

PRA RENCANA PABRIK

**ASAM OKSALAT DARI AMPAS TAPIOKA
DENGAN PROSES OKSIDASI KAPASITAS PRODUKSI 1200
TON/TAHUN**

SKRIPSI

**Disusun Oleh:
AHYAR SORAYA
0514025**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012**

LINEAR ALGEBRA

UNIVERSITY OF CALIFORNIA
SAN DIEGO
DEPARTMENT OF MATHEMATICS
MATH 110

1995

1995

1995

1995

UNIVERSITY OF CALIFORNIA
SAN DIEGO
DEPARTMENT OF MATHEMATICS
MATH 110

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**ASAM OKSALAT DARI AMPAS TAPIOKA
DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS PRODUKSI 1200TON/TAHUN**

SKRIPSI

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

Disusun Oleh :

AHYAR SORAYA	0514025
RAHAYU MAYATI	0541070

Malang, 17 September 2012

**Menyetujui,
Ketua Jurusan**



Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing**


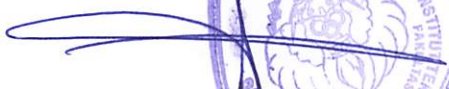
A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Rini Kartika Dewi'.

Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP Y 103.0100.370

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI


Nama : AHYAR SORAYA
NIM : 05.14.025
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK ASAM OKSALAT DARI
AMPAS TAPIOKA DENGAN PROSES OKSIDASI
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :
Hari : SELASA
Tanggal : 07 AGUSTUS 2012
Nilai : B+

Ketua,




Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,



M. Istnaeny Huda, ST, MT
NIP Y 1030400400


Penguji Pertama,



Ir. Bambang Susila Hadi
NIP:Y. 101.9000.201

Anggota Penguji,

Penguji Kedua,



(Ir. Muyassaroh, MT)
NIP.Y. 103.9700.306

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RAHAYU MAYATI
NIM : 0414070
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

**ASAM OKSALAT DARI AMPAS TAPIOKA DENGAN PROSES OKSIDASI
KAPASITAS PRODUKSI 1200 TON/TAHUN**

PERANCANGAN ALAT UTAMA EVAPORATOR

h Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau
adur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber
a.

Malang, September 2012
Yang membuat pernyataan,

RAHAYU MAYATI

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Allah SWT karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka dengan proses oksidasi kapasitas 1200 ton/tahun”**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Jimmy ST.MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Ibu Rini Kartika Dewi ST.MT selaku dosen pembimbing kami
5. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Agustus 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
BERITA ACARA	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
ABSTRAKSI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI 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

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 2.1.1.	Pembuatan Asam Oksalat dengan cara Sintesis Na-Formiat.	II – 2
Gambar 2.1.2.	Pembuatan Asam Oksalat dengan cara Fermentasi	II – 3
Gambar 2.1.3.	Pembuatan Asam Oksalat dengan cara Peleburan Alkali	II – 4
Gambar 2.1.4.	Pembuatan Asam Oksalat dengan cara Fermentasi	II – 5
Gambar 9.1.1.	Peta Lokasi Pabrik Asam Oksalat.....	IX – 6
Gambar 9.2.1.	Denah Pabrik Asam Oksalat	IX – 9
Gambar 9.3.1.	<i>Lay Out Pilot Plant</i> Peralatan Proses.....	IX – 12
Gambar 10.3.1.	Struktur Organisasi Pabrik Asam Oksalat	X – 12
Gambar 11.6.1.	<i>Break Event Point</i> Pabrik Asam Oksalat	XI – 12
Gambar E.1. 6	Grafik Hubungan Indeks Harga Alat	APP E – 3

ABSTRAKSI

Asam oksalat merupakan bahan kimia yang banyak digunakan untuk membersihkan karat dan kerak yang terakumulasi dalam sistem pendingin, sebagai *bleaching* pada industri tekstil, bahan baku untuk menetralkan kelebihan alkali pada proses pencucian dan menghilangkan karbonasi pada plat logam. Dalam pemasarannya asam oksalat merupakan padatan kristal berwarna putih. Adapun pembuatan asam oksalat pada pabrik ini menggunakan bahan baku ampas tapioka dan HNO_3 dengan proses oksidasi.

Pabrik Ampas Tapioka dari Ampas Tapioka ini direncanakan didirikan di daerah Lampung dengan kapasitas 2800 ton/tahun dan waktu operasi pabrik selama 331 hari per tahun, 24 jam per hari. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staff.

Dari hasil perhitungan analisa ekonomi, didapatkan :

- *Total Capital Investment* (TCI) = Rp 119.819.063.091,56
- ROI setelah pajak = 34,01 %
- *Pay Out Time* (POT) = 2 tahun 46 hari
- *Break Even Point* (BEP) = 40,34 %

Karena nilai ROI setelah pajak lebih besar daripada bunga bank, maka Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Dewasa ini, industrialisasi dipilih sebagai jalur utama bagi pertumbuhan ekonomi sehingga banyak dibutuhkannya bahan-bahan kimia yang beraneka ragam. Dalam memenuhi kebutuhan tersebut, Indonesia lebih banyak mengimpor dari negara luar yang menyebabkan semakin berkurangnya devisa negara. Dalam usaha untuk mengatasi hal tersebut, maka perlu adanya suatu pemanfaatan secara maksimal terhadap sumber daya yang ada sehingga diharapkan dapat meningkatkan devisa negara dan dapat menyerap tenaga kerja.

Salah satu bentuk pemanfaatan sumber daya alam yaitu pemanfaatan ampas tapioka dalam industri kimia sebagai bahan baku pembuatan asam oksalat.

Asam oksalat pada umumnya berupa kristal berwarna putih, digunakan untuk membersihkan karat dan kerak yang terakumulasi dalam sistem pendingin terutama pada ruang bakar serta untuk menghilangkan karbonasi pada plat logam dan logam-logam. Selain itu, asam oksalat juga digunakan untuk menetralkan kelebihan alkali pada pencucian dan sebagai *bleaching* pada industri tekstil.

1.2. Perkembangan Industri Asam Oksalat

Didalam perkembangannya industri asam oksalat mulai berkembang dengan proses Hidrolisi pati dengan menggunakan asam yang ditemukan pertama kali oleh Kirehoff pada tahun 1812, tetapi produk secara komersil baru terlaksana pada tahun 1850. Reaksi hidrolisis asam masih banyak kelemahannya, maka para ahli mengembangkan reaksi hidrolisis dengan memakai enzim. Penggunaan hidrolisis enzim telah lama dipergunakan sebelum ditemukannya hidrolisis asam yaitu pada pembuat bir, minuman beralkohol lainnya, tape, dan pembuatan roti. Secara ilmiah hidrolisis asam baru dapat dimengerti sejak Payen dan Perzoz berhasil mengisolasi enzim amylase dari malt pada tahun 1833.

Pada tahun 1936 E.L Jackson dan C.S. Hudson telah menemukan oksidasi glukosa dengan larutan asam. Pada mulanya asam oksalat diproduksi dari sodium format, selanjutnya dikembangkan pembuatan asam oksalat dengan oksidasi asam

nitrat pada karbohidrat. Sebagian kecil merupakan hasil samping dari produk asam sitrat. Pada proses yang terakhir sejumlah asam oksalat dibentuk dengan pengontrol dari beberapa kondisi proses disesuaikan produksinya, kemungkinan bertambah atau diturunkan tergantung kondisi pasar saat itu.

Dewasa ini kebutuhan asam oksalat terus mengalami peningkatan sejalan dengan perkembangan industri yang semakin meningkat dari kualitas maupun kuantitas produksinya. Asam oksalat adalah salah satu industri kimia yang sangat dibutuhkan diberbagai industri dan untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut diatas, indonesia masih mengimpor dari luar negeri sehingga pendirian pabrik asam oksalat dapat dipenuhi. Untuk mengurangi ketergantungan tersebut, maka perlu didirikan pabrik asam oksalat dengan kapasitas yang memadai. Berikut ini adalah tabel yang menunjukkan data import asam oksalat dari tahun 2007-2011 berdasarkan Biro Pusat Statistik Surabaya.

Kebutuhan asam oksalat di Indonesia setiap tahun selalu meningkat mengingat asam oksalat banyak dibutuhkan karena kegunaannya. Saat ini, Indonesia masih mengimpor asam oksalat dari negara luar untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dalam negeri. Untuk mengurangi ketergantungan tersebut, maka perlu didirikan pabrik asam oksalat dengan kapasitas yang memadai

1.3. Sejarah

Pada awalnya, asam oksalat diproduksi dari sodium format kemudian dikembangkan sintesis asam oksalat dengan cara oksidasi gula (karbohidrat) menggunakan asam nitrat pada tahun 1776 oleh "Scheele". Saat ini terdapat 4 macam teknologi yang telah dikembangkan untuk sintesis asam oksalat secara komersial, yaitu peleburan selulosa oleh alkali, oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat, fermentasi gula dan sintesis dari sodium format. Cara yang paling banyak digunakan adalah oksidasi dengan menggunakan asam nitrat karena lebih menguntungkan

1.4. Kegunaan

Asam oksalat merupakan bahan kimia yang sangat dibutuhkan keberadaannya, antara lain yaitu:

- a. Sebagai pembersih logam-logam secara umum.

- b. Sebagai pembersih radiator mobil (*bleaching agent*), industri lilin dan tekstil.
- c. Pada industri kulit dibutuhkan dalam proses penyamakan.
- d. Oleh penatu digunakan sebagai asam pencuci untuk menghilangkan kotoran yang disebabkan oleh ion ferri dan merupakan penghapus noda KMnO_4 .
- e. Pembuatan blue print paper dalam bentuk besi oksalat.
- f. Dalam industri kimia digunakan untuk membuat tinta, bahan kimia dalam fotografi, pemurnian gliserol, sebagai bahan warna, untuk membuat selluloid.
- g. Banyak digunakan dalam laboratorium kimia sebagai *reagent*.

1.4. Sifat Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Sifat Bahan Utama

A. Ampas Tapioka

Sifat – sifat :

Sifat - sifat fisika :

- Berbentuk bongkah-bongkah
- Berwarna putih
- Kelarutan dalam air membentuk larutan pekat

Sifat - sifat kimia :

- Karbohidrat = 68 %
- Protein = 1,75 %
- Lemak = 0,25 %
- Serat Kasar = 10 %
- Air = 20 %

B. Asam Nitrat / HNO_3

Sifat – sifat :

Sifat - sifat fisika :

- Berat jenis = $1,51 \text{ g/cm}^3$
- Titik didih = $86 \text{ }^\circ\text{C}$
- Kemurnian = 95 %
- Cairannya berasap

Sifat - sifat kimia :

- Rumus molekul = HNO_3

- Berat Molekul = 63 g/mol
- Bersifat racun dan merupakan asam pengoksidasi kuat
- Dalam suhu kamar akan terurai oleh cahaya/sinar
- Bila dicampur dengan HCl dengan perbandingan 1 : 3 akan menghasilkan aqua regia

1.4.2. Sifat Bahan Pembantu

A. Asam Sulfat / H_2SO_4

Sifat – sifat :

Sifat fisika :

- Berupa cairan kental tidak berwarna/jernih
- Berat molekul = 98,1 g/mol
- Titik didih = 339 °C
- Berat jenis = 1,84 g/cm³
- Kemurnian = 93 – 97 %

Sifat - sifat kimia :

- Dapat melarutkan logam
- Merupakan pengoksidasi kuat
- Bersifat higroskopis
- Merupakan *sulfating agent* terhadap campuran organik
- Dengan air akan membentuk hidrat $H_2SO_4 \cdot 2H_2O$ sambil mengeluarkan panas

B. Vanadium Pentaoksida / V_2O_5

Sifat – sifat

Sifat – sifat fisika :

- Merupakan serbuk yang berwarna kuning kemerahan
- Berat jenis = 3,357 g/cm³
- Titik didih = 1750 °C

Sifat – sifat kimia :

- Rumus molekul = V_2O_5
- Bobot molekul = 181,88 g/mol
- Titik nyala = 690 °C

- Sukar larut dalam air, asam dan basa

C. Air

Sifat – sifat

Sifat – sifat fisika :

- Berat molekul = 18 g/mol
- Berat jenis = 1 g/cm³
- Titik beku = 0 °C
- Titik didih = 100 °C

Sifat – sifat kimia :

- Rumus molekul = H₂O
- Sebagai bahan pelarut sempurna

1.4.3. Sifat Produk

A. Asamoksalat anhidrid {(COOH)₂}:

Sifat – sifat

Sifat – sifat fisika :

- Berat jenis = 1,653 g/cm³
- Berat molekul = 90,04 g/mol
- Titik leleh = 187,0 °C
- Panas pembakaran = 60 kkal/mol
- Panas penguraian (18 °C) = 195,36
- Panas pelarutan dalam air = - 9,58 kJ/mol
- Panas sublimasi = 90,58 kJ/mol
- Panas dekomposisi = 826.78 kJ/mol
- Larut dalam air, alkohol dan etil eter 23,6 g/100 g solvent
- Tekanan uap padat (57-107 °C) = log P = - 4726,95/T + 11,3478
- Panas jenis (-200 s/d 50 °C) = C_p = 0,295 + 0,00076 t (kal/g)

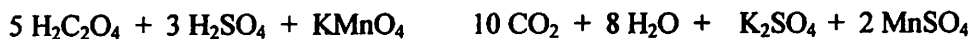
Asamoksalat dihidrida {(COOH)₂.2 H₂O}:

- Berat jenis = 1,653
- Berat molekul = 126,04 g/mol
- Titik leleh = 101,5 °C

- Indeks bias = 1,475
- Panas pelarutan dalam air = - 35,5 kJ/mol
- Panas pembentukan = - 1422 kJ/mol (pada 18 °C)
- Larut dalam air, alkohol dan etil eter 23,6 g/100 g solvent

B. Sifat – sifat kimia

- Asamoksalat bila dipanaskan dengan H₂SO₄ pekat akan terurai menjadi CO₂, CO dan H₂
- Asamoksalat bila direaksikan dengan KMnO₄ dan H₂SO₄ encer pada suhu 60 °C akan teroksidasi menjadi :



- Dekomposisi asamoksalat dalam larutan air bisa berlangsung dengan bantuan sinar ultraviolet, sinar gamma atau sinar X.
- Bentuk esternya mudah mengalami reaksi kondensasi
- Dekomposisi asamoksalat juga dapat terjadi pada proses fusi dengan larutan alkali menghasilkan karbonat dan hidrogen
- Asamoksalat juga mengalami reaksi penggaraman dengan basa dan esterifikasi dengan alkohol seperti asam organik yang lain.

1.5. Perkiraan Kapasitas Produksi

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

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

dimana: X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X₀ = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2011 dan 2016 (5 tahun)

Tabel 1.5.1. Data Produksi Asam oksalat di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)	% Kenaikan
2007	1436.055	-
2008	1108.102	- 0.1358
2009	1033.88	- 6.698
2010	1498.327	44.922
2011	1202.762	- 19.726
Rata – Rata		11.56

Sumber: Biro Pusat Statistik data *import*

$$\begin{aligned} \text{Impor tahun 2018} &= 1202.762 (1+ 0.1156)^5 \\ &= 1202.786 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Maka pada tahun 2018 diperkirakan impor Asam Oksalat ke Indonesia sebesar 1202.786 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 1202 ton/tahun.

- Berat Molekul = 63 g/mol
- Bersifat racun dan merupakan asam pengoksidasi kuat
- Dalam suhu kamar akan terurai oleh cahaya/sinar
- Bila dicampur dengan HCl dengan perbandingan 1 : 3 akan menghasilkan aqua regia

1.4.2. Sifat Bahan Pembantu

A. Asam Sulfat / H₂SO₄

Sifat – sifat :

Sifat fisika :

- Berupa cairan kental tidak berwarna/jernih
- Berat molekul = 98,1 g/mol
- Titik didih = 339 °C
- Berat jenis = 1,84 g/cm³
- Kemurnian = 93 – 97 %

Sifat - sifat kimia :

- Dapat melarutkan logam
- Merupakan pengoksidasi kuat
- Bersifat higroskopis

- Sukar larut dalam air, asam dan basa

C. Air

Sifat – sifat

Sifat – sifat fisika :

- Berat molekul = 18 g/mol
- Berat jenis = 1 g/cm³
- Titik beku = 0 °C
- Titik didih = 100 °C

Sifat – sifat kimia :

- Rumus molekul = H₂O
- Sebagai bahan pelarut sempurna

1.4.3. Sifat Produk

A. Asamoksalat anhidrid {(COOH)₂}:

Sifat – sifat

Sifat – sifat fisika :

- Berat jenis = 1,653 g/cm³
- Berat molekul = 90,04 g/mol
- Titik leleh = 187,0 °C
- Panas pembakaran = 60 kkal/mol
- Panas penguraian (18 °C) = 195,36
- Panas pelarutan dalam air = - 9,58 kJ/mol
- Panas sublimasi = 90,58 kJ/mol
- Panas dekomposisi = 826.78 kJ/mol
- Larut dalam air, alkohol dan etil eter 23,6 g/100 g solvent
- Tekanan uap padat (57-107 °C) = $\log P = - 4726,95/T + 11,3478$
- Panas jenis (-200 s/d 50 °C) = $C_p = 0,295 + 0,00076 t$ (kal/g)

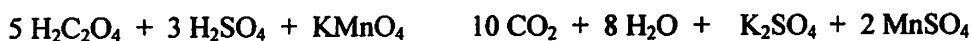
Asamoksalat dihidrida {(COOH)₂.2 H₂O}:

- Berat jenis = 1,653
- Berat molekul = 126,04 g/mol
- Titik leleh = 101,5 °C

- Indeks bias = 1,475
- Panas pelarutan dalam air = - 35,5 kJ/mol
- Panas pembentukan = - 1422 kJ/mol (pada 18 °C)
- Larut dalam air, alkohol dan etil eter 23,6 g/100 g solvent

B. Sifat – sifat kimia

- Asamoksalat bila dipanaskan dengan H₂SO₄ pekat akan terurai menjadi CO₂, CO dan H₂
- Asamoksalat bila direaksikan dengan KMnO₄ dan H₂SO₄ encer pada suhu 60 °C akan teroksidasi menjadi :



- Dekomposisi asamoksalat dalam larutan air bisa berlangsung dengan bantuan sinar ultraviolet, sinar gamma atau sinar X.
- Bentuk esternya mudah mengalami reaksi kondensasi
- Dekomposisi asamoksalat juga dapat terjadi pada proses fusi dengan larutan alkali menghasilkan karbonat dan hidrogen
- Asamoksalat juga mengalami reaksi penggaraman dengan basa dan esterifikasi dengan alkohol seperti asam organik yang lain.

1.5. Perkiraan Kapasitas Produksi

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

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

dimana: X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X₀ = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2011 dan 2016 (5 tahun)

Tabel 1.5.1. Data Produksi Asam oksalat di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)	% Kenaikan
2007	1436.055	-
2008	1108.102	- 0.1358
2009	1033.88	- 6.698
2010	1498.327	44.922
2011	1202.762	- 19.726
Rata – Rata		11.56

Sumber: Biro Pusat Statistik data *import*

$$\text{Impor tahun 2018} = 1202.762 (1 + 0.1156)^5$$

$$= 1202.786 \text{ ton/tahun}$$

Maka pada tahun 2018 diperkirakan impor Asam Oksalat ke Indonesia sebesar 1202.786 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 1202 ton/tahun.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Jenis-Jenis Proses

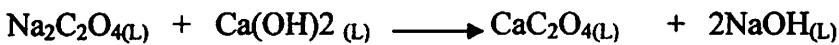
Asam oksalat dapat diproduksi dengan beberapa macam proses, sehingga diperlukan seleksi proses untuk mendapatkan hasil yang optimal. Beberapa macam proses pembuatan asam oksalat baik ditinjau dari proses pembuatan maupun dari bahan baku yang digunakan , yaitu antara lain proses :

- A. Peleburan alkali selulosa (*Donald f. Othmer, Carl, H, gamer and Joseph J. Jacobs Jr, 1942.*)
- B. Oksidasi asam Nitrat (*Othmer, D.F, Kirk, R.E, 1954.*)
 - 1. Oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat
 - 2. Oksidasi Ethylene Glikol dengan asam nitrat
 - a. Proses sekutu
 - b. Proses uni soviet
 - c. Proses jepang
 - 3. Oksidasi propylene dengan asam nitrat
 - a. proses Rhone-Poulenc
- C. Proses Sintesa dari Sodium Formiat (*Faith, W.L, Keyes, D.E, and Carlk, R.L, 1957.*)
- D. Hasil samping fermentasi asam sitrat (*Faith, W.L, Keyes, D.E and Carlk R.L., 1957 hal. 275-279.*)

A. Peleburan Alkali Sellulosa

Metode ini ditemukan oleh Gay Lussac, yang digunakan secara komersial pada pertengahan abad 19th. Proses ini menggunakan bahan baku berupa bahan yang mengandung selulosa tinggi, misal serbuk gergaji, kulit padi, tongkol jagung dan lain-lain. Bahan ini dilebur dengan cairan sodium atau potassium hidroksida pekat atau campuran keduanya, pada suhu 200 °C.

Dari proses peleburan ini terbentuk 50 % garam yang kemudian membentuk asam oksalat dan sisanya sebagai garam karbonat. Pemurnian hasil ini dicuci dengan air panas, kemudian larutan didinginkan dan dipekatkan yang akhirnya akan membentuk natrium oksalat. Dengan mereaksikan Ca(OH)₂ dengan natrium oksalat akan diperoleh kalsium oksalat dan natrium hidroksida dengan reaksi sebagai berikut :



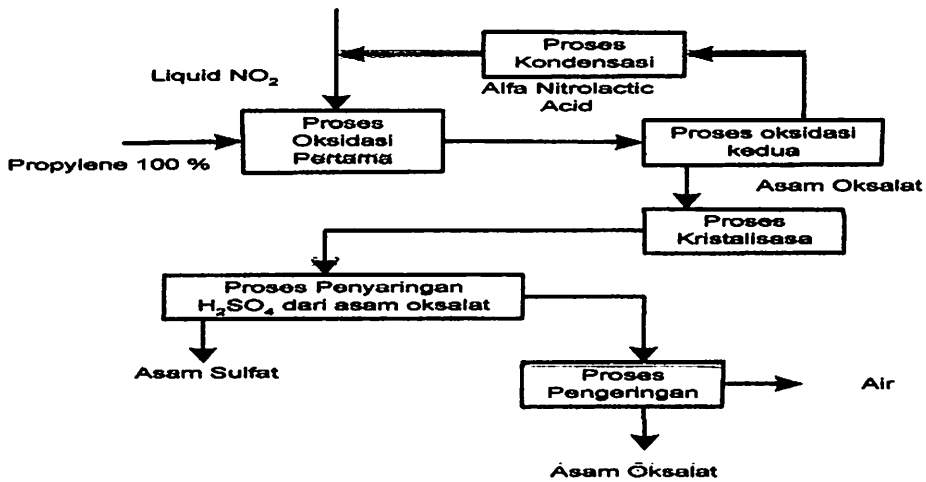
Calcium oksalat yang terbentuk direaksikan dengan asam sulfat, yang sebelumnya NaOH yang ada dipisahkan terlebih dahulu dengan filtratnya (proses pemisahan) dimana NaOH yang telah dipisahkan dapat digunakan kembali untuk proses peleburan

Reaksi yang terjadi pada penambahan asam sulfat :



Kondisi optimum untuk peleburan alkali adalah sebagai berikut :

- Perbandingan antara NaOH dengan bahan = 3: 1
- Konsentrasi NaOH 50 %
- Suhu akhir peleburan 200 °C



Gambar 2.1 Proses Peleburan Selulosa dengan Alkali

B. Oksidasi Asam Nitrat

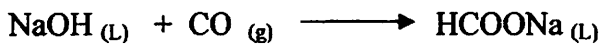
1. Oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat

Cara ini ditemukan oleh “Scheele” pada tahun 1776. Asam oksalat diproduksi dengan mengoksidasi karbohidrat seperti glukosa, sukrosa, starch, dextrin dan selulosa dengan menggunakan asam nitrat. Biasanya untuk proses ini bahan yang digunakan adalah bahan yang banyak mengandung karbohidrat, misalnya tepung. Dimana tepung yang digunakan biasanya adalah tepung jagung, tepung gandum, tepung ubi jalar atau tepung yang lainnya dan bisa juga menggunakan gula atau mollasses. Pemilihan bahan baku karbohidrat untuk pembuatan asam oksalat tergantung pada kegunaan, aspek ekonomi dan karakteristik proses operasi. Pada proses pembuatan asam oksalat dengan menggunakan starch atau glukosa, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain adalah rate penambahan asam nitrat, pengadukan dalam reaktor dan pengambilan kembali oksida nitrogen (NO_x) yang dihasilkan pada proses tersebut. Hal-hal

C Sintesis dari Natrium Formiat

Natrium formiat merupakan salah satu bahan untuk membentuk asam oksalat dengan proses sintesis. Dalam proses ini bahan yang dipakai adalah CO, Ca(OH)₂, H₂SO₄ dan NaOH.

Natrium formiat dapat diperoleh dari reaksi antara NaOH dan CO dengan reaksi sebagai berikut :



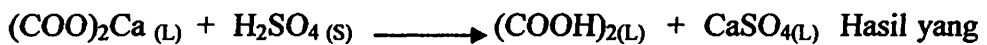
Yang kemudian mengurai menjadi (COONa)₂ dan gas hidrogen dengan reaksi :



Natrium formiat direaksikan dengan kapur membentuk kalsium oksalat dan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

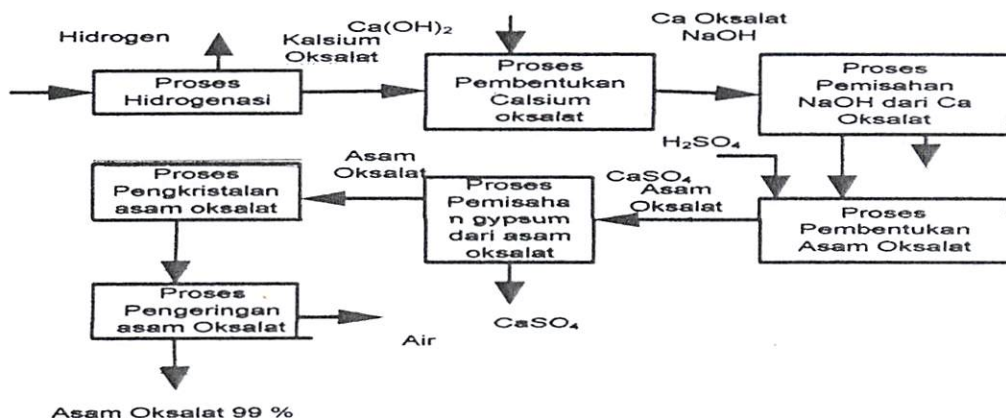


Produk ini kemudian dipisahkan dan kalsium oksalat yang diperoleh kemudian direaksikan dengan asam sulfat.



didapat kemudian dipisahkan, ditingkatkan konsentrasinya, dikristalkan dan dikeringkan.

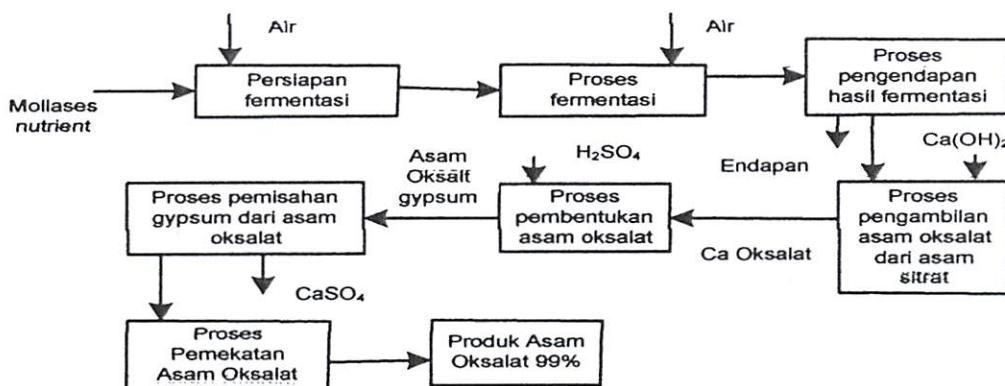
Kondisi operasi yang digunakan pada proses ini yaitu suhu operasi 380 °C dan tekanan 1 atm. Dengan kondisi tersebut, konversi yang dihasilkan sangat kecil dan kemurnian produk hanya mencapai 50 %.



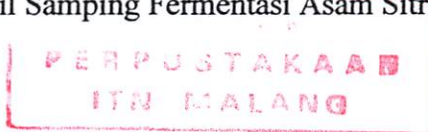
Gambar 2.5 Proses Sintesa dari Natrium Formiat

D Hasil samping fermentasi asam sitrat

Asam oksalat dapat dihasilkan dengan menggunakan proses fermentasi gula dengan menggunakan jamur (seperti *Aspergillum* atau *Penicillium*) sebagai pengurainya. Produk yang diperoleh kemudian disaring, diasamkan dan dihilangkan warnanya. Setelah itu, produk dinaikkan konsentrasinya dengan evaporator dan hasilnya dikristalkan. Kemudian dilakukan pengeringan untuk memisahkan produk dengan airnya. Hasil dari asam oksalat tergantung dari nutrient (nitrogen) yang ditambahkan.



Gambar 2.6. Proses Hasil Samping Fermentasi Asam Sitrat



2.2. Seleksi Proses Pembuatan Asam Oksalat

Untuk lebih jelasnya tentang perbedaan pada berbagai proses antara keuntungan dan kerugian pada setiap proses dapat dilihat pada table 2.1

Tabel 2.1. Perbedaan keuntungan dan kerugian pada berbagai proses

Parameter	Macam Proses			
	Proses sodium formiat	Fermentasi	Peleburan alkali dengan Selulosa	Oksidasi asam nitrat
* Bahan baku	HCOONa	Molases, Nira, Gula	Selulosa	Glukosa dari Ampas Tapioka
* Kondisi Operasi				
Suhu	380 °C	30-35 °C	285 °C	71 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Konversi	97-98%	90%	< 45 %	63 – 65 %
Katalis	-	H ₂ SO ₄	-	V ₂ O ₅
Kemurnian	50 %	99%	60 %	99 %
*Aspek Ekonomi				
Investasi	Relatif tinggi	Relatif rendah	Relatif tinggi	Relatif rendah
Biaya operasi	Relatif tinggi	Relatif rendah	Relatif tinggi	Relatif rendah

Berdasarkan aspek tersebut di atas, maka pada pembuatan asam oksalat ini dipilih proses Oksidasi asam nitrat dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Ramah terhadap lingkungan karena menggunakan pemanfaatan limbah dari hasil samping pabrik tepung tapioka yang berupa ampas tapioka sebagai bahan baku.
- Teknik proses pembuatan lebih sederhana dengan biaya investasi yang lebih rendah dibandingkan dengan proses yang lain.
- Suhu operasi yang digunakan relatif rendah sehingga tidak diperlukannya kalor yang tinggi.

- d. Konversi dan kemurnian produk yang dihasilkan relatif tinggi.

2.3 Uraian Proses

Pada proses pembuatan asam oksalat ini menggunakan bahan baku berupa glukosa dan asam nitrat dengan menggunakan katalis vanadium pentaoksida.

Secara garis besar, prosesnya terdiri dari :

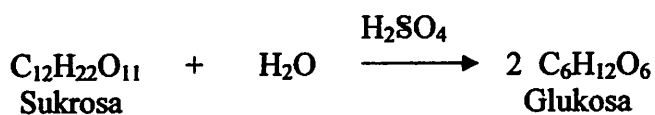
- a. Tahapan persiapan bahan baku
- b. Tahapan reaksi
- c. Tahapan pemisahan dan pemurnian
- d. Tahapan penanganan produk

2.1.1. Tahapan Persiapan Bahan Baku

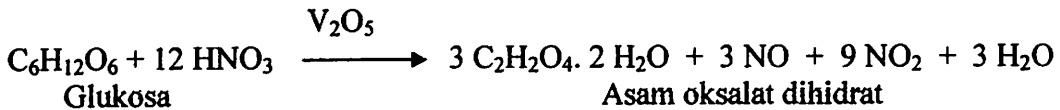
Ampas tapioka dari tangki penyimpanan (F-113) dialirkan ke dalam rool mill (S-115) untuk dijadikan bahan yang sangat halus. Bahan kemudian dimasukkan ke dalam tangki hidrolisa (R-110) untuk dihidrolisis menjadi glukosa sekaligus disterilisasi menjadi slurry pada 120 °C selama 1 jam. Produk yang didapat lalu dipisahkan dari impuritasnya menggunakan rotary vacuum filter (H-122), kemudian produk yang telah murni tersebut dipompakan ke dalam reaktor (R-120) untuk direaksikan dengan asam nitrat.

