhitungan :

Rate aliran = 175483,7189 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m³

Rate volumetrik = $\frac{175483,7189 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$ = 152,0451 m³/jam

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x waktu tinggal
 = (152,0451 m³/jam) x (12 jam)
 = 1824,5416 m³

Direncanakan volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

Volume bak = $\frac{1824,541645 \text{ m}^3}{0,8}$ = 2280,6770 m³

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio :

Panjang : lebar : tinggi = 5 : 3 : 2

Volume bak = (5 m) x (3 m) x (2 m) = 30 m³

Sehingga :

Volume bak = 30 X³

2280,677057 m³ = 30 X³

76,022569 m³ = X³

X = 4,2362 m

Jadi ukuran bak sanitasi :

- Panjang = 5 x (4,2362 m) = 21,1812 m
- Lebar = 3 x (4,2362 m) = 12,7087 m
- Tinggi = 2 x (4,2362 m) = 8,4724 m

Spesifikasi bak air pendingin :

- Bentuk : Persegi panjang
- Panjang : 21,1812 m
- Lebar : 12,7087 m
- Tinggi : 8,4724 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

15. Cooling Tower (P-226)

Fungsi : Untuk mendinginkan air pendingin

Dasar perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 175483,7189 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air pada } 30^{\circ}\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{175483,7189 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 152,0451 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 40165,7638 \text{ galon/jam} \\ &= 669,4293 \text{ galon/menit} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu wet bulb udara} = 25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu air masuk menara} = 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

Digunakan *counter flow encluced draft tower*, dari Perry gambar 12-14 hal. 12-17, maka didapatkan konsentrasi air = 2,5 gpm/ft², sehingga :

$$\text{Luas yang dibutuhkan (A)} = \frac{669,429398 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^2} = 267,7717 \text{ ft}^2$$

Menghitung diameter :

$$\text{Luas} = (\pi/4) \cdot d^2$$

$$267,771759 \text{ ft}^2 = (\pi/4) \cdot d^2$$

$$d^2 = 340,8004$$

$$d = 18,4607 \text{ m} = 5,6269 \text{ ft}$$

Menghitung volume :

$$\text{Direncanakan tinggi tower (L)} = 3 d$$

$$L = 3 \times 5,6269 \text{ ft} = 16,8807 \text{ ft}$$

$$\text{Volume} = (\pi/4) \cdot d^2 \cdot L = (\pi/4) \times (5,6269 \text{ ft})^2 \times (16,8807 \text{ ft})$$

$$= 419,9492 \text{ ft}^3$$

Dari Perry's edisi 7, gambar 12-15 hal. 12-17, didapatkan *Standard power performance* adalah 100 %, maka :

$$\begin{aligned} \text{Hp fan/luas tower area (ft}^2\text{)} &= 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ \text{Hp fan} &= 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{luas tower (ft}^2\text{)} \\ &= (0,041 \text{ Hp/ft}^2) \times (267,7717 \text{ ft}^2) \\ &= 10,9786 \text{ Hp} \approx 11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi *cooling tower* :

- Diameter : 5,6269 ft
- Tinggi : 16,8807 ft
- Daya : 11 Hp
- Jumlah : 1

16. Pompa ke Peralatan (L-225)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air pendingin ke peralatan proses

Type : *Centrifugal pump*

Bahan : *Cast Iron*

Dasar Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate aliran} &= 175483,7189 \text{ kg/jam} \\ &= 107,4643 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas air} = 62,4302 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ air} = 0,9 \text{ cp} = 0,0006 \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}$$

$$\text{Rate volumetrik } (Q_f) = \frac{107,4643 \text{ lb/dt}}{62,4302 \text{ lb/ft}^3} = 1,4849 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Diasumsikan aliran fluida turbulen, maka dari (Peter & Timmerhaus, pers. 15, hlm 892) diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{ID}_{\text{opt}} &= 3,9 (Q_f)^{(0,45)} \times (\rho)^{0,13} = 3,9 (1,484993)^{(0,45)} \times (62,430266)^{0,13} \\ &= 7,9752 \text{ in} \\ &= 0,6646 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi ID = 8 in Sch. 40 (Geankoplis App. 5 hlm 892) diperoleh :

- OD = 8,625 in
- ID = 7,981 in
- A = 0,3474 ft²

$$\begin{aligned} \text{Laju aliran fluida (V)} &= \frac{\text{rate volumetrik (Q}_f\text{)}}{\text{luas area (A)}} = \frac{1,484993 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,3474 \text{ ft}^2} \\ &= 4,2745 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Cek jenis aliran fluida :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} = \frac{(7,981/12) \text{ ft} \times (4,274591) \text{ ft/dt} \times (62,430266) \text{ lb/ft}^3}{0,000605 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 12774,5608 > 2100 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 2100$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen (Mc. Cabe jilid II, hlm. 47).

