

PRA RENCANA PABRIK

**GELATIN DARI TULANG IKAN TUNA DENGAN PROSES
HIDROLISA ASAM
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
EKSTRAKTOR**

SKRIPSI

Disusun oleh:

MARIA DRIRA WEA SIGA

0814005



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

MINUTE BOOK

THE BOARD OF DIRECTORS OF THE COMPANY

MEETING

HOLDING AT 10.00 AM ON

THE 15th DAY OF

19

19

19

19

19

19

19

19

19

LEMBAR PERSETUJUAN

**GELATIN DARI TULANG IKAN TUNA DENGAN PROSES
HIDROLISA ASAM
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

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

SKRIPSI

Disusun oleh:

Maria Drira Wea Siga

08. 14. 005

Malang, 04 Agustus 2012

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing I**

**Menyetujui,
Dosen Pembimbing II**



(Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT)
NIP.19580802 199103 2 001

(Faidliyah Nilna Minah, ST.MT)
NIP.P. 103 0400 392

**Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia**



Jimmy, ST, MT
NIP. Y 103 9900 330

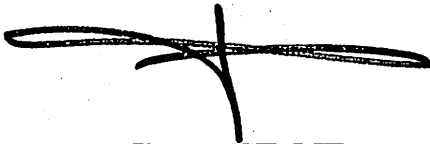
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : MARIA DRIRA WEA SIGA
NIM : 08.14.005
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK GELATIN DARI TULANG IKAN TUNA DENGAN PROSES HIDROLISA ASAM

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

Hari : RABU
Tanggal : 08 AGUSTUS 2012
Nilai : B+

Ketua,



Jimmy, ST, MT
NIP.Y. 103.9900.330

Sekretaris,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.Y. 103.0400.400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



Jimmy, ST, MT
NIP.Y. 103 9900 330

Penguji Kedua,



Elvianto Dwi Daryono, ST, MT
NIP.Y. 103 0000 351

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : MARIA DRIRA WEA SIGA
NIM : 08.14.005
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

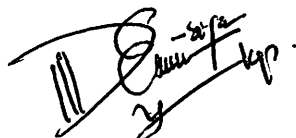
GELATIN DARI TULANG IKAN TUNA DENGAN PROSES HIDROLISA ASAM KAPASITAS PRODUKSI 10.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA EKSTRAKTOR

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

Malang, Agustus 2012

Yang membuat pernyataan,



MARIA DRIRA WEA SIGA
08.14.005

KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun ucapkan kepada Alla SWT yang telah melimpahkan nikmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul *'Pra Rencana Pabrik Gelatin Dari Tulang Ikan Tuna Dengan Proses Hidrolisa Asam Kapasitas 10.000 Ton/tahun'*.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Atas terselesaikannya skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ir. Soeparno Djiwo, MT., selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Ir. Sidik Noertjahdjono, MT., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Jimmy, ST, MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Prof. Dr. Ir. Tri Poespowati, MT. dan Faidliyah Nilna Minah, ST. MT., selaku dosen pembimbing.
5. Keluarga yang memberikan dukungan dan do'a kepada kami.
6. Dosen-dosen Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan masukan dalam diselesaikannya skripsi ini.
7. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu yang ikut berperan dalam diselesaikannya skripsi ini.

Penyusun mengharapkan agar skripsi ini dapat memberikan manfaat bagi penyusun khususnya dan mahasiswa Teknik Kimia secara umumnya.

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini jauh dari sempurna sehingga kritik dan saran yang bersifat membangun sangat penulis harapkan.

Malang, Agustus 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
ABSTRAK	x
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
1.1 Latar Belakang	I – 1
1.2 Sejarah Perkembangan Industri.....	I – 2
1.3 Kegunaan Industri	I – 3
1.4 Sifat Bahan dan Produk	I – 4
1.5 Perkiraan Kapasitas Produksi	I – 7
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II – 1
2.1 Seleksi Proses	II – 2
2.2 Uraian Proses Terpilih	II – 4
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
7.1 Instrumentasi	VII - 1
7.2 Keselamatan Kerja	VII - 5
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
8.1 Unit Pengolahan Air (<i>Water Treatment</i>)	VIII – 1
8.2 Unit Penyediaan tenaga Listrik	VIII – 7
8.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar	VIII – 7

BAB IX	LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
9.1	Lokasi Pabrik	IX – 1
9.2	Pemilihan Lokasi Pabrik	IX – 3
9.3	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Lay Out</i>)	IX – 4
9.4	Tata Letak Peralatan Proses	IX – 9
9.5	Perkiraan Luas Pabrik	IX – 11
BAB X	STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
10.1	Bentuk Umum	X – 1
10.2	Bentuk Perusahaan	X – 1
10.3	Struktur Organisasi Perusahaan	X – 2
10.4	Pembagian Tugas dan tanggung Jawab dalam Organisasi	X – 3
10.5	Jadwal Jam Kerja	X – 11
10.6	Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan	X – 13
10.7	Perencanaan Jumlah Karyawan	X – 14
10.7	Sistem Pengupahan Karyawan	X – 15
BAB XI	ANALISA EKONOMI	XI – 1
11.1	Faktor-faktor Penentu	XI – 1
11.2	Perhitungan Analisa Ekonomi	XI – 3
BAB XII	KESIMPULAN	XII - 1
12.1	Kesimpulan	XII – 1

DAFTAR PUSTAKA

APPENDIKS A	NERACA MASSA
APPENDIKS B	NERACA PANAS
APPENDIKS C	SPESIFIKASI ALAT
APPENDIKS D	PERHITUNGAN UTILITAS
APPENDIKS E	ANALISA EKONOMI

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Impor Gelatin di Indonesia	I – 4
Tabel 2.3	Perbandingan Proses Pembuatan Gelatin	I – 4
Tabel 2.3	Bahaya dan Penanganan Bahan Baku.....	VII – 9
Tabel 9.1	Perincian Luas Pabrik	IX – 11
Tabel 10.1	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik	X – 12
Tabel 10.2	Daftar Upah (Gaji) Karyawan	X – 16



DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Blok Diagram Proses Asam	II – 1
Gambar 2.2	Blok Diagram Proses Alkali	II – 1
Gambar 9.1	Peta Lokasi Pabrik Gelatin	IX – 4
Gambar 9.2	Tata Letak Pabrik Gelatin	IX – 7
Gambar 9.3	Tata Letak Peralatan Proses Pabrik Asam Nitrat	IX – 10
Gambar 10.1	Struktur Organisasi Pabrik Gelatin	X – 9

ABSTRAK

Gelatin adalah turunan protein dari serat kolagen yang terdapat pada tulang rawan. Gelatin banyak digunakan dalam industri industri pangan, farmasi, kosmetik, fotografi dan masih banyak lagi karena sifatnya yang mampu menjadi pengemulsi, penstabil pada sistem emulsi. Proses yang digunakan dalam pembuatan pabrik Gelatin ini adalah proses hidrolisa dengan bahan baku menggunakan tulang ikan tuna dimana sebagai pemanfaatan limbah dari pabrik pengalengan ikan tuna. Pabrik ini direncanakan akan didirikan di Gempol, Kabupaten Pasuruan Jawa Timur dengan kapasitas produksi 10.000 ton/tahun.

Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf.

Dari hasil perhitungan ekonomi didapat $BEP = 35,74 \%$; $POT = 3,18$ tahun; $ROI_{BT} = 32,99 \%$; $ROI_{AT} = 21,44 \%$; $IRR = 26,25 \%$; dan $TCI = Rp. 52.154.201.399,-$. Dengan demikian maka pabrik layak untuk didirikan.

Kata kunci: *Gelatin, hidrolisa, tulang ikan*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Gelatin merupakan turunan protein dari serat kolagen yang ada pada tulang rawan. Gelatin adalah salah satu bahan yang banyak digunakan dalam industri industri pangan, farmasi, kosmetik, fotografi dan masih banyak lagi karena sifatnya yang mampu menjadi pengemulsi, penstabil pada sistem emulsi.

Berbagai penggunaan gelatin dalam industri antara lain sebagai bahan pendukung dalam industri pangan (permen, krim, keramel, selai, youhurt, susu olahan, dan sosis) industri farmasi (kapsul, pelapis vitamin, tablet), industri kosmetika (lotion, sabun), industri fotografi (film), industri korek api, pelapis kertas dan pelapis kayu interior.

Dari tahun ke tahun kebutuhan akan gelatin di Indonesia semakin meningkat seiring dengan perkembangan industri. Untuk memenuhi konsumsi gelatin di Indonesia, setiap tahunnya negara harus mengimpor dari luar negeri. Hal ini mengakibatkan negara harus mengeluarkan devisa yang cukup besar. Sebagai contoh untuk tahun 2009 jumlah yang diimpor sebesar 3.382.858 kg [BPS, 2012].

Selama ini sumber utama gelatin yang banyak dimanfaatkan adalah berasal dari kulit dan tulang sapi atau babi. Bagi di negara-negara yang mayoritas penduduknya beragama Islam seperti di Indonesia penggunaan kulit dan tulang babi tidak menguntungkan karena adanya hukum syariat Islam yang mewajibkan pengikutnya untuk mengkonsumsi sesuatu yang jelas kehalalannya dan adanya isu-isu lain dari hewan mamalia terutama sapi tentang maraknya penyakit sapi gila (*mad cow disease*) atau Bovine Spongiform Encephalopathy (BSE) yang sangat berbahaya bagi kesehatan. Selain itu bahan baku menggunakan tulang sapi lebih mahal dan sedikit jumlahnya dibanding tulang ikan yang masih banyak dan belum dimanfaatkan secara maksimal.

Dalam tulang dan kulit ikan terdapat kolagen 10 – 20% dari total berat tubuh ikan^[1]. Hal ini menjadikan ikan sebagai bahan baku yang potensial sebagai sumber gelatin, karena Oleh karena itu ditelitilah gelatin yang diekstrak dari ikan sebagai

salah satu bahan baku alternatif dalam pembuatan gelatin yang dapat diterima seluruh masyarakat.

Tulang ikan sebagai bahan baku utama pembuatan gelatin dapat diperoleh dari pemanfaatan limbah industri pengolahan ikan yaitu dari industri pengalengan dan fillet ikan yang selama ini limbahnya belum termanfaatkan secara optimal, yang hanya digunakan untuk bahan pembuatan pakan atau pupuk yang nilai ekonomisnya sangat kecil. Selain itu, pemanfaatan tulang ikan sebagai bahan baku gelatin merupakan pengolahan bersih (*cleaner production*) dari pengolahan ikan dimana pengolahan ini untuk mengurangi dampak terhadap pencemaran lingkungan.

Sebagai negara maritim penghasil ikan dalam jumlah yang besar, Indonesia mempunyai potensi bahan baku gelatin, yaitu berupa limbah hasil pengolahan produk perikanan (*industri fillet ikan*), yaitu kulit dan tulang ikan. Ikan Tuna merupakan salah satu ikan ekonomis penting yang banyak terdapat di Indonesia dan merupakan sumber devisa bagi Indonesia. Pada umumnya ikan Tuna diekspor dalam bentuk gelondongan/utuh, namun belakangan banyak permintaan ekspor dalam bentuk fillet. Seiring dengan berkembangnya industri fillet ini, maka didapatkan limbah yang berupa tulang, kulit, ekor, kepala, isi perut dan sebagainya yang belum banyak dimanfaatkan. Sehingga pemanfaatan limbah tulang ikan untuk menjadi produk gelatin menjadi sangat penting untuk dilakukan.

1.2. Perkembangan Industri

Seiring dengan adanya perkembangan industri di Indonesia permintaan akan gelatin semakin meningkat khususnya di bidang industri pangan, farmasi, kesehatan, fotografi, kosmetika dan teknik. Sebagai contoh permintaan gelatin di Indonesia pada tahun 2011 mencapai 3.953,387 ton [BPS, 2011]

Tingginya permintaan gelatin di Indonesia tidak diimbangi dengan produksi gelatin lokal yang memadai baik dari sisi mutu maupun jumlahnya. Hampir seluruh gelatin yang digunakan di Indonesia adalah produk impor. Sejak tahun 1995, impor gelatin dan produk berbahan baku gelatin di Indonesia cenderung meningkat. Data impor gelatin disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel 1.1. Data impor gelatin di Indonesia

TAHUN	IMPORT (Kg)
2007	2.747.734
2008	3.164.856
2009	3.382.858
2010	3.468.547
2011	3.953.387

(Biro Pusat Statistik, 2011)

Berdasarkan data tersebut, rata-rata impor gelatin di Indonesia mengalami peningkatan sekitar 12,26 %. Hal tersebut menunjukkan terdapat peluang yang besar untuk didirikannya industri gelatin berskala besar di Indonesia.

1.3. Kegunaan Industri

Kegunaan gelatin antara lain :

- a. Jenis produk pangan secara umum: berfungsi sebagai zat pengental, penggumpal, membuat produk menjadi elastis, pengemulsi, penstabil, pembentuk busa, pengikat air, pelapis tipis, pemer kaya gizi.
- b. Jenis produk daging olahan: berfungsi untuk meningkatkan daya ikat air, konsistensi dan stabilitas produk sosis, kornet, ham.
- c. Jenis produk susu olahan: berfungsi untuk memperbaiki tekstur, konsistensi dan stabilitas produk dan menghindari sineresis pada yoghurt, es krim, susu asam, keju cottage.
- d. Jenis produk bakery: berfungsi untuk menjaga kelembaban produk, sebagai perekat bahan pengisi pada roti-rotian.
- e. Jenis produk minuman: berfungsi sebagai penjernih sari buah (juice), bir dan wine.
- f. Jenis produk buah-buahan: berfungsi sebagai pelapis (melapisi pori-pori buah sehingga terhindar dari kekeringan dan kerusakan oleh mikroba) untuk menjaga kesegaran dan keawetan buah.
- g. Jenis produk permen dan produk sejenisnya: berfungsi untuk mengatur konsistensi produk, mengatur daya gigit dan kekerasan serta tekstur produk, mengatur kelembutan dan daya lengket di mulut.
- h. Dalam bidang industri farmasi, gelatin digunakan sebagai cangkang kapsul serta.

- i. Dalam bidang fotografi digunakan untuk bahan pembuatan kertas cetak foto dan bahan pembuatan film^[5].

1.4. Sifat Bahan Baku dan Prodak

1.4.1. Bahan baku

a. Tulang Ikan Tuna

Sifat-sifat fisika:

- Jaringan keras dalam tubuh
- Warna tulang : putih kekuningan

Sifat-sifat kimia:

- Tersusun atas bahan organik dan anorganik^[4]

Komposisi tulang ikan tuna:

Protein	: 29 %
Lemak	: 1%
Ca ₃ (PO ₄) ₂	: 52%
Garam mineral	: 12%
H ₂ O	: 6% ^[18]

b. Asam sulfat

Sifat-sifat fisika:

Warna	: bening tak berwarna
Bentuk	: cairan
Bau	: tidak berbau
Rumus molekul	: H ₂ SO ₄
Densitas	: 1,84 g/cm ³ , cair
Massa molar	: 98,08 g/mol

Sifat-sifat kimia:

- Bersifat higroskopis
- Terlarut penuh dalam air
- Merupakan asam kuat yang korosif^[8]

1.4.2. Bahan pembantu

c. Air

Sifat-sifat fisika:

- Warna : tidak berwarna, jernih

- Bau : tidak berbau
- Spesifik gravity : 1
- Titik leleh : 0°C
- Titik didih : 100°C
- Rumus molekul : H₂O
- Berat molekul : 18,00 gr/mol

Sifat-sifat kimia:

- Sebagai bahan pelarut sempurna^[9]

d. Natrium Hidroksida

Sifat-sifat fisika:

- Warna : Bening, tidak berwarna
- Bentuk : cairan
- Bau : berbau
- Rumus molekul : NaOH
- Titik didih : 140°C
- Berat molekul : 40 gr/mol

Sifat-sifat kimia:

- Mudah larut dalam air dingin
- Bersifat korosif^[13]

e. Asam asetat

Sifat-sifat fisika

- Warna : tidak berwarna
- Bentuk : cairan
- Bau : berbau pedas, seperti cuka
- Rumus molekul : CH₃COOH
- Berat molekul : 60,05 gr/mol
- Titik didih : 117,87°C

Sifat-sifat kimia:

- Bersifat higroskopis
- Merupakan asam lemah dan korosif
- Dapat melarutkan senyawa polar dan non-polar^[14]

1.4.3. Produk

a. *Wet ossein*

Wet ossein merupakan tulang lunak dimana telah kehilangan garam kalsium

Densitas = 86,5399 lb/ft³

Viskositas = 4,5334 cp

b. *Gelatin*

Sifat-sifat fisika:

- Titik beku : 4 – 10 °C
- Kekuatan gel : 200 – 240 bloom
- Kadar air : 14%
- Viskositas : 3,2 – 4,7 cPs
- pH : 5,5 – 7,0^[1]
- Titik isoionik : 7 – 9
- Titik leleh : 30 – 40 °C^[1]
- Warna : tidak berwarna sampai kekuning-kuningan pucat

Sifat kimia gelatin:

a. Larut dalam air, asam asetat dan pelarut alkohol^[2]

b. Dengan pengujian menggunakan Spektra FTIR, kurva memiliki empat daerah, yaitu serapan amida A, amida I, amida II, amida III.