2.1.2. Tahapan Reaksi

Pada tangki hidrolisa (R-110) terjadi reaksi perubahan karbohidrat (pati) menjadi glukosa dengan konversi hidrolisa sebesar 98 %. Reaksi yang terjadi adalah :



Setelah dipisahkan dari impuritisnya dengan menggunakan *rotary vacuum filter* (H-122), glukosa yang diperoleh kemudian dipompa ke dalam reaktor (R-120) untuk direaksikan dengan HNO₃ menggunakan katalis V₂O₅ dengan reaksi :



Reaksi pembentukan asam oksalat dalam reaktor terjadi pada suhu 71 °C, tekanan 1 atm selama 2 jam. Normal yield sebesar 63 - 65 % dan reaksi berlangsung secara endotermis, sehingga diperlukan steam yang dialirkan melalui coil agar suhunya konstan. Hasil dari reaktor berupa asam oksalat yang berbentuk slurry dan gas NO. Slurry yang berupa asam oksalat dipompa ke dalam separator (H-137) untuk memisahkan katalis dari larutan induk,

2.1.3. Tahapan Pemisahan dan Pemurnian

Slurry asam oksalat dari reaktor (R-120) yang telah dipisahkan dari katalisnya, dialirkan ke dalam evaporator (V-130) untuk menaikkan konsentrasi asam oksalat dari 50 % hingga 70 %. Kemudian asam oksalat yang didapat dialirkan ke dalam kristaliser (X-140) untuk dikristalkan dengan cara menurunkan suhunya dari 100 °C menjadi 30 °C dengan menggunakan air pendingin yang melewati jaket pada tangki kristaliser. Kristal yang terbentuk kemudian dipisahkan dari larutan induk dengan menggunakan centrifuge (H-143), Sedangkan kristal yang ter bentuk dialirkan ke dalam *rotary dryer* (B-147) untuk dikeringkan dengan menggunakan udara kering pada suhu 100 °C dan tekanan 1

atm, sehingga kadar impuritasnya menjadi 1 %. Produk asam oksalat yang didapat ditampung dalam tangki penyimpanan (F-151).

2.1.4. Tahapan Penanganan Produk

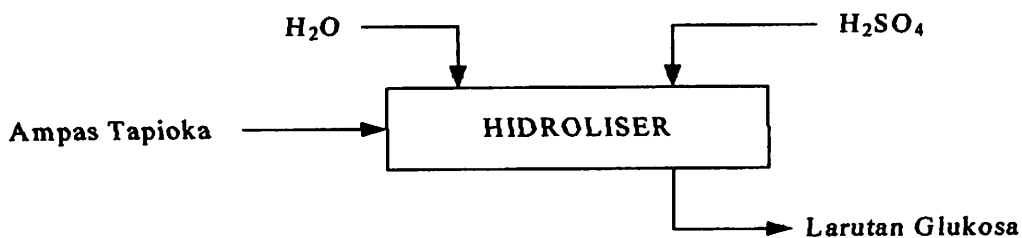
Produk asam oksalat dari tangki penyimpanan (F-151) dimasukkan ke bagian packing (P-152) untuk dikemas dan selanjutnya siap untuk dipasarkan.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 1202 ton/tahun
 Waktu operasi : 330 hari/tahun = 24 jam/hari
 Basis perhitungan : 151.7676 kg/jam

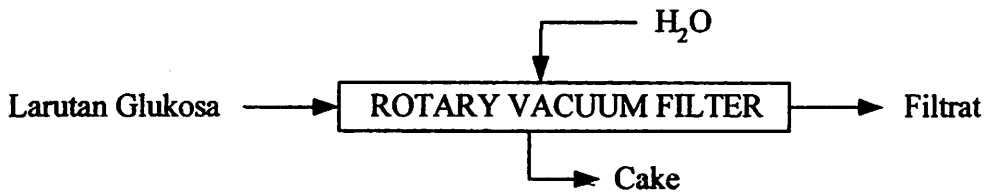
1. HIDROLISER (R-110)



Fungsi : Untuk menghidrolisis sukrosa menjadi glukosa

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Karbohidrat/sukrosa	103.20196800	2.08263357
Glukosa		106.45879926
Protein	2.65593300	2.65593300
Lemak	0.37941900	0.37941900
Serat kasar	15.17676000	15.17676000
H ₂ SO ₄	0.50568964	0.50063275
Air	30.35541572	609.84102629
Air dari utilitas	584.81115200	
Jumlah	737.08633736	737.09520387

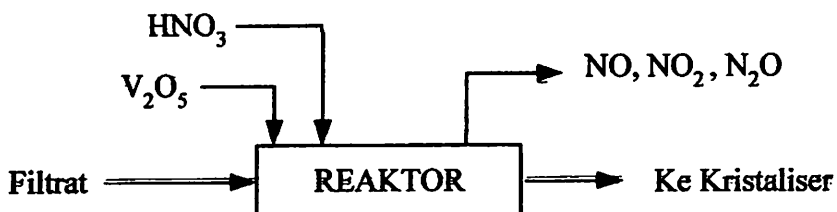
2. ROTARY VACUUM FILTER (H-122)



Fungsi : Untuk memisahkan protein, lemak dan karbohidrat dari larutan induk

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Filtrat	Cake
Glukosa	106.45879926	106.39946490	0.05933436
Sukrosa	2.08263357	2.08147282	0.00116075
H ₂ SO ₄	0.50063275	0.50035372	0.00027903
Protein	2.65593300		2.65593300
Lemak	0.37941900		0.37941900
Serat kasar	15.17676000		15.17676000
Air	609.84102629	609.50113397	0.33989233
Air pencuci	147.41904077	145.99849604	1.42054474
		864.48092145	20.03332320
Jumlah	884.51424465	884.51424465	

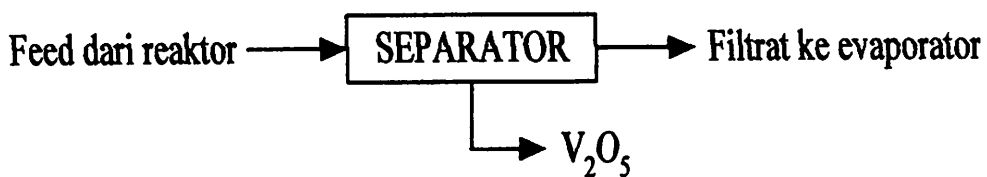
3. REAKTOR (R-120)



Fungsi : Untuk mereaksikan glukosa dengan asam nitrat mambentuk asam oksalat

Komposisi	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Reaktor	Storage HNO ₃	
Glukosa	106.39946490		13.69617037
Sukrosa	2.08147282		2.08147282
H ₂ SO ₄	0.50035372		0.50035372
HNO ₃		519.64378095	95.07865426
V ₂ O ₅	2.12798930		2.12798930
Air	755.49963000	57.73819788	831.83702787
Asam oksalat			194.51421784
NO			34.04329057
NO ₂			56.58484130
N ₂ O			13.48242964
	866.60891074	577.38197883	
Jumlah	1443.99088958		1443.94644769

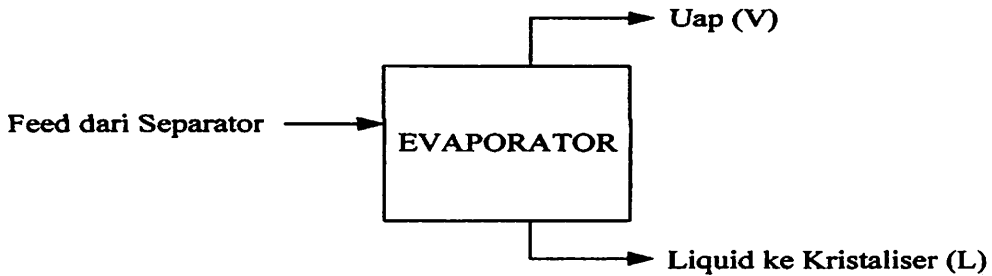
4. SEPARATOR (H-137)



Fungsi : Untuk memisahkan katalis V₂O₅ dari larutan induk

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Filtrat	Cake
Glukosa	13.69617037	13.69617037	
Sukrosa	2.08147282	2.08147282	
H ₂ SO ₄	0.50035372	0.50035372	
HNO ₃	195.07865426	195.07865426	
V ₂ O ₅	2.12798930		2.12798930
Air	831.83702787	831.83702787	
Asam oksalat	194.51421784	194.51421784	
		1237.70789689	2.12798930
Jumlah	1239.83588618	1239.83588618	

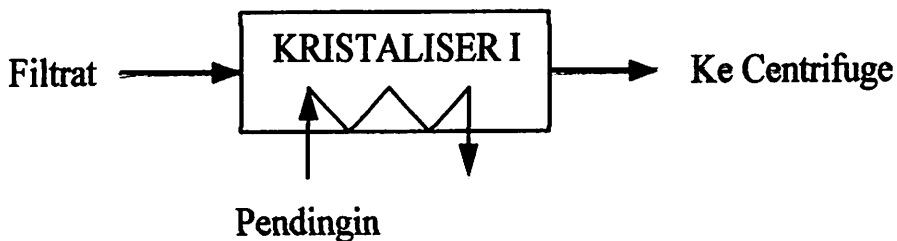
5. EVAPORATOR (V-130)



Fungsi : Untuk menguapkan air pada larutan asam oksalat sehingga konsentrasi larutan asam oksalat mencapai 50 % berat

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Liquid	Uap
Glukosa	13.69617037	13.69617037	
Sukrosa	2.08147282	2.08147282	
H ₂ SO ₄	0.50035372	0.50035372	
HNO ₃	195.07865426	12.74388777	182.33476649
Air	831.83702787	54.34135153	777.49567633
Asam oksalat	194.51421784	194.51421784	
		277.87745406	959.83044282
Jumlah	1237.70789689	1237.70789689	

6. KRISTALISER (X-140)

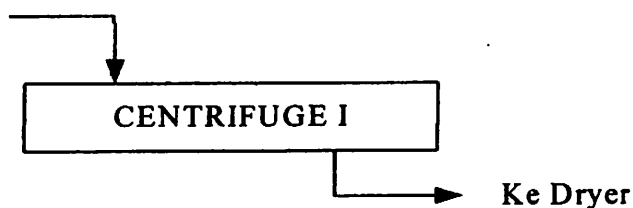


Fungsi : Untuk membentuk kristal asam oksalat

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Glukosa	13.69617037	13.69617037
Sukrosa	2.08147282	2.08147282
H ₂ SO ₄	0.50035372	0.50035372
HNO ₃	12.74388777	12.74388777
Air	54.34135153	54.34135153
Asam oksalat (liq)	194.51421784	15.90535541
Kristal asam oksalat		178.60886243
Jumlah	277.87745406	277.87745406

7. CENTRIFUGE (H-143)

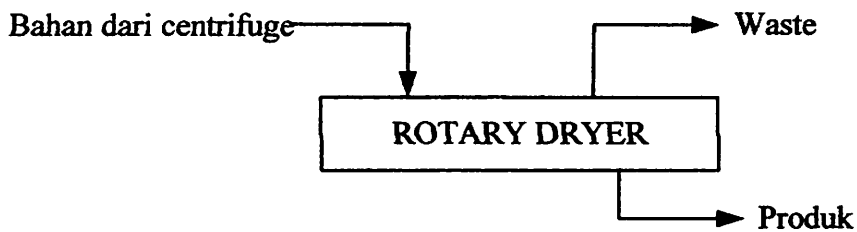
Bahan dari kristaliser I



Fungsi : Untuk memisahkan kristal dari larutan induk

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Glukosa	13.69617037	13.69617037
Sukrosa	2.08147282	2.08147282
H ₂ SO ₄	0.50035372	0.50035372
HNO ₃	12.74388777	12.74388777
Air	54.34135153	54.34135153
Asam oksalat tdk terkristal	15.90535541	15.90535541
Kristal asam oksalat	178.60886243	178.60886243
Jumlah	277.87745406	277.87745406

8. ROTARY DRYER (B-147)



Fungsi : Untuk mengeringkan kristal asam oksalat

Komposisi	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Produk	Waste (uap)
Glukosa	13.69617037	0.13834516	13.55782522
Sukrosa	2.08147282	0.02102498	2.06044784
H ₂ SO ₄	0.50035372	0.00505408	0.49529964
HNO ₃	12.74388777	0.12872614	12.61516163
Air	54.34135153	0.54890254	53.79244899
Asam oksalat	178.60886243	176.10776281	1.78678539
		229.62894614	2.34315251
Jumlah	315.33533487	231.97209865	

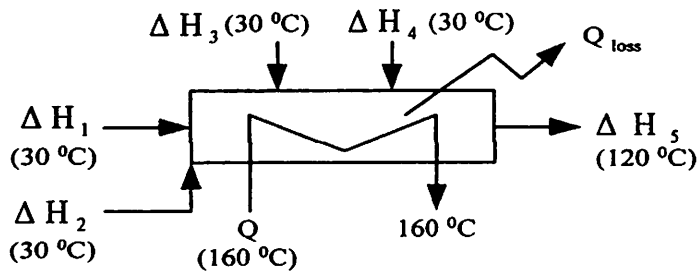
BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 1202 ton/tahun
 = 352,46727090 kg/jam

Suhu referensi = 25 °C

Satuan = kkal/jam

1. TANGKI HIDROLISA (R-110)

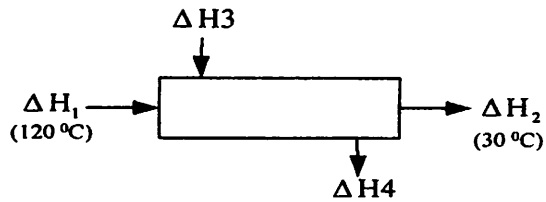


Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + H_s + Q = \Delta H_5 + Q_{\text{loss}}$$

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
H ₁	339.10939985	H ₅	60496.77805062
H ₂	490.22913940	Q _{Loss}	3184.04095003
H ₃	0.00205787		
H _s	2600.68939200		
Q	60250.78901153		
	63680.81900065		63680.81900065

2. COOLER (E-121)

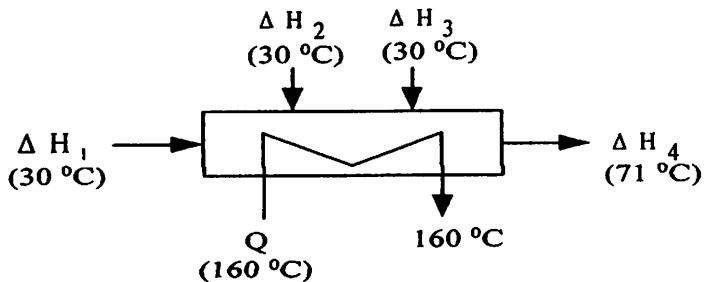


Neraca panas total :

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

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
H ₁	35719.38013	H ₂	49752.2461
H ₃	24777.95257	H ₄	10744.32329
Jumlah	60496.7780	Jumlah	60496.7780

3. REAKTOR (R-120)

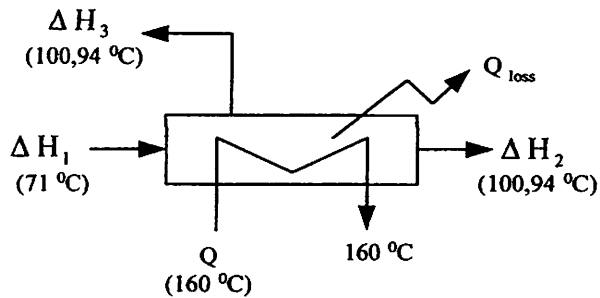


Neraca panas total :

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

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
H ₁	7836.11564804	H ₄	123016.38656852
H ₂	2795.42369462	Q	6233321.48947457
H ₃	744.10136367		
H _R	6344962.23533676		
Jumlah	6356337.87604309	Jumlah	6356337.87604309

4. EVAPORATOR (V-130)

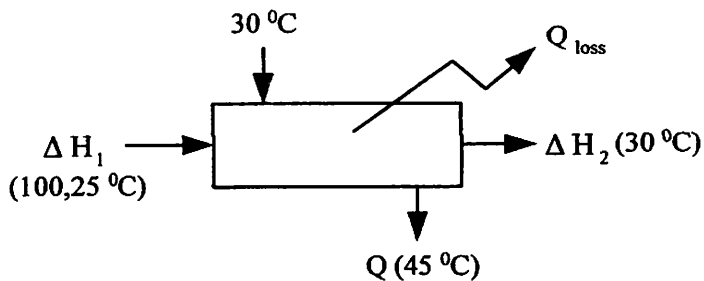


Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + H_3 + Q_{\text{loss}}$$

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
H ₁	107580.21965986	H ₂	43137.56546791
Q	1420927.72871393	H ₃	1408944.98548720
		Q _{loss}	76425.39741869
Jumlah	1528507.94837380	Jumlah	1528507.94837380

5. KONDENSOR (E-141)

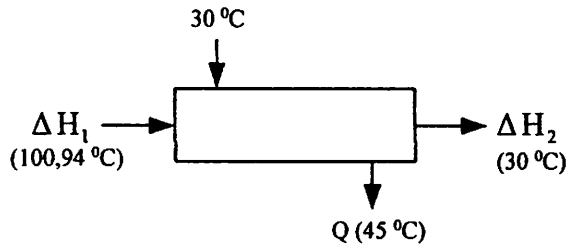


Neraca panas total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} + Q$$

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
H ₁	1408944.98548720	H ₂	8853.35510929
		Q _{loss}	70447.24927436
		Q	1329644.38110355
Jumlah	1408944.98548720	Jumlah	1408944.98548720

6. KRISTALISER (X-140)

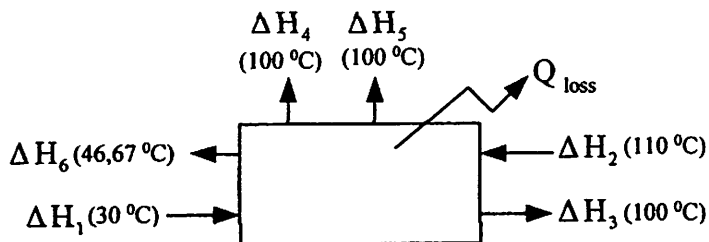


Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + H_S = \Delta H_2 + Q$$

Panas Masuk (kcal/jam)		Panas Keluar (kcal/jam)	
H ₁	43137.56546791	H ₂	2840.14702765
H _S	-490.86681353	Q	39806.55162673
Jumlah	42646.69865438	Jumlah	42646.69865438

7. ROTARY DRYER (B-147)



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_{\text{loss}}$$

Panas Masuk (kcal/jam)		Panas Keluar (kcal/jam)	
H ₁	1253.31921993	H ₃	10279.32151650
H ₂	175691.89962433	H ₄	8520.46678238
		H ₅	89787.20158619
		H ₆	40495.70359987
		Q _{loss}	27862.52535932
Jumlah	176945.21884426	Jumlah	176945.21884426

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage HNO₃ (F-111)

- Nama alat : Storage bahan baku HNO₃
- Fungsi : Sebagai storage bahan baku HNO₃ 90 % selama 7 hari.
- Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah *flat head* (datar).
- Kapasitas : 124,04508348 kg/jam = 273,469791 kg/hari
- Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Di (diameter dalam) = 203,375 in
- Do (diameter luar) = 204 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 305,0625 in
- tha (tebal tutup atas) = 5/16 in
- ha (tinggi tutup atas) = 34,370375 in
- Tinggi tangki = 339,43288 in

2. Storage H₂SO₄ (F-112)

- Fungsi : Untuk menampung larutan H₂SO₄ 98 % selama 7 hari.
- Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah *flat head* (datar).

Kapasitas : 5,13496189 kg/jam = 11,32053699 lb/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Di (diameter dalam) = 83,625 in
- Do (diameter luar) = 84 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 125,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 5/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 14,132625 in
- Tinggi tangki = 139,570125 in

3. Storage Ampas Tapioka (F-113)

Fungsi : Untuk menyimpan ampas tapioka selama 2 hari.

Type : persegi empat

Kapasitas : 25.2525 m³

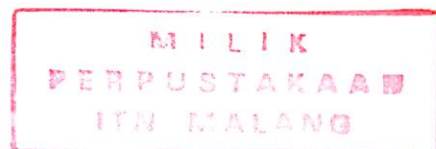
Bahan konstruksi : beton

Dimensi storage : Panjang = 4 m

Lebar : 2 m

Tinggi : 5 m

Jumlah : 1 buah



4. Belt Conveyor (J-114)

Type	: <i>Throughed Antifriction Idlers</i>
Kapasitas	: 5,449859883 lb/jam
Kecepatan	: 100 ft/min
Lebar belt	: 14 in
Daya (<i>power</i>)	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah

5. Roll Mill (S-115)

Fungsi	: Untuk menghaluskan ampas tapioka
Type	: <i>Continous Roller Mills</i>
Kapasitas actual	: 0,818 ft ³ /min
Lebar roll	: 3 in
Diameter roll	: 28 in
Daya (Power)	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

6. Bucket Elevator (J-116)

Type	: <i>Centrifugal discharge</i>
Kapasitas	: 341,1280038 kg/jam
Ukuran bucket	: (6 x 4 x 4 ½) in = 108 in = 9 ft
Kecepatan	: 5,9722939 ft/min
Putaran <i>head shaft</i>	: 43 rpm
<i>Bucket spacing</i>	: 12 in
Lebar <i>belt</i>	: 7 in

Shaft diameter : - *head* = 1 15/16 in
 - *tail* = 1 11/16 in
 Daya motor : 2 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

7. Tangki Penampung Ampas Tapioka (F-117)

Fungsi : Untuk menampung ampas tapioka sebelum masuk ke tangki hidrolisa.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk conical, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : 2,472040226 kg/jam = 59,32896543 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Di (diameter dalam) = 23,625 in
- Do (diameter luar) = 24 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 35,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 3,992625 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 6,819950 in
- Tinggi tangki = 46,250075 in
- Jumlah = 1 buah

8. Tangki Hidrolisa (R-110)

Fungsi : Untuk menghidrolisa karbohidrat yang terkandung dalam ampas tapioka menjadi glukosa.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk conis, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : $114.478114 \text{ kg/jam} = 2.747.474736 \text{ lb/jam}$

1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Di (diameter dalam) = 47,625 in
- Do (diameter luar) = 48 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 71,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 8,838329 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 15,748153 in
- Tinggi tangki = 96,023983 in
- Jumlah = 1 buah

2. Dimensi pengaduk :

- Jenis pengaduk = *Marine propeller*
- Bahan impeller = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*

- Diameter impeller = 15,875 in
- Tinggi impeller = 14,2875 in
- Panjang impeller = 3,96875 in
- Lebar impeller = 1,5875 in
- Daya pengaduk = 1 Hp
- Diameter poros = 0,71888 in
- Panjang poros = 69,957079 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

3. Nozzle untuk pemasukan recycle dari centrifuge

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ½ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 ⅜ in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 3/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Panjang julukan (L) = 1 ⅞ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

4. Nozzle untuk pemasukan feed

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 in
- Diameter luar flange (A) = 4 ¼ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 9/16 in

- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 2 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 15/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,32 in
- Panjang julakan (L) = 2 3/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 1,05 in

5. *Nozzle* untuk pemasukan H₂SO₄

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ½ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 ¾ in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 3/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = 1 7/8 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

6. *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran coil pemanas

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ½ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 7/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 ¾ in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 3/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in

- Panjang julakan (L) = 1 $\frac{7}{8}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

7. *Nozzle* untuk pengeluaran produk

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 $\frac{1}{4}$ in
- Diameter luar flange (A) = 4 $\frac{5}{8}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{3}{8}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 2 $\frac{1}{2}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = 2 $\frac{5}{16}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julakan (L) = 2 $\frac{1}{4}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

9. Pompa Centrifugal (L-118)

Fungsi	:	Mengalirkan larutan H ₂ SO ₄ 98 % ke tangki hidrolisa.
Type	:	<i>Centrifugal pump</i>
Ukuran	:	Pipa $\frac{1}{8}$ in Sch. 40
Kapasitas	:	52,29883995 kg/jam
Daya	:	0,5 Hp
Bahan konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	:	1 buah

10. Pompa Rotary (L-119)

Fungsi	:	Mengalirkan larutan dari tangki hidrolisa ke <i>rotary vacuum filter</i> .
--------	---	--

Type : *Rotary pump*
 Ukuran : pipa 1 ¼ in Sch. 40
 Kapasitas : 1815,084436 kg/jam
 Daya : 0,5 Hp
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

11. Reaktor (R-120)

Fungsi : Untuk mereaksikan umpan masuk dengan HNO₃ dan katalis V₂O₅.
 Jumlah : 1 buah
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 120°.
 Perlengkapan : Pengaduk dan coil pemanas.
 Kondisi operasi : - Temperatur = 71 °C
 - Tekanan = 1 atm
 - Waktu operasi = 2 jam
 - Fase = liquid – solid
 - Densitas campuran = 72,972088 lb/ft³
 Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316* dengan harga f = 18750 (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)
 Jenis pengelasan : *Double welded butt joint* dengan E = 0,8 (Brownell & Young, tabel 13.2 hal. 254)
 Faktor korosi (C) : 1/16

Bahan masuk : 240.28343595 kg/jam = 5.7668024624 lb/jam

1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Di (diameter dalam) = 71,625 in
- Do (diameter luar) = 72 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 107,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 12,052535 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/8 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 23,176357 in
- Tinggi tangki = 142,666391 in
- Jumlah = 1 buah

2. Dimensi pengaduk :

- Jenis pengaduk = axial turbin 4 *blades* sudut 45° (G.G. Brown hal. 507).
- Bahan impeller = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*.
- Diameter impeller = 35,8125 in
- Tinggi impeller = 32,23125 in
- Panjang impeller = 8,953125 in
- Tebal blades = 5,96875 in
- Daya pengaduk = 0,5 Hp
- Diameter poros = 1,874984 in

- Panjang poros = 96,211910 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

3. *Nozzle* untuk pemasukan feed

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 ¼ in
- Diameter luar flange (A) = 4 ⅝ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ⅝ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 2 ½ in
- Diameter hubungan atas (E) = 2 5/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julakan (L) = 2 ¼ in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

4. *Nozzle* untuk pemasukan HNO₃

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ¾ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ⅞ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ½ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 11/16 in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 ½ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = 2 1/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

5. *Nozzle* untuk pemasukan V₂O₅

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = $\frac{1}{2}$ in
- Diameter luar flange (A) = $3 \frac{1}{2}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{7}{16}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $1 \frac{3}{8}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = $1 \frac{3}{16}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = $1 \frac{7}{8}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

6. *Nozzle* untuk pemasukan dan pengeluaran coil pemanas

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 3 in
- Diameter luar flange (A) = $7 \frac{1}{2}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{15}{16}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 in
- Diameter hubungan atas (E) = $4 \frac{1}{4}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 3,50 in
- Panjang julakan (L) = $2 \frac{3}{4}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 3,07 in

7. *Nozzle* untuk pengeluaran gas

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = $\frac{3}{4}$ in
- Diameter luar flange (A) = $3 \frac{7}{8}$ in

- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{1}{2}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $1 \frac{11}{16}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = $1 \frac{1}{2}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = $2 \frac{1}{16}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

8. *Nozzle* untuk pengeluaran produk

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = $1 \frac{1}{4}$ in
- Diameter luar flange (A) = $4 \frac{5}{8}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{5}{8}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $2 \frac{1}{2}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = $2 \frac{5}{16}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julakan (L) = $2 \frac{1}{4}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

9. *Nozzle* untuk *Hand Hole*

- Type = *Welding neck*
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 10 in
- Diameter luar flange (A) = 16 in
- Ketebalan flange minimum (T) = $1 \frac{3}{16}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $12 \frac{3}{4}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = 12 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 10,75 in

- Panjang julakan (L) = 4 in
- Diameter dalam flange (B) = 10,02 in

10. Coil Pemanas

- Panjang coil = 1 ¼ in
- Jumlah lilitan = 8 lilitan
- Tinggi coil = 75,04 in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*.

11. Cooler (E-121)

Fungsi : Untuk mendinginkan bahan dari suhu 120°C menjadi 30°.

Type : *Shell and tube type HE 1 – 2*

Kapasitas : 1815,084436 kg/jam

Arah aliran : *Cocurrent*

Ukuran tube : 1 ¼ in OD 16 BWG

Panjang : 12 ft

N_t : 16, susunan □ (square) pitch 1 9/16 in

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

12. Rotary Vacuum Filter (H-122)

Fungsi : Untuk memisahkan protein, serat kasar dan lemak dari hasil hidrolisa yang menuju reaktor.

Type : *Horisontal Rotary Drum*

Kapasitas : 1815,08443619 kg/jam

Diameter : 0,180779 m

Power (daya) : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

13. Tangki Penampung Cake (F-123)

Fungsi : Untuk menampung cake dari *rotary vacuum filter* selama
1 minggu

Type : Bak terbuka

Panjang : 2,459384 m

Lebar : 1,844538 m

Tinggi : 1,229692 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 buah

14. Tangki Penampung Filtrat (F-124)

Fungsi : Untuk menampung filtrat yang keluar dari *rotary vacuum filter*.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan
tutup bawah berbentuk *conical*, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : 2140,577243 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 53,625 in
- Do (diameter luar) = 54 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in

- L_s (tinggi silinder) = 80,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 9,141782 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 15,480204 in
- Tinggi tangki = 105,059486 in

15. Pompa Centrifugal (L-125)

- Fungsi : Mengalirkan larutan dari tangki penampung filtrat ke reaktor.
- Type : *Centrifugal pump*
- Ukuran : Pipa 1/8 in Sch. 40
- Kapasitas : 46,23587599 lb/jam
- Daya : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Commercial steel*
- Jumlah : 1 buah

16. Pompa HNO₃ (L-126)

- Fungsi : Mengalirkan larutan HNO₃ 90 % ke reaktor.
- Type : *Centrifugal pump*
- Ukuran : Pipa 3/4 in Sch. 40
- Kapasitas : 224,3249062 lb/jam
- Daya : 0,5 Hp
- Bahan konstruksi : *Commercial steel*
- Jumlah : 1 buah

17. Storage Katalis V_2O_5 (F-127)

Fungsi : Untuk menampung katalis V_2O_5 selama 1 bulan

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk *conical*, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : 9,186437 kg/jam

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 39,625 in
- Do (diameter luar) = 40 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 59,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 7,267246 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 11,438752 in
- Tinggi tangki = 78,143498 in

18. Evaporator (V-130)

Type : *Short tube vertical (calandria)* dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah *conical*.

Jumlah feed masuk (F) : 205.8824 kg/jam

Suhu feed masuk evaporator : 71 $^\circ\text{C}$ = 159,80 $^\circ\text{F}$

Suhu feed keluar evaporator : 100,9425 $^\circ\text{C}$ = 213,70 $^\circ\text{F}$

Suhu steam (T_1) : 160°C = 320°F
 Tekanan operasi (P) : $1,04\text{ atm}$ = $15,2880\text{ psia}$

Dimensi alat :

1. Tube

- Susunan pipa : *Triangular pitch*
- Panjang pipa : 4 ft
- Diameter luar pipa : $0,840\text{ in}$ = $0,070\text{ ft}$
- Diameter dalam pipa : $0,622\text{ in}$ = $0,052\text{ ft}$
- Jumlah tube : 329 buah

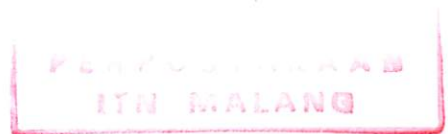
2. Silinder

- Bahan : HAS SA-240 grade M type 316
- Diameter luar silinder : 48 in
- Diameter dalam silinder : 47,625 in
- Tinggi silinder (Ls) : 99,0396 in
- Tebal silinder (ts) : $3/16\text{ in}$

3. Perpipaan

- Ukuran pipa pemasukan steam : 8 in
- Ukuran pipa pemasukan feed : $1\frac{1}{2}\text{ in}$
- Ukuran pipa pemasukan produk : 1 in
- Ukuran pipa pemasukan uap : 18 in
- Ukuran pipa pemasukan kondensat : $1\frac{1}{4}\text{ in}$
- Ukuran *hand hole* : 10 NPS

4. Gasket



- Bahan : Asbestos
- Tebal : 1/16 in
- Lebar : 3/16 in

5. *Bolting* (baut)

- Bahan : SB 160
- Ukuran : 1 in
- Jumlah : 7 buah

6. *Flange*

- Bahan : *Carbon steel SA – Grade M tipe 316*
- Tebal : 2 in
- OD : 67,195 in

7. *Leg Support*

- Jenis : *I-Beam (8 x 4)*
- Luas (Ay) : 6,71 in²
- H : 8 in
- b : 4,171 in
- R₂₋₂ : 0,81 in
- I₂₋₂ : 4,4 in⁴

8. *Base plate*

- Bahan konstruksi : *Carbon steel*
- Tebal *base plate* : 3/16 in
- Ukuran : 11 in x 6 in

- Jumlah baut : 4 buah
- Ukuran diameter baut : $\frac{1}{2}$ in

9. Pondasi

- Bahan : Beton
- Ukuran atas : 10 in x 10 in
- Ukuran bawah : 20 in x 20 in
- Tinggi pondasi : 15 in

19. Cooler (E-134)

Fungsi : Untuk mendinginkan bahan yang menuju absorber.