Ditentukan bahan pipa adalah *Cast iron*, dari Geankoplis 6th, hlm 88 diperoleh $\varepsilon = (2,6 \times 10^{-4})$ m, sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{(2,6 \cdot 10^{-5}) \text{ m} \times 3,2808 \text{ ft/m}}{(7,981/12) \text{ ft}} = 0,001283$$

Dari Geankoplis 6th, gb. 2.10.3 hlm 88, didapat f (*Fanning friction factor*) = 0,008

Menentukan panjang pipa :

- Pipa lurus = 100 ft
- Elbow, 90° = 3 buah
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 3 x 0,75 = 2,25
- Gate valve = 1 buah (*half open*)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 2 x 4,5 = 9
- Globe valve = 1 buah (*wide open*)
 K_f (Geankoplis 6th tabel 2.10.1, hlm 93) = 1 x 6 = 6

Dari pers. 2.10.16 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) = 0,55 \left(1 - \frac{0}{0,3474} \right) = 0,55$$

Dari pers. 2.10.15 , Geankoplis 6th hlm 93 :

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = \left(1 - \frac{0,3474}{0} \right)^2 = 1$$

Dari pers. 2.10.18, Geankoplis 6th hlm 94 :

$$\begin{aligned}\Sigma F &= \left[4f \frac{\Delta L}{D} + K_x + K_c + K_f \right] \frac{v^2}{2} \\ &= \left[4(0,008) \times \frac{100}{(7,981/12)} + 1 + 0,55 + 2,25 + 9 + 6 \right] \frac{(4,274591)^2}{2} \\ &= 215,715562 \text{ lb}_f \text{ ft/lb}_m\end{aligned}$$

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Berdasarkan pers. Bernoulli (pers. 2.7.28, Geankoplis 6th hlm 64) :

$$\begin{aligned}\frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0 \\ \frac{\Delta v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F + W_s &= 0\end{aligned}$$

Direncanakan :

$$\begin{aligned}- \Delta z &= 20 \text{ ft} & - \Delta v &= 4,2745 \text{ ft/dt} \\ - \Delta P &= 0 & - \alpha &= 1,05\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}-W_s &= \left[\frac{(4,274591)^2}{(2) \cdot (1,05) \cdot (32,2)} \right] + \left[\frac{(20) \cdot (9,8)}{32,2} \right] + \left[\frac{0}{62,430266} \right] + 215,715562 \\ &= 6,357174\end{aligned}$$

Tenaga penggerak :

$$\begin{aligned}\text{WHP} &= \frac{W_s \times Q_f \times \rho}{550} = \frac{(6,357174) \cdot (1,484993) \cdot (62,430266)}{550} \\ &= 1,0715 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas} = 1,484993 \text{ ft}^3/\text{dt} = 666,553997 \text{ gpm}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.37 hlm 520, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) pompa} = 75 \%$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{\eta} = \frac{1,071571 \text{ Hp}}{0,75} = 1,4287 \text{ Hp}$$

Dari Peter & Timmerhaus, fig. 14.38 hlm 521, didapat :

$$\eta \text{ (effisiensi) motor} = 78 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{1,428762}{0,78} \\ &= 1,8317 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi pompa pendingin :

- Type : *Centrifugal pump*
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan konstruksi : *Cast iron*
- Jumlah : 1 buah

C. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada Pra Rencana Pabrik Butil Metakrilat ini direncanakan dan disediakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

Perincian kebutuhan listrik terbagi menjadi :

- Peralatan proses produksi
- Penerangan pabrik
- Listrik untuk penerangan

C.1. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk peralatan proses produksi, yaitu :

Tabel D.5. Pemakaian Listrik pada Peralatan Proses Produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1.	L-112	Pompa asam sulfat	1	8
2.	L-114	Pompa asam metakrilat	1	1
3.	L-121	Pompa butanol	1	4
4.	L-131	Pompa hidroquinon	1	1
5.	L-135a	Pompa NaOH	1	1
6.	L-135b	Pompa distilasi	1	1
		J u m l a h		16

❖ Daerah Pengolahan Air

Pemakaian listrik untuk daerah pengolahan air (*water treatment*) :

Tabel D.6. Pemakaian Listrik Pada Daerah Pengolahan Air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya (Hp)
1.	L - 217	Pompa air bersih	1	1
2.	L - 219	Pompa ke deaerator	1	1
3.	L - 222	Pompa ke boiler	1	5
4.	L - 226	Pompa ke bak klorinasi	1	1
5.	L - 227	Pompa ke bak air sanitasi	1	1
6.	L - 232	Pompa ke bak air pendingin	1	2
7.	P - 240	Cooling tower	1	11
8.	L - 225	Pompa ke peralatan	1	2
		J u m l a h		24