- Untuk daerah serapan amida A, membuktikan bahwa gelatin memiliki gugus OH, regangan NH dan regangan CH₂
- Untuk daerah serapan amida I menandakan adanya regangan ikatan ganda gugus karbonil (C=O) dan gugus OH yang berpasangan dengan ikatan karboksil. Daerah serapan ini disebut sebagai struktur α -helik yang merupakan struktur dari gelatin.
- Untuk daerah serapan amida II menunjukkan adanya ikatan N-H dalam protein yang menghasilkan ikatan α
- Daerah serapan amida III berhubungan dengan ikatan *triple-helix* (kolagen). Hal ini menunjukkan adanya sejumlah kolagen yang tidak terkonversi menjadi gelatin dan lolos ketika dilakukan penyaringan ekstrak gelatin ^[3].

1.4.3. Produk

a. *Wet ossein*

Wet ossein merupakan tulang lunak dimana telah kehilangan garam kalsium.

Komposisi wet ossein	:
Protein	= 98,93%
Lemak	= 0,07%
H ₂ O	= 0,94
CaSO ₄	= 0,05%
MgSO ₄	= 0,01%
Densitas	: 86,5399 lb/ft ³
Viskositas	: 4,5334 cp

b. *Gelatin*

Sifat-sifat fisika:

Komposisi Gelatin	:
Protein	= 93,52%
Lemak	= 0,06%
H ₂ O	= 6,20%
CaSO ₄	= 0,05%
MgSO ₄	= 0,01%
CH ₃ COOH	= 0,12%
NaOH	= 0,04%
– Titik beku	: 4 – 10 °C
– Kekuatan gel	: 200 – 240 bloom
– Kadar air	: 14%
– Viskositas	: 3,2 – 4,7 cPs
– pH	: 5,5 – 7,0 ^[11]
– Titik isoionik	: 7 – 9
– Titik leleh	: 30 – 40 °C ^[11]
– Warna	: tidak berwarna sampai kekuning-kuningan pucat

Sifat kimia gelatin:

- a. Larut dalam air, asam asetat dan pelarut alkohol^[2]
- b. Dengan pengujian menggunakan Spektra FTIR, kurva memiliki empat daerah, yaitu serapan amida A, amida I, amida II, amida III.
 - Untuk daerah serapan amida A, membuktikan bahwa gelatin memiliki gugus OH, regangan NH dan regangan CH₂
 - Untuk daerah serapan amida I menandakan adanya regangan ikatan ganda gugus karbonil (C=O) dan gugus OH yang berpasangan dengan ikatan karboksil. Daerah serapan ini disebut sebagai struktur α -helik yang merupakan struktur dari gelatin.
 - Untuk daerah serapan amida II menunjukkan adanya ikatan N-H dalam protein yang menghasilkan ikatan α
 - Daerah serapan amida III berhubungan dengan ikatan *triple-helix* (kolagen). Hal ini menunjukkan adanya sejumlah kolagen yang tidak terkonversi menjadi gelatin dan lolos ketika dilakukan penyaringan ekstrak gelatin^[3].

1.5. Perkiraan Kapasitas

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik dibutuhkan suatu prediksi kapasitas agar produksi yang akan dihasilkan dapat memenuhi kebutuhan, terutama kebutuhan dalam negeri. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.

Berikut ini adalah persamaan yang digunakan untuk menghitung perkiraan kapasitas produksi:

$$F = P_0 (1 + i)^n$$

Dimana :

- F = jumlah yang diperkirakan
P₀ = data tahun terakhir
i = tingkat pertumbuhan (%)
n = jangka waktu

Untuk mengetahui data kebutuhan gelatin di Indonesia, dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel 1.2. Data impor gelatin di Indonesia

TAHUN	IMPORT (Kg)
2007	2.747.734
2008	3.164.856
2009	3.382.858
2010	3.468.547
2011	3.953.387

(Biro Pusat Statistik, 2011)

Impor:

$$F = P_0 (1 + i)^n$$

$$F = 3,953,387 (1 + 0,1226)^5$$

$$= 7.048.464 \text{ kg/tahun}$$

$$= 7048,4645 \text{ ton/tahun}$$

Diasumsikan bahwa ekspornya adalah 40% dari produk impor, maka peluang kapasitas sebesar:

$$\text{Kapasitas pabrik baru} = \text{impor} + \text{ekspor}$$

$$\text{Kapasitas pabrik baru} = \text{impor} + (40\% \text{ impor})$$

$$\text{Kapasitas pabrik baru} = 7.048.464 + (40\% \times 7.048.464)$$

$$= 9867,8496 \text{ ton/tahun}$$

Jadi kapasitas pabrik baru yang didirikan pada tahun 2012 adalah 9867,8496 ton/tahun \approx 10.000 ton/tahun.

BAB II

SELEKSI PROSES DAN URAIAN PROSES

Gelatin dibuat dari tulang atau kulit binatang dimana gelatin diperoleh dari kolagen. Tulang binatang dapat diperoleh dari bermacam-macam tempat. Tulang sebelum diproses menjadi gelatin biasanya dihilangkan dulu lemaknya dengan jalan dipanaskan atau diekstraksi dengan solvent. Untuk memisahkan ossein dari mineral lainnya yang ada di dalam tulang dilakukan proses pengasaman dengan jalan merendam dalam asam.

Untuk dapat memproduksi gelatin dapat dilakukan dengan 2 macam proses, yaitu^[4]:

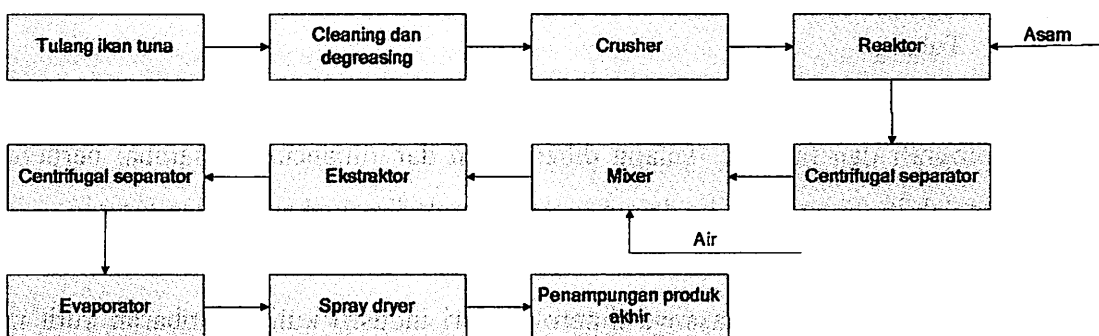
1. Proses asam
2. Proses alkali

Dari kedua proses di atas akan dipertimbangkan proses mana yang lebih menguntungkan untuk dapat digunakan dalam pendirian pabrik.

1. Proses asam

Proses asam biasa digunakan untuk bahan baku berupa kulit baik dari kulit babi^[10] maupun kulit ikan^[11] sehingga gelatin yang dihasilkan dengan proses asam merupakan gelatin tipe A.

Pada proses asam, tulang direndam dahulu dengan larutan asam dengan konsentrasi 1-5% selama 10-30 jam^[10]. Selama proses perendaman terjadi perubahan serat kolagen triple-heliks menjadi rantai tunggal^[2]. Setelah direndam tulang yang telah kehilangan mineral (ossein) dicuci untuk mengurangi asam sehingga pHnya menjadi naik. Selanjutnya tulang diekstraksi selama 4-8 jam dalam suhu 55°C-100°C.



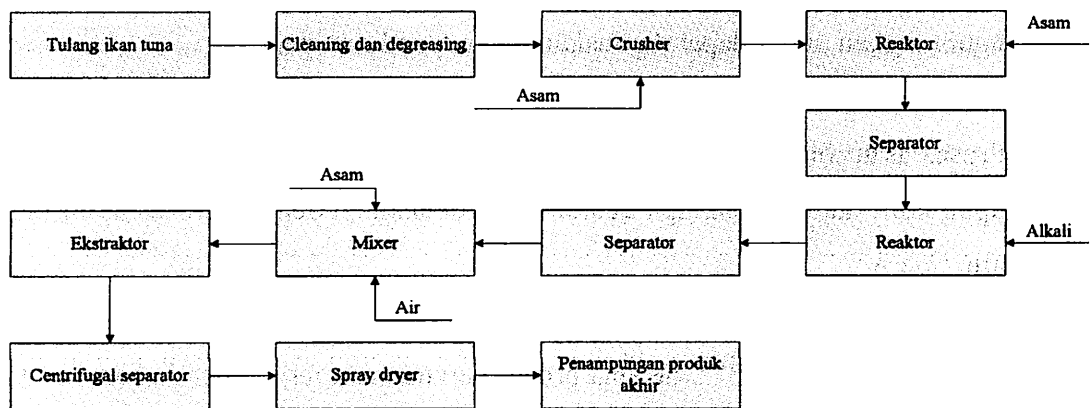
Gambar 1.1. Blok diagram proses asam

2. Proses alkali

Pada proses alkali, gelatin dibuat dengan menggunakan bahan baku berupa tulang sapi^[10] dan jangat sapi^[5] sehingga gelatin yang dihasilkan dengan proses alkali merupakan gelatin tipe B.

Pada proses alkali ini, tulang direndam dahulu dengan larutan asam dengan konsentrasi 4-7% selama 7-14 hari. Selanjutnya tulang dimasukkan ke dalam tangki yang berisi slurry kapur dan diaduk selama 3-16 minggu. Setelah itu tulang yang telah mengalami demineralisasi (ossein) dicuci selama 15-30 jam untuk menghilangkan kalsium dan selanjutnya ossein tersebut dinaikkan pH-nya dengan cara penambahan larutan alkali sampai pH mencapai antara 5-7. Selanjutnya ossein diekstraksi selama 4-8 jam dalam suhu 55°C-100°C^[10].

Pada proses alkali, dilihat dari segi investasi proses alkali sangat kecil dibandingkan dengan proses asam.



Gambar 1.2. Blok diagram proses alkali

2.1. Seleksi Proses

Bahan baku yang digunakan dalam pabrik gelatin adalah:

1. Tulang

Gelatin yang terbuat dari tulang banyak digunakan untuk kebutuhan pangan, fotografi dan farmasi. Tulang dibersihkan dan dihancurkan sampai berbentuk serbuk setelah itu dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan larutan.

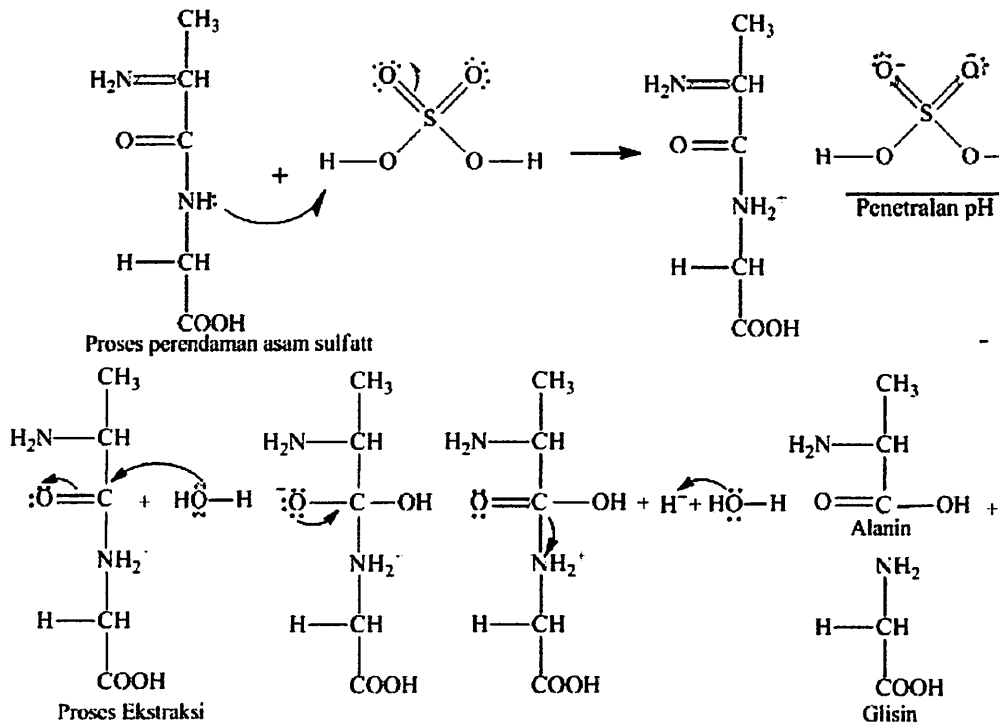
2. Kulit ternak

Bahan baku ini biasanya diperoleh dari industri kulit. Lembaran kulit ini biasanya dikeringkan dulu sebelum dihidrolisis.

4. Tahap penanganan produk

Hasil yang keluar dari *Ekstraktor* (R-120) kemudian dimasukkan dalam *Centrifugal separator* (H-132) dengan menggunakan *Pompa* (L-131B) untuk memisahkan padatan ossein dan gelatin. Selanjutnya gelatin yang telah dipisahkan dari padatan wet ossein dialirkan ke *Mixer* (M-133) dengan *Pompa* (L-131B) untuk di naikan pHnya samapai pH 6,5. Sedangkan padatan wet ossein dibuang sebagai limbah. Dalam *Mixer* (M-133) pH gelatin dinaikan sampai pH 6,5^[16] dengan menggunakan natrium hidroksida yang dialirkan dari *storage* natrium hidroksida (F-134). Setelah dinetralkan gelatin diumpankan ke *Evaporator* (V-130) dengan menggunakan *Pompa* (L-131C). Pada *Evaporator* (V-130) terjadi pengurangan kadar air sebesar 35%^[17] dari kadar air yang masuk (Otero-Muras et al., 2008). Dari *Evaporator* (V-130), gelatin dipompakan ke *Spray dryer* (B-140) dengan *Pompa* (L-141). Gelatin diubah menjadi serbuk gelatin dalam *Spray dryer* (B-140) yang kemudian diteruskan ke *Bin* (J-144) dengan menggunakan *Belt conveyor* (J-143) untuk dipacking dan di simpan dalam *storage* produk (F-145).

Selain itu terjadi reaksi hidrolisa kolagen dengan asam sulfat:



Reaksi yang terjadi selama 3 jam^[15] antara larutan asam sulfat dan tulang menghasilkan wet ossein. Wet ossein yang terbentuk kemudian dialirkan ke *Centrifugal separator* (H-122) dengan *Pompa* (L-121) untuk memisahkan wet ossein dengan garam-garam mineral yang terdapat dalam filtratnya.

3. Tahap pemurnian produk

Wet ossein yang telah direaksikan dikeluarkan dari *Reaktor* (R-110) menuju ke *Centrifugal separator* (H-122) untuk memisahkan wet ossein dengan garam-garam mineral yang terdapat dalam filtratnya. Filtrat hasil pemisahan yang mengandung garam-garam mineral dibuang sebagai limbah sedangkan wet osseinya diteruskan dengan *Screw conveyor* (J-123) menuju ke *Ekstraktor* (R-120). Dalam *Ekstraktor* (R-120) wet ossein diekstrak untuk diambil gelatin yang terdapat dalam wet ossein. Wet ossein diekstrak dengan pelarut air dari water proses dalam kondisi asam, yaitu pada pH 2,2 dimana kondisi asam diperoleh dengan penambahan asam asetat dari *storasi* asam asetat (F-124). Ekstraksi terjadi selama 2 jam dalam suhu 95°C^[16]. Hasil ekstraksi berupa gelatin dari *Ekstraktor* (R-120) kemudian diteruskan ke *Centrifugal separator* (H-132) untuk memisahkan padatan ossein dan gelatin.