Type : *Shell and tube type HE 1 – 2*

Kapasitas : 1815,084436 kg/jam

Arah aliran : *Cocurrent*

Ukuran tube : $\frac{3}{4}$ in OD 14 BWG

Panjang : 12 ft

N_t : 16, susunan \square (square) pitch 1 $\frac{9}{16}$ in

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

20. Absorber (D-160)

Fungsi : Untuk mengabsorpsi gas-gas NO_2 dengan menggunakan absorben larutan H_2O .

Type : *Sieve tray*

Kapasitas : 745,317488 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 3 type 304*
- Jumlah tray = 6 buah
- Susunan lubang = triangular (Δ)
- Di (diameter dalam) = 23,625 in
- Do (diameter luar) = 24 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 17,5 ft
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 3,9926 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 3,9926 in
- Tinggi tangki = 217,852 in

21. Pompa Centrifugal (L-135)

Fungsi : Mengalirkan larutan HNO_3 dari absorber ke storage

Type : *Centrifugal pump*

Ukuran : Pipa 3/8 in Sch. 40

Kapasitas : 566,985824 lb/jam

Daya : 0,5 Hp

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 buah

22. Pompa Centrifugal (L-136)

Fungsi	: Mengalirkan larutan dari reaktor ke separator.
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Ukuran	: Pipa 1 ¼ in Sch. 40
Kapasitas	: 1.109661024 lb/jam
Daya	: 0,5 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 buah

23. Separator (H-137)

Fungsi	: Untuk memisahkan katalis V_2O_5 yang keluar dari reaktor.
Type	: Silinder horisontal dengan tutup atas dan bawah berbentuk <i>standard dished head</i> .
Kapasitas	: 2879,002022 kg/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 47,625 in
- Do (diameter luar) = 48 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 142,875 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 8,048625 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in

- hb (tinggi tutup bawah) = 8,048625 in
- Tinggi tangki = 158,972250 in
- Z_1 = 2,976563 ft
- Z_2 = 7,966765 ft
- Z_3 = 1,984375 ft

24. Tangki Penampung Katalis (F-138)

Fungsi : Untuk menampung katalis V_2O_5 yang keluar dari separator selama 1 bulan

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk *conical*, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : 4,593218 kg/jam

Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 39,625 in
- Do (diameter luar) = 40 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 59,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 7,267246 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- hb (tinggi tutup bawah) = 11,438752 in
- Tinggi tangki = 78,143498 in

25. Pompa Centrifugal (L-139)

Fungsi	: Mengalirkan larutan dari decanter ke evaporator
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Ukuran	: Pipa 1 ¼ in Sch. 40
Kapasitas	: 6336,921648 lb/jam
Daya	: 0,5 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 buah

26. Kristaliser (X-140)

Fungsi	: Untuk mengkristalkan asam oksalat
Type	: <i>Swenson walker</i>
Kapasitas	: 46.23587599 kg/jam = 1.109661024 lb/jam
Panjang	: 25 ft
Diameter	: 5 ft
Surface area (A)	: 19,647381 ft ²
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah	: 1

27. Pompa Centrifugal (L-142)

Fungsi	: Mengalirkan larutan dari evaporator ke kristaliser.
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Ukuran	: Pipa ¾ in Sch. 40
Kapasitas	: 2015,091909 lb/jam

Daya : 0,5 Hp
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

28. Centrifuge (H-143)

Fungsi : Untuk memisahkan slurry asam oksalat dengan H₂O sebelum masuk rotary dryer.
 Type : *Screen bowl decanter centrifuge*
 Bahan : *Carbon steel*
 Diameter : 44 in = 3,666667 ft
 Tinggi : 22 in = 1,833333 ft
 Daya : 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

29. Tangki Penampung Filtrat (F-144)

Fungsi : Untuk menampung filtrat yang keluar dari rotary vacuum filter.
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk *conical*, dengan $\alpha = 120^\circ$.
 Kapasitas : 408,989189 kg/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 29,625 in
- Do (diameter luar) = 30 in

- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 44,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 5,928930 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 8,552001 in
- Tinggi tangki = 58,918431 in

30. Pompa Centrifugal (L-145)

Fungsi : Mengalirkan larutan dari tangki penampung filtrat ke tangki hidrolisa

Type : *Centrifugal pump*

Ukuran : Pipa ½ in Sch. 40

Kapasitas : 901,657565 lb/jam

Daya : 0,5 Hp

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 buah

31. Screw Conveyor (H-146)

Fungsi : Untuk mengangkat kristal asam oksalat dari centrifuge menuju *Rotary Dryer* untuk dikeringkan

Type : *Horisontal Screw Conveyor*

Kapasitas : 1336,121212 lb/jam

Panjang screw : 15 ft

Diameter flight : 9 in
Diameter pipa : 2,5 in
Diameter shaft : 2 in
Daya motor : 1 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon steel*
Jumlah : 1 buah

32. Rotary Dryer (B-147)

Fungsi : Untuk mengeringkan produk kristal asam oksalat dari kandungan air yang terdapat dalam kristal asam oksalat
Type : *Single shell indirect heat rotary dryer*
Panjang : 23,410019 ft
Diameter : 7,135461 ft
Daya motor : 4,5 Hp
Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
Jumlah : 1 buah

33. Screw Conveyor (H-149)

Fungsi : Untuk mengangkat kristal asam oksalat dari *Rotary Dryer* menuju tangki penampung produk
Type : *Horisontal Screw Conveyor*
Kapasitas : 505,05050505 kg/jam
Panjang screw : 15 ft
Diameter flight : 9 in

Diameter pipa : 2,5 in
 Diameter shaft : 2 in
 Daya motor : 0,5 Hp
 Bahan konstruksi : *Carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

34. Tangki Penampung Produk (F-151)

Fungsi : Untuk menampung produk asam oksalat sebelum masuk ke pengemasan.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standar dishead* dan tutup bawah berbentuk *conical*, dengan $\alpha = 120^\circ$.

Kapasitas : 352,690064 kg/jam = 777,540514 lb/jam

Dimensi tangki:

- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*
- Jumlah = 1 buah
- Di (diameter dalam) = 23,625 in
- Do (diameter luar) = 24 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 35,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 5,126520 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 6,819950 in
- Tinggi tangki = 47,383970 in

35. Unit Pengemasan (P-152)

- Fungsi : Untuk mengemas hasil produk $\text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4$ kristal dari bin produk ke dalam plastic bag
- Rate : 705,380127 lb/jam
- Jumlah : 1 buah

36. Storage Produk (F-153)

- Nama alat : Storage produk asam oksalat
- Fungsi : Untuk menyimpan produk asam oksalat selama 30 hari (1 bulan)
- Type : Persegi empat
- Kapasitas : 352,690064 kg/jam
- Bahan konstruksi : Beton
- Dimensi storage : - Panjang = 9,817498 m
 - Lebar = 4,908749 m
 - Tinggi = 8 m
 - Jumlah : 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama alat : **Reaktor Mixed Flow**
- Fungsi : Untuk mereaksikan umpan masuk dengan katalis V_2O_5 dan HNO_3 .
- Jumlah : 1 buah
- Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dishead dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° .
- Perlengkapan : Pengaduk dan coil pemanas.
- Kondisi operasi : - Temperatur = $71^\circ C$
- Tekanan = 1 atm
- Waktu operasi = 2 jam
- Fase = liquid – liquid
- Densitas campuran = $76.598315 \text{ lb/ft}^3$

Direncanakan :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316.
 $f = 18750$ (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint.
 $E = 0,8$ (Brownell & Young, tabel 13.2 hal. 254)
- Faktor korosi (C) : $1/16$

Bahan masuk : $1580.9215 \text{ kg/jam} = 3485.2996 \text{ lb/jam}$

6.1. Rancangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

Bahan masuk : 1580.9215 kg/jam = 3485.2996 lb/jam

ρ campuran : 76.598315 lb/ft³

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{3485.2996 \text{ lb/jam}}{76.598315 \text{ lb/ft}^3} = 45.50111 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 45.50111 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} = 91.002 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 25 % volume liquid serta volume coil dan pengaduk = 10 % volume liquid.

$$\begin{aligned}\text{Volume ruang kosong} &= 25\% \times 91.002 \text{ ft}^3 \\ &= 22.7505 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume coil \& pengaduk} &= 10\% \times 91.002 \text{ ft}^3 \\ &= 9.1002 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi volume total} &= V \text{ liquid} + V \text{ ruang kosong} + V \text{ (coil \& pengaduk)} \\ &= 91.002 \text{ ft}^3 + 22.7505 \text{ ft}^3 + 9.1002 \text{ ft}^3 \\ &= 122.8527 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

B. Menentukan dimensi silinder

1. Menghitung Diameter Silinder

Volume total = V tutup bawah + V silinder + V tutup atas

$$\text{Volume total} = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot \text{tg } \frac{1}{2} \alpha} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 D_i^3$$

$$122.34518 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot \text{tg}(60)} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 D_i^3, \text{ dimana } L_s = 1,5 D_i$$

$$122.34518 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot \text{tg}(60)} + \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot 1,5 D_i + 0,0847 D_i^3$$

$$D_i^3 = 91.758022 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 4.510396 \text{ ft} = 54.124753 \text{ in}$$

2. Menghitung volume liquid dalam shell

V.liquid dalam shell = V liquid – V tutup bawah

$$\begin{aligned} &= 91.758022 - \frac{\pi \cdot D_i^3}{24 \cdot \text{tg} \frac{1}{2} \alpha} \\ &= 91.758022 - \frac{3.14 \cdot (2,382101)^3}{24 \cdot \text{tg}(60)} \\ &= 94.58022 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

3. Menentukan tebal silinder (t_s)

Dirancang suatu vessel yang tahan terhadap tekanan 75 psig.

$$t_s = \frac{P_i \cdot D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C$$

$$t_s = \frac{(75) \cdot 28,585211}{2[(18750) \cdot (0,8) - (0,6)(75)]} + (1/16)$$

$$t_s = 0.187500 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Standarisasi D_o

$$D_o = D_i + 2 t_s$$

$$D_o = 28.960211 \text{ in} + (3/16) \text{ in}$$

$$D_o = 28.960211 \text{ in}$$

Standarisasi $D_o = 72 \text{ in}$ (Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91)

$$D_i = D_o - 2 t_s$$

$$D_i = 72 \text{ in} - 2 (3/16) \text{ in}$$

$$D_i = 71.625000 \text{ in} = 5,968750 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi silinder (L_s)

$$L_s = 1,5 D_i = 1,5 (71,625) \text{ in} = 107,4375 \text{ in} = 8,953125 \text{ ft}$$

C. Menentukan Dimensi Tutup

1. Menentukan dimensi tutup atas

➤ Tutup atas berbentuk standard dishead

$$- r = 72 \text{ in (Brownell \& Young tabel 5.7 hal. 90)}$$

$$- icr = 9/16 \text{ in (Brownell \& Young tabel 5.6 hal. 88)}$$

$$- sf = 2,0 \text{ (Brownell \& Young tabel 5.6 hal. 88)}$$

Tebal tutup atas (tha) :

Dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal. 258 :

$$tha = \frac{0,885 \times P_i \cdot D_i}{f \cdot E - 0,1 \cdot P_i} + C$$

$$tha = \frac{0,885 \times (75) \cdot (71,625)}{(18750) \cdot (0,8) - 0,1 \cdot (75)} + (1/16)$$

$$tha = 0,066927 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas (ha) :

$$a = D_i/2 = (72,625/2)\text{in} = 35,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = (35,8125 - [9/16])\text{in} = 35,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (72 - [9/16])\text{in} = 71,4375 \text{ in}$$

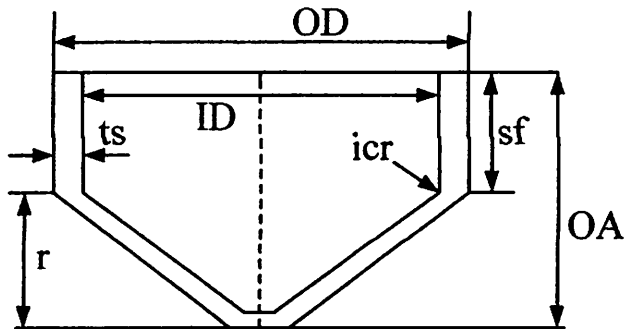
$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(71,4375)^2 - (35,25)^2} = 62,134965 \text{ in}$$

$$b = r - AC = (72 - 62,134965)\text{in} = 9,865035 \text{ in}$$

$$ha = tha + b + sf = (3/16)\text{in} + 9,865035 \text{ in} + 2,0 \text{ in}$$

$$ha = 12,052535 \text{ in}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah



Tebal tutup bawah (thb) :

$$thb = \frac{P_i \cdot de}{2 (f \cdot E - 0,6 Pi) \cos \alpha} + C \quad , \text{dimana } de = D_i$$

$$thb = \frac{(75) \cdot (72,625)}{2 [(18750) \cdot (0,8) - (0,6)(75)] \cos 60} + \left(\frac{1}{16}\right)$$

$$thb = 0,421703 \text{ in} \approx 6/16 \text{ in} = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.6 hal. 88, untuk $ts = \frac{3}{8} \text{ in}$, maka $sf = 1,5 - 3$, diambil harga $sf = 2,5 \text{ in}$.

Tinggi tutup bawah (hb) :

$$r = \frac{\frac{1}{2} \cdot D_i}{\text{tg } \frac{1}{2} \alpha}$$

$$r = \frac{\frac{1}{2} \cdot (72,625)}{\text{tg } \frac{1}{2} (120)} = 20,676357 \text{ in}$$

$$hb = r + sf = 20,676357 \text{ in} + 2,5 \text{ in}$$

$$= 23,176357 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut :

- $D_o = 72 \text{ in}$
- $D_i = 71,625 \text{ in}$
- $L_s = 107,4375 \text{ in}$
- $t_s = 3/16 \text{ in}$
- Tinggi reaktor = Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)
= $hb + L_s + ha$
= $(23,176357 + 107,4375 + 12,052535) \text{ in}$
= $142,666391 \text{ in} = 11,888866 \text{ ft}$
- $tha = 3/16 \text{ in}$
- $ha = 12,052535 \text{ in}$
- $thb = 3/8 \text{ in}$
- $hb = 23,176357 \text{ in}$

6.2. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk :

- Jenis pengaduk : axial turbin 4 blades sudut 45° (G.G. Brown hal. 507).
- Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316.
- Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020
- Dari G.G. Brown hal. 507, diperoleh data-data sebagai berikut :

$$Dt/Di = 2,4 - 3,0$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,17$$

Dimana :

Dt = Diameter dalam dari silinder

Di = Diameter impeller

Z_i = Tinggi impeller dari dasar tangki

Z_l = Tinggi liquid dalam silinder

W = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = D_t/3.0$$

$$D_i = (71,625 \text{ in})/3.0 = 23.875 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Z_i/D_i = 0,9$$

$$Z_i = 0,9 D_i$$

$$Z_i = 0,9 \times (23.875 \text{ in}) = 21.4875 \text{ in}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/D_i = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} \cdot D_i$$

$$L = (0,25) \times (23.875 \text{ in}) = 5.96875 \text{ in}$$



d. Menentukan lebar impeller

$$W/D_i = 0,1$$

$$W = 0,1 \cdot D_i$$

$$W = (0,1) \times (23.875) = 2.3875 \text{ in}$$

e. Menentukan tebal blades

$$J/D_t = 1/12 \quad (\text{Geankoplis, table 3.4-1 hal. 144})$$

$$J = D_t/12$$

$$J = (71,625 \text{ in})/12 = 5,96875 \text{ in}$$

• **Perhitungan daya pengaduk**

$$P = \frac{\Phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana :

P = daya pengaduk

Φ = power number

ρ = densitas bahan = 78,368725 lb/ft³

Di = diameter impeller = 23.875 in = 1,9897 ft

gc = 32,2 lb.ft/dt².lbf

n = putaran pengaduk, ditetapkan n = 120 rpm = 2,0 rps (Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, pers. 3.4-1 hal. 144})$$

dengan μ bahan = 0,3 cp = (0,3) x (6,7197.10⁻⁴) = 2,02.10⁻⁴ lb/ft.s

$$N_{Re} = \frac{(1,9897 \text{ ft})^2 \times (2,0) \times (78,368725 \text{ lb/ft}^3)}{2,02 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{s}}$$

$N_{Re} =$

Dari Mc Cabe II hal. 47, diketahui aliran liquid adalah turbulen ($N_{Re} > 2100$).

Dari G.G. Brown fig. 4.77 hal.. 507, diperoleh $\Phi = 0,7$.

$$P = \frac{(0,7) \times (72,972088 \text{ lb/ft}^3) \times (2,0)^3 \times (2,984375 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ lb} \cdot \text{ft} / \text{dt}^2 \cdot \text{lbf}}$$

P = 8587.7007 lb.ft/dt

$$= (8587.7007 / 550)$$

$$= 15 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.

- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

Sehingga daya yang dibutuhkan :

$$P \text{ yang dibutuhkan} = (0,1 + 0,15) P + P$$

$$= (0,25) (0.772543 \text{ Hp}) + 0.772543 \text{ Hp}$$

$$= 0.96567 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya = 1 Hp.

• Perhitungan poros pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal. 465})$$

Dengan :

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

$$H = \text{daya motor pada poros} = 1 \text{ Hp}$$

$$N = \text{putaran pengaduk} = 150 \text{ rpm}$$

Sehingga :

$$T = \frac{(63025) \cdot (1)}{150} = 420.1666 \text{ lb.in}$$

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

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

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

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left(\frac{16 \times 420.1666 \text{ lb.in}}{3.14 \times 7200 \text{ lb/in}^2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 0.667259 \text{ in}$$

2. Panjang poros

Rumus :

$$L = h + i - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

Z_i = jarak impeller dari dasar tangki = 32,23125 in = 2,685938 ft

i = panjang poros diatas bejana tangki = 8,953125 in = 0,746094 ft

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas

$$= (107,4375 + 12,052535) \text{ in} = 119,490035 \text{ in} = 9,957503 \text{ ft}$$

Jadi panjang poros pengaduk :

$$\begin{aligned} L &= (119,490035 \text{ in} + 8,953125 \text{ in}) - 32,23125 \text{ in} \\ &= 96,211910 \text{ in} = 8,017659 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.3. Perhitungan Nozzle

Perencanaan :

- Nozzle pada tutup atas standard dishead
 - Nozzle untuk pemasukan umpan/feed
 - Nozzle untuk pemasukan larutan HNO_3
 - Nozzle untuk pemasukan katalis V_2O_5
 - Nozzle untuk pengeluaran gas
- Nozzle untuk silinder reaktor
 - Nozzle untuk pemasukan koil
 - Nozzle untuk pengeluaran koil
- Nozzle pada tutup bawah conical
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
- Digunakan flange standard type Welding neck pada :
 - Nozzle untuk pemasukan feed
 - Nozzle untuk pemasukan larutan HNO_3
 - Nozzle untuk pemasukan katalis V_2O_5
 - Nozzle untuk pengeluaran gas
 - Nozzle untuk pemasukan koil
 - Nozzle untuk pengeluaran koil
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
- Bahan konstruksi untuk nozzle menggunakan High Alloy Steel.

Dasar Perhitungan

a. Nozzle pemasukan feed

- Rate feed masuk = 237.916507 kg/jam = 524.510732 lb/jam

- Densitas feed = 78.295789 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate feed masuk}}{\rho \text{ feed}}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{237.916507 \text{ lb/jam}}{78.295789 \text{ lb/ft}^3} = 6.699092 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.001861 \text{ ft}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhausse fig. 14.2 hal. 498, didapatkan Di optimum :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0.001861)^{0,45} \cdot (78.29578)^{0,13} \\ &= 0.406089 \text{ in} = 0.033841 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 1¼ in IPS Sch. 40

dengan ukuran :

- ID = 1,380 in

- OD = 1,660 in

- A = 0,01040 ft²

b. Nozzle pemasukan larutan HNO₃

- Rate HNO₃ masuk = 86.463244 kg/jam = 190.616868 lb/jam

- Densitas HNO₃ = 72.866074 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate HNO}_3 \text{ masuk}}{\rho \text{ HNO}_3} \\ &= \frac{190.616868 \text{ lb/jam}}{72.866074 \text{ lb/ft}^3} = 2.615989 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.000727 \text{ ft}^3/\text{dt}\end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhausse fig. 14.2 hal. 498, didapatkan Di optimum :

$$\begin{aligned}\text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0.000727)^{0,45} \cdot (72.866074)^{0,13} \\ &= 0.263507 \text{ in} \\ &= 0.021959 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa $\frac{3}{4}$ in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- ID = 0,824 in
- OD = 1,050 in
- A = 0,00371 ft²

c. Nozzle pemasukan katalis V₂O₅

- Rate V₂O₅ masuk = 0.354006 kg/jam = 0.780442 lb/jam
- Densitas V₂O₅ = 209,578405 lb/ft³

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{Rate V}_2\text{O}_5 \text{ masuk}}{\rho \text{ V}_2\text{O}_5}$$

$$= \frac{0.780442 \text{ lb/jam}}{209,578405 \text{ lb/ft}^3} = 0.003724 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.000001 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari Peter & Timmerhausse fig. 14.2 hal. 498, didapatkan Di optimum :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,000013)^{0,45} \cdot (209,578405)^{0,13} \\ &= 0,050159 \text{ in} \\ &= 0,004180 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa ½ in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- ID = 0,622 in
- OD = 0,840 in
- A = 0,00211 ft²

d. Nozzle pemasukan dan pengeluaran koil pemanas

- Rate steam masuk = 9458,346218 kg/jam = 20851,870072 lb/jam
- Densitas steam = 31,204 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate steam masuk}}{\rho \text{ steam}} \\ &= \frac{20851,870072 \text{ lb/jam}}{31,204 \text{ lb/ft}^3} = 668,243497 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,185623 \text{ ft}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhausse fig. 14.2 hal. 498, didapatkan Di optimum :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,185623)^{0,45} \cdot (31,204)^{0,13} \\ &= 2,858883 \text{ in} \\ &= 0,238240 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 3 in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- ID = 3,068 in
- OD = 3,500 in
- A = 0,05130 ft²

e. Nozzle pengeluaran produk

- Rate produk keluar = 2879,002022 kg/jam = 6347,047858 lb/jam
- Densitas produk = 70,743949 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate produk keluar}}{\rho \text{ produk}} \\ &= \frac{6347,047858 \text{ lb/jam}}{70,743949 \text{ lb/ft}^3} = 89,718597 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,024922 \text{ ft}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhausse fig. 14.2 hal. 498, didapatkan Di optimum :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,024922)^{0,45} \cdot (70,743949)^{0,13} \\ &= 1,288206 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0,107350 \text{ ft}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 1¼ in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- ID = 1,380 in
- OD = 1,660 in
- A = 0,01040 ft²

f. Nozzle untuk Hand Hole

o Dimensi Hand Hole

Dari Brownell dan Young, fig. 12.3, hlm 222, maka sebuah hand hole direncanakan dengan diameter 10 in. Flange untuk hand hole digunakan tipe standar 150 lb forged slip on-flange (168).

1. Ukuran nominal (NPS) = 10 in
2. Diameter luar flange (A) = 16 in
3. Ketebalan flange (T) = 1 3/16 in
4. Diameter luar pembesaran permukaan (R) = 12 ¾ in
5. Diameter pusat dari dasar (E) = 12 in
6. Panjang (L) = 1 15/16 in
7. Jumlah lubang baut = 12 buah
8. Diameter lubang = 1 in
9. Diameter baut = 7/8 in
10. Bolt circle = 14 ¼
11. Dalam (B) = 10,88

o Tutup Hand Hole

Dari Brownell dan Young, fig. 12.6, hlm 222, dipilih standar 150 lb blind flange (168).

1. Ukuran nominal pipa (NPS) = 10 in
2. Diameter luar flange (A) = 16 in
3. Tebal flange minimum (T) = $1 \frac{3}{16}$ in
4. Diameter luar pembesaran permukaan = $12 \frac{3}{4}$ in
5. Diameter lubang baut = 1 in
6. Jumlah lubang baut = 12 buah
7. Diameter baut = $\frac{7}{8}$ in
8. Bolt circle = $14 \frac{1}{4}$

Dari Brownell & Young tabel 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standar type welding neck dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

Tabel 6.6.1. Dimensi Flange pada masing-masing Pipa

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	$1 \frac{1}{4}$	$4 \frac{5}{8}$	$\frac{5}{8}$	$2 \frac{1}{2}$	$2 \frac{5}{16}$	1,66	$2 \frac{1}{4}$	1,38
B	$\frac{3}{4}$	$3 \frac{7}{8}$	$\frac{1}{2}$	$1 \frac{1}{16}$	$1 \frac{1}{2}$	1,05	$2 \frac{1}{16}$	0,82
C	$\frac{1}{2}$	$3 \frac{1}{2}$	$\frac{7}{16}$	$1 \frac{3}{8}$	$1 \frac{3}{16}$	0,84	$1 \frac{7}{8}$	0,62
D	3	$7 \frac{1}{2}$	$\frac{15}{16}$	5	$4 \frac{1}{4}$	3,50	$2 \frac{3}{4}$	3,07
E	$\frac{3}{4}$	$3 \frac{7}{8}$	$\frac{1}{2}$	$1 \frac{1}{16}$	$1 \frac{1}{2}$	1,05	$2 \frac{1}{16}$	0,82
F	$1 \frac{1}{4}$	$4 \frac{5}{8}$	$\frac{5}{8}$	$2 \frac{1}{2}$	$2 \frac{5}{16}$	1,66	$2 \frac{1}{4}$	1,38
G	10	16	$1 \frac{3}{16}$	$12 \frac{3}{4}$	12	10,75	4	10,02

Keterangan :

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan feed
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan larutan HNO₃
- Nozzle C = Nozzle untuk pemasukan katalis V₂O₅
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran koil pemanas
- Nozzle E = Nozzle untuk pengeluaran gas
- Nozzle F = Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle G = Nozzle untuk Hand Hole
- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan flange minimum, in
- R = Diameter luar pembesaran permukaan, in
- E = Diameter pusat dari dasar, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

Tabel 6.6.2. Dimensi Diameter Flange

No.	Nozzle	NPS	Diamtr Lbng	Diamtr Baut	Sirkulasi Baut	Jumlah Baut
1.	Feed	1 ¼	5/8	½	3 ½	3
2.	HNO ₃	¾	5/8	½	2 5/4	3
3.	V ₂ O ₅	½	5/8	½	2 5/8	2
4.	Steam	3	¾	5/8	6	10
5.	Gas	¾	5/8	½	2 5/4	3
6.	Produk	1 ¼	5/8	½	3 ½	3
7.	Hand Hole	10	1	7/8	14	52

6.4. Perhitungan Coil Pemanas

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah reaksi endotermis dan beroperasi pada suhu 71°C. Sehingga diperlukan coil pemanas dengan steam sebagai media pemanas untuk memberikan panas pada reaksi tersebut sehingga reaksi tetap pada suhu 71°C.

Dasar perencanaan :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam dalam reaktor} &= 9573.1858 \text{ kkal/jam} \\ &= 37964.7278 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

- Steam masuk pada suhu 160°C (= 320°F)
- Steam keluar pada suhu 160°C (=320°F)
- Panas laten steam pada suhu 160°C = 661,944 kkal/kg (Kern, tabel 7 hal. 816)
- Tekanan operasi 75 psig
- Menggunakan coil pemanas dengan bentuk spiral
- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

(Brownell & Young, tabel 13.1 hal. 251)

- Menentukan ΔT_{LMTD} :

$$- t_1 = \text{suhu bahan masuk} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

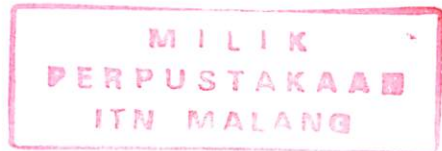
$$- t_2 = \text{suhu bahan keluar} = 71^\circ\text{C} = 159,8^\circ\text{F}$$

$$- T_1 = \text{suhu steam masuk} = 160^\circ\text{C} = 320^\circ\text{F}$$

$$- T_2 = \text{suhu steam keluar} = 160^\circ\text{C} = 320^\circ\text{F}$$

$$- \Delta t_1 = (320 - 77)^\circ\text{F} = 243^\circ\text{F}$$

$$- \Delta t_2 = (320 - 159,8)^\circ\text{F} = 160,2^\circ\text{F}$$



$$\begin{aligned}
 - \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(243 - 160,2)^\circ\text{F}}{\ln \frac{243^\circ\text{F}}{160,2^\circ\text{F}}} \\
 &= 198,733478^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

- Menentukan suhu kaloric :

$$- T_c = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = \frac{1}{2} (320 + 320)^\circ\text{F} = 320^\circ\text{F}$$

$$- t_c = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = \frac{1}{2} (77 + 159,8)^\circ\text{F} = 118,4^\circ\text{F}$$

- Ukuran pipa yang digunakan 2 in IPS Sch. 40, dengan ukuran :

(Kern, tabel 11 hal. 844)

$$- D_o = 2,380 \text{ in} = 0,198333 \text{ ft}$$

$$- D_i = 2,067 \text{ in} = 0,172250 \text{ ft}$$

$$- a'' = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$- a_p = 3,350 \text{ in}^2 = 0,023264 \text{ ft}^2$$

Dasar perhitungan :

- Koefisien perpindahan panas bagian dalam pipa coil pemanas

Diketahui :

$$h_{i0} \text{ steam} = 1500 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

(h_{i0} = koefisien perpindahan panas dari pipa luar yang dikoreksi terhadap diameter pipa dalam, Btu/h.ft².°F)

- Koefisien perpindahan panas bagian permukaan shell reaktor.

$$\begin{aligned}
 \circ G_p &= \frac{\text{Massa steam}}{a_p} = \frac{9573.1858 \text{ lb/jam}}{0,023264 \text{ ft}^2} \\
 &= 907201.94903 \text{ lb/h.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \circ N_{Re} &= \frac{D_i \times G_p}{\mu \times 2,42} \\
 &= \frac{(0,172250 \text{ ft}) \times (896319,191163 \text{ lb/h.ft}^2)}{(0,024 \times 2,42) \text{ lb/h.ft}} \\
 &= 2690522.3092 > 2100 \quad (\text{aliran turbulen})
 \end{aligned}$$

Dari Mc Cabe II hal. 47, diketahui alirannya adalah turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\circ J_H = 2000 \quad (\text{Kern, fig. 20.2 hal. 718})$$

$$\circ h_o = J_H \cdot \frac{k}{D_i} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu \cdot W} \right)^{0,14}$$

Dimana :

$$- \left(\frac{\mu}{\mu \cdot W} \right)^{0,14} = 1$$

$$- C_p = \text{kapasitas panas campuran} = 0,886 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$- \mu = \text{viskositas campuran} = 0,024 \text{ cp}$$

$$- k = \text{konduktivitas thermal campuran} = 0,2 \quad (\text{Kern, tabel 5 hal. 801})$$

$$- D_i = 0,172250 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_o &= (2000) \times \left(\frac{0,2}{0,172250} \right) \times \left(\frac{(0,886) \times (0,024 \times 2,42)}{0,2} \right)^{1/3} \\
 &= 4318.744798 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

- Tahanan panas pada pipa dalam keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_c = \frac{\left(1500 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\right) \times \left(4318,744798 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\right)}{\left(1500 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\right) + \left(4318,744798 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\right)}$$

$$= 1113,318666 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

- Tahanan panas pada pipa dalam keadaan kotor

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0,003 = \frac{1113,318666 - U_d}{1113,318666 \times U_d}$$

$$3,339958 U_d = 1113,318666 - U_d$$

$$U_d = 475,786154 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

- Luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \text{ ft}^2$$

$$= \frac{25286236,06540 \text{ Btu/h}}{\left(475,786154 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot \text{°F}\right) \times \left(198,733478 \text{ °F}\right)}$$

$$= 67,433787 \text{ ft}^2$$

- Panjang coil pemanas

$$L = A / a''$$

$$L = \frac{67,433787 \text{ ft}^2}{0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$L = 108,414449 \text{ ft}$$

- Jumlah lilitan coil pemanas

$$n_c = \frac{L}{(\pi \times D_{\text{coil}})}$$

$D_{\text{pengaduk}} < D_{\text{coil}} < D_{\text{bejana}} = 2,984375 \text{ ft} < D_{\text{coil}} < 5,968750 \text{ ft}$

$D_{\text{coil}} = 4,5 \text{ ft}$

$$n_c = \frac{108,414449 \text{ ft}}{(\pi \times 4,5 \text{ ft})}$$
$$= 7,665668 \approx 8 \text{ lilitan}$$

- Tinggi coil pemanas

$$L_c = [(n_c - 1)(n_c + D_o) + D_o]$$
$$= [(8 - 1) \times (8 + 0,198333 \text{ ft})] + (0,198333 \text{ ft})$$
$$= 6,253333 \text{ ft} = 75,04 \text{ in}$$

Karena $L_c (= 6,253333 \text{ ft}) < L_{is} (= 6,844322 \text{ ft})$, jadi perhitungan coil pemanas sudah memadai.