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar} &= (16 + 24) \text{ Hp} \\
 &= 40 \text{ Hp} \\
 &= 40 \text{ Hp} \times \frac{0,7475 \text{ kW}}{\text{Hp}} \\
 &= 29,9 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

❖ Listrik Untuk Penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Dimana :

- L = lumen outlet
- A = luas daerah
- F = foot candle
- U = koefisien utilitas = 0,8
- D = efisiensi penerangan rata-rata = 0,75

Tabel D.7. Pemakaian Listrik Untuk Penerangan

No	Bangunan	Luas		Candle (ft)	Lumen
		m ²	ft ²		
1.	Pos penjagaan	20	65,616	5	546,80
2.	Taman	450	1476,360	5	12303,00
3.	Parkir tamu	150	492,120	5	4101,00
4.	Parkir karyawan	250	820,200	5	6835,00
5.	Parkir truk	250	820,200	5	6835,00
6.	Ruang serba guna	150	492,120	5	4101,00
7.	Perpustakaan	80	262,464	5	2187,20
8.	Area perkantoran & TU	1200	3936,960	5	32808,00
9.	Toilet	50	164,040	5	1367,00
10.	Musholla	60	196,848	5	1640,40
11.	Poliklinik	80	262,464	10	4374,40
12.	Kantin	70	229,656	5	1913,80
13.	Pemeriksaan bahan baku	50	164,040	5	1367,00
14.	Gudang bahan baku	260	853,008	5	7108,40
15.	PMK	60	196,848	10	3280,80
16.	Listrik/R. Genset	80	262,464	5	2187,20
17.	Ruang bahan bakar	120	393,696	10	6561,60
18.	Ruang boiler	400	1312,320	10	21872,00
19.	Unit pengolahan air	700	2296,560	10	38276,00
20.	Ruang proses	30000	98424,000	10	1640400,00
21.	Area perluasan pabrik	15000	49212,000	5	410100,00
22.	Bengkel & garasi	500	1640,400	10	27340,00
23.	Litbang/R&D	80	262,464	5	2187,20
24.	Laboratorium	250	820,200	10	13670,00
25.	Gudang produk	250	820,200	5	6835,00
26.	Pos penimbangan	40	131,232	5	1093,60
27.	Pembuatan Sludge jalan	900	2952,720	5	24606,00
J u m l a h		51500	168961,200		2285897,40

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan *Fluorescent lamp type day light* 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{1960 \text{ lumen}}{40 \text{ watt}} = 49 \text{ lumen/watt}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lumen total} &= 2285897,40 - 447009,00 \\ &= 1838888,40 \text{ lumen} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{1838888,40 \text{ lumen}}{49 \text{ lumen/watt}} = 37528,33 \text{ watt} \\ &\approx 37560,00 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} &= \frac{37560,00 \text{ watt}}{40 \text{ watt}} \\ &= 939 \text{ buah} \end{aligned}$$

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan *mercury vapor light* 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

$$\text{Lumen output} = \frac{3000 \text{ lumen}}{100 \text{ watt}} = 30 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Jumlah lumen total} = 12303,00 + 24606,00 = 36909,00 \text{ lumen}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga listrik yang dibutuhkan} &= \frac{36909,00 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}} = 1230,30 \text{ watt} \\ &\approx 1300 \text{ watt} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{1300 \text{ watt}}{100 \text{ watt}} = 13 \text{ buah}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Listrik untuk Penerangan	=	38860	watt
- Lampu mercury	=	48587,5	watt
- Peralatan bengkel	=	2000	watt
- Peralatan laboratorium	=	1500	watt
- Keperluan lain – lain	=	1250	watt
J u m l a h	=	53337,50	watt

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{Listrik untuk penerangan} + \text{Listrik untuk proses} \\ &= (29900 + 53337,5) \text{ watt} \\ &= 83237,5 \text{ watt} = 83,2375 \text{ kW} \end{aligned}$$

Untuk menjamin kelancaran proses produksi, maka kebutuhan listrik juga disupply oleh diesel (generator).

$$\text{Power faktor untuk generator} = 0,75$$

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibangkitkan oleh generator} &= \frac{92,1975 \text{ kW}}{0,75} \\ &= 291,4 \text{ kW} \approx 300 \text{ kW} \end{aligned}$$

D. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar untuk generator :

- Tenaga generator = 300 kW = (330) x (81891,698229 Btu/hari)
= 24567509,47 Btu/hari
- Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil
 - Heating value (Hv) = 19000 Btu/hari
 - Densitas = 55 lb/ft³
 - η = 0,805
- Kebutuhan bahan bakar = $\frac{24567509,47}{(19000) \times (0,805)}$ = 1606,2449 lb/hari
= 728,5877 kg/hari
- Volume bahan bakar = $\frac{1606,24490 \text{ lb/hari}}{55 \text{ lb/ft}^3}$ = 29,2044 /hari