Dari alternatif-alternatif tersebut diatas, maka pemilihan jatuh pada bahan baku tulang dengan spesifikasi tulang ikan tuna dengan alasan sebagai berikut:

- a. Bahan baku mudah didapat dan cukup tersedia dari pabrik-pabrik filet ikan tuna, pasar ikan industri pengalengan ikan dan lain-lain.
- b. Bahan penolongnya hanya asam sulfat yang jumlahnya cukup tersedia di Indonesia.

Tabel 1.3. Perbandingan proses pembuatan gelatin

Parameter	Proses	
	Asam	Alkali
1. Aspek teknis		
a. Proses		
– Bahan baku	Tulang	Tulang
– Proses	Hidrolisa	Hidrolisa
b. Kondisi operasi		
– pH	2,2 ^[15]	12,0 ^[5]
– Suhu Hidrolisa	30°C	80°C ^[12]
– Waktu hidrolisa	3 jam	7 jam
– Tekanan	1 atm	1 atm
– Waktu ekstraksi	2 jam ^[15]	8 minggu ^[5]
– Konversi	90% ^[17]	-
– Kemurnian produk	98%	99%
– yield	72%	62,5% ^[6]
c. Aspek ekonomi	lebih ekonomis	kurang ekonomis

Dari uraian diatas dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Dalam seleksi ini didasarkan pada segala aspek secara keseluruhan yang lebih menguntungkan pada pembuatan gelatin ini dapat dipilih proses asam dengan pertimbangan:

1. Lebih ekonomis,

Dilakukan perendaman dalam larutan asam saja sedangkan pada proses alkali tulang direndam dalam larutan asam kemudian dalam larutan kapur sehingga dibutuhkan waktu yang lebih lama. Selain itu bahan pembantu yang dibutuhkan lebih sedikit sehingga lebih menghemat biaya.

2. Yield gelatin yang dihasilkan dengan proses asam lebih tinggi yaitu 72% dibanding dengan proses alkali yang hanya menghasilkan yield sebesar 62,5%.

2.2. Uraian Proses

Pebuatan gelatin dengan proses asam dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu:

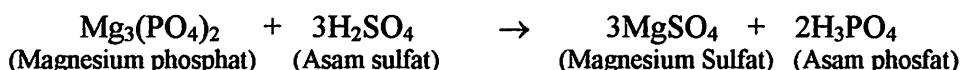
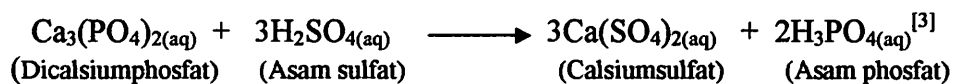
1. Tahap persiapan bahan baku

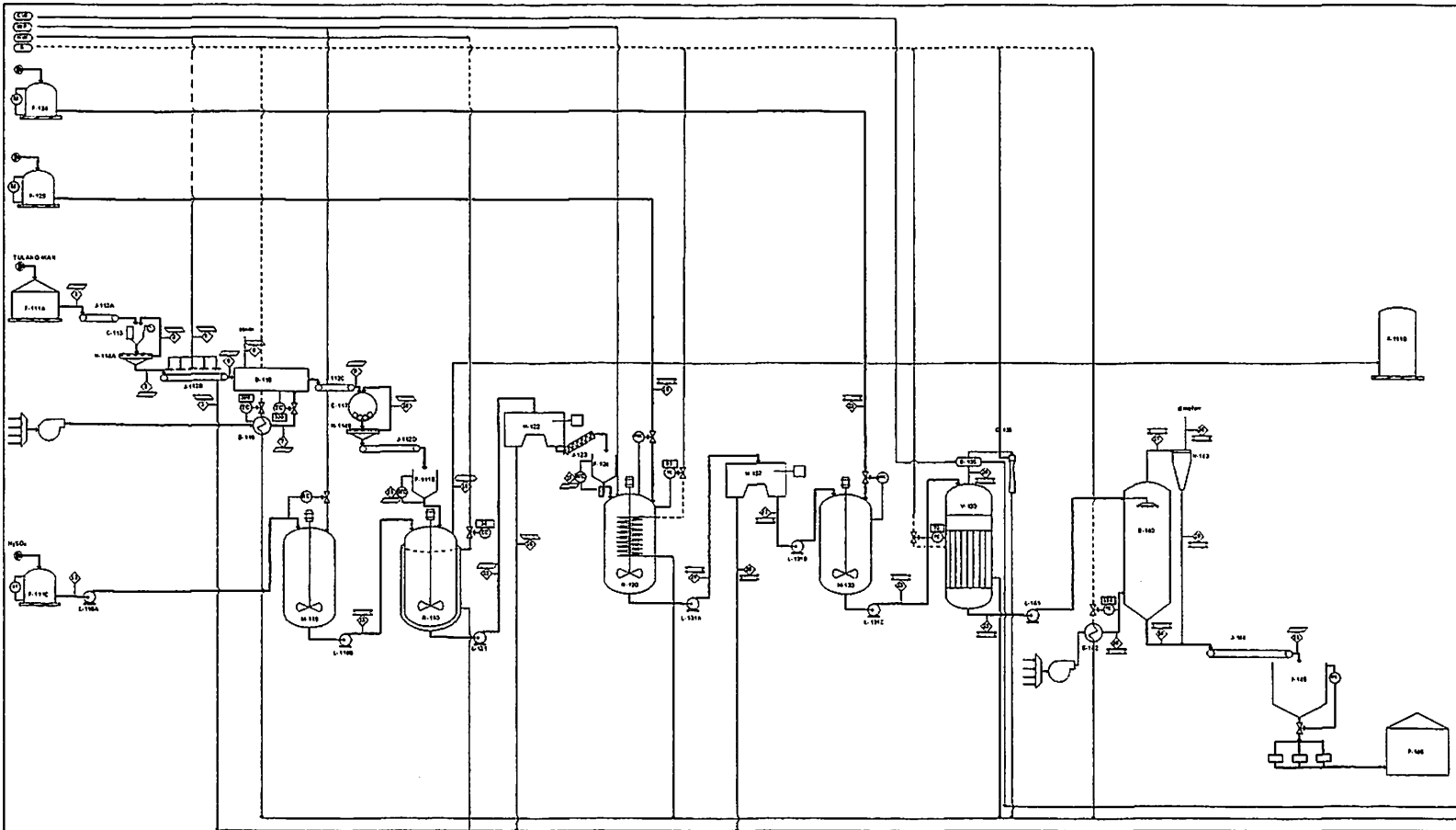
Mula-mula tulang ikan di tampung pada *storage* (F-111A) kemudian melalui *Belt conveyor* (J-112A), tulang dimasukkan dalam *Jaw Crusher* (C-113) untuk dikecilkan ukurannya sekitar 5 cm. Kemudian tulang yang telah dikecilkan ukurannya dilewatkan dibawah spray air panas bersuhu 80°C untuk membersihkan lemak dan kotoran yang masih ikut melalui *Belt Conveyor* (J-112B). Selanjutnya tulang masukan ke dalam *Belt Conveyor Dryer* (B-114) untuk dikurangi kadar airnya sebelum diumpankan melalui *Belt conveyor* (J-112C) ke *Ball Mill* (C-116). Dalam *Ball Mill* (C-116) tulang dikecilkan lagi ukurannya sampai 0,1 mm kemudian diteruskan ke *Screen* (H-117) untuk diseleksi ukurannya. Ukuran yang tidak sesuai akan dikembalikan ke *Ball Mill* (C-116). Serbuk tulang yang sudah sesuai ukuran siap diteruskan ke *Reaktor* (R-110) dengan menggunakan *Belt conveyor* (J-112D).

Asam sulfat dari *storage* (F-111B) dipompakan ke *Mixer* (M-119) dengan *Pompa* (L-118A) untuk diencerkan sampai mencapai konsentrasi 50 gr/ltr. Selanjutnya, larutan asam sulfat dipompakan ke *Reaktor* (R-110) dengan *Pompa* (L-118B) untuk direaksikan dengan serbuk tulang.

2. Tahap reaksi

Pada *Reaktor* (R-110) terjadi reaksi antara larutan asam sulfat dengan serbuk tulang pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm. Reaksi pembentukan garam kalsium yang terjadi dalam *Reaktor* (R-110) adalah sebagai berikut:





- (RWS) COOLING TOWER WATER RETURN
- (W) WATER
- (K) STEAM CONDENSATE
- (CW) COOLING WATER
- (M) WASTE
- (MWD) WATER PADDED
- (HW) HOT WATER
- (S) STEAM
- (B) ALP AND BSA
- (B) ALP AND BSA
- (B) CONDENSATE
- (B) CONDENSATE
- (B) CONDENSATE

11	F-101	DOGANG PUMPER	1
12	F-101	EMPT COND	1
13	K-101	ELECT CONVERTER	1
14	K-102	ELECTROM	1
15	D-101	HEATER	1
16	F-101	PUMPA ELEKTROMAG	1
17	F-102	SEPARATOR	1
18	D-102	PUMPA KALETEK	1
19	S-101	CONDENSATOR	1
20	F-103	STORAGE TANK	1
21	M-101	MIXER	1
22	M-102	SEPARATOR	1
23	K-101	PUMPA ELEKTROMAG	1
24	K-102	EVAPORATOR	1
25	F-104	STORAGE CHYCOON	1
26	F-105	TRAY	1
27	J-101	SCREW CONVEYER	1
28	M-101	SEPARATOR	1
29	F-101	PUMPA ELEKTROMAG	1
30	F-102	ANSTRAGADE	1
31	M-102	MIXER	1
32	L-101	PUMPA ELEKTROMAG	1
33	C-101	TRAY	1
34	D-101	HEATER	1
35	D-102	HEATER CONVEYER	1
36	M-101	MIXER	1
37	C-101	TRAY	1
38	J-101	SCREW CONVEYER	1
39	F-101	CONDENSATOR	1
40	F-101	CONDENSATOR	2
41	F-101	CONDENSATOR	1
42	F-101	CONDENSATOR	1
43	F-101	CONDENSATOR	1
44	F-101	CONDENSATOR	1
45	F-101	CONDENSATOR	1
46	F-101	CONDENSATOR	1

NO	ALIRAN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
1	CoCl ₂	876,12024	128,1752	2348,2098	2348,2098																												
2	H ₂ O	1312,2462	71,7981	7399,2004	1592,2002																												
3	CaCl ₂	176,3877	8,6739	88,6900	48,8000																												
4	NaCl	176,3877	8,6739	188,0000	188,0000																												
5	H ₂ O	221,1023	11,6181	238,2007	228,5827																												
6	LiHMA	17,2527	2,8850	48,9347	48,9347																												
7	H ₂ O	262,8662	16,7699	272,0000	408,8752	630,8750	327,6424	282,2798	65,2666	16,1176	308,2218	0,0476	60,003291	47,488269	67,6983078																		
8	CO ₂																																
9	CaSO ₄																																
10	NaOH																																
11	CaCO ₃																																
12	CaCO ₃																																
13	H ₂ O																																
14	H ₂ O																																
15	H ₂ O																																
16	WET GELATIN																																
17	WET GELATIN																																

BAB III NERACA MASSA

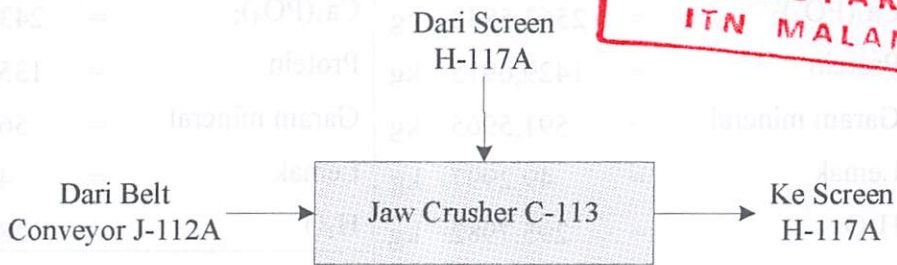
Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun
= 24 jam/hari

Satuan Operasi = $\frac{10.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
= 1262,6263 kg/jam

(asumsi 1 tahun = 330 hari, 1 hari = 24 jam)

1. Neraca massa pada Jaw Crusher C-113

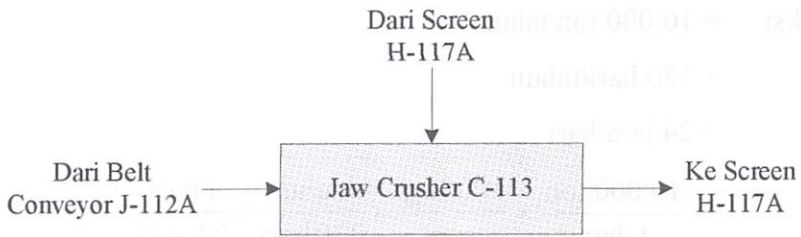


Neraca Massa pada Jaw Crusher C-113

Massa masuk			Massa keluar		
Dari Belt Conveyor J-112A			Ke Belt Conveyor J-112B		
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	2461,3004 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	2563,5848 kg
Protein	=	1372,6483 kg	Protein	=	1429,6915 kg
Garam mineral	=	567,9924 kg	Garam mineral	=	591,5965 kg
Lemak	=	47,3327 kg	Lemak	=	49,2997 kg
H ₂ O	=	283,9962 kg	H ₂ O	=	295,7982 kg
Dari Screen			Ke Filter bag		
Tulang	=	246,4985 kg	Tulang	=	49,7977 kg
jumlah	=	4979,7685 kg	jumlah	=	4979,7685 kg

2. Neraca Massa pada Screen H-117A

Tulang yang masuk kembali ke Jaw Crusher C-113 merupakan oversize sedangkan yang masuk ke Belt Conveyor J-112B merupakan undersize.

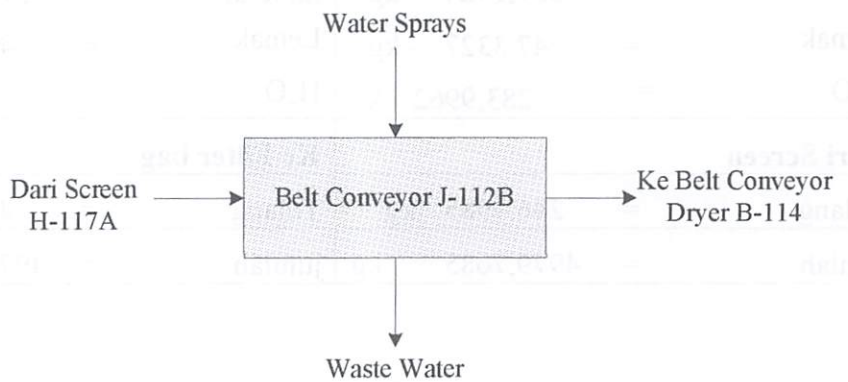


Neraca Massa pada Screen H-117A

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Jaw Crusher C-113		Ke Belt Conveyor J-112B	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2563,5848 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1429,6915 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 591,5965 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 49,2997 kg	Lemak	= 46,8347 kg
H ₂ O	= 295,7982 kg	H ₂ O	= 281,0083 kg
		Ke Jaw Crusher C-113	
		Tulang	= 246,4985 kg
Jumlah	= 4929,9708 kg	Jumlah	= 4929,9708 kg

3. Neraca Massa pada Belt Conveyor J-112B

Pada belt conveyor J-112B dilakukan proses pencucian dengan air panas untuk hilangkan lemak.