6.5. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reactor

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

1. Flange

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

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

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

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

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

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

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

Bahan konstruksi : asbestos filled

Gasket factor (m) : 3,75

Min design seating stress (y) : 9000 psia

6.5.1. Perhitungan Tebal Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

- d_o = diameter luar gasket
- d_i = diameter dalam gasket
- y = yield stress (9000 psia)
- p = internal pressure (89,7 psia)
- m = gasket factor (3,75)

Diketahui d_i gasket = D_o shell = 72 in = 6 ft

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{6} = \sqrt{\frac{9000 - (89,7 \times 3,75)}{9000 - 89,7(3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{6} = 1,005217$$

$$d_o = 6,031304 \text{ ft}$$

$$= 72,375650 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\
 &= \frac{(72,375650 - 72) \text{ in}}{2} \\
 &= 0,187825 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil gasket (n) = 3/16 in = 0,1875 in

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_i + n \\
 &= 72 \text{ in} + 0,1875 \text{ in} \\
 &= 72,1875 \text{ in} \\
 &= 6,015625 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

6.5.2. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan 12.85 hal. 239 :

$$f_T = \frac{Y \cdot M_0}{t^2 \cdot B}$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \quad \text{dan}$$

$$k = A/B$$

Dimana :

- A = diameter luar flange (72,310395 in = 6,025866 ft)
- B = diameter dalam flange (72 in = 6 ft)
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange (18750 psia)

Maka :

$$k = A/B = (6,025866 \text{ ft}) : (6 \text{ ft})$$

$$k = 1,004311$$

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

- $Y = 100$
- $M = 3179225,913 \text{ lb.in}$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{(100) \times (3179225,913 \text{ lb.in})}{(18750 \text{ psia}) \times (72 \text{ in})}}$$

$$t = 15,345951 \text{ in}$$

$$= 1,278829 \text{ ft}$$

6.5.3. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

➤ Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :

Beban gasket supaya tidak bocor (H_y)

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

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

$$\begin{aligned} \text{Lebar setting gasket bawah} &= b_o = n/2 \\ &= (0,375/2) = 0,1875 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$H_y = W_{m2} = (\pi) \times (0,1875) \times (72,1875) \times (9000)$$

$$H_y = 383845,982143 \text{ lb}$$

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

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

$$H_p = 2 \times (\pi) \times (0,1875) \times (72,1875) \times (3,75) \times (89,7)$$

$$H_p = 383845,982143 \text{ lb}$$

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

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p$$

$$H = (\pi/4) \times (72,1875)^2 \times (89,7)$$

$$H = 367266,313477 \text{ lb}$$

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

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{m1})

$$W_{m1} = H + H_p$$

$$= 367266,313477 \text{ lb} + 383845,982143 \text{ lb}$$

$$= 395884,467773 \text{ lb}$$

Karena $W_{m1} > W_{m2}$, maka yang mengontrol adalah W_{m1} .

➤ Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal.240

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_a}$$

$$A_{m2} = \frac{383845,982143 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 25,589732 \text{ in}^2$$

$$= 0,177706 \text{ ft}^2$$

➤ Perhitungan Bolting Optimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 2 in

- Root area = $2,3 \text{ in}^2$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m2}}{\text{root area}} = \frac{25,589732 \text{ in}^2}{2,3 \text{ in}^2} \\ &= 11,12597 \\ &\approx 12 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Bolt spacing distance preference (B_s) = 3 in
- Minimum radial distance (R) = $2 \frac{1}{2}$ in
- Edge distance (E) = 2 in
- Bolting circle diameter (C) :

$$C = D_i \text{ shell} + 2 (14,5 \cdot g_o + R)$$

Dimana :

- $D_i \text{ shell} = 71,625 \text{ in}$
- $g_o = \text{tebal shell } (t_s) = 3/16 \text{ in}$

Maka bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= (71,625 \text{ in}) + 2 [(14,5) \cdot (3/16 \text{ in}) + (2 \frac{1}{2} \text{ in})] \\ &= 79,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

- Diameter luar flange :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2 E \\ &= (79,5625 \text{ in}) + (2 \times 2 \text{ in}) \\ &= 83,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

- Check lebar gasket :

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

$$A_b \text{ actual} = 12 \times 2,3 \text{ in}^2$$

$$A_b \text{ actual} = 27,6 \text{ in}^2$$

- Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times g} \\ &= 27,6 \times \frac{15000}{2 \times \pi \times 9000 \times 72,1875} \\ &= 0,007346 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < 2 \text{ in}$, jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

➤ Perhitungan Moment

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

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \\ W &= \left(\frac{25,589732 + 27,6}{2} \right) \times 15000 \\ &= 398922,991071 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.101 hal. 242 :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \\ h_G &= \frac{79,5625 \text{ in} - 72,1875 \text{ in}}{2} = 3,6875 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$\begin{aligned} M_a &= W \cdot h_G \\ M_a &= (398922,991071 \text{ lb}) \times (3,6875 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$M_a = 1471028,529576 \text{ lb.in}$$

➤ Dari Brownell & Young, persamaan 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 395884,467773 \text{ lb}$$

➤ Hidrastic and force pada daerah dalam flange (H_D)

Dari Brownell & Young, persamaan 12.96 hal. 243 :

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

Dimana :

$$- B = D_o \text{ shell reactor} = 72 \text{ in}$$

$$- p = \text{tekanan operasi} = 89,7 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= (0,785) \times (72 \text{ in})^2 \times (89,7 \text{ lb/in}^2) \\ &= 365028,768 \text{ lb} \end{aligned}$$

➤ Jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

Dari Brownell & Young, persamaan 12.100 hal. 243 :

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{1}{2} (79,5625 \text{ in} - 72 \text{ in}) \\ &= 3,78125 \text{ in} \end{aligned}$$

➤ Moment M_D

Dari Brownell & Young, persamaan 12.96 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= (365028,768 \text{ lb}) \times (3,78125 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$M_D = 1380265,029 \text{ lb.in}$$

➤ Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{ml} - H \\ &= (395884,467773 \text{ lb}) - (367266,313477 \text{ lb}) \\ &= 28618,154297 \text{ lb} \end{aligned}$$

➤ Moment M_G .

Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= (28618,154297 \text{ lb}) \times (3,6875 \text{ in}) \\ &= 105529,443970 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

➤ Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= (367266,313477 \text{ lb}) - (365028,768 \text{ lb}) \\ &= 2237,545477 \text{ lb} \end{aligned}$$

➤ Dari Brownell & Young, persamaan 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{1}{2} (3,78125 \text{ in} + 3,6875 \text{ in}) \\ &= 3,734375 \text{ in} \end{aligned}$$

➤ Moment M_T

Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= (2237,545477 \text{ lb}) \times (3,734375 \text{ in}) \end{aligned}$$

$$M_T = 8355,833889 \text{ lb.in}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= (1380265,029 + 105529,443970 + 8355,833889) \text{ lb.in} \\ &= 1494150,306859 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena $M_a < M_o$, maka $m_{\max} = M_o = 1494150,306859 \text{ lb.in}$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Tensile strength minimum : 75000 psia
Allowable stress (f) : 18750
Tebal flange : 15,345951 in
Diameter dalam (D_i) flange : 72 in
Diameter luar (D_o) flange : 72,310395 in
Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
Tensile strength minimum : 75000 psia
Ukuran baut : 2 in
Jumlah baut : 12 buah
Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

Bahan konstruksi	:	asbestos filled
Gasket factor (m)	:	3,75
Min design seating stress (y)	:	9000 psia
Tebal gasket	:	3/16 in = 0,1875 in

6.6. Perhitungan Sistem Penyangga Reactor

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

Beban-beban yang ditahan oleh penyangga reactor meliputi :

- Berat shell reactor
- Berat tutup atas standard dishead
- Berat tutup bawah reactor
- Berat liquid dalam reactor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat coil pemanas
- Berat attachment

Dasar Perhitungan :

□ Berat shell reactor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (D_o^2 - D_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

- W_s = berat shell reactor, lb

- D_o = diameter luar shell = 72 in = 6 ft
- D_i = diameter dalam shell = 71,625 in = 5,96875 ft
- H = tinggi shell reactor (L_s) = 142,666391 in = 11,888866 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat reactor :

$$\begin{aligned}
 W_s &= (\pi/4) \times [(6 \text{ ft})^2 - (5,96875 \text{ ft})^2] \times (11,888866 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 1708,491239 \text{ lb} \\
 &= 774,966542 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

□ **Berat tutup atas standard dishead**

Rumus :

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

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h \quad (\text{Hesse, persamaan 4-16 hal. 92})$$

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reactor, lb
- A = luas tutup atas standard dishead, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 3/16 in = 0,1875 in
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- L = crown radius (r) = 72 in = 6 ft
- h = tinggi tutup atas reactor (ha) = 12,052535 in = 1,004378 ft

Luas tutup atas :

$$A = (6,28) \times (72 \text{ in}) \times (12,052535 \text{ in})$$

$$= 5449,674114 \text{ in}^2$$

$$= 37,844959 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas :

$$W_d = (37,844959 \text{ ft}^2) \times (0,1875/12) \text{ ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$W_d = 289,159141 \text{ lb}$$

$$= 131,161726 \text{ kg}$$

□ **Berat tutup bawah conical**

Rumus :

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

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

(Hesse, persamaan 4-16 hal. 92)

Dimana :

- W_d = berat tutup bawah reactor, lb

- A = luas tutup bawah conical, ft^2

- t = tebal tutup bawah (thb) = $\frac{3}{8}$ in = 0,375 in

- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft^3

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

- D = diameter dalam silinder = 71,625 in = 5,96875 ft

- h = tinggi tutup bawah reaktor (thb) = 23,176357 in = 1,931363 ft

- m = flat spot diameter = $\frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (71,625 \text{ in})$

$$= 35,8125 \text{ in} = 2,984375 \text{ ft}$$

Luas tutup bawah :

$$A = \left[(0,785) \times (5,96875 + 2,984375) \times \sqrt{(4 \times 1,931363^2) + (5,96875 - 2,984375)^2} \right]$$

$$+ (0,785 \times 5,96875)$$

$$A = 57,705764 \text{ ft}^2$$

$$= 8309,630084 \text{ in}^2$$

Berat tutup bawah :

$$W_d = (57,705764 \text{ ft}^2) \times (0,375/12)\text{ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$W_d = 881,816213 \text{ lb}$$

$$= 399,98921 \text{ kg}$$

□ **Berat liquid dalam reactor**

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat larutan dalam reactor = 7318,32446 lb/jam

- t = waktu tinggal liquid dalam reactor = 2 jam

Maka :

$$W_l = (7318,32446 \text{ lb/jam}) \times (2 \text{ jam})$$

$$= 14636,648919 \text{ lb}$$

$$= 6639,140397 \text{ kg}$$

□ **Berat poros pengaduk dalam reactor**

Rumus :

$$W_p = V \cdot \rho$$

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

Dimana :

- W_p = berat poros pengaduk dalam reactor, lb

- V = volume poros pengaduk, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft^3
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- D = diameter poros pengaduk = $1,374984 \text{ in} = 0,134016 \text{ ft}$
- L = panjang poros pengaduk = $96,211910 \text{ in} = 8,017659 \text{ ft}$

Volume poros pengaduk :

$$V = (\pi/4) \times (0,134016 \text{ ft})^2 \times (8,017659 \text{ ft})$$

$$= 0,113142 \text{ ft}^3$$

Berat poros pengaduk :

$$W_p = (0,113142 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 55,326550 \text{ lb}$$

$$= 25,095958 \text{ kg}$$

□ **Berat impeller dalam reactor**

Rumus :

$$W_i = V \cdot \rho$$

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

$$p = D_i / 2$$

Dimana :

- W_i = berat impeller dalam reactor, lb
- V = volume dari total blades, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft^3
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- p = panjang 1 kupingan blade, ft

- l = lebar 1 kupingan blade = 3,58125 in = 0,298438 ft
- t = tebal 1 kupingan blade = 5,96875 in = 0,497396 ft
- D_i = diameter pengaduk = 1,374984 in = 0,134016 ft

Volume impeller pengaduk :

- p = $D_i / 2$
 = (0,134016 ft) / 2
 = 0,067008 ft
- V = (4) x (0,067008 ft) x (0,298438 ft) x (0,497396 ft)
 = 0,039787 ft³

Berat impeller pengaduk :

$$\begin{aligned}
 W_i &= (0,039787 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\
 &= 19,455863 \text{ lb} \\
 &= 8,825122 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

□ Berat coil pemanas dalam reactor

$$W_c = \pi/4 (D_o^2 - D_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

- W_c = berat coil pemanas dalam reactor, lb
- D_o = diameter luar pipa coil pemanas = 2,38 in = 0,198333 ft
- D_i = diameter dalam pipa coil pemanas = 2,067 in = 0,172250 ft
- H = panjang coil pemanas = 108,414449 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat coil pemanas :

$$\begin{aligned}W_c &= (\pi/4) \times [(0,198333)^2 - (5,96875)^2] \text{ft}^2 \times (11,888866 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 402,633262 \text{ lb} \\ &= 182,633250 \text{ kg}\end{aligned}$$

□ Berat Attachment

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

Dari Brownell & Young, halaman 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb

- W_s = berat shell reactor = 1708,491239 lb = 774,966542 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned}W_a &= (0,18) \times (1708,491239 \text{ lb}) \\ &= 307,528423 \text{ lb} \\ &= 139,493978 \text{ kg}\end{aligned}$$

Berat total penyangga :

$$\begin{aligned}W_T &= W_s + W_d (\text{tutup atas}) + W_d (\text{tutup bawah}) + W_1 + W_p + W_i + W_c + W_a \\ &= (774,966542 + 131,161726 + 399,98921 + 6639,140397 + \\ &\quad 25,095958 + 8,825122 + 182,633250 + 139,493978) \text{ kg} \\ &= 8301,306183 \text{ kg} \\ &= 18301,059611 \text{ lb}\end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total beban penyangga =

$$= (1,1) \times (18301,059611 \text{ lb})$$

$$= 20131,165572 \text{ lb}$$

$$= 9131,436801 \text{ kg}$$

6.7. Perhitungan Kolom Penyangga Reactor (Leg)

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

□ Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal. 195 :

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

Dimana :

- P = beban tiap kolom, lb
- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft
- D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft
- n = jumlah support
- W = berat total, lb
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

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

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

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

$$P = \frac{2196,127153 \text{ lb}}{4}$$

$$= 5032,791393 \text{ lb}$$



Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
- Tinggi silinder (H) = 142,666391 in
= 11,888866 ft
- Panjang penyangga = $\frac{1}{2} (H + L)$
= $\frac{1}{2} (11,888866 + 5) \text{ ft}$
= 10,944433 ft
= 131,333196 in

Jadi tinggi penyangga (leg) = 10,944433 ft = 131,333196 in

□ **Tral ukuran I beam**

Tral ukuran I beam 5" ukuran 5 x 3 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

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

- Nominal size = 5 in
- Berat = 10 lb
- Area of section (A_y) = 2,87 in²
- Depth of beam (h) = 5 in

- Width of flange (b) = 3 in

- Axis (r) = 2,05 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

- $L/r = (131,333196 \text{ in}) / (2,05 \text{ in})$

$L/r = 64,064974$

Karena L/r antara 60 – 200 , maka :

$$\begin{aligned} - f_c \text{ aman} &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{\left(\frac{L}{r} \right)^2}{18000} \right)} \\ &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(64,0649)^2}{18000} \right)} \\ &= 14657,767705 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$- f_c = \frac{P}{A}$$

$$A = \frac{P}{f_c} = \frac{2196,127153 \text{ lb}}{14657,767705 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 0,343353 \text{ in}^2 < 2,87 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}$$

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

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 5 x 3 in
- Berat = 10 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah

- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.8. Base Plate

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

□ Luas base plate

Rumus :

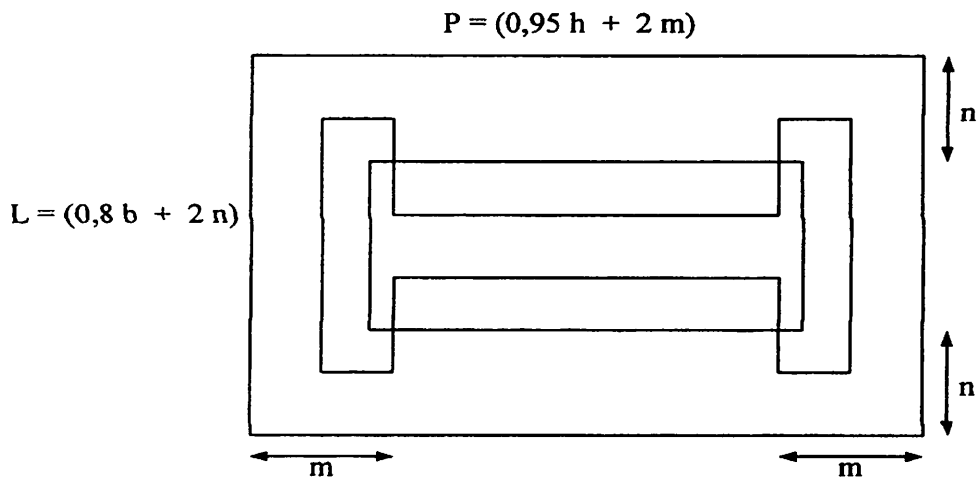
$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in^2
- P = beban dari tiap-tiap base plate = 20131,165572 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in^2 (Hesse, tabel 7-7 hal. 162)

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{20131,165572 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\ &= 33,551943 \text{ in}^2 \end{aligned}$$



□ Panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= $33,551943 \text{ in}^2$
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$ (Hesse, hal. 163)

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

$$h = 5 \text{ in}$$

Maka :

$$A_{bp} = (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b)$$

$$33,551943 = [2m + (0,95 \times 5)] \times [2n + (0,8 \times 3)]$$

$$= (2m + 4,75) \times (2m + 2,4)$$

$$33,551943 = 4m^2 + 14,3m + 11,4$$

$$0 = 4m^2 + 14,3m - 19,251943$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-14,3) \pm \sqrt{(14,3)^2 - (4 \times 4) \cdot (19,251943)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 1,042366$$

$$m_2 = -4,617366$$

$$\text{Diambil } m = n = m_1 = 1,042366$$

Sehingga :

- Panjang base plate (p) = $2m + 0,95h$
= $(2 \times 1,042366) + (0,95 \times 5)$
= $6,834732 \text{ in} \approx 7 \text{ in}$
- Lebar base plate (l) = $2n + 0,8b$
= $(2 \times 1,042366) + (0,8 \times 3)$
= $4,484732 \text{ in} \approx 5 \text{ in}$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 7 in dan lebar base plate 5 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 7 x 5 in dengan luas (A) = 35 in^2 .

□ **Peninjauan terhadap bearing capacity**

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

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in^2
- P = beban tiap kolom = 20131,165572 lb

- $A = \text{luas base plate} = 35 \text{ in}^2$

Maka :

$$f = \frac{20131,165572 \text{ lb}}{35 \text{ in}^2}$$
$$= 575,176159 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

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

□ **Peninjauan terhadap harga m dan n**

- Panjang base plate (p)

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

$$7 = 2m + (0,95 \times 5)$$

$$m = 1,125$$

- Lebar base plate (l)

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

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

$$n = 1,300$$

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

□ **Tebal base plate**

Dari Hesse, persamaan 7-12 hal. 163 :

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

Dengan :

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

- $p = \text{actual unit pressure yang terjadi pada base late} = 805,246623 \text{ psi}$

- $n = 1,3 \text{ in}$

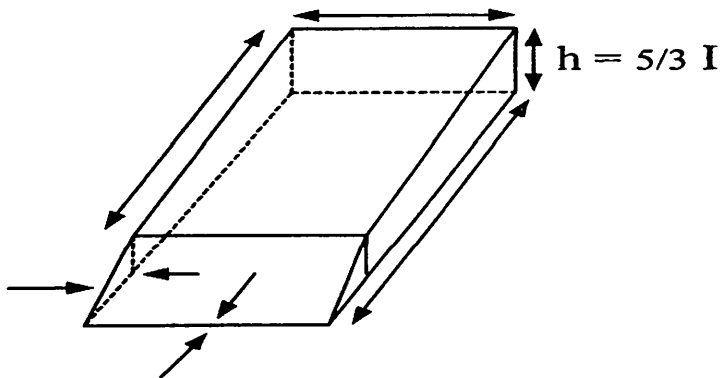
Tebal base plate :

$$\begin{aligned}t &= \sqrt{0,00015 \times (805,246623) \times (1,3)^2} \\&= 0,45808 \text{ in} \\&= 7,23/16 \text{ in} \approx \frac{1}{2} \text{ in}\end{aligned}$$

□ Ukuran Baut

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned}P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\&= \frac{5032,791393 \text{ lb}}{4} \\&= 1258,197848 \text{ lb}\end{aligned}$$



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

Dimana f_{baut} = stress tiap baut max = 15000 lb/in²

$$A_{\text{baut}} = \frac{1258,197848 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$\begin{aligned}A_{\text{baut}} &= 0,083880 \text{ in} \\&= 1,34/16 \text{ in}\end{aligned}$$

$\approx 3/16$ in

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut $\frac{1}{2}$ in dengan dimensi baut sebagai berikut :

- Ukuran baut : $\frac{1}{2}$ in
- Root area : 0,126
- Bolt spacing min : $1 \frac{1}{4}$ in
- Min radial distance : $\frac{13}{16}$ in
- Edge distance : $\frac{5}{8}$ in
- Nut dimension : $\frac{7}{8}$ in
- Max filled radius : $\frac{1}{4}$ in

6.9. Perhitungan Lug dan Gusset

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

□ Tebal plate horisontal

Rumus :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 M_o}{f_{all}}}$$

$$M_o = \frac{\beta^3 \cdot t^2 \cdot P \cdot B \cdot R^2}{12 (1 - \mu) A \cdot h}$$

$$\beta = \sqrt[3]{\frac{3 (1 - \mu)^2}{R^2 \cdot t^2}}$$

Keterangan :

- t_{hp} = tebal plate horisontal, in
- M_o = bending moment (axial), lb.in
- f_{all} = stress axial = 15000 lb/in²
- t = tebal shell = 3/16 in = 0,1875 in
- P = gaya axial, ($\Sigma W/n$), lb
- B = jarak dari sumbu tebal shell ke sumbu penyangga, in
- R = jari-jari vessel = (71,625/2) in
- μ = poisson ratio = 0,3 (untuk baja)
- A = lebar lug (horisontal plate), in
- h = tinggi gusset = tinggi lug, in

Mencari β

$$\beta = \sqrt[3]{\frac{3(1-0,3)^2}{\left(\frac{71,625}{2}\right)^2 \times \left(\frac{3}{16}\right)^2}}$$

$$= 0,319459$$

$$B = \frac{1}{2} t_s + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} b'$$

$$= \frac{1}{2} (0,1875) + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} (3)$$

$$= 3,093750 \text{ in}$$

$$A = h' + 2 db$$

$$= 5 + 2 \left(\frac{1}{2}\right)$$

$$= 6 \text{ in}$$

$$h = \left(\frac{5}{3}\right) \cdot l$$

$$= \left(\frac{5}{3}\right) \cdot (b' + 2 db)$$

$$= \left(\frac{5}{3}\right) \times (3 + 2 \cdot \frac{1}{2})$$

$$= 6,666667 \text{ in}$$

Bending moment (axial) :

$$M_o = \frac{(0,319459)^3 \times \left(\frac{3}{16}\right)^2 \times (1258,197848) \times (3,093750) \times \left(\frac{71,625}{2}\right)^2}{12 \times (1 - 0,3) \times (6) \times (6,666667)}$$
$$= 17,029904$$

Tebal plate horisontal :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times (17,029904)}{15000}}$$
$$= 0,082535 \text{ in}$$
$$= (1,32/16) \text{ in} \approx 2/16 \text{ in}$$

□ **Tebal plate vertikal**

$$t_g = (3/8) \times t_{hp}$$
$$= (3/8) \times (2/16) \text{ in}$$
$$= 0,046875 \text{ in}$$
$$= (0,75/16) \text{ in} \approx 1/16 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

- Lug
 - Lebar = 6 in
 - Tebal = 2/16 in
 - Tinggi = 6,66667 in
- Gusset
 - Lebar = 6 in
 - Tebal = 1/16 in

- Tinggi = 6,66667 in

6.10. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

□ $W = 20131,165572 \text{ lb}$

□ **Beban yang harus ditanggung tiap kolom**

Rumus:

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

Dimana :

- p = panjang base plate = 7 in = 0,583333 ft
- l = lebar base plate = 5 in = 0,416667 ft
- t = tebal base plate = 0,5 in = 0,041667 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (0,58333 \text{ ft}) \times (0,416667 \text{ ft}) \times (0,041667 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 4,952257 \text{ lb} \end{aligned}$$

□ **Beban tiap penyangga**

Rumus:

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

Dimana :

- L = tinggi kolom = 10,944433 ft
- A = luas kolom I beam = $2,87 \text{ in}^2 = 0,019931 \text{ ft}^2$
- F = faktor koreksi = 1
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft^3

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (10,944433 \text{ ft}) \times (0,019931 \text{ ft}^2) \times (1) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 106,6649 \text{ lb} \end{aligned}$$

□ **Beban total**

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= (20131,165572 + 4,952257 + 106,6649) \text{ lb} \\ &= 20242,782729 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

- Luas tanah = $15 \times 5 \text{ in}$
- Luas bawah = $25 \times 25 \text{ in}$
- Tinggi = 15 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$\begin{aligned} A &= \left(\frac{15 + 25}{2} \right) \times \left(\frac{15 + 25}{2} \right) \\ &= 400 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (400 \text{ in}^2) \times (15 \text{ in}) \\ &= 6000 \text{ in}^3 = 3,472222 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Berat pondasi

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{perry, edisi 6 tabel 3-18})$$

Maka :

$$\begin{aligned} W &= (3,472222 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 500 \text{ lb} \\ &= 226,79851 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

$$\text{- Save bearing minimum} = 5 \text{ ton/ft}^2$$

$$\text{- Save bearing maximum} = 10 \text{ ton/ft}^2$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\ &= 22400 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 155,555556 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi

- A = luas bawah pondasi = $(25 \times 25) \text{ in}^2 = 625 \text{ in}^2$

Sehingga :

$$P = \frac{20242,782729 \text{ lb} + 500 \text{ lb}}{625 \text{ in}^2}$$

$$P = 33,188452 \text{ lb/in}^2 < 155,555556 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran $(15 \times 15) \text{ in}$ luas atas dan $(25 \times 25) \text{ in}$ luas bawah dengan tinggi pondasi 15 in dapat digunakan.

Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

- Fungsi : Untuk mereaksikan umpan masuk dengan HNO_3 dan katalis V_2O_5 .
- Jumlah : 1 buah
- Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dishead dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° .
- Perlengkapan : Pengaduk dan coil pemanas.
- Kondisi operasi :
 - Temperatur = 71°C
 - Tekanan = 1 atm
 - Waktu operasi = 2 jam
 - Fase = liquid – solid
 - Densitas campuran = $72,972088 \text{ lb/ft}^3$

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316.
 $f = 18750$ (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint.
 $E = 0,8$ (Brownell & Young, tabel 13.2 hal. 254)
- Faktor korosi (C) : 1/16
- Bahan masuk : 3319,570199 kg/jam = 7318,324460 lb/jam

Spesifikasi Reaktor :

1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Di (diameter dalam) = 71,625 in
- Do (diameter luar) = 72 in
- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 107,4375 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 12,052535 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/8 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 23,176357 in
- Tinggi tangki = 142,666391 in
- Jumlah = 1 buah

2. Dimensi pengaduk :

- Jenis pengaduk = axial turbin 4 blades sudut 45°
- Bahan impeller = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316.
- Diameter impeller = 35,8125 in

- Tinggi impeller = 32,23125 in
- Panjang impeller = 8,953125 in
- Tebal blades = 5,96875 in
- Daya pengaduk = 7 Hp
- Diameter poros = 1,374984 in
- Panjang poros = 96,211910 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

3. Nozzle untuk pemasukan feed

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 1 ¼ in
- Diameter luar flange (A) = 4 ⅝ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ⅝ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 2 ½ in
- Diameter hubungan atas (E) = 2 ⅝ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julukan (L) = 2 ¼ in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

4. Nozzle untuk pemasukan HNO₃

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ¾ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ⅞ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ½ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 11/16 in

- Diameter hubungan atas (E) = 1 ½ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = 2 ⅙ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

5. Nozzle untuk pemasukan Fe₂(SO₄)₃

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = ½ in
- Diameter luar flange (A) = 3 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ⅙ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 1 ⅜ in
- Diameter hubungan atas (E) = 1 ⅙ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 0,84 in
- Panjang julakan (L) = 1 ⅞ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,62 in

6. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran coil pemanas

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 3 in
- Diameter luar flange (A) = 7 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = ⅓ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 in
- Diameter hubungan atas (E) = 4 ¼ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 3,50 in
- Panjang julakan (L) = 2 ¾ in

- Diameter dalam flange (B) = 3,07 in

7. Nozzle untuk pengeluaran gas

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = $\frac{3}{4}$ in
- Diameter luar flange (A) = $3 \frac{7}{8}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{1}{2}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $1 \frac{1}{16}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = $1 \frac{1}{2}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,05 in
- Panjang julakan (L) = $2 \frac{1}{16}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 0,82 in

8. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = $1 \frac{1}{4}$ in
- Diameter luar flange (A) = $4 \frac{5}{8}$ in
- Ketebalan flange minimum (T) = $\frac{5}{8}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $2 \frac{1}{2}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = $2 \frac{5}{16}$ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,66 in
- Panjang julakan (L) = $2 \frac{1}{4}$ in
- Diameter dalam flange (B) = 1,38 in

9. Nozzle untuk Hand Hole

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 10 in
- Diameter luar flange (A) = 16 in
- Ketebalan flange minimum (T) = $1\frac{3}{16}$ in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = $12\frac{3}{4}$ in
- Diameter hubungan atas (E) = 12 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 10,75 in
- Panjang julukan (L) = 4 in
- Diameter dalam flange (B) = 10,02 in

10. Coil Pemanas

- Panjang coil = $1\frac{1}{4}$ in
- Jumlah lilitan = 8 lilitan
- Tinggi coil = 75,04 in
- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316.

11. Flange

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18750
- Tebal flange : 15,345951 in
- Diameter dalam (D_i) flange : 72 in
- Diameter luar (D_o) flange : 72,310395 in
- Type flange : Ring flange loose type

15 Bolting

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type
347
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Ukuran baut : 2 in
- Jumlah baut : 12 buah
- Allowable stress (f) : 15000

13. Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Lebar (L) = 0,187825 in
- Tebal gasket (n) = 3/16 in
- Gasket factor (m) = 3,75
- Diameter rata-rata = 72,1875 in
- Tinggi coil = 75,04 in

14. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 131,333196 in
- Ukuran Nominal Pipa (NPS) = 5 in
- Area of section (Ay) = 2,87 in²
- Depth of beam (h) = 5 in
- Width of flange = 3 in
- Axis (r) = 2,05 in

15. Base Plate

- Panjang (p) = 7 in
- Lebar (l) = 5 in
- Tebal (t) = $\frac{1}{2}$ in
- Ukuran baut = $\frac{1}{2}$ in
- Jumlah baut = 4
- Bahan = Cast iron

16. Lug dan Gusset

- Tebal plate horisontal = $\frac{2}{16}$ in
- Tebal plate vertikal = $\frac{1}{16}$ in
- Lebar lug dan gusset = 6 in
- Tebal lug dan gusset = $\frac{2}{16}$ in
- Tinggi lug dan gusset = 6,66667 in

17. Sistem Pondasi

- Luas tanah = 15 in x 5 in
- Luas bawah = 25 in x 25 in
- Tinggi Pondasi = 15 in
- Bahan = Cemen Sand dan Gravel

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Evaporator (V-130)

- Nama alat : *Single Effect Evaporator*
- Fungsi : Untuk memekatkan larutan asam oksalat dari konsentrasi 15,90 % menjadi 50 %
- Type : *Short tube vertical* (calandria) dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah conical.
- Bahan : HAS SA-240 grade M type 316
- Perlengkapan : *Shell and tube exchanger*, dimana pada tube mengalir fluida yang akan dipekatkan, sedangkan pada bagian shell mengalir steam yang berfungsi sebagai pemanas.
- Dasar pemilihan : - Biaya rendah
- Koefisien perpindahan panas tinggi
- Prinsip kerja : Evaporator merupakan alat untuk memekatkan larutan yang terdiri dari silinder besar (*shell*) yang didalamnya terdapat pipa-pipa kecil (*tube*). Liquid dengan konsentrasi 15,90 % masuk ke dalam tube evaporator dan kemudian disirkulasikan. Sedangkan steam yang digunakan sebagai pemanas berada di dalam shell sehingga terjadi kontak tidak langsung antara steam dan liquid. Sebagian liquid (H₂O) akan menguap dan sebagian liquid akan turun melalui *down take*

untuk keluar sebagai liquid dengan konsentrasi yang lebih pekat.