Tangki Bahan Bakar

- Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan.
- Type : *Fixed roof*
- Bahan : High Alloy Steel SA 240 Grade A
- Kondisi : Tekanan (P) = 14,7 psi dan T = 30 °C

Dasar Perhitungan

- Waktu penyimpanan = 30 hari
- Massa bahan bakar = 30 hari x 1606,2444 lb/hari = 48187,334 lb
- Volume bahan bakar = 29,2044 ft³/hari x 30 hari
= 876,1333 ft³

Volume liquid dianggap menempati 80% volume tangki, sehingga :

$$\text{Volume tangki} = \frac{876,133358 \text{ ft}^3}{0,8} = 1095,1667 \text{ ft}^3$$

Menghitung diameter tangki :

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

Dianggap $H = 0,5 D$, sehingga :

$$\begin{aligned} 1095.1667 \text{ ft}^3 &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 0,5 D \\ &= 0.3928 D^3 \\ D^3 &= 2787.6970 \text{ ft}^3 \\ D &= 14.0739 \text{ ft} = 168,887 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi tangki (H) :

$$\begin{aligned} H &= 0,5 D = 0,5 \times (14.0739 \text{ ft}) = 7,0369 \text{ ft} \\ &= 84,4435 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tangki :

$$t_s = \frac{P_i \times D}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} - f &= 15600 \text{ psi} & - C &= 1/16 \text{ in} \\ - E &= 0,85 & &= 0,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tebal tangki} &= \frac{(14,7) \times (14.073924)}{2((15600 \times 0,85) - (0,6 \times 14,7))} + 0,0625 \\ &= 0,142 \text{ in} \\ &= 2,27/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal tutup tangki :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P_i \times D}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P) \cos 0,5 \alpha} + C \\ &= \frac{(14,7) \times (14.073924)}{2((15600 \times 0,85) - (0,6 \times 14,7)) (0,5)} + 0,0625 \\ &= 0,0757 \text{ in} \times 16/16 \\ &= 1,2498/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

APPENDIKS E

ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga peralatan setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada. Untuk menafsir harga peralatan diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehingga diperoleh harga alat saat ini. Untuk menafsir harga alat, dipakai persamaan

$$C_k = C_x \times \frac{I_k}{I_x}$$

Dimana :

C_x = Tafsiran harga alat saat ini

C_k = Harga tafsiran alat pada tahun k

I_x = Indeks harga saat ini

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsirkan harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan

$$V_A = V_B \times \left[\frac{C_A}{C_B} \right]^n$$

Dimana :

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapasitas B

C_A = Kapasitas alat A

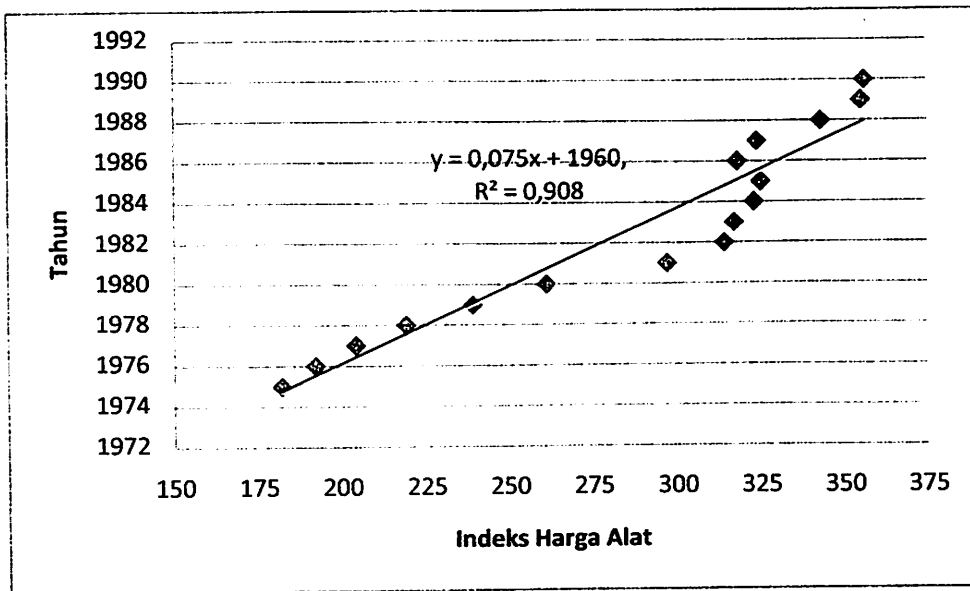
C_B = Kapasitas alat B

n = Harga komponen peralatan

Tabel E. 1. Tabel Indeks Harga Alat

No.	Tahun (y)	Indeks (x)	x^2	$x.y$
1.	1975	182	33124	359450
2.	1976	192	36864	379392
3.	1977	204	41616	403308
4.	1978	219	47961	433182
5.	1979	239	57121	472981
6.	1980	261	68121	516780
7.	1981	297	88209	588357
8.	1982	314	98596	622348
9.	1983	317	100489	628611
10.	1984	323	104329	640832
11.	1985	325	105625	645125
12.	1986	318	101124	631548
13.	1987	324	104976	643788
14.	1988	343	117649	681884
15.	1989	355	126025	706095
16.	1990	356	126736	708440
Jumlah		4569	1358565	9062121