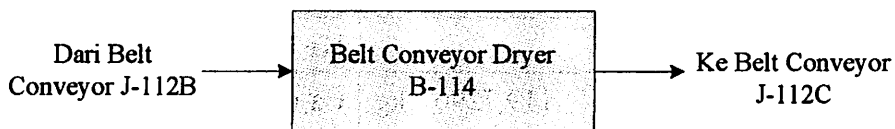


Neraca Massa pada Belt Conveyor J-112B

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Jaw Crusher C-113		Ke Tunel Dryer B-114	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 46,8347 kg	Lemak	= 0,9367 kg
H ₂ O	= 281,0083 kg	H ₂ O	= 327,8431 kg
Dari Water Sprays		Ke Waste Water	
H ₂ O	= 4683,4722 kg	Lemak	= 45,8980 kg
		H ₂ O	= 4636,6375 kg
Jumlah	= 9366,9445 kg	Jumlah	= 9366,9445 kg

4. Neraca Massa pada Belt Conveyor Dryer B-114

Tulang dikeringkan sebelum masuk ke Ball Mill C-116

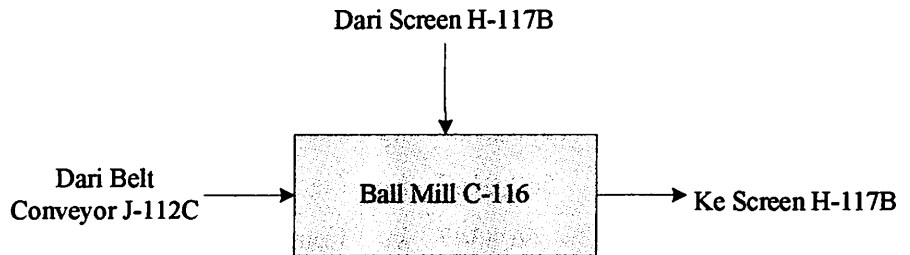


Neraca Massa pada Belt Conveyor Dryer B-114

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Belt Conveyor J-112B		Ke Belt Conveyor J-112C	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 0,9367 kg	Lemak	= 0,9367 kg
H ₂ O	= 327,8431 kg	H ₂ O	= 65,5686 kg
Udara	= 936,8818 kg	Ke Udara Bebas	
		H ₂ O	= 262,2744 kg
		Udara	= 936,8818 kg
Jumlah	= 5621,2907 kg	Jumlah	= 5621,2907 kg

5. Neraca Massa pada Ball Mill C-116

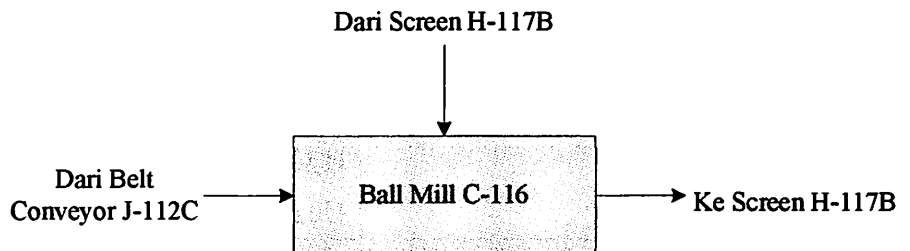
Tulang dikecilkan ukuran sebelum masuk Reaktor R-110



Neraca Massa pada Ball Mill C-116

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Belt Conveyor J-112C		Ke Screen H-117	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2394,5919 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1335,4455 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 552,5981 kg
Lemak	= 0,9367 kg	Lemak	= 0,9210 kg
H ₂ O	= 65,5686 kg	H ₂ O	= 322,3489 kg
Dari Screen H-117		Ke Filter Bag (lost)	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 119,7296 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 24,1878 kg
Protein	= 66,7723 kg	Protein	= 13,4893 kg
Garam mineral	= 27,6299 kg	Garam mineral	= 5,5818 kg
Lemak	= 0,0460 kg	Lemak	= 0,0093 kg
H ₂ O	= 16,1174 kg	H ₂ O	= 3,2560 kg
Jumlah	= 4652,4298 kg	Jumlah	= 4652,4298 kg

6. Neraca Massa pada Screen H-117B

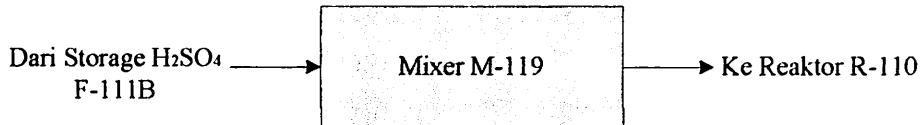


Neraca Massa pada Screen H-117B

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Ball Mill C-116		Ke Belt Conveyor J-112D	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2394,59192 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2274,86232 kg
Protein	= 1335,44549 kg	Protein	= 1268,67322 kg
Garam mineral	= 552,598135 kg	Garam mineral	= 524,968228 kg
Lemak	= 0,92099689 kg	Lemak	= 0,87494705 kg
H ₂ O	= 322,348912 kg	H ₂ O	= 306,231466 kg
		Ke Ball Mill C-130	
		Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 119,729596 kg
		Protein	= 66,7722746 kg
		Garam mineral	= 27,6299067 kg
		Lemak	= 0,04604984 kg
		H ₂ O	= 16,1174456 kg
Jumlah	= 4605,90545 kg	Jumlah	= 4605,90545 kg

7. Neraca Massa pada Mixer M-119

H₂SO₄ diencerkan dalam Mixer M-119 sebelum masuk Reaktor R-110

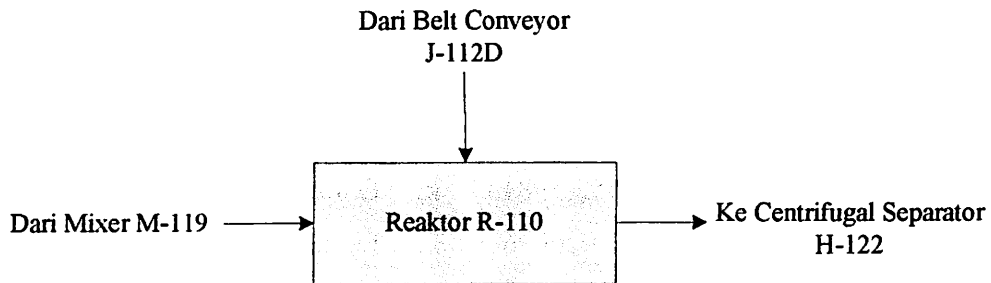


Neraca Massa pada Mixer M-119

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Tangki Penampung H₂SO₄		Ke Reaktor R-110	
H ₂ SO ₄	= 2580,3779 kg	H ₂ SO ₄	= 2580,3779 kg
H ₂ O	= 51,6076 kg	H ₂ O	= 50000,3291 kg
Dari Water Proses (WP)			
H ₂ O	= 49948,7215 kg		
Jumlah	= 52580,7070 kg	Jumlah	= 52580,7070 kg

8. Neraca Massa pada Reaktor R-110

Terjadi reaksi antara tulang dan H₂SO₄

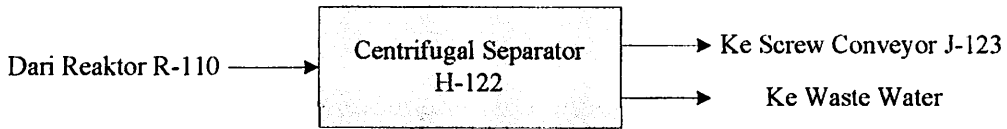


Neraca Massa pada Reaktor R-110

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Belt Conveyor J-112D		Ke Centrifugal Separator H-122	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2274,86232 kg	Wet ossein terdiri dari :	
Protein	= 1268,67322 kg	Protein	= 1268,67322 k
Garam mineral	= 524,968228 kg	Lemak	= 0,87494705 k
Lemak	= 0,87494705 kg	H ₂ O	= 2912,10464 k
H ₂ O	= 306,231466 kg	CaSO ₄	= 167,21364 k
Dari Mixer M-119		MgSO ₄	= 26,7437357 k
H ₂ SO ₄	= 2580,37788 kg	Garam mineral terdiri dari:	
H ₂ O	= 50000,3291 kg	CaSO ₄	= 2721,39928 k
		MgSO ₄	= 435,253866 k
		H ₃ PO ₄	= 1434,63973 k
		H ₂ SO ₄	= 122,875137 k
		H ₂ O	= 47450,2079 k
		Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 227,486232 k
		CaCO ₃	= 15,7490468 k
		MgCO ₃	= 15,7490468 k
		Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 20,9987291 k
		Ke Storage CO₂	
		CO ₂	= 136,313632 k
Jumlah	= 56819,9692 kg	Jumlah	= 56819,9692 k

9. Neraca Massa pada Centrifugal Separator H-122

Wet Ossein dipisahkan dari filtratnya

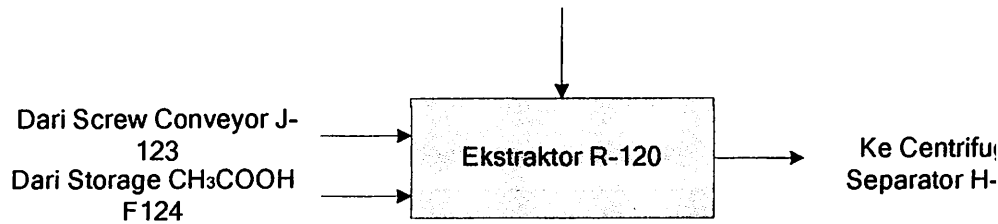


Neraca Massa pada Centrifugal Separator H-122

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Reaktor R-110		Ke Screw Conveyor J-123	
Protein	= 1268,6732 kg	Wet ossein terdiri dari :	
Lemak	= 0,8749 kg	Protein	= 1255,9865 kg
H ₂ O	= 2912,1046 kg	Lemak	= 0,8662 kg
CaSO ₄	= 167,2136 kg	H ₂ O	= 11,9035 kg
MgSO ₄	= 26,7437 kg	CaSO ₄	= 0,6827 kg
Garam mineral terdiri dari:		MgSO ₄	= 0,1092 kg
CaSO ₄	= 2721,3993 kg	Ke Waste Water	
MgSO ₄	= 435,2539 kg	Protein	= 12,6867 kg
H ₃ PO ₄	= 1434,6397 kg	Lemak	= 0,0087 kg
H ₂ SO ₄	= 122,8751 kg	H ₂ O	= 50350,4090 kg
H ₂ O	= 47450,2079 kg	CaSO ₄	= 2887,9302 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 227,4862 kg	MgSO ₄	= 461,8884 kg
CaCO ₃	= 15,7490 kg	H ₃ PO ₄	= 1434,6397 kg
MgCO ₃	= 15,7490 kg	H ₂ SO ₄	= 122,8751 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 20,9987 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 227,4862 kg
		CaCO ₃	= 15,7490 kg
		MgCO ₃	= 15,7490 kg
		Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 20,9987 kg
Jumlah	= 56819,9692 kg	Jumlah	= 56819,9692 kg

10. Neraca Massa pada Ekstraktor R-120

Gelatin diekstrak dari dalam wet ossein

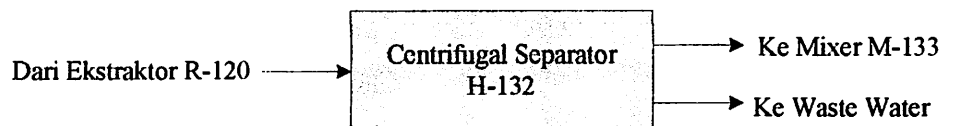


Neraca Massa pada Ekstraktor R-120

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Screw Conveyor J-123		Ke Centrifugal Separator H-132	
Protein	= 1255,9865 kg	Gelatin terdiri dari:	
Lemak	= 0,8662 kg	Protein	= 1193,1872 kg
H ₂ O	= 11,9035 kg	Lemak	= 0,8229 kg
CaSO ₄	= 0,6827 kg	H ₂ O	= 1217,3941 kg
MgSO ₄	= 0,1092 kg	CaSO ₄	= 0,6486 kg
Dari Tangki CH₃COOH F-124		MgSO ₄	= 0,1037 kg
CH ₃ COOH	= 1,5812 kg	CH ₃ COOH	= 1,4871 kg
Dari Water Proses		Wet ossein	= 127,0339 kg
H ₂ O	= 1269,5482 kg		
Jumlah	= 2540,6775 kg	Jumlah	= 2540,6775 kg

11. Neraca Massa pada Centrifugal Separator H-132

Gelatin dipisahkan dari padatan wet ossein



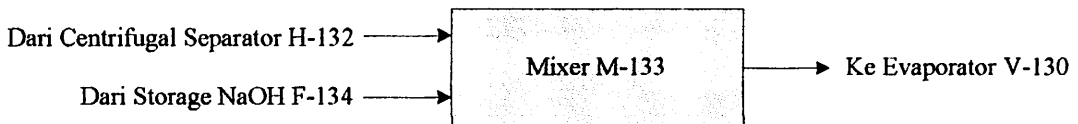
Neraca Massa pada Centrifugal Separator H-132

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Ekstraktor R-120		Ke Mixer M-133	
Protein	= 1193,1872 kg	Protein	= 1181,2553 kg
Lemak	= 0,8229 kg	Lemak	= 0,8147 kg
H ₂ O	= 1217,3941 kg	H ₂ O	= 1205,2202 kg
CaSO ₄	= 0,6486 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg

MgSO ₄	=	0,1037 kg	MgSO ₄	=	0,1027 kg
CH ₃ COOH	=	1,4871 kg	CH ₃ COOH	=	1,4722 kg
Wet ossein	=	127,0339 kg	Ke Waste Water		
			Wet ossein	=	127,0339 kg
			Gelatin	=	24,1364 kg
Jumlah	=	2540,6775 kg	Jumlah	=	2540,6775 kg

12. Neraca Massa pada Mixer M-133

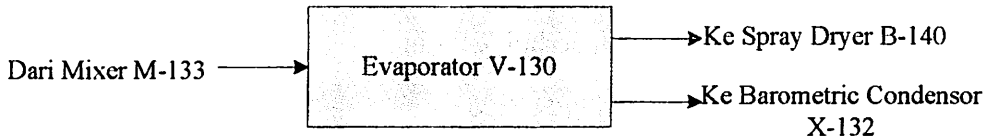
Gelatin dinaikan pHnya dalam Mixer M-133



Neraca Masaa pada Mixer M-133

13. Neraca Massa pada Evaporator V-130

Gelatin dikurangi kadar airnya sebelum masuk ke Spray Dryer B-140



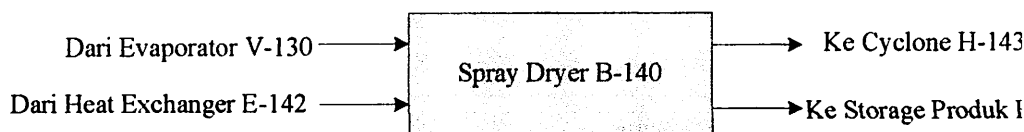
Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Centrifugal Separator H-132		Ke Evaporator V-130	
Gelatin terdiri dari :		Gelatin terdiri dari :	
Protein	= 1181,2553 kg	Protein	= 1181,2553 kg
Lemak	= 0,8147 kg	Lemak	= 0,8147 kg
H ₂ O	= 1205,2202 kg	H ₂ O	= 1205,7018 kg
CaSO ₄	= 0,6421 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
MgSO ₄	= 0,1027 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
CH ₃ COOH	= 1,4722 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
Dari Tangki Umpan NaOH F-134		NaOH	= 0,48160964 kg
H ₂ O	= 0,48160964 kg		
NaOH	= 0,48160964 kg		
Jumlah	= 2390,4704 kg	Jumlah	= 2390,4704 kg

Neraca Massa pada Evaporator V-130

Massa Masuk			Massa Keluar		
Dari Mixer M-133			Ke Spray Dryer B-140		
Gelatin terdiri dari:			Gelatin terdiri dari :		
Protein	=	1181,2553 kg	Protein	=	1181,2553 kg
Lemak	=	0,8147 kg	Lemak	=	0,8147 kg
H ₂ O	=	1205,7018 kg	H ₂ O	=	783,7062 kg
CaSO ₄	=	0,6421 kg	CaSO ₄	=	0,6421 kg
MgSO ₄	=	0,1027 kg	MgSO ₄	=	0,1027 kg
CH ₃ COOH	=	1,4722 kg	CH ₃ COOH	=	1,4722 kg
NaOH	=	0,48160964 kg	NaOH	=	0,48160964 kg
			Ke Barometric Condensor X-132		
			Uap air	=	421,9956 kg
Jumlah	=	2390,4704 kg	Jumlah	=	2390,4704 kg