6.1. Kondisi Operasi

Jumlah larutan masuk (F)	:	205.8824 kg/jam	
Suhu larutan masuk evaporator	:	71 °C	= 159,80 °F
Suhu larutan keluar evaporator	:	100,9425 °C	= 213,70 °F
Suhu steam (T ₁)	:	160 °C	= 320 °F
Tekanan operasi (P)	:	1,04 atm	= 15,2880 psia

6.2. Menentukan Luas Pemanasan

Dari neraca massa, didapatkan :

$$\text{Massa liquid diuapkan (V)} = 1960,36910973 \text{ kg/jam}$$

Dari neraca panas didapatkan :

$$\text{Massa steam (S)} = 2.146,59809397 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q &= S \times \lambda_s = 2.146,59809397 \text{ kg/jam} \times 661,944 \text{ kkal/kg} \\ &= \frac{1.420.927,72871393 \text{ kkal/jam}}{0,252 \text{ kkal/Btu}} \\ &= 5.638.602,09807115 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln [(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} \\ &= \frac{(320 \text{ }^\circ\text{F} - 213,70 \text{ }^\circ\text{F}) - (320 \text{ }^\circ\text{F} - 159,80 \text{ }^\circ\text{F})}{\ln [(320 \text{ }^\circ\text{F} - 213,70 \text{ }^\circ\text{F})/(320 \text{ }^\circ\text{F} - 159,80 \text{ }^\circ\text{F})]} \\ &= 131,4128 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari Kern, hlm 840, diketahui untuk medium anorganik ($\mu < 2,0$), maka $U_D = 200 - 700 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$

Sehingga didapatkan :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{5.638.602,09807115 \text{ Btu/jam}}{200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 131,4128 ^\circ\text{F}} = 214,5378 \text{ ft}^2$$

(Memenuhi untuk *single effect evaporator type short tube*)

$$\text{Steam ekonomi} = \frac{V}{S} = \frac{1.960,36910973 \text{ kg/jam}}{2.146,59809397 \text{ kg/jam}} = 0,91324460$$

6.3. Menentukan Dimensi Bagian Pemanas (Tube)

Dari Kern tabel 11 hlm 844 dirancang dimensi pemanas dengan menggunakan tube dengan ukuran $\frac{1}{2}$ in sch 40.

$$\text{Panjang tube} = 7 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1.32000000 \text{ in} = 0,110 \text{ ft}$$

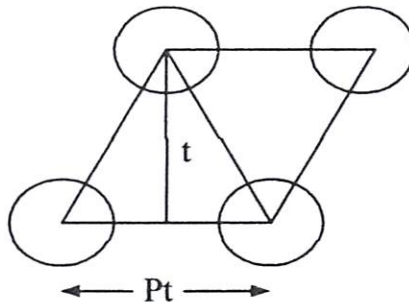
$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1.04900000 \text{ in} = 0,08741667 \text{ ft}$$

$$\text{Susunan tube} = \text{triangular}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas per tube} &= \pi \times \text{ID} \times L = 3,14 \times 0,08741667 \text{ ft} \times 7 \text{ ft} \\ &= 1,92141833 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{\text{Luas per tube}} = \frac{24,2699 \text{ ft}^2}{1,9214 \text{ ft}^2} = 12,6312 \approx 25 \text{ buah}$$

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (*triangular pitch*).



$$\text{Diasumsikan : } Pt = 1,5625 \text{ in} = 0,13020833 \text{ ft}$$

$$\text{Diketahui : } Pt = OD + C$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } C &= Pt - OD = 0,130 \text{ ft} - 1,320 \text{ ft} \\ &= 1,189 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luasan triangular pitch} &= \frac{1}{2} \times \text{panjang alas} \times \frac{1}{2} Pt \sin 60^\circ \\ &= \frac{1}{2} \times 0,130 \text{ ft} \times (\frac{1}{2} \times 0,130 \text{ ft} \times \sin 60^\circ) \\ &= 0,00367069 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah luasan triangular} = (n - 2) \times \text{luasan triangular}$$

Dimana n = jumlah tube, maka :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah luasan triangular untuk penempatan tube} &= (329 - 2) \times 0,0036 \text{ ft}^2 \\ &= 0,08442597 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor untuk penempatan tube} &= 10 \% = (1,1 \times 0,08442597 \text{ ft}^2) \\ &= 0,09286856 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

6.4. Menentukan Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas larutan masuk} &= 205.88240000 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 453.88833904 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu bahan masuk} = 71^\circ\text{C} = 159,80^\circ\text{F}$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{m}{\rho} = \frac{6336,92164822 \text{ lb/jam}}{70,68197600 \text{ lb/ft}^3} = 59.21592999 \text{ ft}^3$$

Waktu tinggal di dalam evaporator adalah 1 jam.

a. Menentukan Diameter Evaporator

Diasumsikan : ruang kosong di dalam silinder = 20 %

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

Sehingga :

$$\text{Volume total silinder} = (100/80) \times 59,215 \text{ ft}^3/\text{jam} = 74,01993412 \text{ ft}^3$$

$$V_T = V_1 + V_2 + V_3$$

$$= \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{di^3}{\text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times L_s \right) + (0,0847 \times di^3)$$

$$= \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{di^3}{\text{tg } 60^\circ} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times 1,5di \right) + (0,0847 \times di^3)$$

$$112,0675 \text{ ft}^3 = 0,0755 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$di^3 = 83,7763 \text{ ft}^3$$

$$di = 4,3756 \text{ ft} = 52,5072 \text{ in}$$

$$V_L = V_1 + V_2$$

$$= \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{di^3}{\text{tg } 60} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times L_{LS} \right)$$

$$89,6540 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{(4,3756 \text{ ft})^3}{\text{tg } 60^\circ} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times (4,3756 \text{ ft})^2 \times L_{LS} \right)$$

$$89,6540 \text{ ft}^3 = 6,3281 \text{ ft}^3 + 15,0295 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 5,5442 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan (P) hidrostatik} = 70,68197600 \text{ lb/ft}^3 \times 5,5442 \text{ ft}$$

$$= 391,8750 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 2,7214 \text{ lb/in}^2 \approx 2,7214 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan operasi (100,9425 } ^\circ\text{C)} = 15,2880 \text{ psia}$$

$$P \text{ design} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} = 15,2880 \text{ psia} + 2,7214 \text{ psia}$$

$$= 18,0094 \text{ psia}$$

$$C = 1/16 \text{ in}$$

Dari Brownel dan Young, App-D, hlm 342, diketahui untuk bahan SA 240 grade M

maka harga $f = 18.750$ psi

$$\begin{aligned} ts &= \frac{\pi \times di}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \pi)]} + C \\ &= \frac{18,0094 \text{ psi} \times 52,5072 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} + \frac{1}{16} \text{ in} \\ &= 0,0940 \times 16/16 = \frac{1,5047}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} do &= di + 2 ts = 52,5072 \text{ in} + (2 \times 3/16) \\ &= 52,8822 \text{ in} \\ &= 48 \text{ in (standarisasi do ke bawah)} \end{aligned}$$

Dari Brownel dan Young, tabel 5.7, hlm 89-90, untuk $do = 48$ in, maka didapat :

$$\begin{aligned} - \text{icr} &= 3 \text{ in} & - r &= 48 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownel dan Young, tabel 5.6, hlm 88, untuk $C = 3/16$, maka $sf = 1\frac{1}{2}$ in.

$$\begin{aligned} \text{harga di baru : } di &= do - 2 ts = 48 \text{ in} - (2 \times 3/16 \text{ in}) \\ &= 47,625 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft} \end{aligned}$$

sehingga :

$$V_T = \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{di^3}{\text{tg } \frac{1}{2}\alpha} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls \right) + (0,0847 \times di^3)$$

$$\begin{aligned} 112,0675 \text{ ft}^3 &= \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{(3,9688 \text{ ft})^3}{\text{tg } 60^\circ} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times (3,9688 \text{ ft})^2 \times Ls \right) + [0,0847 \\ &\quad \times (3,9688 \text{ ft})^3] \\ &= 4,7221 \text{ ft}^3 + 12,3648 \text{ ft}^2 Ls + 5,2949 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$Ls = 8,2533 \text{ ft} = 99,0396 \text{ in}$$

$$\text{Didapat } \frac{L_s}{d_i} = \frac{8,2533 \text{ ft}}{3,9688 \text{ ft}} = 2,08 > 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

$$\begin{aligned} V_L &= V_1 + V_2 \\ &= \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{d_i^3}{\text{tg } 60} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_{LS} \right) \end{aligned}$$

$$89,6540 \text{ ft}^3 = \left(\frac{\pi}{24} \times \frac{(3,9688 \text{ ft})^3}{\text{tg } 60^\circ} \right) + \left(\frac{\pi}{4} \times (3,9688 \text{ ft})^2 \times L_{LS} \right)$$

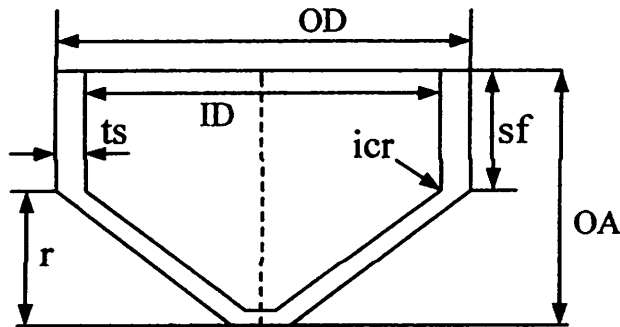
$$89,6540 \text{ ft}^3 = 4,7221 \text{ ft}^3 + 12,3648 L_{LS}$$

$$L_{LS} \text{ baru} = 6,8688 \text{ ft} = 82,4256 \text{ in}$$

b. Menentukan Tinggi Ruang Uap

$$L_{RU} = 2 \times \text{tinggi tube} = 2 \times 7 \text{ ft} = 14 \text{ ft}$$

c. Menentukan Tinggi dan Tebal Tutup Bawah (conical) OD



$$\text{thb} = \frac{\text{Pi} \times d_e}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi})] \cos 60^\circ} + C$$

dimana $d_e = d_i$, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{thb} &= \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})] \cos 60^\circ} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1197 \times 16/16 \\ &= \frac{1,9152}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$H_b = \frac{0,5 \times d_o}{\text{tg } \frac{1}{2} \alpha} = \frac{0,5 \times 4 \text{ ft}}{\text{tg } 60^\circ} = 1,1547 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}$$

$$= 13,8564 \text{ in}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi dan Tebal Tutup atas (standard dished)

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E) - (0,1 \times P_i)} + C$$

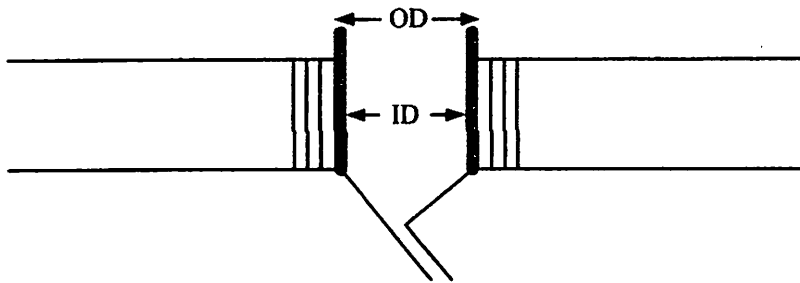
$$= \frac{0,885 \times 18,0094 \text{ psi} \times 48 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,1 \times 18,0094 \text{ psi})} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,1135 \times 16/16 = \frac{1,816}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$h_a = 0,169 \text{ di} = 0,169 \times 3,9688 \text{ ft} = 0,6707 \text{ ft}$$

$$= 7.87962500 \text{ in}$$

e. Menentukan Down Take



Direncanakan pan masakan calandria dengan pipa down take di tengah .

Dari Hugot, hlm 664, diketahui : diameter down take = 0,25 diameter shell

$$D_{DT} = 0,25 D_{shell} = 0,25 \times 47,625 \text{ in}$$

$$= 11,9063 \text{ in}$$

$$\text{Diameter ruang kosong} = D_{shell} - D_{down take} - D_{tube}$$

$$= 47,625 \text{ in} - 11,9063 \text{ in} - 0,622 \text{ in}$$

$$= 33.91975000 \text{ in}$$

f. Menentukan Tinggi Total Evaporator

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total evaporator} &= H_a + L_s + H_b \\
 &= 8,0484 \text{ in} + 99,0396 \text{ in} + 13,8564 \text{ in} \\
 &= 86.88241431 \text{ in}
 \end{aligned}$$

6.5. Menentukan Dimensi Lubang

a. Lubang Steam Masuk

$$\text{Suhu steam masuk} = 160 \text{ }^{\circ}\text{C} = 320 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa steam masuk} &= 173,72410240 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\
 &= 382,992 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dari Kern, tabel 7, hlm 817 didapatkan : } S_v \text{ pada } 320 \text{ }^{\circ}\text{F} = 4,914 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\rho \text{ steam} = \frac{1}{S_v} = \frac{1}{4,914 \text{ ft}^3/\text{lb}} = 0,2035 \text{ lb/ft}^3$$

Dari Kern, fig. 15, hlm 825 didapatkan :

$$\mu \text{ steam} = 0,0145 \text{ cp} = 9,743 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volumetrik (Q)} &= \frac{4732,39015796 \text{ lb/jam}}{0,2035 \text{ lb/ft}^3} = 23.254,98849122 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 1883.938416 \text{ ft}^3/\text{det}
 \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen. Dari Peter dan Timmerhause, fig. 14-2, hlm 496, didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{di optimum} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (6,45971903)^{0,45} \times (0,2035)^{0,13} \\
 &= 14.95314599 \text{ in} \approx 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11, hlm 844 didapat :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 8 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 16 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 15250 \text{ in} = 1,270 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 = \frac{\pi}{4} \times (0,6651 \text{ ft})^2 \\ &= 182,5615 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V)} &= \frac{Q}{A} = \frac{5,921 \text{ ft}^3/\text{dt}}{182,561 \text{ ft}^2} \\ &= 0,0324 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_{\text{Re}} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = \frac{0,6651 \text{ ft} \times 18,5998 \text{ ft/dt} \times 0,2035 \text{ lb/ft}^3}{9,743 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 433,82387087 \end{aligned}$$

$\text{N}_{\text{Re}} > 4000$, maka aliran turbulen benar

b. Lubang Feed Masuk

$$\text{Suhu feed masuk} = 71 \text{ }^\circ\text{C} = 159,80 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah feed masuk} &= 205,8824 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 453,888339 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 76,64969085 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 1,65 \text{ cp} = 0,00048232 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}$$

Dari Ulrich, tabel 4-7 hlm 91 diketahui range viskositas maksimum untuk evaporator *short tube* adalah $0,01 \text{ Pa} \cdot \text{s} = 0,0067197 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik (Q)} &= \frac{453,888339 \text{ lb/jam}}{76,64969085 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 5,92159473 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,001644887 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen. Dari Peter dan Timmerhause, hlm 496 didapat :

$$\begin{aligned} \text{di optimum} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,02490187)^{0,45} \times (70,681976)^{0,13} \\ &= 1,28759458 \text{ in} \approx 1\frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11, hlm 844 didapat :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 1\frac{1}{2} \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in} = 0,05183333 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 = \frac{\pi}{4} \times (0,1342 \text{ ft})^2 = 0,00210906 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,02490187 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0141 \text{ ft}^2} = 0,7799 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = \frac{0,1342 \text{ ft} \times 1,7661 \text{ ft/dt} \times 70,68197600 \text{ lb/ft}^3}{1,1088 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}} \\ &= 6424,40979292 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 4000$, maka aliran turbulen benar

c. Lubang Produk Keluar

$$\text{Suhu feed keluar} = 213,6965 \text{ C}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah feed keluar} &= 46,2358 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 101,93161221 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 105,12728306 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,4873 \text{ cp} = 0,00032750 \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik (Q)} &= \frac{2015,09190891 \text{ lb/jam}}{70,68197600 \text{ lb/ft}^3} = 0,96960189 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,00026933 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen. Dari Peter dan Timmerhause, hlm 496 didapat :

$$\begin{aligned} \text{di optimum} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,00791924)^{0,45} \times (70,681976)^{0,13} \\ &= 0,1768 \text{ in} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11, hlm 844 didapat :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 1 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,269 \text{ in} = 0,02241667 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 = \frac{\pi}{4} \times (0,0874 \text{ ft})^2 = 0,00039447 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,00791924 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,0060 \text{ ft}^2} = 0,6827 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = \frac{0,0874 \text{ ft} \times 1,3199 \text{ ft/dt} \times 70,68197600 \text{ lb/ft}^3}{1,1088 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}} \\ &= 4913,0686 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 4000$, maka aliran turbulen benar

d. Lubang Uap Keluar

$$\text{Suhu uap keluar} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah uap keluar} &= 159,646 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 351,9567 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 0,0129 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,0115 \text{ cp} = 7,727 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik (Q)} &= \frac{4321,82973930 \text{ lb/jam}}{0,0129 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 335.025,56118641 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 93,06265589 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran turbulen. Dari Peter dan Timmerhause, hlm 496 didapat :

$$\begin{aligned} \text{di optimum} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (93,06265589)^{0,45} \times (0,0129)^{0,13} \\ &= 17,03688604 \text{ in} \approx 18 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11, hlm 844 didapat :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 18 \text{ in sch 30}$$

$$\text{OD} = 18 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 17,25 \text{ in} = 1,4375 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 = \frac{\pi}{4} \times (1,4375 \text{ ft})^2 = 1,6221 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{93,06265589 \text{ ft}^3/\text{dt}}{1,6221 \text{ ft}^2} = 57,3717 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = \frac{1,4375 \text{ ft} \times 57,3717 \text{ ft/dt} \times 0,0129 \text{ lb/ft}^3}{7,727 \cdot 10^{-6} \text{ lb/ft.dt}} \\ &= 137.684,2839 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 4000$, maka aliran turbulen benar

e. Lubang Kondensat Keluar

$$\text{Suhu kondensat keluar} = 160 \text{ }^{\circ}\text{C} = 320 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kondensat keluar} &= 382,9921 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\ &= 844,3445073 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 61,0128 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,4506 \text{ cp} = 3,0282 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik (Q)} &= \frac{4321,82973930 \text{ lb/jam}}{61,0128 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 70,83480416 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,01967633 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$



Diasumsikan aliran turbulen. Dari Peter dan Timmerhause, hlm 496 didapat :

$$\begin{aligned} \text{di optimum} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,01967633)^{0,45} \times (61,0128)^{0,13} \\ &= 0,3909 \text{ in} \approx 0,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11, hlm 844 didapat :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 1/2 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,622 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times \text{ID}^2 = \frac{\pi}{4} \times (0,115 \text{ ft})^2 = 0,01075 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{Q}{A} = \frac{6,760 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,010 \text{ ft}^2} = 628,890 \text{ ft/dtk}$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu} = \frac{0,051 \text{ ft} \times 628,890 \text{ ft/dt} \times 61,0128 \text{ lb/ft}^3}{3,0282 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft}\cdot\text{dt}} \\ &= 32424,810 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 4000$, maka aliran turbulen benar

6.6. Menentukan Flange Untuk Pipa

Dari Brownell dan Young, fig. 12.2, hlm 221, ukuran flange pada lubang menggunakan standar 150 lb *steel weeding-neck flanges* (168) sehingga didapatkan :

Tabel 6.6.1. Dimensi Flange pada masing-masing Pipa

No.	Lubang	NPS	A	T	R	E	K	L	B
1.	Steam	8	13 ½	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8,63	4	7,98
2.	Feed	1½	5	11/16	2 7/8	2 9/16	1,90	2 7/16	1,61
3.	Produk	1	4 ¼	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1,05
4.	Uap	18	25	1 9/16	21	19 7/8	18	5 ½	17,25
5.	Kondensat	1¼	4 5/8	5/8	2 ½	2 5/16	1,66	2 ¼	1,38

Dimana :

- A = Diameter luar flange (in)
 T = Ketebalan minimum flange (in)
 R = Diameter luar dari pembesaran permukaan (in)
 E = Diameter hubungan pada dasar (in)
 K = Diameter pada titik pengelasan (in)
 L = Panjang hubungan (in)
 B = Diameter dalam (in)

Tabel 6.6.2. Dimensi Diameter Flange

No.	Nozzle	NPS	Diameter Lubang	Diameter Baut	Sirkulasi Baut	Jumlah Baut
1.	Steam	8	7/8	3/4	11 3/4	39
2.	Feed	1 1/2	5/8	1/2	3 7/8	4
3.	Produk	1	5/8	1/2	3 1/8	2
4.	Uap	18	1 1/4	1 1/2	22 3/4	140
5.	Kondensat	1 1/4	5/8	1/2	3 1/2	3

6.7. Menentukan Dimensi *Hand Hole*

a. Dimensi *Hand Hole*

Dari Brownell dan Young, fig. 12.3, hlm 222, maka sebuah *hand hole* direncanakan dengan diameter 10 in. *Flange* untuk *hand hole* digunakan tipe standar 150 lb *forged slip on-flange* (168).

1. Ukuran nominal (NPS) = 10 in
2. Diameter luar *flange* (A) = 16 in
3. Ketebalan *flange* (T) = 1 3/16 in
4. Diameter luar pembesaran permukaan (R) = 12 3/4 in
5. Diameter pusat dari dasar (E) = 12 in

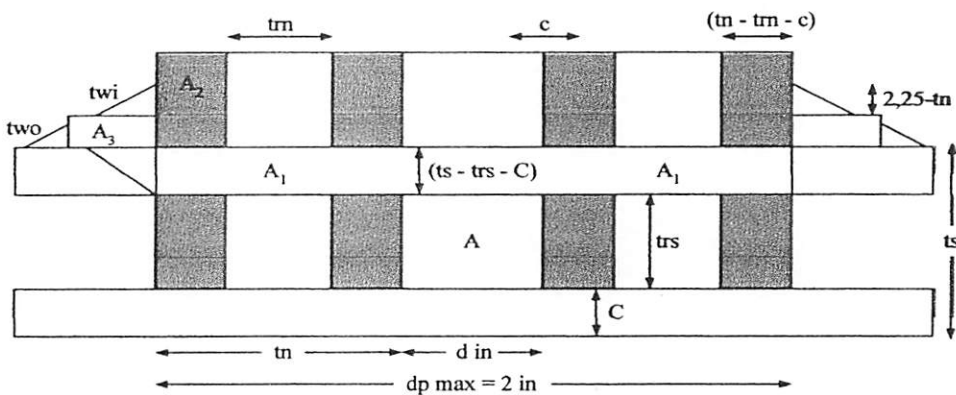
- | | | |
|------------------------|---|------------|
| 6. Panjang (L) | = | 1 15/16 in |
| 7. Jumlah lubang baut | = | 12 buah |
| 8. Diameter lubang | = | 1 in |
| 9. Diameter baut | = | 7/8 in |
| 10. <i>Bolt circle</i> | = | 14 1/4 |
| 11. Dalam (B) | = | 10,88 |

b. Tutup *Hand Hole*

Dari Brownell dan Young, fig. 12.6, hlm 222, dipilih standar 150 lb *blind flange* (168).

- | | | |
|---------------------------------------|---|-----------|
| 1. Ukuran nominal pipa (NPS) | = | 10 in |
| 2. Diameter luar flange (A) | = | 16 in |
| 3. Tebal <i>flange</i> minimum (T) | = | 1 3/16 in |
| 4. Diameter luar pembesaran permukaan | = | 12 3/4 in |
| 5. Diameter lubang baut | = | 1 in |
| 6. Jumlah lubang baut | = | 12 buah |
| 7. Diameter baut | = | 7/8 in |
| 8. <i>Bolt circle</i> | = | 14 1/4 |

6.8. Menentukan perlu tidaknya Penguat pada Lubang



a. Lubang Steam Masuk

$$\text{Diameter lubang} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 15,250 \text{ in} = 1,2708 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 16 \text{ in} = 1,333 \text{ ft}$$

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 5/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 6/16 \text{ in}$$

$$t_p = \frac{1}{2} \text{ in}$$

Diketahui : - $t_{\min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 8,625 \text{ in} - 7,981 \text{ in} = 0,750 \text{ in}$$

$$two_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$two > two_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

$$twi_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,13125 \text{ in}$$

$twi > twi_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{\text{inmaks}} = 2 \times 7,981 \text{ in} = 30,5 \text{ in}$$

$$d_i = 46,625 \text{ in} = 3,885 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{\text{Pi} \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi})]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,00399414 \text{ in} \end{aligned}$$

$c_{\text{lubang}} = 0$, sehingga :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{\text{Pi} \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \text{Pi})]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 7,981 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,00130639 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0286 \text{ in} \times 7,981 \text{ in} = 0,06091065 \text{ in}$$

$$A_1 = d_{in} \times (t_s - t_{rs} - c) = 7,981 \text{ in} (3/16 \text{ in} - 0,0286 \text{ in} - 0) \\ = 2,79846435 \text{ in}$$

$$A_2 = 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times t_n) + t_p)(t_n - t_{rn} - c)] \\ = 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times 0,644 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in})(0,644 \text{ in} - 0,0048 \text{ in} - 0)] \\ = 3,27553452 \text{ in}$$

$$A_1 + A_2 = 2,798 \text{ in} + 3,275 \text{ in} \\ = 6,073 \text{ in} \quad \text{Jadi tidak diperlukan penguat}$$

b. Lubang Feed masuk

$$\text{Diameter lubang} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,840 \text{ in} = 0,070 \text{ ft}$$

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 4/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 5/16 \text{ in}$$

$$t_p = 0,5 \text{ in}$$

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

Diketahui : - $t_{\min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 0,070 \text{ in} - 0,0583 \text{ in} = 0,218 \text{ in}$$

$$\text{two}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,13125 \text{ in}$$

$\text{two} > \text{two}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

$$\text{twi}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$\text{twi} > \text{twi}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{in_{maks}} = 2 \times 1,610 \text{ in} = 1,244 \text{ in}$$

$$d_i = 47,625 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} trs &= \frac{\pi \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \pi)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,00005328 \text{ in} \end{aligned}$$

c lubang = 0, sehingga :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{\pi \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \pi)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 1,610 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,0010 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A = trs \times d_{in} = 0,0286 \text{ in} \times 1,610 \text{ in} = 0,00248436 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= d_{in} \times (ts - trs - c) = 1,610 \text{ in} (3/16 \text{ in} - 0,0286 \text{ in} - 0) \\ &= 0,11414064 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times t_n) + t_p)(t_n - t_{rn} - c)] \\ &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times 0,290 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in})(0,290 \text{ in} - 0,0010 \text{ in} - 0)] \\ &= 0,43175244 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 &= 0,1141 \text{ in} + 0,4317 \text{ in} \\ &= 0,5458 \text{ Jadi tidak diperlukan penguat} \end{aligned}$$

c. Lubang Produk Keluar

$$\text{Diameter lubang} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,405 \text{ in}$$

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 5/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 5/16 \text{ in}$$

$$t_p = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$t_s = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Diketahui : - $t_{\min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 0,405 \text{ in} - 0,269 \text{ in} = 0,136 \text{ in}$$

$$t_{\text{two min}} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$t_{\text{two}} > t_{\text{two min}}$, sehingga pengelasan memadai.

$$t_{\text{twi min}} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$t_{\text{twi}} > t_{\text{twi min}}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{\text{in maks}} = 2 \times 1,049 \text{ in} = 0,538 \text{ in}$$

$$d_i = 47,625 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{\pi \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \pi)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,00399414 \text{ in} \end{aligned}$$

$c_{\text{lubang}} = 0$, sehingga :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{\pi \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times \pi)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 1,049 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,00002304 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0286 \text{ in} \times 1,049 \text{ in} = 0,00107442 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= d_{in} \times (t_s - t_{rs} - c) = 1,049 \text{ in} (\frac{3}{16} \text{ in} - 0,0286 \text{ in} - 0) \\ &= 0,04936308 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \times [((\frac{1}{4} \times t_n) + t_p)(t_n - t_{rn} - c)] \\ &= 2 \times [((\frac{1}{4} \times 0,271 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in})(0,271 \text{ in} - 0,0006 \text{ in} - 0)] \\ &= 0,0219 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_1 + A_2 &= 0,04936 \text{ in} + 0,0219 \text{ in} \\
 &= 0,26855793 \text{ in} \text{ Jadi tidak diperlukan penguat}
 \end{aligned}$$

d. Lubang Uap Keluar

$$\text{Diameter lubang} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,315 \text{ in}$$

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 6/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_p = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in}$$

Diketahui : - $t_{\min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 1 \text{ in} - 1,049 \text{ in} = 0,266 \text{ in}$$

$$\text{two}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$\text{two} > \text{two}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

$$\text{twi}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$\text{twi} > \text{twi}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{\text{inmaks}} = 2 \times 1,049 \text{ in} = 2,098 \text{ in}$$

$$d_i = 1,049 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{rs} &= \frac{P_i \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\
 &= 0,0039 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c lubang = 0, sehingga :

$$t_{rn} = \frac{P_i \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 17,25 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} = 0,00008986 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0039 \text{ in} \times 17,25 \text{ in} = 0,0041 \text{ in}$$

$$A_1 = d_{in} \times (t_s - t_{rs} - c) = 17,25 \text{ in} (3/16 \text{ in} - 0,0039 \text{ in} - 0) = 0,1924 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times t_n) + t_p)(t_n - t_{rn} - c)] \\ &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times 0,75 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in})(0,75 \text{ in} - 0,0104 \text{ in} - 0)] \\ &= 0,584 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 &= 0,1924 \text{ in} + 0,5842 \text{ in} \\ &= 0,7767 \text{ in} \text{ Jadi tidak diperlukan penguat} \end{aligned}$$

e. Lubang Kondensat Keluar

$$\text{Diameter lubang} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 0,622 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 0,840 \text{ in}$$

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 4/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 5/16 \text{ in}$$

$$t_p = \frac{1}{2} \text{ in} ; t_s = 3/16 \text{ in}$$

Diketahui : - $t_{min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 0,840 \text{ in} - 0,622 \text{ in} = 0,218 \text{ in}$$

$$two_{min} = 0,5 \times t_{min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$two > two_{min}$, sehingga pengelasan memadai.

$$t_{wi \text{ min}} = 0,5 \times t_{\text{min}} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \text{ min}}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{\text{inmaks}} = 2 \times 1,380 \text{ in} = 2,76 \text{ in}$$

$$d_i = 47,625 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{P_i \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,0286 \text{ in} \end{aligned}$$

$c \text{ lubang} = 0$, sehingga :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{P_i \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 1,38 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,0008 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0286 \text{ in} \times 1,380 \text{ in} = 0,0395 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= d_{in} \times (t_s - t_{rs} - c) = 1,380 \text{ in} (3/16 \text{ in} - 0,0286 \text{ in} - 0) \\ &= 1,2193 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times t_n) + t_p)(t_n - t_{rn} - c)] \\ &= 2 \times [((2 \frac{1}{4} \times 0,28 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in})(0,28 \text{ in} - 0,0008 \text{ in} - 0)] \\ &= 0,6310 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 &= 1,2193 \text{ in} + 0,6310 \text{ in} \\ &= 1,8503 \text{ in} > 0,0395 \text{ in}, \text{ Jadi tidak diperlukan penguat} \end{aligned}$$

f. *Hand Hole*

$$\text{Diameter lubang} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam hand hole} = 9,25 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar hand hole} = 10 \text{ in}$$

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

Diasumsikan :

$$\text{Tebal pengelasan luar (two)} = 7/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pengelasan dalam (twi)} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_p = 1/2 \text{ in}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in}$$

Diketahui : - $t_{\min} = t$ terkecil antara t_s , t_n dan t_p

$$t_n = (DO - DI)_{\text{lubang}} = 10 \text{ in} - 9,25 \text{ in} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{two}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$\text{two} > \text{two}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai

$$\text{twi}_{\min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,0938 \text{ in}$$

$\text{twi} > \text{twi}_{\min}$, sehingga pengelasan memadai.