Sumber : Peter and Timmerhaus hal 163 tabel 3



- Dari grafik, didapat persamaan :

$$y = 0,0758x + 1960$$

- Indeks harga pada tahun 1982 ($y = 1982$) :

$$1982 = 0,0758 x + 1960$$

$$x = 278,3641$$

- Indeks harga pada tahun 2014 ($y = 2014$) :

$$2014 = 0,0758 x + 1960$$

$$x = 712,4$$

- Indeks harga pada tahun 2007 ($y = 2007$) :

$$2007 = 0,0758 x + 1960$$

$$x = 620,05$$

B. Harga Peralatan

Dengan menggunakan rumus-rumus pada metode penafsiran harga, didapatkan harga peralatan proses seperti terlihat pada tabel E.2 (Tabel Harga Peralatan Proses) dan tabel E.3 (Tabel Harga Peralatan Utilitas).

Contoh perhitungan peraiatan:

Storage (F-111) :

- Bahan konstruksi : Carbon steel

- Volume : 5621,681 ft³ = 159,189 m³

Dari Fig 5-61 (Ulrich GD , 1984) diperoleh:

Sehingga harga alat tahun 2014

$$= \frac{\text{indeks tahun 2014}}{\text{indeks tahun 2007}} \times \text{harga tahun 2007}$$

$$= \frac{712,4}{620,05} \times \$ 7700$$

$$= \$ 39.770,5308$$

Asumsi : \$ 1 = Rp. 8.700,- (Rp.8.670,- tanggal 20 agustus 2011)

Dengan cara yang sama harga peralatan proses dapat dilihat pada Tabel E.2. berikut:

Tabel E.2 Daftar harga peralatan proses pada tahun 2014

No.	Nama Alat	Kode	Harga / unit (\$)		Jmlh	Harga Total (Rp)
			2007	2014		
1	Storage Asam sulfat	F-111	1800	2068,091	4	71.969.577
2	Storage Asam metakrilat	F-112	7700	8846,835	1	76.967.464
3	Storage Butanol	F-113	1800	2068,091	4	71.969.577
4	Storage Hidroquinon	F-114	1700	1977,873	1	17.207.493
5	Storage NaOH	F-121	1700	1977,873	1	17.207.493
6	Pompa	L-115	1100	1263,833	5	54.976.760
7	Heater	E-116	11500	13212,805	4	459.805.629
8	Tangki Pengencer H ₂ SO ₄	M-117	12000	13787,275	1	119.949.294
9	Tangki Pengencer NaOH	M-123	12000	13787,275	1	119.949.294
10	Reaktor esterifikasi	R-110	120600	138562,12	1	1.205.490.409
11	Cooler	E-118	12500	14361,745	1	124.947.182
12	Reaktor netralisasi	R-120	120600	138562,12	1	1.205.490.409
13	Dekanter	H-124	5500	6319,1678	1	54.976.760

14	Storage Butil metakrilat	F-126	1800	2068,0913	1	17.992.394
15	Pompa ke distilasi	L-125	1100	1263,8336	1	10.995.352
16	Kolom distilasi	D-130	292100	335605,26	1	2.919.765.741
17	Reboiler	E-134	13500	15510,685	1	134.942.956
18	Kondensor	E-135	27100	31136,263	1	270.885.490
19	Storage Butanol	F-131	1700	1953,1973	1	16.992.817
20	Storage Residu	F-132	1700	1953,1973	1	16.992.817
	Total		649500	746285,62		6.492.684.904

Tabel E.3 Harga Peralatan Utilitas tahun 2014

No.	Nama Alat	Kode	Harga / unit (\$)		Jumlah	Harga Total
			2007	2014		(Rp)
	pompa ke kation exchanger	L-221	1100	1170,2169	1	10.180.887
	kation exchanger	D-220A	11000	26040,229	1	226.549.988
	anion exchanger	D-220B	10000	23672,935	1	205.954.535
	pompa ke bak air pendingin	L-223	11300	12021,319	1	104.585.477
	cooling tower	P-226	8000	18938,348	1	164.763.628
	pompa ke deaerator	L-231	1100	1170,2169	1	10.180.887
	Deaerator	D-232	30000	71018,805	1	617.863.604
	pompa ke bak klorinasi	L-241	1100	1170,2169	1	10.180.887
	Pompa ke bak air sanitasi	L-242	1100	1170,2169	1	10.180.887
0	Pompa ke boiler	L-234	1100	1170,2169	1	10.180.887
1	Pompa ke peralatan	L-225	1100	1170,2169	1	10.180.887
2	Clarifier	H-210	60000	142037,61	1	1.235.727.208
3	Boiler	Q-230	242500	257979,64	1	2.244.422.857
	Total		379400	558730,19		4.860.952.618