14. Neraca Massa pada Spray Dryer B-140

Gelatin diubah menjadi serbuk gelatin

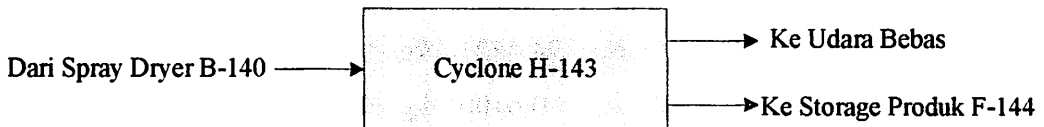


Neraca Massa pada Spray Dryer B-140

Massa Masuk			Massa Keluar		
Dari Evaporator V-130			Ke Cyclone H-143		
Gelatin terdiri dari:			Protein = 59,0628 kg		
Protein	=	1181,2553 kg	Lemak	=	0,0407 kg
Lemak	=	0,8147 kg	H ₂ O	=	3,9185 kg
H ₂ O	=	783,7062 kg	CaSO ₄	=	0,0321 kg
CaSO ₄	=	0,6421 kg	MgSO ₄	=	0,0051 kg
MgSO ₄	=	0,1027 kg	CH ₃ COOH	=	0,0736 kg
CH ₃ COOH	=	1,4722 kg	NaOH	=	0,02408048 kg
NaOH	=	0,48160964 kg	Uap air	=	705,3356 kg
Dari Heat Exchanger E-142			Udara panas = 18512,7443 kg		
Udara panas	=	18512,7443 kg	Ke Tangki Penampung F-144		

		Gelatin terdiri dari:	
		Protein	= 1122,1925 kg
		Lemak	= 0,7739 kg
		H ₂ O	= 74,4521 kg
		CaSO ₄	= 0,6100 kg
		MgSO ₄	= 0,0976 kg
		CH ₃ COOH	= 1,3986 kg
		NaOH	= 0,45752916 kg
Jumlah	=	20481,2191 kg	Jumlah = 20481,2191 kg

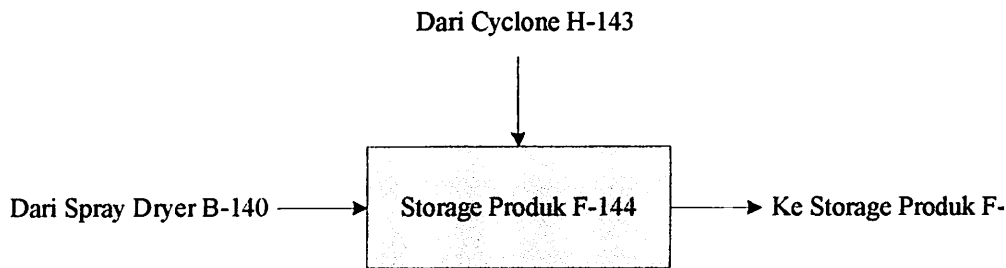
15. Neraca Massa pada Cyclone H-143



Neraca Massa pada Cyclone H-143

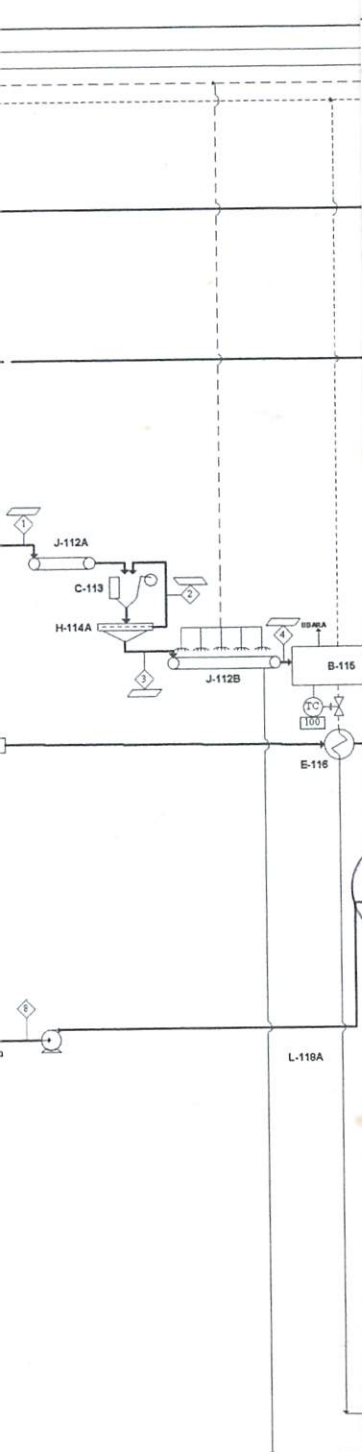
Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Spray Dryer B-140		Ke Tangki Penampung F-144	
Protein	= 59,0628 kg	Protein	= 59,0628 kg
Lemak	= 0,0407 kg	Lemak	= 0,04073 kg
H ₂ O	= 3,9185 kg	H ₂ O	= 3,91853 kg
CaSO ₄	= 0,0321 kg	CaSO ₄	= 0,03211 kg
MgSO ₄	= 0,0051 kg	MgSO ₄	= 0,00513 kg
CH ₃ COOH	= 0,0736 kg	CH ₃ COOH	= 0,07361 kg
NaOH	= 0,02408048 kg	NaOH	= 0,02408048 kg
Udara panas	= 18512,7443 kg	Ke Udara Bebas	
H ₂ O _(g)	= 705,3356 kg	Udara panas	= 18512,7443 kg
		H ₂ O _(g)	= 705,336 kg
Jumlah	= 19281,2368 kg	Jumlah	= 19281,2368 kg

16. Neraca Massa pada Tangki Penampung Produk F-144

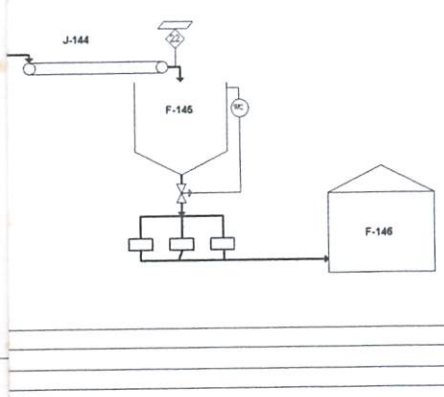


Neraca Massa pada Tangki Penampung Produk F-144

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Spray Dryer B-140		Ke Gudang Produk F-145	
Protein	= 1122,1925 kg	Gelatin terdiri dari :	
Lemak	= 0,7739 kg	Protein	= 1181,2553 kg
H ₂ O	= 74,4521 kg	Lemak	= 0,8147 kg
CaSO ₄	= 0,6100 kg	H ₂ O	= 78,3706 kg
MgSO ₄	= 0,0976 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
CH ₃ COOH	= 1,3986 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
NaOH	= 0,45752916 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
Dari Cyclone		NaOH	= 0,48160964 kg
Protein	= 59,0628 kg		
Lemak	= 0,0407 kg		
H ₂ O	= 3,9185 kg		
CaSO ₄	= 0,0321 kg		
MgSO ₄	= 0,0051 kg		
CH ₃ COOH	= 0,0736 kg		
NaOH	= 0,02408048 kg		
Jumlah	= 1263,13921 kg	Jumlah	= 1263,13921 kg



143



(CTWR)	COOLING TOWER WATER RECYCLE
(W)	WASTE
(SC)	STEAM CONDENSAT
(CW)	COOLING WATER
(W)	WASTE
(WP)	WATER PROSES
(HW)	HOT WATER
(S)	STEAM
▭	ALIRAN MASSA
▭	ALIRAN LIQUIDA
▭	KONDISI SUHU
◇	NOMOR ALIRAN MASSA

32	F-146	GUDANG PRODUK	1
31	F-145	BIN PRODUK	1
30	J-144	BELT CONVEYOR	1
29	H-143	CYCLONE	1
28	E-142	HEATER	1
27	L-141	POMPA SENTRIFUGAL	1
26	B-140	SPRAY DRYER	1
25	G-136	POMPA EJECTOR	1
24	E-135	BAROMETRIK CONDENSOR	1
23	F-134	STORAGE NaOH	1
22	M-133	MIXER	1
21	H-132	SEPARATOR SENTRIFUGAL	1
20	L-131	POMPA SENTRIFUGAL	1
19	V-130	EVAPORATOR	1
18	F-126	STORAGE CH ₃ COOH	1
17	F-124	BIN	1
16	J-123	SCREW CONVEYOR	1
15	H-122	SEPARATOR SENTRIFUGAL	1
14	L-121	POMPA SENTRIFUGAL	1
13	R-120	EKSTRAKTOR	1
12	M-119	MIXER	1
11	L-118	POMPA SENTRIFUGAL	1
10	C-117	BALL MILL	1
9	E-116	HEATER	1
8	B-115	BELT CONVEYOR DRYER	1
7	H-114	SCREEN	1
6	C-113	JAW CRUSHER	1
5	J-112	BELT CONVEYOR	1
4	F-111C	STORAGE H ₂ SO ₄	2
3	F-111B	BIN	1
2	F-111A	STORAGE TULANG IKAN	1
1	R-110	REAKTOR HIDROLISA	1
NO	KODE	KETERANGAN	JUMLAH

	19	20	21	22
1563	1.181,2563	69,0628	1.122,1925	1.181,2563
47	0,8147	0,0407	0,7739	0,8147
1202	783,3931	3,917	74,4223	79,3393
21	0,6421	0,0321	0,61	0,6421
27	0,1027	0,0061	0,0976	0,1027
22	1,4722	0,0736	1,3996	1,4722
$\times 10^4$	$3,0366 \times 10^4$	$1,5718 \times 10^3$	$2,8839 \times 10^4$	$3,0366 \times 10^4$
3072	83,131316	63,1313	1.199,4960	1.262,6263

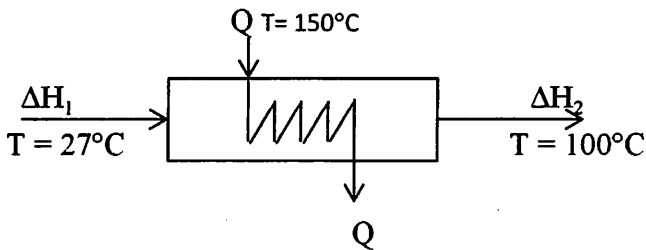
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
FLWSHEET
PRA RENCANA PABRIK GELATIN

DIRANCANG OLEH:	DOSEN PEMBIMBING
	 FAIDLIYAH MILNA MULYAH, ST, MT
CATUR PRATIWI S. 08.14.012 MARIA DRIRA W. S. 08.14.095	Prof. Dr. Ir. TRI POESPOWATI, MT

BAB IV
NERACA PANAS

Kebutuhan bahan baku = 4733,2699 kg/jam
 Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun
 Waktu Operasi = 330 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 T_{ref} = 25°C

1. HEATER UDARA (E-115)



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

Dimana:

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater

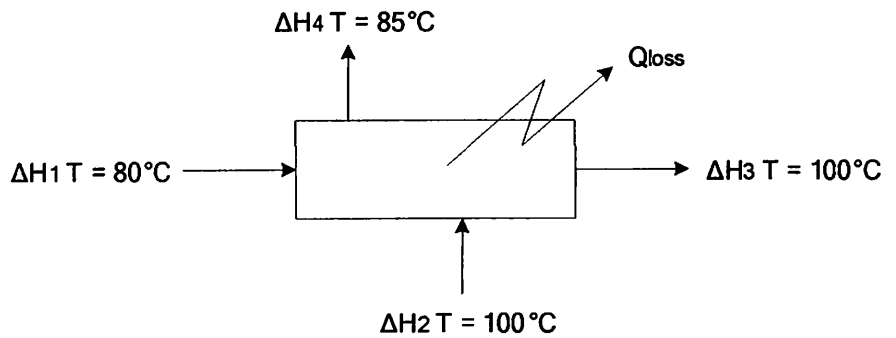
Q = panas yang terkandung dalam steam masuk heater

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Heater Udara (E-115)

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1 =$	15,5279	ΔH_2	585,3722
Q =	600,6534	Q_{loss}	30,8091
Total =	616,1813	Total =	616,1813

2. BELT CONVEYOR DRYER (B-114)



Neraca panas total: $\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$

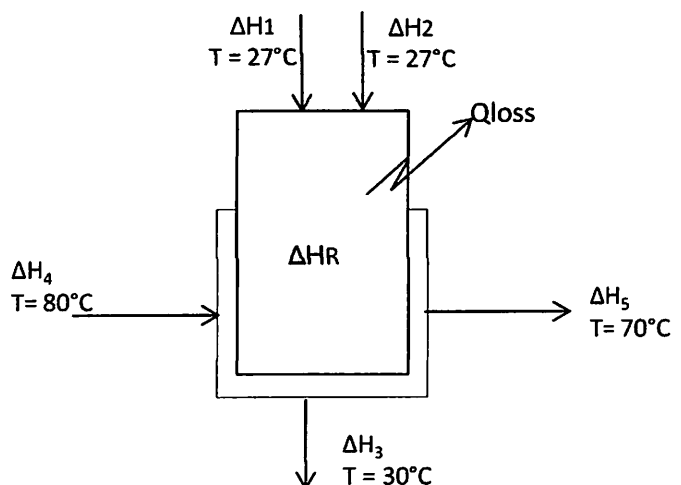
Dimana :

- ΔH_1 = Panas bahan masuk dari Belt Conveyor
- ΔH_2 = Panas bahan udara masuk dari filter udara
- ΔH_3 = Panas bahan keluar ke Belt Conveyor
- ΔH_4 = Panas bahan udara keluar ke Udara Bebas
- Q_{loss} = Panas hilang

Neraca Panas pada Belt Conveyor Dryer (B-114)

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 63808,9528$	$\Delta H_3 = 67733,1735$
$\Delta H_2 = 588,2692$	$\Delta H_4 = 470,6154$
$Q = 7026,4279$	$Q_{\text{loss}} = 3219,8611$
Total = 71423,6499	Total = 71423,6499

3. REAKTOR (R-110)



Neraca panas :

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

Dimana :

ΔH_1 = panas bahan serbuk tulang masuk reaktor

ΔH_2 = panas bahan H_2SO_4 masuk reaktor

ΔH_3 = panas bahan keluar dari reaktor

ΔH_4 = panas air pemanas masuk reaktor

ΔH_5 = panas air pemanas keluar dari reaktor

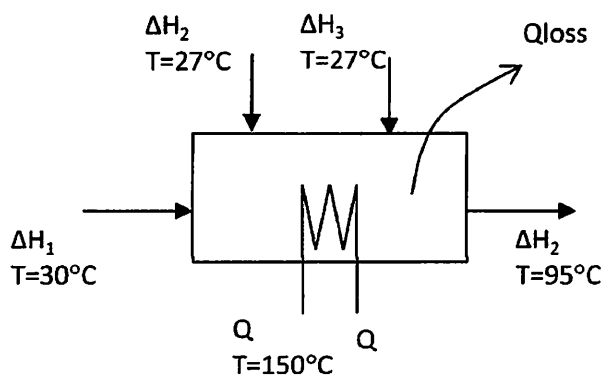
ΔH_R = panas reaksi dalam reaktor

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Reaktor (R-110)

Masuk (kcal/jam)	Keluar (kcal/jam)
$\Delta H_1 = 2141,4488$	$\Delta H_3 = 258443,1569$
$\Delta H_2 = 101562,4414$	$Q_{\text{serap}} = 427617,5368$
$\Delta H_R = 618465,2611$	$Q_{\text{loss}} = 36108,4576$
Total = 722169,1512	Total = 722169,1512

4. EKSTRAKTOR (R-120)



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_s = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

ΔH_1 = panas bahan yang masuk dari centrifugal separator

ΔH_2 = panas CH_3COOH yang masuk dari tangki asam asetat

ΔH_3 = panas bahan water proses yang masuk

ΔH_4 = panas bahan yang keluar dari ekstraktor

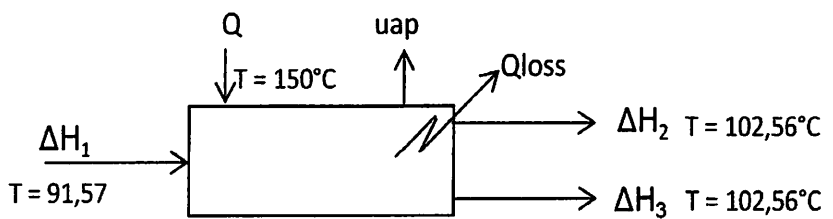
Q_s = panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Ekstraktor (R-120)