Diameter penguat maksimum

$$d_p = 2 \times d_{\text{inmaks}} = 2 \times 9,25 \text{ in} = 18,5 \text{ in}$$

$$d_i = 47,625 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{P_i \times d_i}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 47,625 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,0286 \text{ in} \end{aligned}$$

$c_{\text{lubang}} = 0$, sehingga :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{P_i \times d_{in}}{2 [(f \times E) - (0,6 \times P_i)]} = \frac{18,0094 \text{ psi} \times 9,25 \text{ in}}{2 [(18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 18,0094 \text{ psi})]} \\ &= 0,0056 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0286 \text{ in} \times 9,25 \text{ in} = 0,2646 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= d_{in} \times (t_s - t_{rs} - c) = 9,25 \text{ in} (3/16 \text{ in} - 0,0286 \text{ in} - 0) \\ &= 1,4698 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_2 &= 2 \times [(2 \frac{1}{4} \times t_n) + t_p](t_n - t_{rn} - c) \\
 &= 2 \times [(2 \frac{1}{4} \times 0,75 \text{ in}) + \frac{1}{2} \text{ in}](0,75 \text{ in} - 0,0056 \text{ in} - 0) \\
 &= 3,2568 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_1 + A_2 &= 1,4698 \text{ in} + 3,2568 \text{ in} \\
 &= 4,7266 \text{ in} > 0,5506 \text{ in, Jadi tidak diperlukan penguat}
 \end{aligned}$$

6.9. Menentukan Dimensi Gasket, *Bolting* dan *Flange* pada Tangki

Diameter luar (OD) evaporator = 48 in

Diameter dalam (ID) evaporator = 47,625 in

$t_s = 3/16 \text{ in}$

Pemilihan :

a. Gasket pada tangki (Brownell dan Young, hlm 228)

Bahan : Asbestos

Tebal : 1/16 in

Faktor gasket (m) : 2,75

Design stress seating minimal (y) : 3700 psi

b. *Bolting* pada tangki (Brownell dan Young, hlm 340)

Bahan : SB 160

Stress : 15.000 psi

c. *Flange* pada tangki

Bahan : *Carbon steel SA – Grade M* tipe 316

Stress : 18.750 psi

6.9.1. Menentukan Gasket pada Tangki

a. Menentukan Lebar Gasket

Dari Brownell dan Young, hlm 226 diketahui bahwa :

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

dimana :

d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

P = 18,0094 psi

y = 3700 psi

m (faktor gasket) = 2,75

$$\text{sehingga : } \frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{3700 \text{ psi} - (18,0094 \text{ psi} \times 2,75)}{3700 \text{ psi} - 18,0094 \text{ psi}(2,75 + 1)}} = 1,0025$$

Diasumsikan diameter dalam (d_i) gasket = 60 in

Sehingga : $d_o = 1,0025 \times 60 \text{ in} = 60,15 \text{ in}$

Dari Brownell dan Young, hlm 242 didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Lebar minimum gasket} &= \frac{1}{2} (d_o - d_i) = \frac{1}{2} (60,15 \text{ in} - 60 \text{ in}) \\ &= 0,075 \text{ in} \times 16/16 \\ &= 1,2 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan Beban Gasket

Dari Brownell dan Young, hlm 240 diketahui bahwa :

$$W_{m2} = H_y = \pi \times b \times G_y$$

Dimana :

B = lebar efektif gasket

$$Y = \text{yield} = 1600 \text{ psi}$$

G = diameter pada tempat terjadinya beban gasket

$$n = \text{tebal gasket} = 1/16 \text{ in (asumsi)}$$

$$\begin{aligned} G &= d \text{ rata-rata gasket} = d_i + \text{tebal gasket} = 60 \text{ in} + 1/16 \text{ in} \\ &= 60,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, fig. 12.12 hlm 229, diketahui bahwa $b_o \leq 1/4 \text{ in}$ apabila

$b_o = b$, sehingga :

$$b_o = \frac{n}{2} = \frac{1/16 \text{ in}}{2} = 0,03125 \text{ in} = b$$

didapatkan :

$$W_{m2} = \pi \times 0,03125 \times 60,0625 \text{ in} \times 3700 = 21.806,4414 \text{ in}$$

Dari Brownell dan Young, hlm 240 diketahui bahwa beban untuk menjaga sambungan adalah :

$$\begin{aligned} H_p &= 2b\pi \times G \times p \times m \\ &= (2 \times 0,03125 \text{ in} \times \pi) \times 60,0625 \text{ in} \times 18,0094 \text{ psi} \times 0,75 \\ &= 159,2112 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban karena tekanan dalam :

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \times G^2 \times P = \pi/4 \times (60,0625 \text{ in})^2 \times 18,0094 \text{ in} \\ &= 51.000,6500 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jadi beban berat pada kondisi operasi didapatkan :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p = 51.000,6500 \text{ lb} + 159,2112 \text{ lb} \\ &= 51.159,8612 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diketahui bahwa $W_{m1} > W_{m2}$, sehingga beban yang mengontrol dalam proses adalah W_{m1} .

6.9.2. Menentukan Baut Tangki

Dari Brownell dan Young, hlm 240, diketahui bahwa luas minimum baut area (A_m) adalah :

$$A_m = \frac{W_{ml}}{fb} = \frac{51.159,8612 \text{ lb}}{15000} = 3,4107 \text{ in}^2$$

Dari Brownell dan Young, hlm 188, maka :

Dicoba ukuran baut = 1 in

Root Area = 0,551 in²

Jumlah baut minimum (N) :

$$N = \frac{A_m}{\text{Root Area}} = \frac{3,4107 \text{ in}^2}{0,551 \text{ in}^2} = 6,19 \approx 7 \text{ buah}$$

Sehingga dari Brownell dan Young, hlm 188 diperoleh :

- Ukuran nominal baut = 1 in
- *Root area* = 0,551 in²
- *Bolt spacing* (Bc) = 2 ¼ in
- Jarak radial minimum (R) = 1 3/8 in
- Jarak dari tepi (E) = 1 1/16 in
- *Nut dimension* = 1 5/8 in
- *Radius fillet* maks (r) = 7/16 in

Pengecekan lebar gasket :

$$\begin{aligned} \text{Ab aktual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 7 \times 0,551 \text{ in}^2 \\ &= 3,8570 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, hlm 243 didapat lebar gasket minimum (W) :

$$W = \frac{A_b \text{ aktual} \times f \text{ allowable}}{2 \times Y \times G \times \pi} = \frac{3,8570 \text{ in}^2 \times 15000}{2 \times 3700 \times 60,0625 \times \pi}$$

$$= 0,0004 \text{ in}$$

Karena $W = 0,0004 \text{ in} <$ dari lebar gasket yang ditentukan $= 1 \frac{1}{16} \text{ in}$, maka lebar gasket memadai.

6.9.2. Menentukan *Flange* Tangki

a. Menentukan Diameter Luar *Flange* (A)

Dari Brownell dan Young, hlm 243 didapat :

$$A = \text{bolt circle diameter} + 2 E = C + 2 E$$

$$C = 2 (1,45 g_o + R) + \text{di gasket}$$

Dimana $g_o > 5/8 \text{ in}$, maka diambil harga $g_o = 0,8 \text{ in}$

Sehingga :

$$C = [2 ((1,45 \times 0,8 \text{ in}) + 1 \frac{3}{8} \text{ in})] + 60 \text{ in} = 65,07 \text{ in}$$

$$A = \text{OD} = 65,07 \text{ in} + (2 \times 1 \frac{1}{16} \text{ in}) = 67,195 \text{ in}$$

b. Menentukan Momen

Untuk keadaan *bolting up* (tanpa tekanan dalam), maka :

$$W = \frac{1}{2} (A_m + A_b) \times f_{all} = \frac{1}{2} (3,4107 \text{ in}^2 + 3,8570 \text{ in}^2) \times 15000$$

$$= 54.507,75 \text{ lb}$$

Dari Brownell dan Young, hlm 243, maka diketahui jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap *bolt circle* (h_G) adalah :

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) = \frac{1}{2} (65,07 \text{ in} - 60,0625 \text{ in}) = 2,5038 \text{ in}$$

Momen *flange* (M_a) :

$$M_a = h_G \times W = 2,5038 \text{ in} \times 54.507,75 \text{ lb} = 136.476,5045 \text{ lb in}$$

Untuk kondisi operasi :

$$\begin{aligned} W &= W_{m1} = H + H_p = 51.000,6500 + 159,2112 \\ &= 51.159,8612 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tekanan hidrostatik pada daerah *flange* (H_D) :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 B^2 \times P \quad \text{dimana : } B = \text{OD shell} = 48 \text{ in} \\ &P = 18,0094 \text{ psi} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 B^2 \times P = 0,785 \times (48 \text{ in})^2 \times 18,0094 \text{ psi} \\ &= 32.572,5212 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, hlm 243, diketahui jarak jari-jari dari *bolt circle* pada H_D adalah :

$$h_D = \frac{1}{2} (C - B) = \frac{1}{2} (65,07 \text{ in} - 48 \text{ in}) = 8,535 \text{ in}$$

Momen komponen M_D :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D = 32.572,5212 \text{ lb} \times 8,535 \text{ in} \\ &= 278.006,4684 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Perbedaan antar beban baut *flange* dengan gaya hidrostatik total :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{m1} - H = 51.159,8612 \text{ lb} - 51.000,6500 \text{ lb} \\ &= 159,2112 \text{ lb} \end{aligned}$$

Komponen momen ke M_G :

$$M_G = H_G \times h_G = 159,2112 \text{ lb} \times 2,5038 \text{ in} = 398,6330 \text{ lb in}$$

Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area *flange* adalah :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D = 51.000,6500 \text{ lb} - 32.572,5212 \text{ lb} \\ &= 18.428,1288 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) = \frac{1}{2} (8,535 \text{ in} + 2,5038 \text{ in}) \\
 &= 5,5194 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Komponen momen (M_T) :

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T = 18.428,1288 \text{ lb} \times 5,5194 \text{ in} \\
 &= 101.712,2141 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Total momen pada kondisi operasi :

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T \\
 &= 278.006,4684 \text{ lb in} + 398,6330 \text{ lb in} + 101.712,2141 \text{ lb in} \\
 &= 380.117,3155 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal *Flange*

Dari Brownell dan Young, hlm 244 :
$$t = \sqrt{\frac{y \times M_{\text{maks}}}{f \times B}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 M_{\text{maks}} &= M_O \\
 f &= \text{stress} = 18750 \text{ psi} \\
 B &= \text{OD evaporator} = 48 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{A}{B} = \frac{\text{OD flange}}{\text{OD evaporator}} = \frac{67,195 \text{ in}}{48 \text{ in}} \\
 &= 1,3999
 \end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, fig. 12.12, hlm 238, didapatkan $y = 2,5$

Sehingga :
$$t = \sqrt{\frac{2,5 \times 380.117,3155 \text{ lb in}}{18750 \text{ psi} \times 48 \text{ in}}}$$

$$= 1,0276 \text{ in}$$

Jadi dipakai tebal flange = 2 in

Kesimpulan dimensi :

a. Gasket pada tangki

Bahan : Asbestos
 Tebal : 1/16 in
 Lebar : 3/16 in

b. *Bolting* pada tangki

Bahan : SB 160
 Ukuran : 1 in
 Jumlah : 7 buah
Bolt spacing : 2 ¼ in
 Jarak radial minimum : 1 3/8 in
 Jarak dari tepi : 1 1/16 in
 Stress : 15000 psi

c. *Flange* pada tangki

Bahan : *Carbon steel SA – Grade M tipe 316*
 Stress : 18.750 psi
 Tebal : 2 in
 OD : 67,195 in

6.10. Menentukan Dimensi Penyangga**a. Berat Bejana Kosong**

OD = 48 in = 4 ft

ID = 47,625 in = 3,9688 ft

ts = 3/16 in = 0,0156 ft

Dari Perry, edisi 6, tabel 3-118 didapatkan densitas bejana (ρ) = 489 lb/ft³

$$\text{Tinggi silinder} = L_s = 8,2533 \text{ ft} = 99,0396 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} W_s &= (\pi/4) \times (d_o^2 - d_i^2) \times \rho \times H \\ &= (\pi/4) \times [(4 \text{ ft})^2 - (3,9688 \text{ ft})^2] \times 489 \text{ lb/ft}^3 \times 8,2533 \text{ ft} \\ &= \frac{787,6870 \text{ lb}}{2,2046 \text{ lb/kg}} = 357,2925 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat Tutup Bejana

Tutup bawah *conical* :

$$V = \frac{\pi (d_o^3 - d_i^3)}{24 \times \text{tg } \frac{1}{2}\alpha} = \frac{\pi [(4 \text{ ft})^3 - (3,9688 \text{ ft})^3]}{24 \times \text{tg } 60^\circ} = 0,0188 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_{Tb} &= V \times \rho = 0,0188 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 = \frac{9,1932 \text{ lb}}{2,2046 \text{ lb/kg}} \\ &= 4,1700 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tutup atas *standar dished* :

$$\begin{aligned} V &= 0,000049 (d_o^3 - d_i^3) = 0,000049 [(4 \text{ ft})^3 - (3,9688 \text{ ft})^3] \\ &= 7,28 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{Ta} &= V \times \rho = 7,28 \cdot 10^{-5} \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 = \frac{0,0356 \text{ lb}}{2,2046 \text{ lb/kg}} \\ &= 0,0161 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup}} &= W_{Tb} + W_{Ta} = 4,1700 \text{ kg} + 0,0161 \text{ kg} \\ &= 4,1861 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Berat Larutan Evaporator

$$W_L = 2.874,4088 \text{ kg (App. A, hlm 35)}$$

d. Berat Tube (Wt)

$$\text{Diameter luar} = 0,840 \text{ in} = 0,070 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam} = 0,622 \text{ in} = 0,052 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{tube}} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_t &= (\pi/4) \times (d_o^2 - d_i^2) \times \rho \times N_t \times L \\ &= (\pi/4) \times [(0,070 \text{ ft})^2 - (0,052 \text{ ft})^2] \times 489 \text{ lb/ft}^3 \times 1912 \times 4 \text{ ft} \\ &= \frac{6.447,0157 \text{ lb}}{2,2046 \text{ lb/kg}} \\ &= 2.924,3471 \text{ kg} \end{aligned}$$

e. Berat Steam

$$W_{st} = 2.146,5981 \text{ kg (App. B, hlm 18)}$$

f. Berat isolasi

Dipilih isolasi = *Asbestos Fibber Standart*

Dari Kern, hlm 795 didapat harga : $\rho_{\text{asbestos}} = 29,3 \text{ lb/ft}^3$

Diasumsikan tebal isolasi = 2 in, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{OD isolasi} &= D_{\text{shell}} + \text{tebal isolasi} = 48 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 50 \text{ in} = 4,1667 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H = 8,2533 \text{ ft} = 99,0396 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} W_1 &= (\pi/4) \times [(d_{o_{\text{isolasi}}})^2 - (d_{o_{\text{shell}}})^2] \times \rho \times H \\ &= (\pi/4) \times [(4,1667 \text{ ft})^2 - (4 \text{ ft})^2] \times 29,3 \text{ lb/ft}^3 \times 8,2533 \text{ ft} \\ &= \frac{258,4325 \text{ lb}}{2,2046 \text{ lb/kg}} \\ &= 117,2242 \text{ kg} \end{aligned}$$

g. Berat Perlengkapan Lain di Shell

Diambil 18 % berat shell, sehingga :

$$\begin{aligned} W_p &= 18 \% \times W_s = 18 \% \times 357,2925 \text{ kg} \\ &= 64,3127 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= W_s + W_{\text{tutup}} + W_L + W_t + W_{st} + W_i + W_p \\
 &= 357,2925 \text{ kg} + 4,1861 \text{ kg} + 2.874,4088 \text{ kg} + 2.924,3471 \text{ kg} + \\
 &\quad 2.146,5981 \text{ kg} + 117,2242 \text{ kg} + 64,3127 \text{ kg} \\
 &= 8.488,3695 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor pengamanan dipakai *safety* 10 % lebih besar, maka berat total menjadi :

$$W_{\text{total}} = 1,1 \times 8.488,3695 \text{ kg} = 9.337,2065 \text{ kg}$$

h. Perancangan *Leg Support*

Untuk penahan dipilih jenis *I-Beam* dengan jumlah 4 buah

$$\begin{aligned}
 \text{Beban tiap kolom (P)} &= \frac{\text{Berat total}}{4} = \frac{9.337,2065 \text{ kg}}{4} \\
 &= 2.334,3016 \text{ kg} \times 2,2046 \text{ lb/kg} \\
 &= 5.146,2013 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Evaporator dianggap terletak di dalam ruangan, sehingga tekanan angin tidak dikontrol (tanpa beban eksentrik).

Untuk *I-Beam* dicoba dengan ukuran (8 x 4), sehingga dari Brownell dan Young,

hlm 355 didapat :

$$\text{Berat} = 23 \text{ lb} \qquad b = 4,171 \text{ in}$$

$$\text{Luas (Ay)} = 6,71 \text{ in}^2 \qquad R_{2-2} = 0,81 \text{ in}$$

$$H = 8 \text{ in} \qquad I_{2-2} = 4,4 \text{ in}^4$$

Jarak dari *base plate* ke dasar kolom = $L = 8 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi leg (l)} &= (0,5 \times H) + (0,5 \times L) = (0,5 \times 8,2533 \text{ ft}) + (0,5 \times 8 \text{ ft}) \\
 &= 8,1267 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} \\
 &= 97,5204 \text{ in}
 \end{aligned}$$

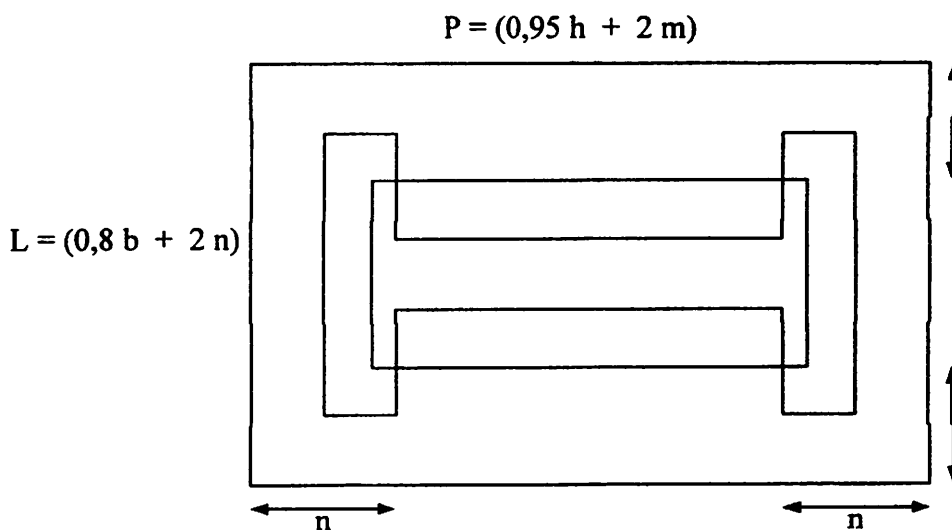
$$\text{sehingga didapat : } \frac{l}{r} = \frac{97,5204 \text{ in}}{0,81 \text{ in}} = 120,3956$$

$$f_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{\left(\frac{l}{r}\right)^2}{18000}} = \frac{18000}{1 + \frac{(120,3956)^2}{18000}} = 9.970,7339 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas (A) yang dibutuhkan} &= \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{5.146,2013 \text{ lb}}{9.970,7339 \text{ psi}} \\ &= 0,5161 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Karena A yang dibutuhkan < A tersedia, maka *I-Beam* dengan ukuran tersebut di atas memadai.

i. Dimensi *Base Plate*



$$P = 5.146,2013 \text{ lb}$$

$$\text{Luas base plate} = A_1 = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana : f_{bp} = stress pada pondasi

Direncanakan pondasi menggunakan beton, maka dari Hesse, hlm 162 diperoleh f_{bp}
= 600 psi sehingga :

$$A_1 = \frac{5.146,2013 \text{ lb}}{600 \text{ psi}} = 8,5770 \text{ in}^2$$

Menghitung panjang dan lebar dari *base plate* :

$$A_2 = P \times L \quad \text{dimana} \quad P = 0,95 h + 2 m$$

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

Diasumsikan $m = n$, sehingga :

$$A_2 = (0,95 h + 2 m)(0,8 b + 2 n)$$

$$8,5770 \text{ in}^2 = 4 m^2 + 21,8736 m + 25,3597$$

$$0 = 4 m^2 + 21,8736 m + 16,7827$$

Dengan rumus ABC, maka didapat : $m = 0,9231 \text{ in}$

$$\begin{aligned} P = 0,95 h + 2 m &= (0,95 \times 8 \text{ in}) + (2 \times 0,9231 \text{ in}) \\ &= 9,4462 \text{ in} \approx 11 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L = 0,8 b + 2 n &= (0,8 \times 4,171 \text{ in}) + (2 \times 0,9231 \text{ in}) \\ &= 5,183 \text{ in} \approx 6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 = P \times L &= 11 \text{ in} \times 6 \text{ in} \\ &= 66 \text{ in} \end{aligned}$$

$A_2 > A_1$, maka ukuran *I-Beam* memadai.

Harga m dan n baru :

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

$$11 \text{ in} = (0,95 \times 8 \text{ in}) + (2 m)$$

$$m = 1,7 \text{ in}$$

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

$$6 \text{ in} = (0,8 \times 4,171 \text{ in}) + (2 n)$$

$$n = 1,3316 \text{ in}$$



Beban yang harus ditahan :

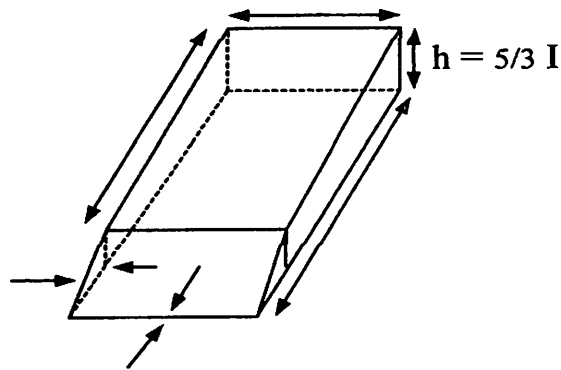
$$P = \frac{P}{A_2} = \frac{5.146,2013 \text{ lb}}{66 \text{ in}} = 77,9727 \text{ lb/in}$$

Tebal *base plate*:

$$\begin{aligned} T_{bp} &= \sqrt{0,00015 \times P \times m^2} = \sqrt{0,00015 \times 77,9727 \text{ lb/in} \times (1,7 \text{ in})^2} \\ &= 0,1839 \text{ in} \times 16/16 \\ &= 2,9424/16 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

j. Dimensi Baut

$$P \text{ baut} = 5.146,2013 \text{ lb}$$



$$\text{Jumlah baut} = 4 \text{ buah}$$

$$P \text{ tiap baut} = \frac{5.146,2013 \text{ lb}}{4} = 1.286,5503 \text{ lb}$$

$$F_t \text{ steel} = \text{Beban tiap baut maks} = 12000 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} A \text{ baut} &= \frac{P \text{ tiap baut}}{f_t \text{ steel}} = \frac{1.286,5503 \text{ lb}}{12000 \text{ psi}} \\ &= 0,1072 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_b = \frac{1}{4} \pi d_b^2$$

$$0,1072 \text{ in}^2 = \frac{1}{4} \pi d_b^2$$

$$d_b = 0,3695 \text{ in}$$

Standarisasi dari Brownell dan Young, hlm 188 :

Ukuran D baut	=	½ in
<i>Bolt spacing</i>	=	1 ¼ in
Jarak radial minimum	=	1 3/16 in
<i>Edge distance</i>	=	5/8 in
<i>Nut dimension</i>	=	7/8 in

k. Dimensi *Lug Support*

Di gunakan 2 *plate* horizontal (*lug*) dan *plate* vertikal (*gusset*).

$$\text{Tebal plate horizontal : } T_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{all}}}$$

Dimana :

T_{hp} = tebal plate horisontal

F_{allow} = *allowable stress material*

$$M = \frac{\beta^3 \times t^2 \times P \times e \times r_o^2}{12 (1-\mu) b \times h}$$

Dimana :

M = *axial bending* momen

T = tebal momen

P = beban yang ditanggung

A = lebar *arm* untuk beban P

H = *gasket / rob height*

μ = rasio Poisson = 0,3

r_o = jari-jari silinder luar = ½ OD = ½ x 48 in
= 24 in

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3(1 - \mu^2)}{r_o^2 \times ts^3}} = \sqrt[4]{\frac{3[1 - (0,3)^2]}{(24 \text{ in})^2 \times (3/16 \text{ in})^3}} = 0,9208$$

$$e = \frac{1}{2} ts + \frac{1}{2} bi + 1,5 = (\frac{1}{2} \times 3/16 \text{ in}) + (\frac{1}{2} \times 4,171) + 1,5 \\ = 3,6793 \text{ in}$$

$$l = b + 2 db = 4,171 + (2 \times \frac{1}{2}) = 5,171 \text{ in}$$

$$h = \text{tinggi lug} = \frac{5}{3} \times l = \frac{5}{3} \times 5,171 \text{ in} \\ = 8,6183 \text{ in}$$

$$P = 5.146,2013 \text{ lb}$$

$$M = \frac{(0,9208)^3 \times (3/16)^2 \times 5.146,2013 \times 3,6793 \times (24)^2}{12 \times (1 - 0,3) \times 4,171 \times 8,6183} \\ = 991,3610$$

$$T_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f \text{ all}}} = \sqrt{\frac{6 \times 991,3610}{12000}} = 0,7040 \times 16/16 \\ = 11,2640/16 \text{ in} \approx 12/16 \text{ in}$$

$$T_g = \frac{3}{8} \times T_{hp} = \frac{3}{8} \times 12/16 \text{ in} = 0,2813 \text{ in} \times 16/16 \\ = 4,5008/16 \text{ in} \approx 5/16 \text{ in}$$

I. Dimensi Pondasi

Berat total yang harus ditahan pondasi adalah :

- Berat beban total bejana
- Berat kolom penyangga
- Berat *base plate*

Ditentukan :

- Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi didasarkan atas beban tiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- Spesifikasi tiap kolom penyangga adalah sama

$$\text{Berat beban kolom } (W_k) = 5.146,2013 \text{ lb}$$

$$\text{Berat base plate } (W_{bp}) = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana :

$$W_{bp} = \text{beban base plate}$$

$$p = \text{panjang base plate} = 11 \text{ in} = 0,9167 \text{ ft}$$

$$l = \text{lebar base plate} = 6 \text{ in} = 0,5 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal base plate} = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\rho \text{ baja} = \text{densitas baja} = 480 \text{ lb/ft}^3$$

sehingga :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,9167 \text{ ft} \times 0,5 \text{ ft} \times 0,0156 \text{ ft} \times 480 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 3,4321 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban penyangga kolom :

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana :

$$W_p = \text{beban kolom}$$

$$l = \text{tinggi kolom} = 9,364 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas baja}$$

$$A = \text{luas kolom } I\text{-Beam}$$

$$f = \text{faktor koreksi} = 3,4$$

sehingga :

$$\begin{aligned} W_p &= 9,364 \text{ ft} \times 0,0466 \text{ ft}^2 \times 480 \text{ lb/ft}^3 \times 3,4 \\ &= 712,1434 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi : } W_t &= W_k + W_p = 5.146,2013 \text{ lb} + 712,1434 \text{ lb} \\ &= 5.858,3447 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dengan penyangga hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi, maka diambil bidang kerja berbentuk persegi panjang dengan ukuran :

$$\text{Luas pondasi atas} = 10 \text{ in} \times 10 \text{ in}$$

$$\text{Luas pondasi bawah} = 20 \text{ in} \times 20 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas pondasi rata-rata} &= \frac{\text{Luas pondasi atas} + \text{Luas pondasi bawah}}{2} \\ &= \frac{(10 \text{ in} \times 10 \text{ in}) + (20 \text{ in} \times 20 \text{ in})}{2} \\ &= 250 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi (V)} &= A \times t = 250 \text{ in}^2 \times 15 \text{ in} = 3.750 \text{ in}^3 \\ &= 2,1701 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Kern, hlm 795 didapat harga ρ beton = 115 lb/ft³ sehingga :

$$\begin{aligned} W_b &= V \times \rho = 2,1701 \text{ ft}^3 \times 115 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 249,5615 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tanah :

Diasumsikan kondisi tanah adalah *gravel* (kerikil) dengan tegangan yang diinginkan maka dari Hesse, hlm 327 diperoleh *safe bearing power* minimum adalah 2 ton/ft³ dan *safe bearing power* maksimum adalah 4 ton/ft³.

Berat total yang harus ditahan pondasi :

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_t + W_b = 5.858,3447 \text{ lb} + 249,5615 \text{ lb} \\ &= 6.107,9062 \text{ lb} \end{aligned}$$

Luas tanah yang didasari pondasi :

$$A = 20 \text{ in} \times 20 \text{ in} = 400 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada tanah (P)} &= \frac{W \text{ total}}{A} = \frac{6.107,9062 \text{ lb}}{400 \text{ in}^2} \\ &= 15,2698 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Digunakan *safe bearing power* minimum untuk menjamin keamanannya, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Bearing power tanah} &= 2000 \frac{\text{kg}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{144 \text{ in}^2} \\ &= 30,6192 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan dari pondasi *bearing power* tanah aman karena $P_{\text{pondasi}} < P_{\text{bearing power}}$, maka penggunaan pondasi dengan ukuran (10 in x 10 in) untuk bagian atas dan (20 in x 20 in) untuk bagian bawah dengan ketinggian 15 in yang dibangun di atas tanah (kerikil) adalah memadai.

Kesimpulan Spesifikasi Evaporator

Type : *Short tube vertical (calandria)* dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah *conical*.

Jumlah feed masuk (F)	:	2874,40880351 kg/jam	
Suhu feed masuk evaporator	:	71 °C	= 159,80 °F
Suhu feed keluar evaporator	:	100,9425 °C	= 213,70 °F
Suhu steam (T ₁)	:	160 °C	= 320 °F
Tekanan operasi (P)	:	1,04 atm	= 15,2880 psia

Dimensi alat :

a. Tube

- Susunan pipa : *Triangular pitch*
- Panjang pipa : 4 ft
- Diameter luar pipa : 0,840 in = 0,070 ft

- Diameter dalam pipa : 0,622 in = 0,052 ft
- Jumlah *tube* : 329 buah

b. Silinder

- Bahan : HAS SA-240 grade M type 316
- Diameter luar silinder : 48 in
- Diameter dalam silinder : 47,625 in
- Tinggi silinder (Ls) : 99,0396 in
- Tebal silinder (ts) : 3/16 in

c. Perpipaian

- Ukuran pipa pemasukan steam : 8 in
- Ukuran pipa pemasukan feed : 1½ in
- Ukuran pipa pemasukan produk : 1 in
- Ukuran pipa pemasukan uap : 18 in
- Ukuran pipa pemasukan kondensat : 1¼ in
- Ukuran *hand hole* : 10 NPS

d. Gasket

- Bahan : Asbestos
- Tebal : 1/16 in
- Lebar : 3/16 in

e. *Bolting* (baut)

- Bahan : SB 160
- Ukuran : 1 in
- Jumlah : 7 buah

f. *Flange*

- Bahan : *Carbon steel SA – Grade M tipe 316*
- Tebal : 2 in
- OD : 67,195 in

g. *Leg Support*

- Jenis : *I-Beam (8 x 4)*
- Luas (A_y) : 6,71 in²
- H : 8 in
- b : 4,171 in
- R_{2-2} : 0,81 in
- I_{2-2} : 4,4 in⁴

h. *Base plate*

- Bahan konstruksi : *Carbon steel*
- Tebal *base plate* : 3/16 in
- Ukuran : 11 in x 6 in
- Jumlah baut : 4 buah
- Ukuran diameter baut : ½ in

i. *Pondasi*

- Bahan : Beton
- Ukuran atas : 10 in x 10 in
- Ukuran bawah : 20 in x 20 in
- Tinggi pondasi : 15 in

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka 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 :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

8.1.1. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari ampas tapioka ini digunakan pada tangki hidrolisa (R-110), reaktor (R-120), evaporator (R-

130), heater udara (E-132 dan E-148) sebesar 11891,632936 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 30% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan sebesar 10%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 15696,955475 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
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 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 :

- Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .

- Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat tak larut dalam jumlah yang besar.

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

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

8.1.2. Air proses

Air proses pada Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari ampas tapioka ini sebesar 1539,406617 kg/jam, yang digunakan pada Absorber (D-160), Tangki hidrolisa (R-110) dan *Rotary Vacuum filter* (H-122).

8.1.3 Air sanitasi

Air sanitasi yang diperlukan digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, untuk konsumsi mandi, mencuci, taman dan lain-lain. Syarat yang harus dipenuhi sebagai air sanitasi, yaitu :

1. Syarat fisika

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- pH netral

2. Syarat kimia

- Tidak beracun

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu dan sebagainya

3. Syarat bakteriologis

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

8.1.4 Air pendingin

Air berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

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

Air pendingin tersebut digunakan pada Absorber (D-160), *Cooler* dari oksidator (E-134), *Cooler* dari tangki hidrolisa (E-121), Oksidator (R-150), Kondensor (E-141) dan Kristaliser (X-140) sebesar 151388,302119 kg/jam.

8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan : 89,60 psia
- Temperatur : 160°C

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

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silika, 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 liquida 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 umpan boiler.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

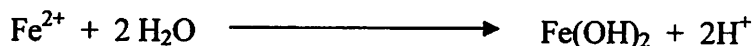
Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- 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.