Tabel E.4. Harga Bak Beton pada tahun 2014

No.	Nama Alat	Kode	Volume	Harga / m ³ (\$)	Jumlah	Harga Total
			m ³			(Rp)
1	Bak air bersih	F-218	4080	42,13	1	1.495.446.480
2	Bak air pendingin	F-224	2280	42,13	1	835.690.680
3	Bak air lunak	F-222	35	42,13	1	12.828.585
4	Bak klorinasi	F-240	20	42,13	1	7.330.620
6	Bak sanitasi	F-243	30	42,13	1	10.995.930
Total			6445	210,65	6	2.362.292.295

Dari tabel – tabel tersebut di atas dapat diketahui harga total peralatan yaitu :

Harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

= \$ 746.285,62 + 830.258,036

= \$ 1.576.543,66

Dengan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

Harga peralatan total = $1,2 \times \$ 1.305.015,81$

= \$ 1.566.018,972

= Rp.13.624.365.060,-

C. Gaji Karyawan

Tabel E.5. Daftar Gaji Pegawai

No	Jabatan	Jmlh	Gaji (Rp/orang)	Total
1	Direktur utama	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
2	Direktur produksi dan teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Direktur manager administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
4	Sekretaris direktur	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
5	Kepala LITBANG (R&D)	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6	Karyawan LITBANG (R&D)	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
7	Kepala Dept. QC	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Karyawan QC	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000

9	Kepala Dept. Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
0	Kepala Dept. Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Kepala Dept. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Kepala Dept. SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Kepala Dept. Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Kepala Divisi Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Staff Divisi Produksi	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
17	Karyawan Divisi Produksi	28	Rp 3.500.000	Rp 98.000.000
18	Kepala Divisi Gudang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
19	Staff Divisi Gudang	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
20	Karyawan Gudang	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
21	Kepala Divisi Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
22	Staff Divisi Utilitas	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
23	Karyawan Utilitas	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
24	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
25	Staff Bengkel dan Perawatan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
26	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
27	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	Rp 3.000.000	Rp 15.000.000
28	Kepala Divisi Penjualan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
29	Staff Penjualan	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
30	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
31	Staff Promosi & Periklanan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
32	Kepala Divisi Research Marketing	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
33	Staff Research Marketing	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
34	Kepala Divisi Transportasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
35	Staff Transportasi	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000

36	Sopir	3	Rp 2.000.000	Rp 6.000.000
37	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
38	Staff Pembukuan Keuangan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
39	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
40	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
41	Kepala Divisi Kesehatan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
42	Staff Kesehatan	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
43	Kepala Divisi Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
44	Staff Divisi Personalia	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
45	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
46	Staff Ketenagakerjaan	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
47	Kepala Divisi Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
48	Staff Keamanan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
49	Kepala Divisi Kebersihan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
50	Staff Kebersihan	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
Total		134	Rp521.500.000	Rp 852.000.000

Total gaji pegawai per tahun = Rp 852.000.000 × 12 bulan

= Rp 10.224.000.000 /tahun

D. Utilitas

❖ Listrik

Kebutuhan listrik /hari = 83,2375 kW

Harga listrik /KWH = Rp. 915,-

Biaya kebutuhan listrik per tahun :

= Rp. 915/kW × 83,2375 kW × 24 jam/hari × 330 hari/thn

= Rp. 603.205.515

❖ Bahan bakar

Kebutuhan bahan bakar = 826,9809 L/hari

Harga bahan bakar /L = Rp. 4.500 (Agustus 2011)

Biaya bahan bakar per tahun :

= Rp. 4.500 /L × 826,9809 L/hari × 330 hari/th

= Rp. 1.228.066.637

❖ Alum

Pemakaian alum = 130,5515 kg/hari

Harga alum tiap kg = Rp. 1800,00

Biaya Pemakaian alum = 2,1949 kg/hari × 330 hari/tahun × Rp. 1800

= Rp. 77.547.591

Total biaya utilitas untuk 1 tahun :

= Rp. 603.205.515 + Rp. 1.228.066.637 + Rp.77.547.591

= Rp. 1.908.819.743

E. Harga bahan baku

• **Asam Sulfat**

Kebutuhan IPA = 59,004 kg/jam

Harga IPA /ton = \$ 178,16,-

Biaya per tahun :

= \$ 178,16 ton/1.000 kg × 59,004 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/th

= \$ 83.256,25

• **Asam Metakrilat**

Kebutuhan IPA = 2.360,155 kg/jam

Harga IPA /ton = \$ 2.900,-

Biaya per tahun :