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	947,3095	ΔH_4	103147,8257
ΔH_2	1,8996	Q_{loss}	5245,3956
ΔH_3	2536,1002		
Q	104907,9120		
Total =	108393,2213	Total =	108393,2213

5. EVAPORATOR (V-130)



Neraca panas total: $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$

Dimana:

ΔH_1 = panas bahan yang masuk dari M-133

ΔH_2 = panas bahan yang keluar ke spray dryer B-140

ΔH_3 = panas kondensat yang keluar ke barometrik kondensor

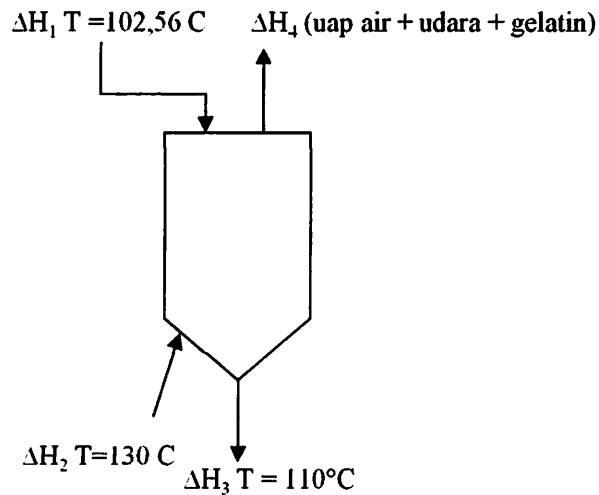
Q_s = panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Evaporator (V-130)

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	92163,7057	ΔH_3	219950,3067
Q	218380,0040	ΔH_2	75066,2174
		Q_{loss}	15527,1855
Total =	310543,7097	Total =	310543,7097

6. Spray Dryer (B-140)



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

ΔH_1 = panas bahan gelatin yang masuk dari evaporator

ΔH_2 = panas udara kering yang masuk dari heater udara

ΔH_3 = panas bahan gekatin yang keluar dari spray dryer

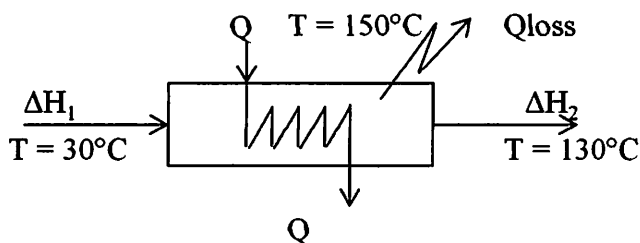
ΔH_4 = panas bahan gekatin yang keluar ke cyclone

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Spray Dryer (B-140)

Masuk (kcal/jam)		Keluar (kcal/jam)	
ΔH_1	74321,2085	ΔH_3	20426,6778
ΔH_2	16175,7649	ΔH_4	552750,4981
Q	487205,0510	Q_{loss}	4524,8487
Total =	577702,0245	Total =	577702,0245

7. HEATER UDARA (E-142)



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

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater

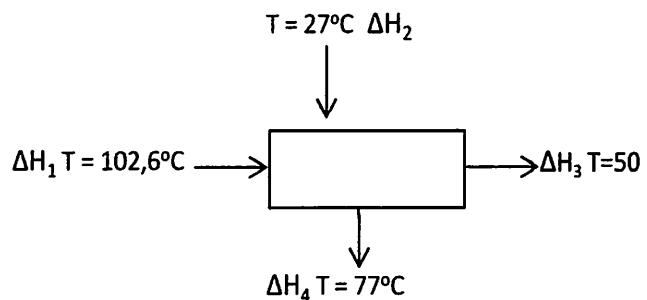
Q = panas yang terkandung dalam steam masuk heater

Q_{loss} = panas yang hilang

Neraca Panas pada Heater Udara (E-142)

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 766,7725$	$\Delta H_2 = 16237,3189$
$Q = 16325,1422$	$Q_{loss} = 854,5957$
Total = 17091,9146	Total = 17091,9146

8. BAROMETRIK KONDENSOR



Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$

Dimana :

ΔH_1 = panas uap dari evaporator

ΔH_2 = panas pada air pendingin masuk

ΔH_3 = kandungan uap terkondensasi

ΔH_4 = panas pada air pendingin keluar

Neraca Panas pada Barometrik Kondensor

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 136804,8981$	$\Delta H_3 = 10959,0673$
$\Delta H_2 = 5014,9303$	$\Delta H_4 = 130860,7612$
Total = 141819,8284	Total = 141819,8284

BAB V SPESIFIKASI ALAT



1. STORAGE TULANG IKAN (F-111A)

Fungsi : tempat penyimpanan tulang ikan
Tipe : Storage
Volume gudang : 1.680,4957 ft³
Dimensi : panjang_{bangunan} = 16,5711 ft
lebar_{bangunan} = 11,0474 ft
tinggi_{bangunan} = 8,2855 ft
tinggi_{atap} = 3,1891 ft
sudut_{atap} = 60° ft
Bahan konstruksi : Dinding gudang = beton bertulang
: Atap gudang = galvalum
Jumlah : 1 buah

2. BELT CONVEYOR (J-112A)

Fungsi : memindahkan tulang dari storage (F-111A) ke jaw
crusher (J-113)
Tipe : *Throughed belt on 20° idles*
Kapasitas belt : 10.434,967 lb/jam
Panjang belt : 32,808 ft
Kecepatan belt : 200,13 ft/menit
Daya : 0,5 hp
Lebar belt : 1,1483 ft
Luas Area : 0,1076 ft²
Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

3. JAW CRUSHER (C-113)

Fungsi : mengecilkan ukuran hingga 5 cm untuk diumpankan
ke ball mill
Tipe : *blake jaw crusher*
Kapasitas : 10.434,967 lb/jam
Feed opening : (0,25 × 1) ft
Closed setting : 2 in
Kecepatan maksimal : 99,648 ft/menit

Power : 3,25 hp

Jumlah : 1 buah

4. Screen (H-117A)

Fungsi : untuk memisahkan tulang dengan ukuran yang tidak sama

Tipe : *vibrating screens*

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Luas area ayakan : 6,3063 ft²

5. BELT CONVEYOR (J-112B)

Fungsi : memindahkan tulang menuju belt conveyor dryer

Tipe : *Throughed belt on 20° idles*

Kapasitas belt : 10.488,468 lb/jam

Panjang belt : 32,808 ft

kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp

Lebar belt : 1,1483 ft

Luas area : 0,1076 ft²

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

6. BELT CONVEYOR DRYER (B-114)

Fungsi : untuk menguapkan H₂O yang terdapat pada tulang hing

: ga kering sebelum masuk ke ball mill

Tipe : lemari berbentuk persegi panjang dengan 4 belt yang

: disusun secara paralel dengan udara kering sebagai me

: dia pengeringnya

Lebar belt : 1,167 ft

Panjang total belt : 65,616 ft

Power : 2,23 HP

7. BELT CONVEYOR (J-112C)

Fungsi : memindahkan tulang dari belt conveyor dryer ke ball mill

Tipe : *Throughed belt on 20° idles*

Kapasitas belt : 9.901,231

Panjang belt : 32,808 ft

Kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp

Lebar belt : 1,1483 ft

Luas area : 0,1076 ft²

8. HEATER (E-115)

Fungsi : memanaskan udara sebelum masuk belt conveyor dryer

Tipe : DPHE 2 × 1 1/4" IPS SCH 40

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 53 Grade B*

Rate feed : 2.065,4498 lb/jam

Rate Steam : 1,1900 kg/jam

Jumlah hair pin : 3 buah

Diameter luar pipa : 0,1383 ft

Diameter dalam pipa : 0,1150 in

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

9. BALL MILL (C-116)

Fungsi : mengecilkan ukuran tulang dari belt conveyor

Tipe : Tumbling Mill

Kapasitas alat maks : 15 kg/dtk

Reduction ratio (R) : 20

Tinggi : 2 m

Power : 6 HP

10. Screen (H-117B)

Fungsi : menyeragamkan ukuran

Tipe : *high Speed vibrating screens*

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Luas area ayakan : 47,028623

11. BELT CONVEYOR (J-112D)

Fungsi : memindahkan tulang dari screen ke reaktor

Tipe : *throughed belt on 20° idles*

Kapasitas belt : 9.646,470 lb/jam

Panjang belt : 32,808 ft

Kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp

Lebar belt : 1,1483 ft

Luas area : 0,1076 ft²

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

12. BIN (F-111B)

Fungsi : menampung sementara tulang dari belt conveyor

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

Bahan Konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 80,9121 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 47,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 48 in

Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 73,9440 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 3/16 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 87,6922 in

Jumlah tangki : 1 buah

13. STORAGE H₂SO₄ 98% (F-111C)

Fungsi : tangki penyimpanan H₂SO₄ 98% untuk proses hidrolisis tulang ikan di reaktor (R-110)

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah flat

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

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 5.344,7210 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 18,9375 ft

Diameter Luar (D_o) : 19 ft

Tebal Silinder (t_s) : 0,0313 ft

Tinggi Silinder (L_s) : 16,9417 ft

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,0521 ft

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 3,2004 ft

Waktu tinggal : 7 hari

Jumlah tangki : 2 buah

14. POMPA SENTRIFUGAL (L-118A)

Fungsi	: memompa larutan H_2SO_4 98% dari tangki penampung (F-111B) ke tangki pengencer (M-119).
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 0,25 hp
Diameter dalam pipa	: 0,052 in
Diameter luar pipa	: 0,070 in
Kapasitas pompa	: 96,7079 lpm
Bahan konstruksi	: <i>cast iron</i> dengan lapisan keramik di dalamnya.
Jumlah	: 1 buah

15. MIXER (M-119)

Fungsi	: mengencerkan larutan H_2SO_4 dari tangki penampung H_2SO_4 (F-111B)
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah <i>conical dished</i> dengan sudut puncak $\alpha = 120^\circ$
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>single welded butt joint with backing strip</i>
Volume tangki (V_T)	: 2.272,7318 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	: 10,96 ft
Diameter Luar (D_O)	: 11,000 ft
Tebal Silinder (t_s)	: 1/4 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 262,4727 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 5/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 22,2235 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	: 5/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 37,9608 in
Diameter pipa (d_1)	: 3,0725 in
Jumlah	: 1 buah
Dimensi Pengaduk	
Diameter (D_a)	: 52,6000 in

Lebar (W)	:	10,5200 in
Panjang (L)	:	13,1500 in
Tinggi pengaduk (C)	:	43,8290 in
Lebar Baffle (J)	:	10,9583 in
Jenis Pengaduk	:	<i>six blade dengan four baffles</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	109,6677 hp

16. POMPA (L-118B)

Fungsi	:	Mengalirkan hasil pengenceran H_2SO_4 di mixer (M-119) ke reaktor (R-110)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	2 hp
Diameter dalam pipa	:	3,068 in
Diameter luar pipa	:	3,500 in
Kapasitas pompa	:	1.962,5436 lpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	:	1 buah

17. REAKTOR (R-110)

Perancangan REAKTOR bisa dilihat pada BAB VI (PERANCANGAN ALAT UTAMA)

18. POMPA (L-121)

Fungsi	:	memompa wet ossein dari reaktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	3,5 hp
Diameter dalam pipa	:	2,9 in
Diameter luar pipa	:	3,5 in
Kapasitas pompa	:	2.092,764 lpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

19. SENTRIFUGAL SEPARATOR (H-122)

Fungsi : untuk memisahkan wet oseein dari garam-garam mineral
 Tipe : *Centrifuge sedimentation*
 Jumlah : 1 buah
 Dasar pemilihan : mampu memisahkan fase solid dan liquid, design sederhana dan dapat digunakan untuk kapasitas besar
 Bowl diameter : 24 in
 Speed : 4000 rpm
 Power : 7,5 hp

20. SCREW CONVEYOR (J-123)

Fungsi : membawa wet ossein dari sentrifugal separator (H-122) menuju ke tangki ekstraktor (R-120)
 Tipe : *standard pitch screw conveyor*
 Bahan konstruksi : *carbon steel*
 diameter flig : 9 in
 diameter pipa : 2 1/2 in
 diameter shaft : 2 in
 diameter feed masuk : 6 in
 panjang : 30 ft
 kecepatan putar : 10,156 rpm
 Hangar center : 10 ft
 Power motor : 1 hp

12. BIN (F-124)

Fungsi : menampung wet ossein yang akan diumpankan ke ekstraktor
 Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

Bahan Konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*
 Tipe Pengelasan : *double welding butt joint*
 Volume tangki (V_T) : 100,1653 ft³
 Diameter dalam tangki (D_T) : 47,6250 in
 Diameter Luar (D_o) : 48 in
 Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s)	:	92,6296 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	106,3777 in
Jumlah tangki	:	1 buah

22. STORAGE CH_3COOH 99% (F-125)

Fungsi	:	tangki penyimpanan CH_3COOH 99% untuk proses ekstraksi
Tipe	:	tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk torispherical dished head
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	:	single welded butt joint with backing strip
Volume tangki (V_T)	:	11,268 ft ³
Diameter dalam tangki (D_T)	:	29,625 in
Diameter Luar (D_O)	:	30 in
Tebal Silinder (t_s)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	25,066 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	5,0066 in
Waktu tinggal	:	7 hari
Jumlah tangki	:	1 buah

23. EKSTRAKTOR (R-120)

Untuk spesifikasi ekstraktor dapat dilihat pada BAB VI (SPESIFIKASI ALAT UTAMA)

24. POMPA (L-131A)

Fungsi	:	memompa wet ossein dari ekstraktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-132)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	0,742 in
Diameter luar pipa	:	1,050 in
Kapasitas pompa	:	93,353 lpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>

Jumlah : 1 buah

25. SENTRIFUGAL SEPARATOR (H-132)

Fungsi : untuk memisahkan wet oseein dari garam-garam mineral

Tipe : *Centrifuge sedimentation*

Jumlah : 1 buah

Bowl diameter : 13 in

Speed : 7500 rpm

Power : 6 hp

Bahan konstruksi = *carbon steel*

26. POMPA (L-131B)

Fungsi : memompa wet ossein dari ekstraktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-132)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 85%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,742 in

Diameter luar pipa : 1,050 in

Kapasitas pompa : 98,032 lpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

27. MIXER (M-133)

Fungsi : untuk proses netralisasi larutan gelatin dari ekstraktor (E-120) untuk kemudian dipekatkan di evaporator

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak $\alpha = 120$

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

Tipe Pengelasan : *Single welding butt joint without backing up strip*

Volume tangki (V_T) : 90,3090 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 47,63 in

Diameter Luar (D_O) : 48 in

Tebal Silinder (ts) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 77,9252 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	8,0486 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	13,7482 in
Diameter pipa (d_1)	:	0,6125 in
Jumlah	:	1 buah
Dimensi Pengaduk		
Diameter (D_a)	:	19,05 in
Lebar (W)	:	3,81 in
Panjang (L)	:	4,7625 in
Tinggi pengaduk (C)	:	15,8734 in
Lebar Baffle (J)	:	3,9688 in
Jenis Pengaduk	:	<i>six blade dengan four baffles</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	35,5696 hp

28. STORAGE NaOH (F-134)

Fungsi	:	tangki penyimpanan NaOH 50% untuk proses netralisasi
Tipe	:	tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	:	0,0129 ft ³
Diameter dalam tangki (D_T)	:	29,6250 in
Diameter Luar (D_o)	:	30 in
Tebal Silinder (t_s)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	29,2114 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	5,0066 in
Waktu tinggal	:	7 hari
Jumlah tangki	:	1 buah

29. POMPA (L-131C)

Fungsi	: memompa larutan gelatin mixer (M-133) menuju ke evaporator (V-130)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 1 hp
Diameter dalam pipa	: 0,546 in
Diameter luar pipa	: 0,840 in
Kapasitas pompa	: 87,798 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