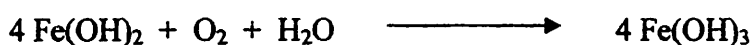
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 ,

yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

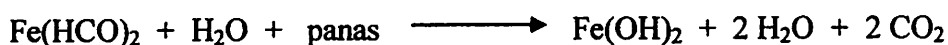


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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 :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

Air dari sungai dipompa dengan pompa (L-211) menuju bak skimmer (F-212) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran-kotoran yang terapung dalam air sungai. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-213) menuju bak clarifier (F-214), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat

koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang cepat dan lambat agar alum dan air dapat tercampur secara homogen.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bak clarifier, kemudian menuju ke *sand filter* (F-215). Keluar dari *sand filter* air masuk ke bak air bersih (F-216) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

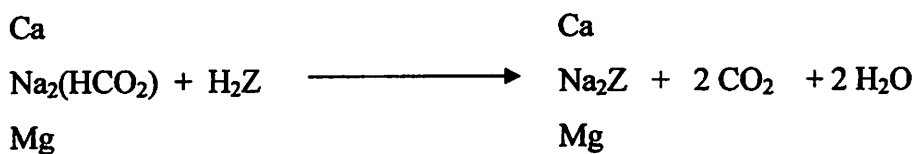
□ **Pengolahan air sanitasi**

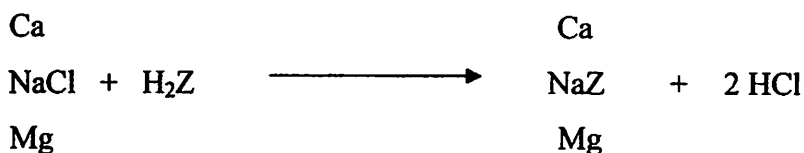
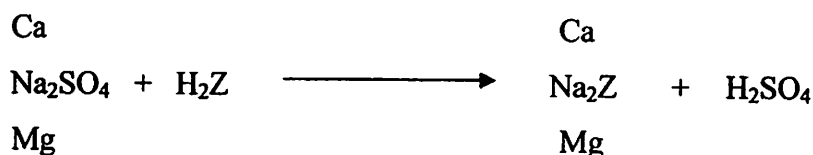
Air dari bak air bersih (F-216) dialirkan dengan pompa (L-226) menuju bak klorinasi (F-230) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-228) dengan menggunakan pompa (L-227) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

□ **Pelunakan air umpan boiler**

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210 A) dan anion exchanger (D-210 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

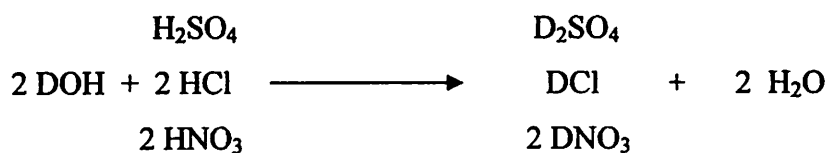
Air dari bak air bersih (F-216) dialirkan dengan pompa (L-217) menuju kation exchanger (D-210 A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :





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-210 B) untuk dihilangkan anion-anion yang tidak dikehendaki.

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Sehingga keluaran dari tangki demineralisasi adalah garam-garam kalsium, natrium dan magnesium yang terikat pada kation *exchanger* dalam bentuk CaZ , NaZ dan MgZ . Sedangkan H_2SO_4 , HCl dan HNO_3 terikat pada anion *exchanger* dalam bentuk D_2SO_4 , DCl dan DNO_3 . Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu.

Setelah keluar dari tangki demineralisasi, air lunak ini digunakan sebagai air umpan boiler. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-218) yang selanjutnya dipompa (L-219) ke deaerator (D-221) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air siap diumpankan ke boiler (Q-220) dengan

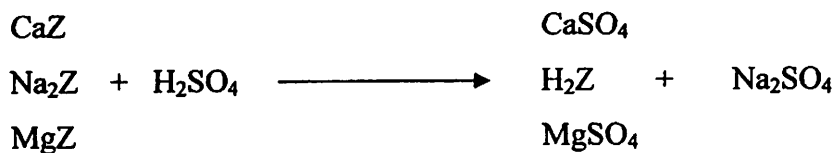
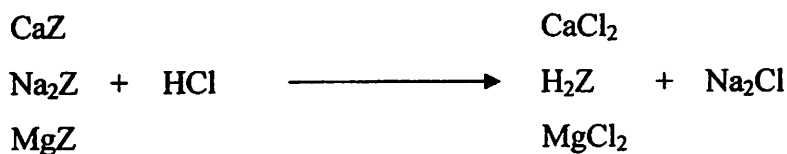
pompa (L-222). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

□ Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih (F-216), air dipompa (L-223) ke bak air pendingin (F-224) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-225). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-240) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

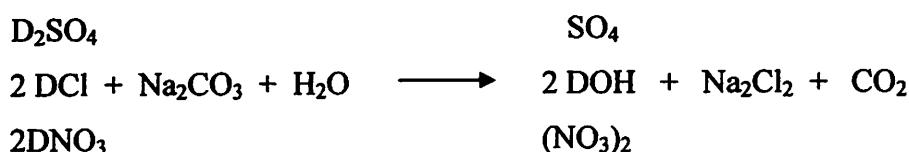
□ Proses regenerasi :

Reaksi yang terjadi :



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 hidrogen *exchanger* dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Sedangkan regenerasi anion *exchanger* dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH .

Reaksi yang terjadi :



8.3. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka ini adalah yang meliputi :

- Proses : 53,3375 kW
- Penerangan : 38,860 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila listrik mati, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 125 kW sebagai *back up*.

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

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

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6th ed, didapat :

- *Flash point* = 38 °C (100 °F)
- *Pour point* = -6 °C (21,2 °F)
- Densitas = 0,8 kg/L
- *Heating value* = 19.200 Btu/lb

8.5. Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh buangan pabrik asam oksalat adalah berasal dari bahan tak terpakai dalam proses yang mengandung sejumlah senyawa organik yang ramah lingkungan. Sehingga limbah tersebut bisa dimanfaatkan yaitu dijual sebagai pupuk kepada masyarakat sekitar.

Limbah yang mengandung gas langsung dibuang ke atas, karena tidak berbahaya dan senyawa yang terkandung dalam gas masih dibawah standard yang diperbolehkan.

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1. Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi mempunyai peranan yang penting dalam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi tertentu dari suatu masukan dalam suatu peralatan proses dengan kondisi tertentu pula, maka hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi di sini berfungsi sebagai alat ukur yang terdiri dari indikator (penunjuk), pencatat, recorder (perekam) dan controller (pengendali). Adapun yang dikontrol meliputi suhu, tekanan, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki dan sebagainya.

Pengendalian peralatan proses bisa dilakukan secara otomatis dan manual. Pengendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia. Serta secara otomatis apabila pengendalian proses dilakukan oleh alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis).

Pengendalian proses dilakukan secara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya otomasi alat kontrol otomatis lebih murah jika dibandingkan dengan tenaga manusia. Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan antara lain :

- Mengurangi jumlah pegawai
- Keselamatan kerja lebih terjamin
- Hasilnya dapat dipertanggungjawabkan
- Ketelitian yang dihasilkan cukup tinggi

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

- a. Jenis instrumentasi
- b. Range yang diperlukan untuk pengukuran
- c. Ketelitian yang diperlukan
- d. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
- e. Faktor ekonomi

Oleh karena itu, dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Macam-macam alat kontrol yang digunakan dalam industri kimia, antara lain :

- a. *Pressure controller* : Alat pengendali tekanan
- b. *Level controller* : Alat pengendali tinggi permukaan liquid
- c. *Flow controller* : Alat pengendali laju alir
- d. *Temperatur controller* : Alat pengendali temperatur
- e. *Weight controller* : Alat pengendali massa bahan
- f. *Ratio controller* : Alat pengendali rasio gas

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

- a. Indikator

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

- b. Controller

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

c. Recorder

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

Dalam Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari ampas tapioa ini, instrumentasi yang digunakan yaitu :

a. Temperatur Controller (TC)

Berfungsi untuk mengendalikan suhu fluida dalam suatu aliran proses agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

b. Pressure Indicator (PI)

Berfungsi untuk mengetahui tekanan dalam suatu proses secara langsung.

c. Flow Controller (FC)

Berfungsi untuk mengendalikan laju aliran fluida dalam pipa agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

d. Level controller (LC)

Berfungsi untuk mengendalikan ketinggian fluida dalam suatu peralatan.

e. Weight Controller (WC)

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu sistem agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

f. Ratio Controller (RC)

Berfungsi untuk mengatur perbandingan gas yang masuk dalam suatu peralatan.

Selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan, pemilihan alat-alat kontrol juga harus mempertimbangkan faktor-faktor berikut :

- Mudah perawatan dan perbaikan bila terjadi kerusakan.
- Mudah mendapatkan suku cadangnya bila terjadi kerusakan.
- Mudah mengoperasikannya.
- Harganya realif murah dengan kualitas yang memadai.

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

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

No.	NAMA ALAT	KODE	INSTRUMENTASI
1.	Storage C ₃ H ₆	F-111	PC,FC
2.	Storage HNO ₃	F-112	LC
3.	Tangki Pengencer	R-110	TC, FC
4.	Cooler	E-121	TC
5.	Rotary vacuum filter	H-122	FC
6.	Reaktor	R-120	TC, LC, WC, FC, PI
7.	Evaporator	V-130	TC
8.	Kondensor	E-141	TC
9.	Kristaliser	X-140	TC
10.	Pemanas udara	E-148, E-132	TC

7.2. Keselamatan Kerja

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang pada hubungan kerja yang disebabkan oleh bahaya yang berkaitan dengan pekerjaan. Kecelakaan ini menimbulkan kerugian bagi karyawan, perusahaan dan masyarakat.

Untuk mencegah terjadinya kecelakaan kerja, maka dilakukan usaha keselamatan kerja yaitu usaha untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Pelaksanaan usaha keselamatan kerja bertujuan menghindari terjadinya kecelakaan kerja dan meningkatkan produktivitas kerja serta keuntungan perusahaan. Agar usaha keselamatan kerja dapat dilaksanakan dengan baik, harus diketahui sebab-sebab kecelakaan kerja, sehingga dapat diambil langkah-langkah preventif menghindari kecelakaan kerja

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

Bahaya-bahaya yang harus diperhatikan termasuk :

- Kecelakaan zat-zat kimia yang mudah terbakar, beracun dan meledak.
- Bahaya-bahaya dari peralatan pabrik dan sebagainya.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

Tabel 7.2. Alat-alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Asam Oksalat

No	Alat Pelindung	Lokasi Penggunaan
1	Masker	Semua unit proses
2	Sarung tangan	Semua unit proses
3	Sepatu bot	Semua unit proses
4	PMK	Semua unit proses
5	Topi Pengaman/Helm	Semua unit proses

a. Lingkungan fisik

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

b. Latar belakang kerja

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

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

c. Sistem manajemen

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

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi peralatan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Adapun bahaya-bahaya yang dapat terjadi pada Pra Rencana Pabrik Asam

Oksalat ini dan cara mengatasinya antara lain sebagai berikut :

1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan, alat-alat produksi baik secara langsung maupun tidak langsung harus cukup kuat dan pemakaian bahan konstruksinya harus sesuai.
- Pengaliran udara serta penerangan harus cukup baik.
- Peralatan mesin-mesin dan alat-alat proses harus berjarak cukup jauh.
- Pada tempat-tempat yang berbahaya hendaknya diberi pagar atau peringatan yang jelas.
- Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa.

2. Bahaya yang disebabkan oleh adanya panas api, kebakaran dan listrik

- Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
- Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.

3. Penjelasan-penjelasan akan adanya bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.

4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan apabila terjadi bahaya.

5. Penyediaan alat-alat pencegah kebakaran, baik akibat listrik maupun api.

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

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Dalam suatu perencanaan pabrik, salah satu faktor yang sangat penting yaitu penentuan lokasi pabrik dan letak peralatan pabrik. Karena hal tersebut akan berpengaruh terhadap kelangsungan hidup pabrik yang akan didirikan di masa mendatang. Selain itu tata letak komponen-komponen pabrik itu sendiri juga menentukan koefisien produksi. Untuk itu diperlukan pengaturan yang sedemikian rupa hingga mampu memenuhi kualitas dan kuantitas produk yang ingin dicapai.

9.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat menentukan keberhasilan suatu perancangan pabrik. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi pabrik yang terbagi menjadi dua bagian, yaitu faktor utama dan faktor khusus.

Yang termasuk ke dalam faktor utama yaitu :

A. Bahan baku

Tersedianya bahan baku dan harga bahan baku sering menentukan lokasi suatu pabrik. Ditinjau dari faktor ini, maka hendaknya pabrik didirikan dekat dengan lokasi bahan baku. Hal-hal yang lain yang perlu dipertimbangkan mengenai harga bahan baku adalah :

- Lokasi sumber bahan baku.
- Kapasitas sumber bahan baku tersebut dan beberapa lama sumber bahan baku tersebut dapat mencukupi kebutuhan pabrik.

- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.
- Kuantitas bahan baku yang ada, dan kualitas bahan baku harus sesuai dengan persyaratan yang berlaku saat ini.

B. Pemasaran

Pemasaran hasil proses produksi suatu pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam mempercepat perkembangan pabrik tersebut, karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan yang didapat oleh pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produk akan dipasarkan.
- Kebutuhan akan produk pada saat sekarang dan pada saat yang akan datang.
- Pengaruh persaingan yang ada.
- Jarak pemasaran atau lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan daerah pemasaran.

C. Utilitas

Utilitas merupakan kebutuhan yang tidak kalah penting, khususnya bagi kelengkapan proses produksi. Bagian dari pada utilitas adalah air, listrik dan lain-lainnya. Adapun uraian dari utilitas adalah sebagai berikut :

♦ Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan yang lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan air, air dapat diambil dari beberapa sumber yaitu air sungai, air kawasan, air PDAM. Bila air

dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air dari sumber akan lebih ekonomis.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk memilih lokasi pabrik adalah :

- Berapa jauh sumber atau sungai ini dapat dijangkau dari pabrik.
- Kualitas sumber air yang tersedia.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air yang diperlukan oleh pabrik.

♦ Listrik

Listrik dalam industri merupakan bagian utilitas yang sangat penting, terutama sebagai penggerak peralatan proses, selain sebagai penerangan dan keperluan lainnya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ada atau tidaknya serta jumlah listrik di daerah yang akan ditempati pabrik.
- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.

D. Iklim dan Alam Sekitarnya

Iklim dan alam sekitar merupakan bagian yang tidak dapat diabaikan, selain pabrik diharapkan ramah lingkungan, iklim juga berpengaruh bagi konstruksi bangunan, spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Keadaan alamnya, alam yang menyulitkan konstruksi bangunan dan mempengaruhi spesifikasi peralatan, serta konstruksi peralatan.

- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi di tempat itu (lokasi pabrik).
- Bahaya alam (gempa bumi, banjir) yang pernah terjadi di lokasi pabrik.
- Kemungkinan untuk perluasan di masa mendatang.

Sedangkan yang termasuk faktor khusus adalah :

□ Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran supply bahan baku maupun pemasaran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas atau sarana yang lain seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui mobil/truk.
- Sungai yang dapat dilalui kapal dan tempat berlabuh kapal tersebut.
- Adanya pelabuhan laut.

□ Buangan Pabrik (Waste Disposal)

Apabila buangan pabrik (Waste Disposal) berbahaya bagi kehidupan sekitarnya, maka harus diperhatikan yaitu cara mengeluarkan buangan atau limbah pabrik, terutama dihubungkan dengan peraturan pemerintah maupun peraturan yang dibuat secara internasional, khususnya menyangkut (International Standart Organization) ISO 9002, yaitu pendirian pabrik yang berwawasan lingkungan (ramah lingkungan). Terutama masalah polusi yang timbul.

□ Tenaga Kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai tenaga kerja adalah :

- Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang dibutuhkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

□ Site Karakteristik dari lokasi

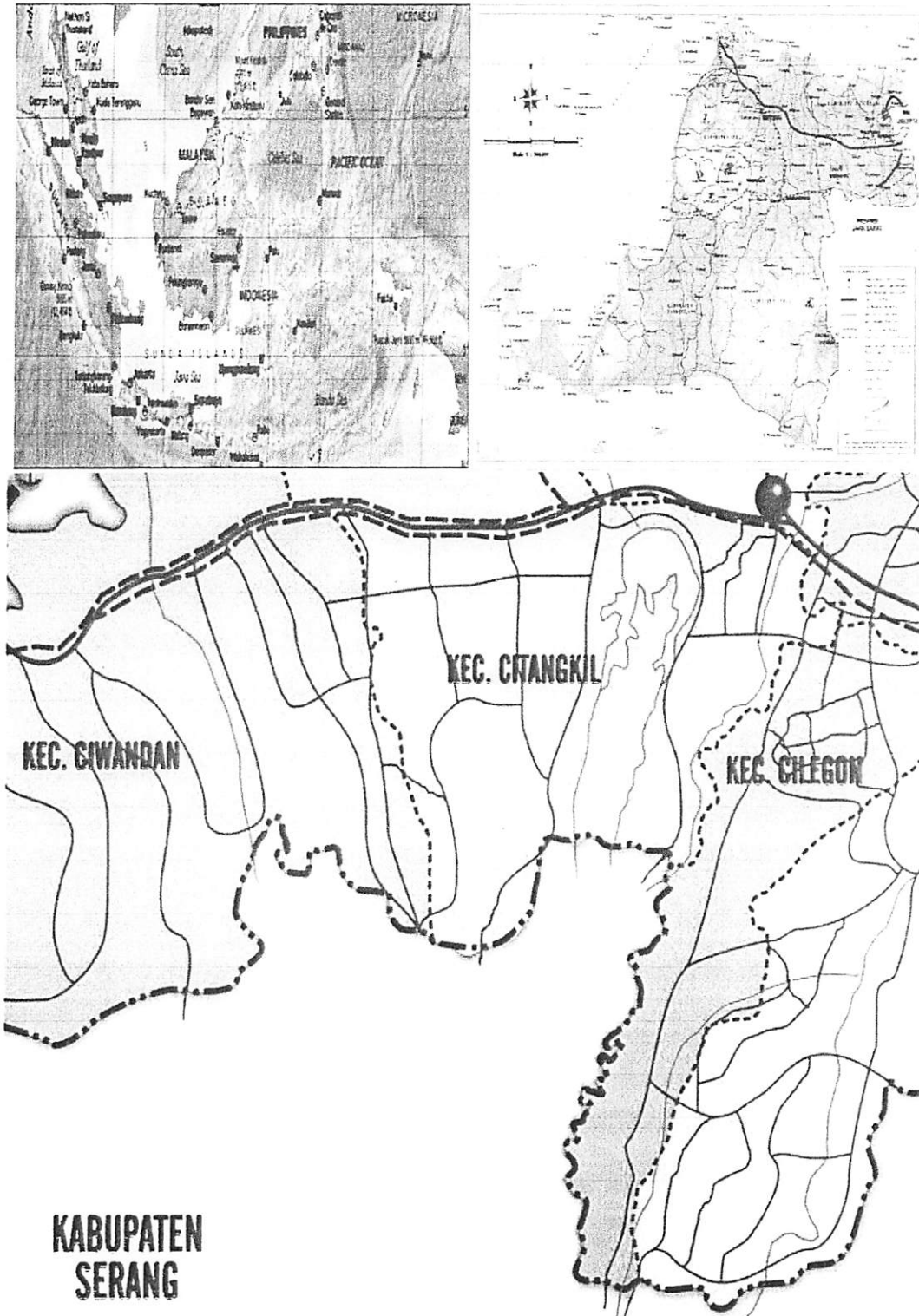
Dalam memilih lokasi pabrik harus diperhatikan apakah daerah tersebut merupakan lokasi pertanian, rawa, bukit dan lain-lain. Lokasi pendirian pabrik yang baik adalah di daerah yang gersang tetapi memiliki persyaratan yang baik bagi pendirian pabrik.

□ Masalah Lingkungan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Lokasi termasuk pedesaan atau perkotaan.
- Fasilitas rumah dan tempat ibadah.

Berdasarkan faktor-faktor diatas maka lokasi yang dipilih untuk mendirikan pabrik Asam Oksalat dari ampas tapioka adalah di daerah Kecamatan Srengsem, Kabupaten Bandar Lampung, Provinsi Lampung, terutama ditinjau dari tersedianya bahan baku ampas tapioka. Adapun peta lokasi pabrik dapat dilihat pada Gambar



Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka

9.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Lay Out*)

Setelah proses *flow* diagram tersusun, sebelum design pemipaan, struktural dan listrik dimulai, maka *lay out* proses pabrik dan peralatan harus direncanakan terlebih dahulu. Perencanaan *lay out* pabrik meliputi perencanaan *storage area*, proses area dan *handling area*.

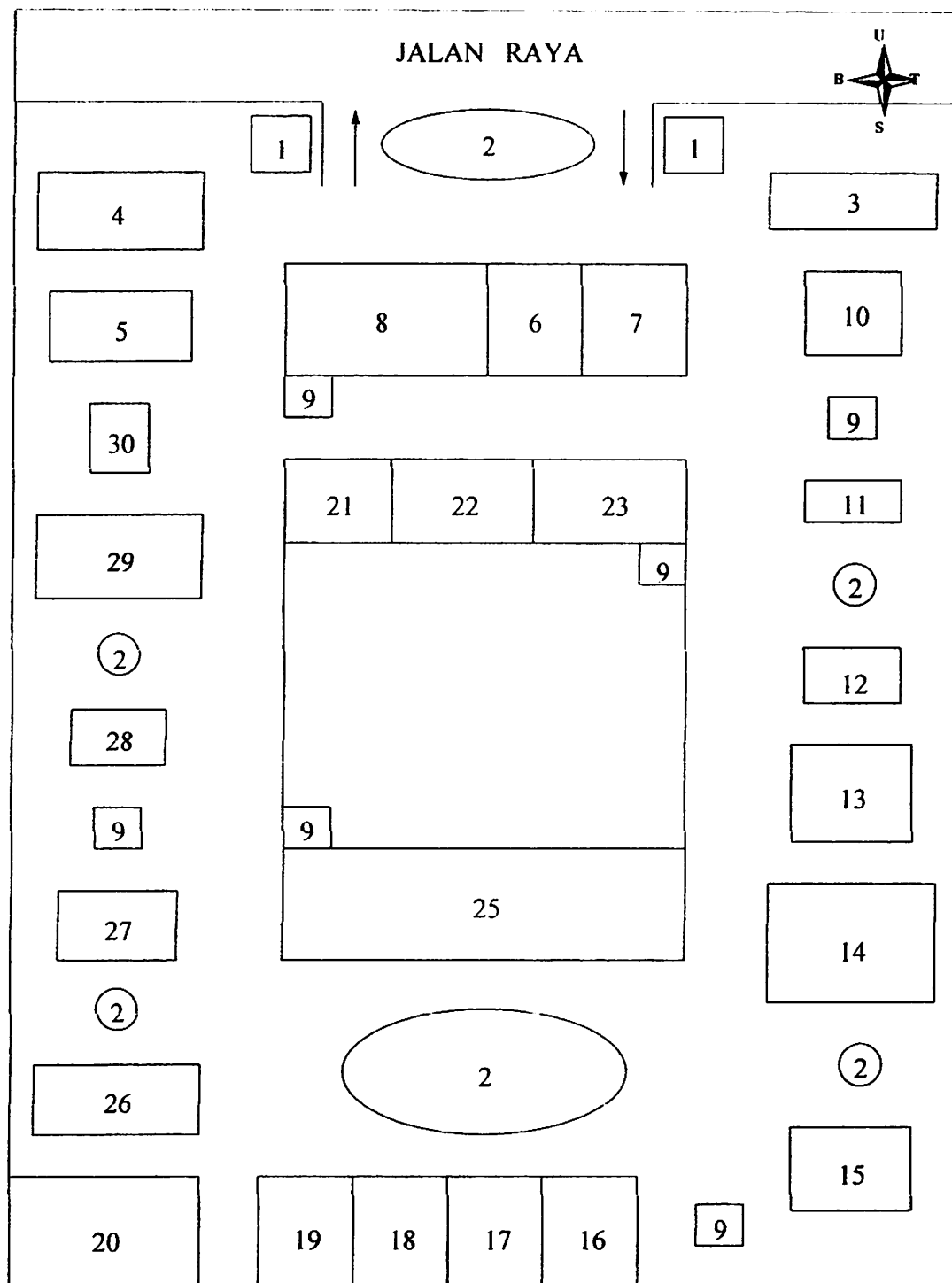
Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam menyusun *lay out* pabrik adalah :

- Tanah yang tersedia
- Type dan kualitas produk
- Kemungkinan pengembangan pabrik di masa mendatang
- Distribusi bahan baku
- Keadaan cuaca dan lingkungan
- Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
- Pengaturan terhadap penggunaan ruangan dan elevasi
- Ruang dan lapangan dibagi dalam kotak-kotak dan setiap kotak menunjukkan tempat dari setiap unit proses.
- Kantor dan gudang diletakkan dekat dengan jalan raya.
- Aliran proses berjalan dari satu unit ke unit lain secara langsung, maka letak didekatkan untuk menghemat pipa penyambungan.

Ukuran luas bangunan dapat dilihat pada Tabel 9.2.1., sedangkan gambar *plant lay out* dapat dilihat pada Gambar 9.2.1.

Tabel 9.2.1. Luas Bangunan Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat

No.	Lokasi	Luas (m ²)	
		Tanah	Bangunan
1	Pos Penjagaan	20	20
2	Taman	450	450
3	Parkir Tamu	150	150
4	Parkir Karyawan	250	250
5	Parkir Truk	250	250
6	Ruang Serba Guna	150	150
7	Perpustakaan	80	80
8	Are Perkantoran dan Tata Usaha	1200	1200
9	Toilet	50	50
10	Musholla	60	60
11	Poliklinik	80	80
12	Kantin	70	70
13	Pemeriksaan Bahan Baku	50	50
14	Gudang Bahan Baku	260	260
15	PMK	60	60
16	Listrik / Ruang Genset	80	80
17	Ruang Bahan Bakar	120	120
18	Ruang Boiler	400	400
19	Unit Pengolahan Air	700	700
20	Ruang Proses	30000	30000
21	Area Perluasan Pabrik	15000	-
22	Bengkel dan Garasi	500	500
23	Litbang / R & D	80	80
24	Laboratorium	250	250
25	Gudang Produk	250	250
26	Pos Penimbangan	40	40
27	Pembuatan Sludge Jalan	900	900
TOTAL		51500	36500



Gambar 9.2.1. Denah Pabrik Asam Oksalat

Keterangan gambar 9.2.1 :

- | | |
|----------------------------|---------------------------------------|
| 1. Pos satpam | 16. Ruang listrik/genaset |
| 2. Taman | 17. Ruang bahan bakar |
| 3. Parkir tamu | 18. Ruang boiler/ketel |
| 4. Parkir karyawan | 19. Unit Pengolahan Air |
| 5. Parkir truk | 20. <i>Area waste water treatment</i> |
| 6. Aula (Ruang serba guna) | 21. Ruang pertemuan |
| 7. Perpustakaan | 22. Ruang Kepala staff dan pabrik |
| 8. Area perkantoran dan TU | 23. Ruang kontrol |
| 9. Toilet | 24. Ruang proses |
| 10. Musholla | 25. Area perluasan pabrik |
| 11. Poliklinik | 26. Bengkel dan garasi |
| 12. Kantin | 27. Litbang / R & D |
| 13. Pemeriksaan bahan baku | 28. Laboratorium |
| 14. Gudang bahan baku | 29. Gudang produk |
| 15. PMK | 30. Pos penimbangan truk |

9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik (*Lay Out Pilot Plant*)

Lay Out Pilot Plant hanya menggambarkan unit-unit atau peralatan proses saja. Dalam penyusunan peralatan proses, yang perlu diperhatikan adalah :

- Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

- Aliran udara

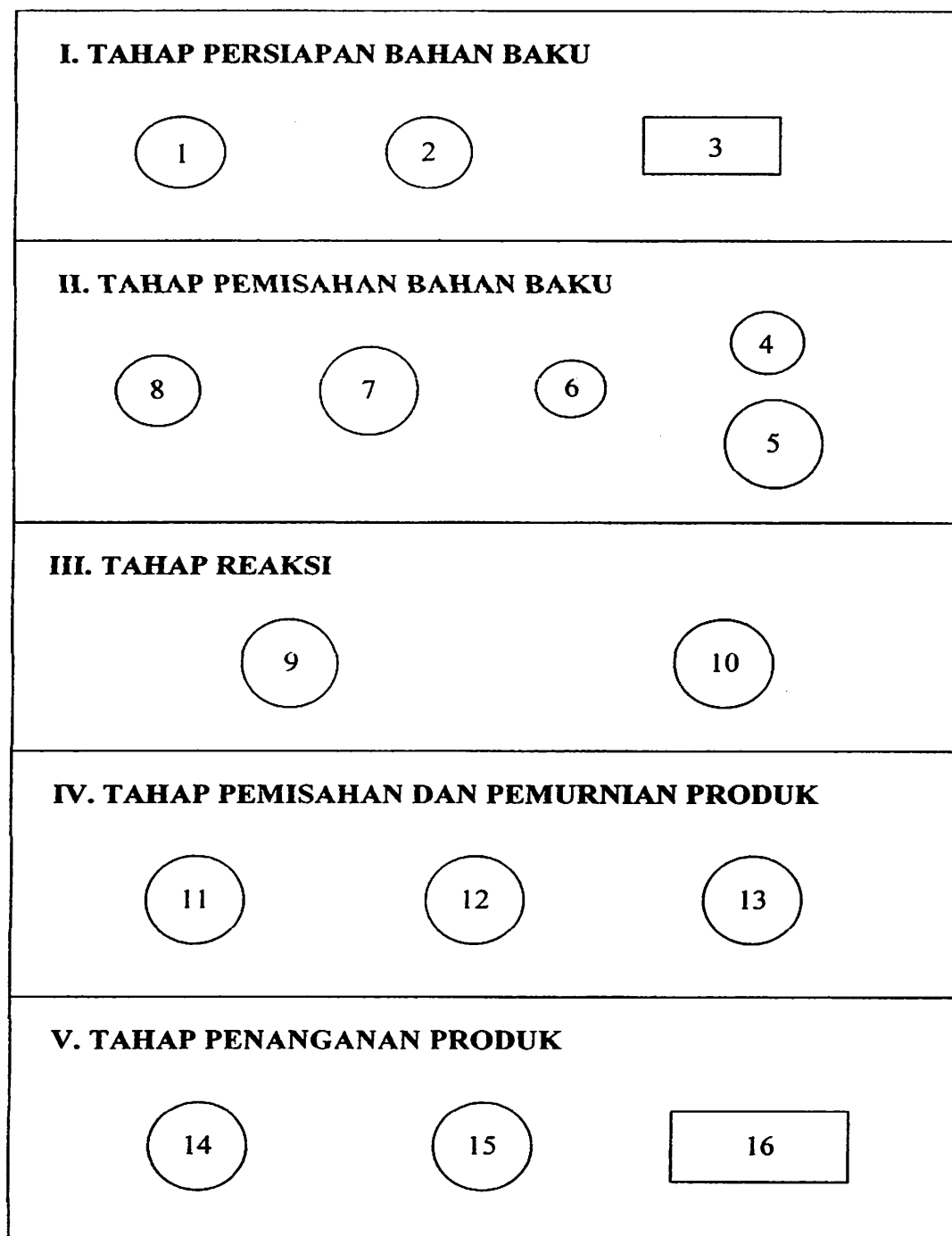
Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja karyawan.

- Cahaya

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

- Jarak antara alat-alat proses perlu diatur sedemikian rupa misalnya untuk alat proses yang mempunyai tekanan dan temperatur tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat yang lainnya.
- Menyusun berdasarkan urutan proses dengan memperhatikan kemungkinan perluasan di masa mendatang.
- Memberikan ruang cukup untuk memudahkan ruang gerak.
- Memberikan ruang yang cukup untuk memudahkan ruang gerak bagi karyawan perluasan dan memudahkan peralatan secara keseluruhan.

Adapun *Lay Out Pilot Plant* peralatan proses Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dapat dilihat pada Gambar 9.3.1.



Gambar 9.3.1. *Lay Out Pilot Plant* Peralatan Proses

Keterangan :

I. Tahap Persiapan Bahan Baku

1. Storage HNO_3

2. Storage H₂SO₄
3. Storage Ampas Tapioka
- II. Tahap Pemisahan Bahan Baku
 4. Tangki Penampung Ampas Tapioka
 5. Tangki Hidrolisis
 6. *Cooler*
 7. *Rotary Vacuum Filter*
 8. Tangki Penampung Filtrat
- III. Tahap Reaksi
 9. Reaktor
 10. Oksidator
 11. Absorber
- IV. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk
 12. Evaporator
 13. Kristaliser
 14. *Centrifuge*
- V. Tahap Penanganan Produk
 15. *Rotary Dryer*
 16. Unit Pengemasan
 17. Storage Produk

BAB X

ORGANISASI DAN 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 pelaksanaanya.

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 (PT)
Status Perusahaan	:	Swasta
Hasil Produksi	:	Asam Oksalat
Kapasitas Produksi	:	1202 ton / tahun
Lokasi Pabrik	:	Banten

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam Oksalat yang akan direncanakan ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih karena mempunyai beberapa keuntungan, yaitu :

1. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup yang lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
3. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
4. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.3. Struktur Organisasi

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 berproduksi 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 pembuatan Asam Oksalat, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff.