= \$ 2.900 ton/1.000 kg × 2.360,155 kg/jam × 24 jam/hari × 330 hari/th

= \$ 54.208.040,04

• **Butanol**

Kebutuhan IPA = 3.155,527 kg/jam

Harga IPA /ton = \$ 1.000,-

Biaya per tahun :

$$= \$ 1.000 \text{ ton}/1.000 \text{ kg} \times 3.155,527 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/th}$$

$$= \$ 24.991.773,84$$

- **Hidroquinon**

Kebutuhan IPA = 4,72 kg/jam

Harga IPA /ton = \$ 14.340,-

Biaya per tahun :

$$= \$ 14.340 \text{ ton}/1.000 \text{ kg} \times 4,72 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/th}$$

$$= \$ 536.063,62$$

- **NaOH**

Kebutuhan IPA = 50 kg/jam

Harga IPA /ton = \$ 367,816,-

Biaya per tahun :

$$= \$ 367,816 \text{ ton}/1.000 \text{ kg} \times 50 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/th}$$

$$= \$ 145.655,14$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan bahan baku} &= \$ 83.256,25 + \$ 54.208.040,04 + \\ &\quad \$ 24.991.773,84 + \$ 536.063,62 \\ &\quad + \$ 145.655,14 \\ &= \$ 79.964.788,89 \end{aligned}$$

F. Penjualan Produk

Produk utama (Butil Metakrilat)

Produksi/tahun = 25.000.000 kg/tahun = 32.300 L/tahun

Harga jual/L = Rp. 28.765 /L

Total penjualan = Rp. 929.109.500.000 /tahun

$$= \$ 106.794.195 \text{ /tahun}$$

G. Biaya Pengemasan

Produk utama (Butil Metakrilat)

Kapasitas = 3156,57 kg/jam = 25.000.000 kg/tahun = 19.350.000 L/tahun

$$= 5.111.745,126 \text{ gal/tahun}$$

Pengemasan dilakukan tiap 55 galon dengan menggunakan drum

Biaya pengemasan /drum = \$ 57,52

(Timmerhaus, hal 541)

Biaya pengemasan tahun 2014 = Rp 511.975

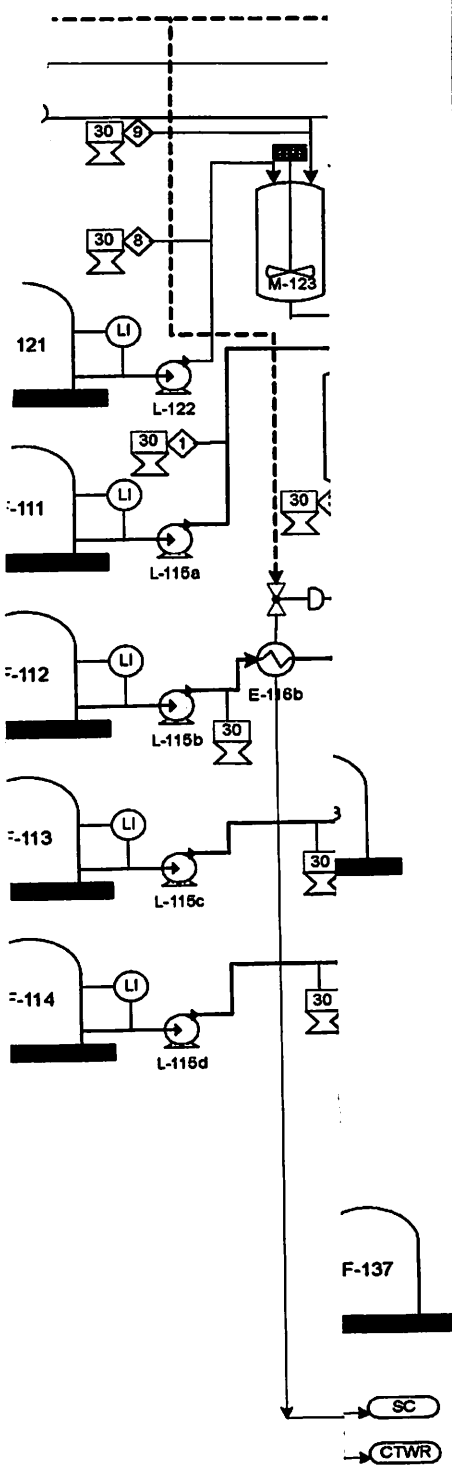
Jumlah kemasan/thn = $\frac{5111745,126}{55} = 92.941$ drum/tahun

Sehingga, Biaya Pengemasan adalah :