30. Jet Ejector (G-136)

Fungsi	: memvakumkan tekanan pada evaporator
Type	: single jet ejector
Bahan konstruksi	: carbon steel
Rate	: 1,2186 kg/jam
Bahan	: carbon steel
Dimensi	: $W_b/W_a = 0,15$ psia $P_{ob}/P_{oa} = 0,013$ psia
Jumlah	: 1 buah

31. EVAPORATOR (V-130)

Fungsi	: untuk memekatkan alrutan gelatin
Tipe	: multiple effect horizontal-tube evaporator
Jumlah	: 1 buah
Feed	: 5.267,9076 lb/jam
Diameter luar D_o	: 4,00 ft
Diameter dalam D_T	: 3,9688 ft
Volume tangki (V_T)	: 90,3090 ft ³
Tinggi tube (H)	: 5 ft
Tebal Silinder (ts)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 12,50 ft

Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 3/16 in
Jumlah tangki	: 1 buah

32. POMPA (L-141)

Fungsi	: memompa wet ossein dari reaktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 1 hp
Diameter dalam pipa	: 0,546 in
Diameter luar pipa	: 0,840 in
Kapasitas pompa	: 52,671 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

32. HEATER (E-142)

Fungsi	: Memanaskan udara kering untuk mengeringkan gelatin di spray dryer
Tipe	: DPHE 2 1/2 x 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 53 Grade B</i>
Rate feed	: 4.484,4910 kg/jam
Rate Steam	: 504,7530 kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 3,5 in
Diameter dalam pipa	: 3,068 in
Panjang	: 24 ft
Jumlah	: 1 buah

33. CYCLONE (H-143)

Fungsi	: memisahkan padatan yang terbawa oleh gas dari udara yang masuk ke spray dryer
Tipe	: dust cyclone
Bahan konstruksi	: carbon steel SA Grade B
Lebar pipa masuk cyclone (Bc)	: 0,1901 ft

Diameter cyclone (Dc)	: 0,7603 ft
Tinggi pipa cyclone (Hc)	: 0,3802 ft
Tinggi cyclone (Lc)	: 1,5207 ft
Tinggi konis cyclone (Zc)	: 0,1901 ft
Diameter produk (Jc)	: 0,1901 ft
Diametergas keluar (De)	: 0,3802 ft

34. SPRAY DRYER (B-140)

Fungsi : mengeringkan gelatin dari evaporator (V-130) sehingga diperoleh gelatin powder

Tipe : bejana silinder dengan tutup bawah berbentuk konis dan tutup atas standard dished

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade A tipe 410

Tipe Pengelasan : double welded butt joint

Kondisi operasi : suhu udara kering = 150 °C

suhu feed masuk = 127,4 °C

tekanan operasi = 1 atm

suhu operasi = 130 °C

ρ udara kering pada suhu 150°C = 0,0522 lb/m³

ρ steam pada suhu 130°C = 0,0345 lb/m³

Feed = 4337,9475 lb

Kadar air awal = 9,6481%

Massa udara kering masuk = 5.795,0152 lb

Massa bahan keluar = 2.644,4067 lb

Massa udara kering keluar = 139,1793 lb

H₂O menguap = 376,6760 lb

Kadar air produk = 0,82577%

Lubang pengeluaran = 1,2

Diameter chamber = 179,63 in = 14,969 ft

Tinggi shell = 72 in = 6 ft

Tebal silinder = 3/16 in

Tebal tutup bawah = 3/16 in

Tebal tutup atas = 3/16 in

Power = 1 HP

35. BELT CONVEYOR (J-144)

Fungsi	:	memindahkan tulang dari storage (F-) ke jaw crusher (J-) produk (F-144)
Tipe	:	Throughed belt on 20° idles
Kapasitas	:	32 ton/jam
Panjang belt	:	10 m
Kecepatan belt	:	7,8965 m/mnt
Power	:	0,5 hp
Lebar belt	:	1,1483 ft
Luas area	:	0,1076 ft ²

36. BIN PRODUK (F-145)

Fungsi	:	menampung gelatin powder dari spray dryer untuk dikemas
Tipe	:	tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120° <i>atas standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	:	double welding butt joint
Volume tangki (V _T)	:	40,6822 ft ³
Diameter dalam tangki (D _T)	:	35,6250 in.
Diameter Luar (D _o)	:	36 in
Tebal Silinder (ts)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	:	67,1337 in
Tebal Tutup Bawah (t _{hb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h _b)	:	77,4177 in
Jumlah tangki	:	1 buah

37. GUDANG PRODUK (F-146)

Fungsi	:	tempat penyimpanan gelatin
Tipe	:	gudang
Volume gudang	:	13669,229 ft ³
Dimensi	:	panjang _{bangunan} = 30,9373 ft
		lebar _{bangunan} = 20,6249 ft
		tinggi _{bangunan} = 15,4686 ft
		tinggi _{atap} = 5,9539 ft
		sudut _{atap} = 60° ft

Bahan konstruksi : Dinding gudang = beton bertulang
: Atap gudang = galvalum
Jumlah : 1 buah

38. KONDENSOR (E-135)

Fungsi : mengembunkan uap air dari evaporator
Tipe : DPHE 2 1/2 x 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 53 Grade B*
Rate feed : 421,8271 kg/jam
Rate pendingin : 2.772,3365 kg/jam
Jumlah hair pin : 1 buah
Diameter luar pipa : 1,66 in
Diameter dalam pipa : 1,38 in
Panjang : 24 ft
Jumlah : 1 buah

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

6.2 Ekstraktor (R-120)

Fungsi : Untuk mengekstraksi gelatin dari tulang dengan menggunakan air dengan asam asetat sebagai penstabil pH.

Dasar perencanaan :

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada ekstraktor, yaitu pada 95°C maka Ekstraktor dilengkapi dengan coil pemanas, untuk menjaga kestabilan suhu.

Proses kerja Ekstraktor secara batch, yaitu:

larutan wet ossein, water proses dan larutan asam asetat dimasukan dalam tangki ekstraktor. Kemudian pengaduk dan coil pemanas dinyalakan. Proses beelangsung selama 2 jam dengan mempertahankan suhu operasi 95°C.

Type : Bejana tegak dengan bagian-bagian:
– badan shell berbentuk silinder
– tutup atas berbentuk standart dished head
– tutup bawah berbentuk conical ($\alpha = 120^\circ$)

Perlengkapan : – Coil pemanas
– Pengaduk

Kondisi operasi : – Temperatur (T) = 95 °C
– Tekanan (P) = 1 atm = 14,7 psia

(Christensson et al.,patent 2007)

Fase : Solid - liquid

Waktu operasi : 2 jam

Jumlah ekstraktor : 1 buah

(Christensson et al.,patent 2007)

Direncakan :

- Tutup atas berbentuk standar dished head
- Tutup bawah berbentuk conical dengan sudut $\alpha = 120^\circ$
- Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-240 Grade M type 316
- Jenis pengelasan = Double Welded Butt Joint (E=0,8)

- Faktor korosi	=	2/16 in	
- Bahan mengisi	=	75% bejana	
Wet ossein masuk	=	1269,5482	kg/jam
Water proses masuk	=	1269,5482	kg/jam
CH ₃ COOH masuk	=	1,5812	kg/jam
Jadi total bahan masuk	=	1269,5482 + 1,5812 + 1269,5482	
	=	3276,9095	kg/jam = 7224,2746 lb _m /jam

Densitas campuran :

ρ protein	=	1,43 gr/cm ³	=	89,2749 lb _m /ft ³
ρ lemak	=	0,9252 gr/cm ³	=	57,7617 lb _m /ft ³
ρ H ₂ O pada 95°C	=	0,9619 gr/cm ³	=	60,0489 lb _m /ft ³
ρ CaSO ₄ pada 95°C	=	2,96 gr/cm ³	=	184,7928 lb _m /ft ³
ρ MgSO ₄ pada 95°C	=	2,66 gr/cm ³	=	166,0638 lb _m /ft ³

Dari Centrifugal Separator H-122

Komponen	Massa Jenis (lb/ft ³)	Massa Jenis _{mix} (lb/ft ³)	Massa (kg)	Massa (lb)	Fraksi
Wet ossein yang terdiri dari					
Protein	86,562555	85,637869	1255,9865	2768,9478	0,9893
Lemak	66,515201	0,0453825	0,8661976	1,9096192	0,0007
H ₂ O	60,04892	0,5630307	11,903538	26,24254	0,0094
CaSO ₄	184,7928	0,0993792	0,6827469	1,5051838	0,0005
MgSO ₄	166,0638	0,0142835	0,1091969	0,2407354	0,0001
		86,359945	1269,5482	2798,8459	1

Dari Tangki Penampung CH₃COOH

Komponen	Massa Jenis (lb/ft ³)	Massa Jenis _{mix} (lb/ft ³)	Massa (kg)	Massa (lb)	Fraksi
Larutan CH ₃ COOH					
CH ₃ COOH	65,486781	64,831913	1,5653504	3,4509714	0,99
H ₂ O	62,15813	0,6215813	0,0158116	0,0348583	0,01
		65,453494	1,581162	3,4858297	1

Water Proses 27°C

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} \text{ pada } 27^\circ\text{C} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,15813 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Water Proses} = 1269,5482 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \rightarrow X_{\text{H}_2\text{O}} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa bahan masuk}} \\ &= \frac{1269,5482}{1269,5482} \\ &= 1,0000 \end{aligned}$$

P Campuran

Komponen	Massa Jenis	Massa Jenis _{mix} (lb/ft ³)	Massa (kg)	Massa (lb)	Fraksi
Wet ossein	86,359945	43,1531	1269,5482	2798,8459	0,4997
CH ₃ COOH	65,486781	0,040755	1,581162	3,4858297	0,0006
H ₂ O	62,15813	31,059723	1269,5482	2798,8459	0,4997
		74,253578	2540,6775	5601,1776	1

Menghitung μ campuran

$$\mu_{\text{wet ossein}} = 4,5334 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} \text{ pada } 27^\circ\text{C} = 0,8007 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} \text{ pada } 95^\circ\text{C} = 0,96186 \text{ cp} \quad (\text{Geankoplis})$$

$$\mu_{\text{CH}_3\text{COOH}} \text{ pada } 30^\circ\text{C} = 1,22 \text{ cp} \quad (\text{Wikipedia})$$

Dari Centrifugal Separator H-122

$$\text{Wet Ossein} = 1269,5482$$

$$\rightarrow X_{\text{wet ossein}} = \frac{\text{Massa wet ossein}}{\text{Massa bahan masuk}} = \frac{1269,5482 \text{ kg}}{1269,5482 \text{ kg}}$$

$$= 1$$

$$\mu_{\text{total H-122}}^{1/3} = X_{\text{wet ossein}} (\mu_{\text{wet ossein}})^{1/3}$$

$$= 1 (4,5334)^{1/3} \quad (\text{Perry, ed.8})$$

$$\mu_{\text{total H-122}} = 4,5333588$$

Dari Tangki CH₃COOH F-124 + Water Proses

$$X_{\text{wet ossein}} = 1,0000$$

$$X_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 0,9900$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 1,0000$$

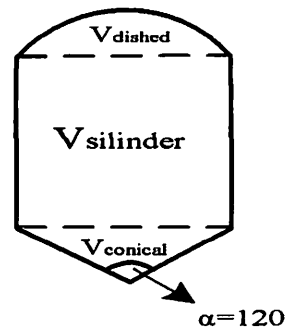
$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}}^{1/3} &= X_{\text{wet ossein}} \cdot (\mu_{\text{wet ossein}})^{1/3} + X_{\text{CH}_3\text{COOH}} \cdot (\mu_{\text{CH}_3\text{COOH}})^{1/3} + X_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (\mu_{\text{H}_2\text{O}})^{1/3} \\ &= 1,0000 \cdot (4,5334)^{1/3} + 0,9900 \cdot (1,22)^{1/3} + 1,0000 \\ &\quad \cdot (0,8007)^{1/3} \\ \mu_{\text{campuran}} &= 48,286841 \text{ cp} \end{aligned}$$

6.1 Rancangan Dimensi Vessel

A. Menentukan dimensi silinder

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam tangki ekstraksi} &= \frac{m}{\rho} \times \text{waktu pengisian} \\ &= \frac{7224,2746 \text{ lb}_m}{74,2536 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 48,6460 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{bahan}} + V_{\text{ruang kosong}} \\ &= 48,6460 \text{ ft}^3 + 0,25 V_T \\ 0,75 V_T &= 48,6460 \text{ ft}^3 \\ V_T &= 64,8613 \text{ ft}^3 \\ V_{\text{ruang kosong}} &= 25\% \times 64,8613 \text{ ft}^3 \\ &= 16,2153 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$



Ditentukan :

- Untuk bejana berpengaduk, volume ruang kosong = 25%
dan volume bahan = 75%
 - Residence time = 2 jam
 - Waktu pengisian = 0,5 jam
 - Tinggi Silinder = 1,5 DI
 - Sudut bawah vessel = ($\alpha = 120^\circ$)
- Volume total vessel = $V_1 + V_2 + V_3$

Dimana :

V_T = Volume total vessel

V_1 = Volume tutup bawah

V_2 = Volume tutup silinder

V_3 = Volume tutup atas

$V_T = V_1 + V_2 + V_3$

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

$$64,8613 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 di^3}{24 \text{tg}(60^\circ)} + \frac{3,14 di^2 \cdot 1,5 di}{4} + 0,0847 di^3$$

$$64,8613 \text{ ft}^3 = 0,0755 di^3 + 1,1775 di^3 + 0,0847 di^3$$

$$64,8613 \text{ ft}^3 = 1,3377 di^3$$

$$di^3 = 48,4858 \text{ ft}$$

$$di = 3,6465 \text{ ft}$$

$$= 43,7575 \text{ in}$$

B. Menentukan tinggi bahan dalam silinder (Lls)

$$V_{\text{bahan}} = V_1 + V_2$$

$$V_T = V_1 + V_2$$

$$= \frac{\pi \cdot di^3}{24 \text{tg}(1/2 \alpha)} + \frac{\pi}{4} di^2 \cdot Ls$$

$$64,8613 = \frac{3,14 di^3}{24 \text{tg}(60^\circ)} + \frac{3,14 di^2 \cdot Ls}{4}$$

$$64,8613 = 0,0755 di^3 + 0,785 di^2 \cdot Ls$$

$$64,8613 = 0,0755 (3,6465)^3 + 0,7850 (3,6465)^2 \cdot Ls$$

$$64,8613 = 3,6625 + 10,4379 Ls$$

$$Lls = 5,8631 \text{ ft}$$

$$= 70,3577 \text{ in}$$

C. Menentukan tekanan design

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

Keterangan :

$$P_{\text{operasi}} = 14,696 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times L_{\text{ls}}}{144 \times gc}$$

$$= \frac{74,2536 \times 32,174 \times 5,8631}{144 \times 32,174} = 3,0233 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = (14,696 + 3,0233) - 14,696 \text{ psig}$$

$$= 3,0233 \text{ psig}$$

D. Menentukan tebal silinder (ts)

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

$$= \frac{3,0233 \times 43,7575}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,0233)} + \frac{2}{16}$$

$$t_s = \frac{132,2933}{29996,372} + \frac{2}{16} = \frac{0,0706}{16} + \frac{2}{16}$$

$$= \frac{2,0706}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in} \quad 0,0156188 \text{ ft}$$

Standarisasi do :

$$d_o = d_i + 2 t_s = 43,7575 + 2 \times \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 44,1325 \text{ in} = 3,6762406 \text{ ft}$$