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab (*Job Description*)

10.4.1. Pemegang Saham

Merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki, tergantung/terbatas sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham yang memilih direktur dan Dewan Komisaris dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

10.4.2. Dewan Komisaris

Merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dan pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam/oleh RUPS apabila melakukan tindakan yang dilakukan bertentangan dengan anggaran dasar dari perseroan tersebut.

Dewan Komisaris pada umumnya dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris :

- Menentukan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan

- Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur

10.4.3. Direksi

Merupakan pemegang saham kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Direksi terdiri dari :

a. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan dan dalam tugasnya sehari-hari dibantu oleh Direktur Teknik dan Direktur Administrasi. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah :

- Merencanakan kegiatan perusahaan serta membentuk organisasi yang efektif dan efisien
- Berhak mewakili urusan ekstern perusahaan atau menunjuk wakil untuk menanganinya
- Menentukan kebijaksanaan perusahaan dalam mengambil keputusan-keputusan penting
- Menentukan pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris

b. Direktur Teknik

Direktur Teknik diangkat oleh Direktur Utama untuk menerima wewenang Direktur Utama yang berkaitan dengan bidang teknik dan produksi.

Tugas dan wewenang Direktur Teknik adalah :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama

- Berwenang membuat keputusan dalam bidang teknik tetapi tidak lepas dari kebijaksanaan bagian produksi
- Berwenang dalam produksi, misalnya memperkecil bidang produksi dan memperbesar produksi total, serta menjaga kualitas dan pengembangannya

c. **Direktur Administrasi**

Tugas dan wewenang Direktur Administrasi adalah :

- Menjaga kelancaran administrasi dan keuangan serta keamanan perusahaan
- Mengadakan penelitian serta pengawasan terhadap pelaksanaan pengadaan pegawai, pembinaan pegawai, kesejahteraan sosial, serta dana sosial pegawai
- Bertanggung jawab atas pemasukan dan pengeluaran uang perusahaan
- Mengatur laporan keuangan serta neraca keuangan perusahaan

10.4.4. Staff

Terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi.

Tugas staff adalah :

- Memberikan pendapat dan keterangan serta nasihat kepada direksi sesuai dengan keahliannya masing-masing
- Membantu direksi dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidangnya masing-masing
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direksi kepadanya
- Mengumpulkan fakta-fakta yang kemudian menggolongkan dan mengevaluasinya

10.4.5. Penelitian dan Pengembangan

Tugas dari Penelitian dan Pengembangan adalah (LITBANG) :

- Melakukan penelitian terhadap operasi pabrik secara keseluruhan. Dari penelitian tersebut dapat dipelajari kemungkinan untuk mengembangkan pabrik selanjutnya
- Meneliti dan menguji kualitas produk yang dihasilkan

Yang termasuk LITBANG diantaranya adalah Market Riset dan Process Riset.

10.4.6. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang Kepala Bagian adalah :

- Memberikan pengarahannya serta saran-saran dan pengawasan terhadap seksi-seksi yang dibawahnya
- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam perencanaan dan pelaksanaan pada bagian masing-masing
- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam mempersiapkan laporan-laporan

Kepala bagian terdiri atas :

- Kepala Bagian Teknik

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi dengan penunjangnya dalam proses produksinya. Seksi yang dibawahnya antara lain :

a. Seksi Genset

Bertugas dalam mempersiapkan listrik, baik yang berasal dari PLN maupun dari Genset guna menunjang kelangsungan proses produksi. Seksi Listrik.

b. Seksi Listrik

Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan dan fasilitas kelistrikan baik yang berhubungan dengan proses produksi atau fasilitas penunjang yang lain.

c. Seksi Mekanik

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan mekanik yang berhubungan dengan proses produksi.

d. Seksi Transportasi

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan transportasi yang dimiliki oleh perusahaan.

- Kepala Bagian Produksi

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi. Terbagi atas :

a. Seksi proses I

Bertugas untuk mengadakan pengawasan terhadap bagian persiapan bahan baku sampai bagian reaksi pada proses produksi.

b. Seksi proses II

Bertugas dengan hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi mulai tahap pemurnian sampai dengan tahap pengemasan.

c. Seksi boiler

Bertugas dalam bidang pengadaan steam dan juga pemeliharaan terhadap boiler.

d. Seksi gudang

Bertugas untuk mengawasi, mengontrol dan mendokumentasikan keluar masuknya barang dari dan ke gudang baik untuk gudang bahan baku, gudang bahan penunjang dan gudang bahan jadi.

e. Seksi UPA dan UPL

Bertugas untuk menyediakan air bagi kegiatan perusahaan dan juga mengolah limbah yang dihasilkan oleh kegiatan produksi.

- Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Adalah kepala bagian yang bertugas dalam meneliti dan mengembangkan cara proses produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis dan juga masalah-masalah yang berkaitan dengan pemasaran produk. Orang-orang yang duduk di dalamnya merupakan orang-orang yang ahli dibidangnya masing-masing. Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul. Seksi-seksi yang ada di bawah kepala bagian penelitian dan pengembangan ini antara lain :

a. Seksi Litbang Pemasaran

Bertugas untuk mengadakan penelitian dan pengembangan terhadap masalah-masalah yang timbul dalam pemasaran produk dan pendistribusiannya.

b. Seksi Litbang Teknik

Bertugas untuk mengadakan penelitian dan pengembangan terhadap masalah-masalah yang timbul dalam proses produksi.

- Kepala Bagian QC dan Laboratorium

Bertugas untuk mengadakan perencanaan mutu dan melakukan pengawasan terhadap mutu barang baik berupa bahan baku, bahan dalam proses maupun bahan jadi. Seksi- seksi yang dibawahinya antara lain :

- a. Seksi Quality Control

Bertugas untuk merencanakan mutu dan mengadakan pengawasan terhadap mutu barang mulai bahan baku sampai bahan jadi.

- b. Seksi Laboratorium

Bertugas untuk mengadakan test terhadap mutu barang secara laboratoris.

- Kepala Bagian Umum dan Administrasi

Bertugas dalam hal pengawasan terhadap segala hal yang berkaitan dengan administrasi perusahaan dan juga ikut bertanggung jawab dalam melakukan hubungan dengan masyarakat sekitar perusahaan. Seksi- seksi yang dibawahinya yaitu :

- a. Seksi Personalia

Bertugas untuk mendata jumlah karyawan dan juga hal-hal yang berkaitan dengan kesejahteraan seluruh karyawan.

- b. Seksi Kebersihan dan Keamanan

Bertugas untuk menjaga ketertiban dan keamanan lingkungan perusahaan sehingga dapat menekan seminimal mungkin adanya gangguan terhadap kegiatan usaha.

c. Seksi Humas

Bertugas untuk mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah.

- Kepala Bagian Keuangan

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

a. Seksi Akunting

Bertugas untuk melakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

b. Seksi Pembiayaan

Bertugas untuk mengeluarkan dana bagi kegiatan perusahaan lakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

c. Seksi Pembelian

Bertugas untuk memenuhi barang-barang yang akan digunakan bagi proses produksi maupun untuk hal-hal lain yang menyangkut kepentingan perusahaan.

- Kepala Bagian Pemasaran

Bertugas untuk mengenalkan hasil produksi kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai bahan baku lainnya. Selain itu juga bertugas untuk menarik minat konsumen untuk membeli produk.

10.5. Jaminan Sosial

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

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah :

a. Tunjangan

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

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja, misalnya helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain. Selain itu juga berupa 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
- Untuk pengobatan dan perawatan lebih intensif yang harus dilakukan di rumah sakit akan diberikan penggantian ongkos sebesar 50 %.

- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya.

d. Intensive atau bonus

Intensive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya intensive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian intensive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan, sedangkan untuk golongan diatasnya 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 (tiga) bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti haid selama 2 (dua) hari bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.6. Jadwal Jam Kerja

Pabrik pembuatan asam oksalat dari ampas tapioka ini direncanakan akan beroperasi selama 331 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan serta perawatan serta *shut down*.

Jumlah jam kerja yang telah ditetapkan oleh pemerintah adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu :

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 (enam) hari dalam seminggu, sedangkan hari Minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala bagian, kepala seksi, karyawan kantor atau administrasi dan seksi-seksi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

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

b. Untuk pegawai shift

Schari bekerja selama 24 jam, yang terbagi dalam 3 (tiga) shift. Karyawan ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

Dengan ketentuan shift jam kerja sebagai berikut :

- 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 group, sehingga para pekerja

dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Tabel 10.6.1. Jadwal Kerja Karyawan

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

Keterangan :

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

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Penentuan Jumlah Karyawan Proses :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1202 \text{ ton / tahun} = (1202 \text{ ton / tahun}) / (330 \text{ hari / tahun}) \\ &= 3642.4242 \text{ kg / hari} \end{aligned}$$

Dari Vilbrandt halaman 235 fig. 6-35, untuk peralatan dengan kondisi rata-rata didapat :

$$M = 28 \text{ (orang.jam/hari.tahapan proses)}$$

Jumlah proses dalam pabrik = 5 proses, sehingga diperoleh :

$$\text{Karyawan proses} = 28 \times 5 = 140 \text{ orang.jam/hari}$$

Karena satu shift = 8 jam, maka :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= (140/8) \text{ orang/shift.hari} \\ &= 17,5 \approx 18 \text{ orang/shift.hari} \end{aligned}$$

Dalam satu hari terdapat 4 shift, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= 18 \text{ orang/shift.hari} \times 4 \text{ shift} \\ &= 72 \text{ orang/hari} \end{aligned}$$

Karyawan administrasi dan karyawan lain (selain karyawan proses) berjumlah 53 orang.

Jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik pembuatan asam oksalat dari ampas tapioka ini adalah sebanyak 125 orang.

Perincian jumlah tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2

Tabel 10.7.1. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No.	J A B A T A N	PENDIDIKAN				
		SMP	SMA	D3	S1	S2
1.	Direktur Utama				1	
2.	Direktur Teknik dan Produksi				1	
3.	Direktur Administrasi dan Keuangan					1
4.	Staff Litbang					1
5.	Kepala Bagian Teknik				1	
6.	Kepala Bagian Produksi				1	
7.	Ka Bagian Q.C dan Lab.				1	
8.	Ka Bagian Umum dan Administrasi				1	
9.	Kepala Bagian Keuangan				1	
10.	Kepala Bagian Pemasaran				1	
11.	Kepala Seksi Utilitas				1	
12.	Kepala Seksi Maintenance				1	
13.	Kepala Seksi Proses				1	
14.	Kepala Seksi Bahan baku				1	
15.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah				1	
16.	Kepala Seksi Quality Controll				1	
17.	Kepala Seksi Laboratorium				1	

18.	Kepala Seksi Akunting				1	
19.	Kepala Seksi Pembiayaan				1	
20.	Kepala Seksi Pembelian				1	
21.	Kepala Sekai Personalia				1	
22.	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan				1	
23.	Kepala Seksi Humas				1	
24.	Kepala Seksi Penjualan				1	
25.	Kepala Seksi Gudang				1	
26.	Karyawan Utilitas		3	3		
27.	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan		4	3	1	
28.	Karyawan Proses	16	7	7	2	
29.	Karyawan Q.C. & Lab.		4	2	2	
30.	Karyawan Bahan Baku	4	3			
31.	Karyawan Personalia			2		
32.	Karyawan Keamanan	3	2			
33.	Karyawan Kesehatan			2		
34.	Karyawan Pemasaran		3	2		
35.	Karyawan Keuangan			3		
36.	Karyawan Gudang	3	2	1		
37.	Karyawan Administrasi & Pembukuan			2		
38.	Karyawan Kebersihan	3	1			
39.	Pegawai Perpustakaan		1	1		
40.	Sopir		3			
41.	Karyawan Kantin	1	1			
42.	Dokter				1	
43.	Sekretaris			2		
	Jumlah	30	34	30	29	2

10.8. Proses

a. Proses Utama

- Penyiapan bahan baku
- Tahap hidrolisa
- Tahap proses

- Tahap pemurnian
 - Tahap pengepakan
- b. Proses tambahan
- Laboratorium
 - Utilitas, yang terdiri dari :
 - penjernihan air
 - boiler
 - pengolahan limbah
 - Bengkel dan Pemeliharaan

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik pembuatan asam oksalat dari ampas tapioka ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan berdasarkan status karyawan, tingkat pendidikan, tinggi rendahnya kedudukan (jabatan), tanggung jawab, keahliannya dan lamanya bekerja di perusahaan tersebut. Menurut statusnya karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 (tiga) golongan, yaitu :

a. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

b. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

Tabel 10.9.1. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat

No.	J a b a t a n	Jml	Gaji/orang	Jumlah
1.	Direktur Utama	1	10000000	10000000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	8000000	8000000
3.	Direktur Adm.dan Keuangan	1	7000000	7000000
4.	Staff Litbang	1	6000000	6000000
5.	Kepala Bagian Teknik	1	5000000	5000000
6.	Kepala Bagian Produksi	1	5000000	5000000
7.	Ka Bagian Q.C dan Lab.	1	5000000	5000000
8.	Ka Bagian Umum dan Adm.	1	5000000	5000000
9.	Kepala Bagian Keuangan	1	5000000	5000000
10.	Kepala Bagian Pemasaran	1	5000000	5000000
11.	Kepala Seksi Utilitas	1	3000000	3000000
12.	Kepala Seksi Maintenance	1	3000000	3000000
13.	Kepala Seksi Proses	1	3500000	3500000
14.	Kepala Seksi Bahan baku	1	3000000	3000000
15.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	3500000	3500000
16.	Kepala Seksi Quality Controll	1	3500000	3500000
17.	Kepala Seksi Laboratorium	1	3500000	3500000
18.	Kepala Seksi Akunting	1	2500000	2500000
19.	Kepala Seksi Pembiayaan	1	2500000	2500000
20.	Kepala Seksi Pembelian	1	2500000	2500000
21.	Kepala Seksi Personalialia	1	3000000	3000000
22.	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan	1	2500000	2500000
23.	Kepala Seksi Humas	1	2500000	2500000

24.	Kepala Seksi Penjualan	1	2500000	2500000
25.	Kepala Seksi Gudang	1	2000000	2000000
26.	Karyawan Utilitas	3	650000	1950000
		3	900000	2700000
27.	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	4	650000	2600000
		3	900000	2700000
		1	1200000	1200000
28.	Karyawan Proses	16	400000	6400000
		7	650000	4550000
		7	900000	6300000
		2	1200000	2400000
29.	Karyawan Q.C. & Lab.	4	650000	2600000
		2	900000	1800000
		2	1200000	2400000
30.	Karyawan Bahan Baku	4	400000	1600000
		3	650000	1950000
31.	Karyawan Personalia	2	900000	1800000
32.	Karyawan Keamanan	3	400000	1200000
		2	650000	1300000
33.	Karyawan Kesehatan	2	900000	1800000
34.	Karyawan Pemasaran	3	650000	1950000
		2	900000	1800000
35.	Karyawan Keuangan	3	900000	2700000
36.	Karyawan Gudang	3	450000	1350000
		2	650000	1300000
		1	900000	900000
37.	Karyawan Adm.& Pembukuan	2	900000	1800000
38.	Karyawan Kebersihan	3	450000	1350000
		1	650000	650000
39.	Pegawai Perpustakaan	1	550000	550000
		1	800000	800000
40.	Sopir	3	650000	1950000
41.	Karyawan Kantin	1	450000	450000
		1	650000	650000
42.	Dokter	1	2000000	2000000
43.	Sekretaris	2	900000	1800000
	J U M L A H	125		173250000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Asam Oksalat adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)

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 berproduksi, 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
- Pengambangan 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 :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

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*), 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 variable yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

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

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau 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 Asam Oksalat ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhause serta Gael. D. Ulrich.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2014 digunakan persamaan berikut :

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

$$V_A = V_B \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right)^{0,6} \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

C_x = Taksiran harga alat pada tahun 2014

C_k = Taksiran harga alat pada tahun basis

I_x = Indeks harga pada tahun 2014

I_k = Indeks harga pada tahun basis

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapasitas B

0,6 = Harga eksponen alat tertentu (Peter & Timmerhause, 167)

11.3. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

A. Modal Langsung (DC)

- | | | | |
|---------------------------------------|---|----|-------------------|
| 1. Harga peralatan (E) | = | Rp | 32.121.867.568,39 |
| 2. Instalasi alat (40 % E) | = | Rp | 12.848.747.027,36 |
| 3. Instrumantasi dan kontrol (13 % E) | = | Rp | 4.175.842.783,89 |
| 4. Perpipaian terpasang (10 % E) | = | Rp | 3.212.186.756,84 |
| 5. Listrik terpasang (5 % E) | = | Rp | 1.606.093.378,42 |

6. Tanah (8 % E)	=	Rp	2.569.749.405,47
7. Bangunan (20% E)	=	Rp	6.424.373.513,68
8. Fasilitas pelayanan (30% E)	=	Rp	9.636.560.270,52
9. Pengembangan lahan (5% E)	=	Rp	1.606.093.378,42
Total modal langsung (DC)	=	Rp	74.201.514.082,98
B. Modal tak Langsung (IC)			
10. Eng. Dan supervisi (35% E)	=	Rp	11.242.653.648,94
11. Konstruksi (40% E)	=	Rp	12.848.747.027,36
Total modal tak langsung (IC)	=	Rp	24.091.400.676,29
C. Total Plant Cost (TPC)			
12. Total TPC (DC + IC)	=	Rp	98.292.914.759,28
D. Modal Tetap (FCI)			
13. Kontraktor (5 % TPC)	=	Rp	4.914.645.737,96
14. Biaya tak terduga (1% DC+ IC)	=	Rp	982.929.147,59
Total modal tetap (FCI)	=	Rp	104.190.489.644,83
E. Modal kerja 15% FCI (WCI)	=	Rp	15.628.573.446,72

F. Total Capital Investment (TCI)

(FCI + WCI) = Rp 119.819.063.091,56

G. Modal Perusahaan

❖ Modal sendiri 0,6 TCI = Rp 71.891.437.854,93

❖ Modal pinjaman 0,4 TCI = Rp 47.927.625.236,62

Total Modal Perusahaan = Rp 119.819.063.091,56

11.4. Penentuan Total Production Cost (TPC)**A. Biaya Pembuatan****A. 1. Biaya Produksi Langsung**

1. Gaji karyawan 1 tahun (TK) = Rp 2.079.000.000,00

2. Bahan baku 1 tahun = Rp 25.669.289.206,27

3. Biaya utilitas 1 tahun = Rp 385.842.562,00

4. Biaya pengemasan 1 tahun = Rp 1.400.884.932,86

5. Biaya lab. (8 % TK) = Rp 166.320.000,00

6. Pemeliharaan dan perawatan (10 % FCI) = Rp 10.419.048.964,48

7. Patent and royalties (1% TPC) = Rp 982.929.147,59

8. Supervisi (15% TK)	=	Rp	311.850.000,00
9. Penyediaan operasi (20 % pemeliharaan)	=	Rp	2.083.809.792,90
Biaya produksi langsung (DPC)	=	Rp	43.498.974.606,11

A. 2. Biaya Produksi Tetap

10. Depresiasi alat (13 % FCI)	=	Rp	13.544.763.653,83
11. Depresiasi bangunan (1% FCI)	=	Rp	1.041.904.896,45
12. Pajak Kekayaan (2 % FCI)	=	Rp	2.083.809.792,90
13. Asuransi (3% FCI)	=	Rp	3.125.714.689,34
14. Bunga bank (20% modal pinjaman)	=	Rp	9.585.525.047,32
Biaya Produksi Tetap (FPC)	=	Rp	29.381.718.079,84

B. Biaya Overhead Pabrik (50% TK)	=	Rp	831.600.000,00
--	---	----	-----------------------

Total Biaya Pembuatan (COM) = (DPC + FPC + Biaya Overhead)	=	Rp	73.712.292.685,95
---	---	----	--------------------------

C. Biaya Pengeluaran Umum

15. Biaya adminitrasi (15 % TK)	=	Rp	311.850.000,00
16. Biaya Dis. dan pemasaran (2 % DPC)	=	Rp	869.979.492,12
17. Biaya litbang (3 % DPC)	=	Rp	1.304.969.238,18
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	=	Rp	2.486.798.730,31

D. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\text{Total TPC (GE + COM)} = \text{Rp } 76.199.091.416,26$$

11.5. Laba Perusahaan

Laba perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan per tahun} = \text{Rp } 126.824.872.194,48$$

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp } 126.824.872.194,48 - \text{Rp } 76.119.091.416,26 \\ &= \text{Rp } 50.625.780.778,22 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \text{ dari laba kotor} \\ &= (0,3 \times \text{Rp } 50.625.780.778,22) \\ &= 15.187.734.233,47 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\ &= \text{Rp } 50.625.780.778,22 \times (1 - 0,3) \\ &= \text{Rp } 35.438.046.544,76 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan *Cash Flow* setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 35.438.046.544,76 + \text{Rp } 13.544.763.653,83 \\ &= \text{Rp } 48.982.810.198,58 \end{aligned}$$

11.6. Analisis Probabilitas

11.6.1. Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment = ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

❖ ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100 \% \\
 &= \frac{\text{Rp } 50.625.780.778,22}{\text{Rp } 104.190.489.644,83} \times 100 \% \\
 &= 48,59 \%
 \end{aligned}$$

❖ ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100 \% = \frac{\text{Rp } 35.438.046.544,76}{\text{Rp } 104.190.489.644,83} \times 100 \% \\
 &= 34,01 \% \text{ dari modal investasi} \\
 &= (34,01 \%) \times \text{Rp } 119.819.063.091,56 \\
 &= \text{Rp } 40.753.753.526,47
 \end{aligned}$$

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.

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp } 104.190.489.644,83}{\text{Rp } 48.982.810.198,58} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2,1271 \text{ tahun (2 tahun 47 hari)}
 \end{aligned}$$

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.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

A. Biaya Produksi Tetap (FC = FPC) = Rp 29.381.718.079,84

B. Biaya Variabel (VC)

1. Bahan baku 1 tahun = Rp 25.669.289.206,27

2. Biaya utilitas 1 tahun = Rp 385.842.562,00

3. Biaya pengemasan 1 tahun = Rp 1.400.884.932,86

Total biaya variabel (VC) = Rp 27.456.016.701,14

C. Biaya Semivariabel (SVC)

1. Biaya umum (GE) = Rp 2.486.798.730,31

2. Biaya overhead = Rp 831.600.000,00

3. Penyediaan operasi = Rp 2.083.809.792,90

4. Biaya lab. = Rp 166.320.000,00

5. Gaji karyawan langsung = Rp 2.079.000.000,00

6. Supervisi = Rp 311.850.000,00

7. Perawatan dan pemeliharaan = Rp 10.419.048.964,48

Total biaya semi variabel SVC) = Rp 18.378.427.487,69

D. Harga Penjualan (S) = Rp 126.824.872.194,48

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{29.381.718.079,84 + (0,3 \times 18.378.427.487,69)}{126.824.872.194,48 - (0,7 \times 18.378.427.487,69) - 27.456.016.701,14} \times 100\% \\ &= 40,34\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi} &= 40,34\% \times 2.800 \text{ ton/tahun} \\ &= 1,130 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk pabrik asam oksalat berada diantara nilai 30 – 65%, sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90 % dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - \text{BEP})}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp } 35.438.046.544,76} = \frac{(100 - 40,34) - (100 - 90)}{(100 - 40,34)}$$

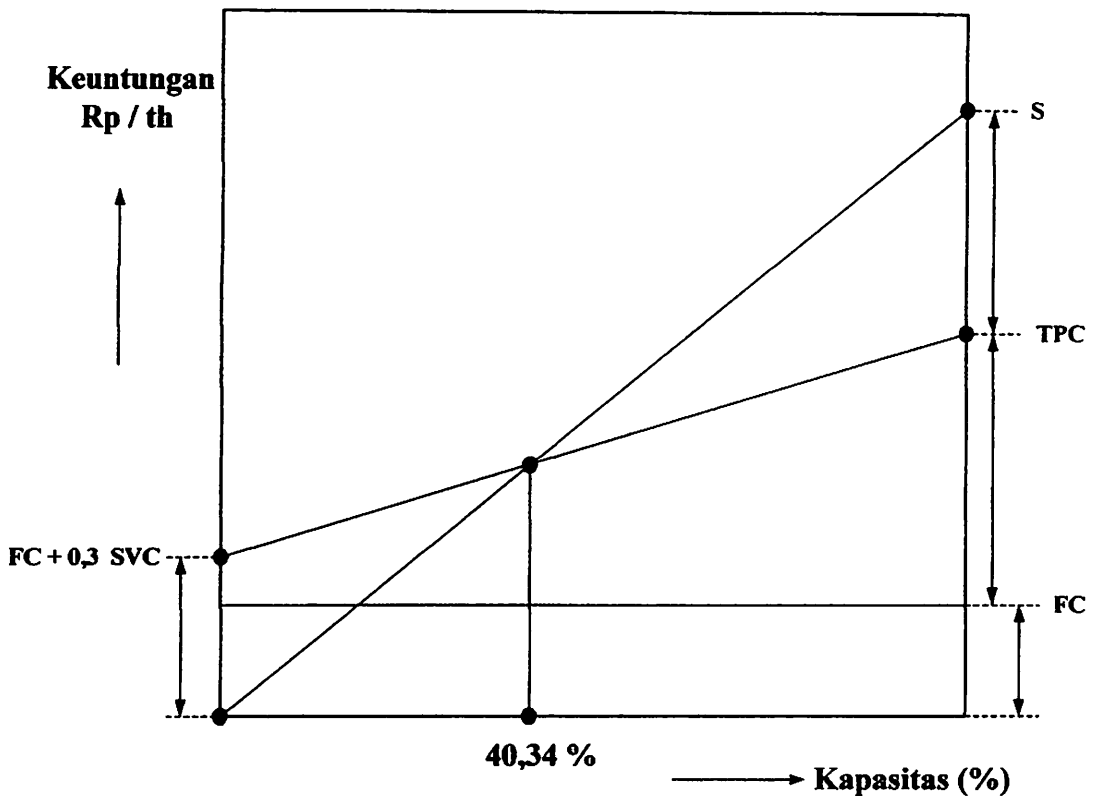
$$\text{PBi} = \text{Rp } 29.498.097.198,28$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$C_A = \text{laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat}$

$$= \text{Rp } 29.498.097.198,28 + \text{Rp } 13.544.763.653,83$$

$$= \text{Rp } 43.042.860.852,11$$



Gambar 11.6.1. Break Event Point Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat

11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= \frac{(0,3 \times 18.378.427.487,69)}{126.824.872.194,48 - (0,7 \times 18.378.427.487,69) - 27.456.016.701,14} \times 100\% \\
 &= 6,37 \%
 \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 6,37 % x 2.800 ton/tahun
 = 178,46442820 ton/th

11.6.5. *Net Present Value* (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A_0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40 \% \times \text{FCI} \times (1 + i)^2 \\
 &= 40 \% \times \text{Rp } 104.190.489.644,83 \times (1 + 0,2)^2 \\
 &= \text{Rp } 60.013.722.035,42 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1 + i)^1 \\
 &= 60\% \times \text{Rp } 104.190.489.644,83 \times (1 + 0,2)^1 \\
 &= \text{Rp } 90.020.583.053,14 \\
 C_{A_0} &= -(C_{A-1} + C_{A-2}) \\
 &= -(\text{Rp } 90.020.583.053,14 + \text{Rp } 60.013.722.035,42) \\
 &= -\text{Rp } 150.034.305.088,56
 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times \text{Fd}$$

dimana :

$$C_A = \text{Cash flow setelah pajak}$$

$$\text{Fd} = \text{faktor diskon} = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

$$n = \text{tahun ke-n}$$

$$i = \text{tingkat bunga bank}$$

Tabel 11.6.1. *Cash Flow* untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd (i = 0,2)	NPV
0	-150.034.305.088,56	1,0000	-150.034.305.088,56
1	43.042.860.852,11	0,8333	35.869.050.710,09
2	48.982.810.198,58	0,6944	34.015.840.415,68
3	48.982.810.198,58	0,5787	28.346.533.679,74
4	48.982.810.198,58	0,4823	23.622.111.399,78
5	48.982.810.198,58	0,4019	19.685.092.833,15
6	48.982.810.198,58	0,3349	16.404.244.027,62
7	48.982.810.198,58	0,2791	13.670.203.356,35
8	48.982.810.198,58	0,2326	11.391.836.130,30
9	48.982.810.198,58	0,1938	9.493.196.775,25
10	48.982.810.198,58	0,1615	7.910.997.312,70
Nilai sisa	0	0,1615	0
WCI	15.628.573.446,72	0,1615	2.524/101/864.25
Jumlah			52/898/903/416.35

Karena harga NPV = (+) maka pabrik asam oksalat dari ampas tapioka layak untuk didirikan.

11.6.6. Internal Rate Of Return (IRR)

Tabel 11.6.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun	Cash Flow/ C_A (Rp)	Fd ($i = 0,2$)	NPV ₁	Fd ($i = 0,4$)	NPV ₂
0	150.034.305.088,56	1,0000	150.034.305.088,56	1,0000	150,034,305,088,56
1	43.042.860.852,11	0,8333	35.869.050.710,09	0,7143	30.744.900.608,65
2	48.982.810.198,58	0,6944	34.015.840.415,68	0,5102	24.991.229.693,15
3	48.982.810.198,58	0,5787	28.346.533.679,74	0,3644	17.850.878.352,25
4	48.982.810.198,58	0,4823	23.622.111.399,78	0,2603	12.750.627.394,47
5	48.982.810.198,58	0,4019	19.685.092.833,15	0,1859	9.107.590.996,05
6	48.982.810.198,58	0,3349	16.404.244.027,62	0,1328	6.505.422.140,03
7	48.982.810.198,58	0,2791	13.670.203.356,35	0,0949	4.646.730.100,02
8	48.982.810.198,58	0,2326	11.391.836.130,30	0,0678	3.319.092.928,59
9	48.982.810.198,58	0,1938	9.493.196.775,25	0,0484	2.370.780.663,28
10	48.982.810.198,58	0,1615	7.910.997.312,70	0,0346	1.693.414.759,48
Nilai sisa	0	0,1615	0	0,0346	0
WCI	15.628.573.446,72	0,1615	2.524.101.864,25	0,0346	540.304.993,47
Jumlah			52.898.903.416,35		-35.513.332.459,11

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_1 - i_2) \\ &= 20\% + \frac{52.898.903.416,35}{52.898.903.416,35 - (-35.513.332.459,11)} \times (40\% - 20\%) \\ &= 31,9664\% \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (12.5%), maka pabrik asam oksalat dari ampas tapioka layak didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Asam Oksalat dari Ampas Tapioka ini diharapkan dapat mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri.

Dari hasil analisis yang dilakukan, Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknis

Ditinjau dari segi teknis, proses Pembuatan Asam Oksalat dengan proses oksidasi menggunakan asam nitrat (HNO_3) cukup menguntungkan karena hasil yang diperoleh cukup banyak dan kualitasnya cukup baik.

12.2. Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai cukup menguntungkan dilihat dari segi sosial karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, dapat meningkatkan pendapatan per kapita daerah dan meningkatkan devisa negara.

12.3. Segi Lokasi

Penempatan pabrik Asam Oksalat di daerah Banten dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi karena :

- a. Bahan baku banyak terdapat di propinsi Banten, sehingga letak pabrik mendekati lokasi bahan baku.

- b. Sarana transportasi yang cukup menunjang karena dekat dengan jalur lintas utama.
- c. Tenaga kerja yang tersedia cukup banyak dan relatif murah
- d. Persediaan utilitas yang cukup besar
- e. Cukup dekat dengan daerah pemasaran

12.4. Segi Ekonomi

Asam oksalat banyak digunakan sebagai bahan baku pada industri kimia, terutama pada industri tekstil sebagai *bleaching*, sebagai bahan baku untuk menetralkan kelebihan alkali pada proses pencucian dan menghilangkan karbonasi pada plat logam.

Pendirian pabrik asam oksalat ini juga turut menunjang program pemerintah dalam mengembangkan sektor industri berbasis pertanian.

12.5. Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan dalam menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik untuk didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka, diperoleh hasil sebagai berikut :

- ❖ POT = 2 tahun 47 hari
- ❖ ROI_{AT} = 34,01 %
- ❖ BEP = 40,34 %

Dengan berpedoman bahwa bunga bank yang berlaku sebesar 12.5 % dan dengan melihat prosentase ROI lebih tinggi daripada bunga bank, maka Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas Tapioka ini layak untuk didirikan.

2. Storage H₂SO₄
3. Storage Ampas Tapioka
- II. Tahap Pemisahan Bahan Baku
 4. Tangki Penampung Ampas Tapioka
 5. Tangki Hidrolisis
 6. *Cooler*
 7. *Rotary Vacuum Filter*
 8. Tangki Penampung Filtrat
- III. Tahap Reaksi
 9. Reaktor
 10. Oksidator
 11. Absorber
- IV. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk
 12. Evaporator
 13. Kristaliser
 14. *Centrifuge*
- V. Tahap Penanganan Produk
 15. *Rotary Dryer*
 16. Unit Pengemasan
 17. Storage Produk