= $92.941 \times \$ 57,52$

= \$ 5.345.966,32 /tahun

= Rp 46.509.906.980 /tahun



16.	LI	LEVEL INDICATOR
15.	FC	FLOW CONTROL
14.	PC	PRESSURE CONTROL
13.	TC	TEMPERATURE CONTROL
12.	WP	WATER PROCESS
11.	CTW	COOLING TOWER WATER
10.	S	STEAM
9.	WT	WATER TREATMENT
8.	CTWR	COOLING WATER RETURN
7.	SC	STEAM CONDENSAT
6.	◇	MOLAR FLOW
5.	◇	NOMOR ALIRAN
4.	◇	LIQUID FLOW
3.	□	TEMPERATURE
2.	◇	GAS FLOW
1.	○	PRESSURE
NO.	SIMBOL	KETERANGAN

26.	E-131	KONDENSOR	1
25.	E-134	REBOILER	1
24.	F-137	STORAGE BUTIL METAKRILAT	1
23.	F-133	STORAGE BUTANOL	1
22.	D-130	KOLOM DISTILASI	1
22.	E-126	HEATER	1
21.	L-125	POMPA	1
20.	H-124	DEKANTER	1
19.	M-123	TANGKI PENGECER NaOH	1
18.	L-122	POMPA	1
17.	F-121	STORAGE NaOH	1
16.	R-120	REAKTOR NETRALISASI	1
16.	E-118	COOLER	1
14.	M-117	TANGKI PENGECER H2SO4	1
13.	E-116d	HEATER	1
12.	E-116c	HEATER	1
11.	E-116b	HEATER	1
10.	E-116a	HEATER	1
1.	L-115d	POMPA	1
8.	L-115c	POMPA	1
7.	L-115b	POMPA	1
6.	L-115a	POMPA	1
5.	F-114	STORAGE HIDROQUINON	1
4.	F-113	STORAGE BUTANOL	1
3.	F-112	STORAGE ASAM METAKRILAT	1
2.	F-111	STORAGE ASAM SULFAT	1
1.	R-110	REAKTOR ESTERIFIKASI	1
NO.	KODE	KETERANGAN	JML

KOMPONEN	BM	◇	
		◇	◇
C ₄ H ₆ O ₂	86	-	-
C ₄ H ₁₀ O	74	-	-
H ₂ SO ₄	98	5467,82	-
C ₆ H ₄ (OH) ₂	110	-	-
NaOH	40	-	-
H ₂ O	18	111,69	-
C ₆ H ₄ O ₂	142	-	-
NaC ₄ H ₇ O ₂	126	-	-
Na ₂ SO ₄	142	-	-
TOTAL		5579,41	-

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PRA RENCANA PABRIK BUTIL METAKRILAT
DENGAN PROSE ESTERIFIKASI
Kapasitas 25.000 ton/tahun

DIRANCANG OLEH:	DOSEN PEMBIMBING
DYAH ARIESTYA (0614022)	JIMMY. ST. MT.

B	C	D	E	F	G
1/2	1	4	20	11/2	11/2
5	4 1/4	9	27 1/2	5	5
387	0,687	0,562	0,937	0,687	0,687
7/8	2	6 3/16	23	2 7/8	2 7/8
1,9	1,32	4,5	20	1,9	1,9
3/16	1 15/16	5 5/16	22	2 9/16	2 9/16
7/16	2 3/16	3	5 11/16	2 7/16	2 7/16
1,81	1,05	4,03	19,25	1,81	1,81
4	4	8	20	4	4
5/8	5/8	3/4	1 1/8	5/8	5/8
7/8	3 1/8	7 1/2	25	3 7/8	3 7/8
4	2	15	170	4	4

	CEMEN, SAND AND GRAVEL
	CARBON STEEL
	HIGH ALLOY STEEL
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	CARBON STEEL
	CARBON STEEL
0,3504	HIGH ALLOY STEEL
	HIGH ALLOY STEEL
	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	HIGH ALLOY STEEL
	FLAT METAL , JACKETED, ASBESTOS FILLED
2,3113	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 304
	HIGH ALLOY STEEL SA 240 GRADE M TYPE 316
	HIGH ALLOY STEEL
	HIGH ALLOY STEEL
	BAHAN

0,3504	JURUSAN TEKNIK KIMIA JILTA TEKNOLOGI INDUSTRI TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
	ENCANA PABRIK BUTIL METAKRILAT DENGAN PROSE ESTERIFIKASI Kapasitas 25.000 ton/tahun
3 OLEH:	DOSEN PEMBIMBING
(0614022)	JIMMY, ST. 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 : Selasa

Tanggal : 23 Agustus 2011

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Dyah Ariestya

N i m : 06 14 022

Perbaikan tersebut meliputi :

- * Check logi analisis Elemen
- * Reaktor alat utama
- * Check deskriptor (Sparator) 1 - 2 - 3

Hee Sudah diperbaiki

Malang, 23 Agustus 2011

Dosen Penguji

(Kukabang S^{te})

(Rambing S^{te})