Berdasarkan Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 90 didapat $d_o = 48 \text{ in}$

$$d_i = d_o - 2 t_s = 48 - 2 \times \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 47,625 \text{ in} = 3,9671625 \text{ ft}$$

$$L_s = 1,5 d_i = 1,5 \times 47,625$$

$$= 71,4375 \text{ in} = 5,9507438 \text{ ft}$$

E. Menentukan tebal dan tinggi tutup atas

$$r = d_i = 47,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} icr &= 6\% \times d_i = 6\% \times 47,625 \\ &= 2,8575 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 P_i r}{f \cdot E - 0,1 P_i} \\ &= \frac{0,885 \times 3,0233 \times 47,625}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 3,0233)} + \frac{2}{16} \\ &= \frac{2,1359}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0156188 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$a = \frac{d_i}{2} = \frac{47,625}{2} = 23,8125 \text{ in}$$

$$AB = (d_i/2) - icr = 23,8125 - 2,8575 = 20,955 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 47,625 - 2,8575 = 44,7675 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{44,7675^2 - 20,955^2}$$

$$AC = 39,5603 \text{ in}$$

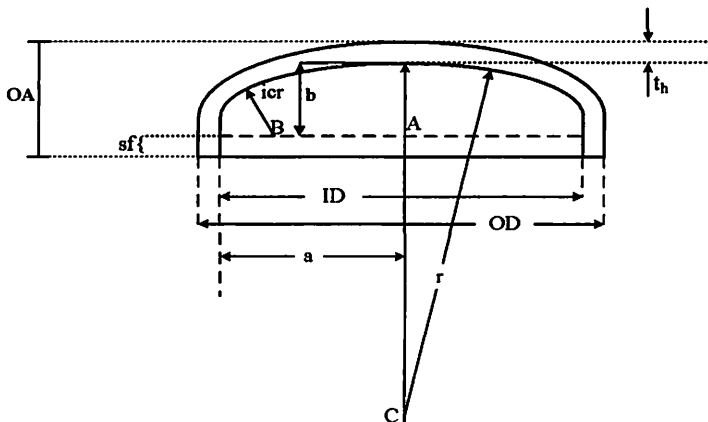
$$b = r - AC = 47,6250 - 39,5603 = 8,0647 \text{ in}$$

Dari Brownel & Young, tabel 5-6, hal 88 untuk $t_s = 3/16$ in diperoleh :

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

$$h_a = t_{ha} + b + sf$$

$$= \frac{3}{16} + 8,0647 + 1,5 = 9,7522 \text{ in} = 0,8123586 \text{ ft}$$



F. Menentukan tebal dan tinggi tutup bawah

$$\begin{aligned}
 d_e &= d_i = 47,625 \text{ in} \\
 t_{hb} &= \frac{P_i \cdot d_e}{2(f \cdot E - 0,6 \times P_i) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 &= \frac{3,0233 \times 47,625}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,0233) \cos 60} + \frac{2}{16} \\
 &= \frac{2,1536}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0156188 \text{ ft} \\
 h_b &= \frac{d_i}{2 \times \tan 1/2 \alpha} = \frac{47,625}{2 \times \tan 60} = 13,7482 \text{ in} = 1,1452 \text{ ft} \\
 L_{hb} &= h_b + sf = 13,7482 + 1,5 \\
 &= 15,2482 \text{ in} = 1,2701712 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 H &= h_a + L_s + L_{hb} \\
 &= 9,7522 + 71,4375 + 15,2482 = 96,4379 \text{ in} \\
 &= 8,0333 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut :

Diameter Luar (D_o)	=	48,0000 in	=	3,9984 ft
Diameter Dalam (D_i)	=	47,6250 in	=	3,9672 ft
Tinggi silinder (L_s)	=	71,4375 in	=	5,9507 ft
Tebal Silinder (t_s)	=	0,1875 in	=	0,0156 ft
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	0,1875 in	=	0,0156 ft
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	0,1875 in	=	0,0156 ft
Tinggi tutup atas (h_a)	=	9,7522 in	=	0,8124 ft
Tinggi tutup bawah (L_{hb})	=	15,2482 in	=	1,2702 ft
Tinggi Ekstraktor (H)	=	96,4379 in	=	8,0333 ft

6.2. Rancangan Dimensi Pengaduk

Perencanaan :

- Digunakan pengaduk jenis axial turbin dengan 4 blade
- Bahan konstruksi impeller dari carbon steel SA-240 grade M tipe 316
- Bahan yang digunakan untuk konstruksi poros pengaduk adalah hot rolled steel SAE 1020
- Data - data dari jenis pengaduk

$$D_a/D_t = 0,3 \quad - \quad 0,5 \quad L/D_a = 0,25$$

$$W/D_a = 0,2 \quad J/D_t = 0,0833$$

$$C/D_t = 0,3333 \quad (\text{Geankoplis, pg. 144})$$

Dimana:

D_t = Diameter dalam tangki

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

W = Lebar Pengaduk

L = Panjang Pengaduk

C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki

J = lebar baffle

A. Menentukan diameter impeler

$$D_a/D_t = 0,3$$

$$\begin{aligned} D_a &= 0,3 \quad D_t \\ &= 0,3 \times 3,9672 = 1,1901 \text{ ft} \end{aligned}$$

B. Menentukan lebar pengaduk

$$W/D_a = 0,2$$

$$\begin{aligned} W &= 0,2 \quad D_a \\ &= 0,2 \times 1,1901 = 0,2380 \text{ ft} \end{aligned}$$

C. Menentukan tinggi pengaduk dari dasar tangki

$$C/D_t = 0,3333$$

$$\begin{aligned} C &= 0,3333 \quad D_t \\ &= 0,3333 \times 3,9672 = 1,3224 \text{ ft} \end{aligned}$$

D. Menentukan panjang pengaduk

$$L/D_a = 0,25$$

$$L = 0,25 D_a$$

$$= 0,25 \times 1,1901 = 0,2975 \text{ ft}$$

E. Menentukan lebar baffle

$$J/D_i = 0,0833$$

$$J = 0,0833 D_i$$

$$= 0,0833 \times 3,9672 = 0,3306 \text{ ft}$$

F. Menentukan jenis pengaduk

Dari perbandingan Da/W pg 145 Geankoplis didapatkan bahwa $Da/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbin with disk*, four baffle setiap $D_i/J = 12$

G. Menentukan jumlah pengaduk

$$N = \frac{\text{Tinggi liquid dalam silinder}}{2 \times D_i^2} = \frac{5,8631}{2 \times 3,9672^2} = 0,1863 \approx 1 \text{ buah}$$

H. Menentukan daya pengaduk

$$n = 150 \text{ rpm} = 2,5 \text{ rps}$$

$$N_{Re} = \frac{n \times D_i^2 \times \rho}{\mu} = \frac{2,5 \text{ rps} \times 3,9672^2 \text{ ft} \times 74,2536 \text{ lb}_m/\text{ft}^3}{48,286841 \text{ cp} \times 6,72\text{E-}04 \text{ lb}_m/\text{ft}\cdot\text{s}}$$

$$N_{Re} = 90036,6465$$

Geankoplis, hal 144 $10 < N_{Re} < 10000$ maka aliran fluida adalah turbulen

Dari Geankoplis, gbr. 3.4-4, pg. 145 kurva 1 diperoleh harga $N_p = 5$

$$P = \frac{N_p \times \rho \times n^3 \times d_i^5}{g_c}$$

$$= \frac{5 \times 74,2536 \times 2,5^3 \times 3,9672^5}{32,1740}$$

$$= 177174,95 \text{ ft}\cdot\text{lb}_f/\text{s}$$

$$= 322,13626 \text{ Hp} = 240,21701 \text{ kW}$$

Dari Timmerhaus, gbr. 13-38, pg. 551, diperoleh η motor = 80%

$$P = \frac{322,1363}{0,8} = 402,6703 \text{ Hp} \approx 403 \text{ Hp}$$

I. Menentukan poros pengaduk

$$\tau = \frac{63025 \times P}{n} = \frac{63025 \times 403}{150} = 169327,17 \text{ lb/in}$$

s = maksimum design bearing stress yang diijinkan, lb/in^2

Bila digunakan bahan Hot-Roller Steel SAE 1020 (mengandung 40% carbon)

maka,

dari Hesse, pg.467, diperoleh harga $s = 40\% \times 45000 = 18000 \text{ lb/in}^2$

$$\tau = \frac{\pi \times s \times d_p^3}{16}$$

dimana :

d_p = diameter poros, in

$$\begin{aligned} d_p &= \left(\frac{16 \times \tau}{\pi \times s} \right)^{1/2} = \left(\frac{16 \times 169327,17}{3,14 \times 18000} \right)^{1/2} \\ &= 6,9234 \text{ in} \\ &= 0,5767 \text{ ft} \end{aligned}$$

J. Menentukan panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros, ft

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 6,7631 ft

l = panjang poros diatas bejana tangki = 0,2975 ft

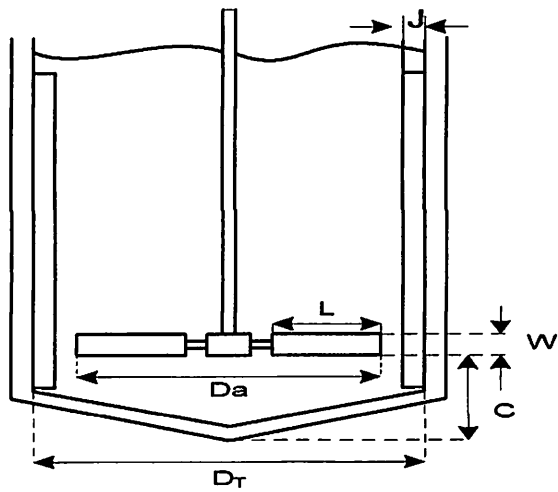
Z_i = jarak impeler dari dasar tangki = 1,3224 ft

maka :

$$\begin{aligned} L &= h + l - Z_i = 6,7631 + 0,2975 - 1,3224 \\ &= 5,7383 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kesimpulan Perancangan pengaduk :

Type	=	<i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>	
Diameter impeller (D_a)	=	1,1901 ft	14,2875 in
Tinggi Impeller diatas tangki (C)	=	1,3224 ft	15,8750 in
Lebar Impeller (W)	=	0,2380 ft	2,8575 in
Panjang Impeller (L)	=	0,2975 ft	3,5719 in
Lebar Baffle (J)	=	0,3306 ft	3,9688 in
Jumlah pengaduk (n_p)	=	1 buah	
Daya (P)	=	403 Hp	
Panjang Poros (L)	=	5,7383 ft	68,8866 in
Diameter poros (D)	=	0,5767 ft	6,9234 in



6.3. Rancangan Coil Pemanas

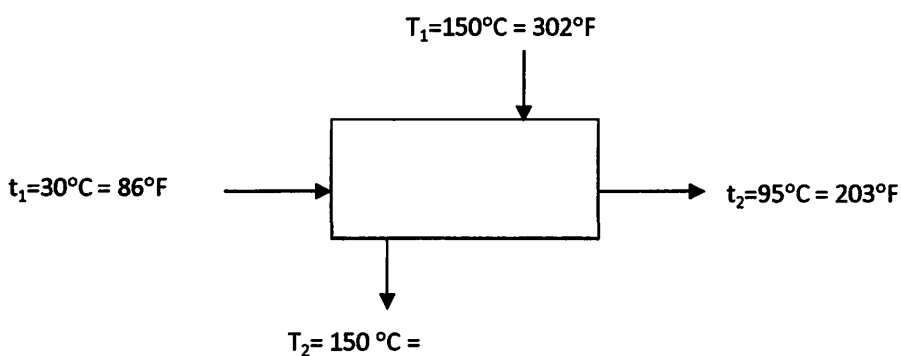
Reaksi yang terjadi dalam ekstraktor adalah endotermis yang beroperasi pada suhu 95°C secara isothermal digunakan coil pemanas dengan steam sebagai media pemanas dengan suhu 150°C untuk memeberikan panas ke dalam reaksi, sehingga operasi tetap berjalan dalam suhu 95°C .

Dasar perancangan:

- Massa steam yang dibutuhkan = $207,8401 \text{ kg/jam} = 458,20425 \text{ lb}_m/\text{jam}$
- Panas yang dibutuhkan = $104907,9120 \text{ kcal/jam} = 416037,09 \text{ Btu/jam}$
- Steam masuk pada suhu 150°C dan keluar pada suhu $150^{\circ}\text{C} = 302 \text{ }^{\circ}\text{F}$
- Tekanan operasi = $1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

Perencanaan :

- Digunakan coil pemanas yang berbentuk spiral
- Digunakan High Alloy Steel SA-240 Grade C type 374 sebagai konstruksi dari coil pemanas.
- Aliran coil cocurrent



A. Menentukan Δt_{LMTD}

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln \left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} \right)} = \frac{[302 - 86] - [302 - 203]}{\ln \left(\frac{302 - 86}{302 - 203} \right)}$$

$$= 149,9695 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

B. Menentukan suhu caloric

$$T_c = 0,5 (T_1 + T_2) = 0,5 (302 + 302) = 302 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 0,5 (t_1 + t_2) = 0,5 (203 + 86) = 144,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

C. Menentukan ukuran pipa

Pipa yang digunakan 1 in IPS Sch 40 (Kern, table 11 hal 844), diperoleh data pipa:

$$\begin{aligned} d_o &= 1,32 \text{ in} & a' &= 0,864 \text{ in}^2 \\ d_i &= 1,049 \text{ in} & a'' &= 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

D. Menghitung panjang pipa coil

Koefisien film pindah panas bagian dalam pipa coil pemanas

Diketahui steam jenuh:

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dimana:

h_{io} = koefisien perpindahan panas dari pipa luar dikoreksi terhadap diameter pipa dalam, Btu/j.ft².°F

E. Koefisien permukaan pindah panas bagian shell (tangki ekstraksi)

$$\begin{aligned} N_{REs} &= \frac{L^2 \times \rho_{\text{campuran}} \times N}{\mu \times 6,72E-04} \\ N_{Re} &= \frac{3,9672^2 \times 74,2536 \times 2,5}{48,286841 \times 6,72E-04} = 90040,6661 \end{aligned}$$

$10 < N_{Re} < 10000$ maka aliran fluida adalah turbulen

$$J_c = 125 \quad (\text{Kern, fig. 29.2, pg. 718})$$

$$h_o = J_c (k/D_i) (cp \cdot \mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14}$$

$$\text{Dimana : } \left(\frac{\mu_{\text{campuran}}}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{48,286841}{0,85485} \right)^{0,14} = 1,7590 \text{ cp}$$

Diambil $k = k$ untuk air karena komponen terbesar adalah air pada

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ maka:}$$

$$k = 0,3560 \text{ Btu/(hr)(ft}^2)(^\circ\text{F/ft)} \quad (\text{Kern, table 4, pg. 800})$$

$$Cp_{\text{protein}} = 0,7050 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 2,9518 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Cp_{\text{lemak}} = 1,9225 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 8,0492 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Cp_{\text{H}_2\text{O pada } 27^\circ\text{C}} = 0,9988 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 4,1819 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Cp_{\text{H}_2\text{O pada } 30^\circ\text{C}} = 0,9987 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 4,1814 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Cp_{\text{CaSO}_4} = 0,1758 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 0,7360 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$Cp_{\text{MgSO}_4} = 0,1933 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 0,8092 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

Menghitung Cp campuran

Fraksi massa wet ossein

$$X_{\text{protein}} = 0,9893$$

$$X_{\text{lemak}} = 0,0007$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 0,0094$$

$$X_{\text{CaSO}_4} = 0,0005$$

$$X_{\text{MgSO}_4} = 0,0001$$

$$\begin{aligned} C_{p \text{ wet ossein}} &= X_{\text{protein}} (C_{p\text{protein}}) + X_{\text{lemak}} (C_{p\text{lemak}}) + \\ &X_{\text{H}_2\text{O}} (C_{p\text{H}_2\text{O}}) + X_{\text{CaSO}_4} (C_{p\text{CaSO}_4}) + X_{\text{MgSO}_4} (C_{p\text{MgSO}_4}) \\ &= [0,9893 \times 2,9518] + [0,0007 \times 8,0492] + [0,0094 \times \\ &4,1814] + [0,0005 \times 0,7360] + [0,0001 \times 0,8092] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{p \text{ wet ossein}} &= 2,9654 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K} \\ &= 0,7083 \text{ btu/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Fraksi massa asam asetat

$$X_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 0,0006$$

$$C_{p\text{CH}_3\text{COOH}} = 301,8005 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

Fraksi massa water proses

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 0,4997$$

$$C_{p\text{H}_2\text{O}} = 4,1819 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned} C_{p \text{ campuran}} &= X_{\text{wet ossein}} \times C_{p \text{ wet ossein}} + X_{\text{CH}_3\text{COOH}} \times C_{p\text{CH}_3\text{COOH}} \\ &+ X_{\text{H}_2\text{O}} \times C_{p\text{H}_2\text{O}} \\ &= [0,4997 \times 2,9654] + [0,0006 \times 301,8005] \\ &+ [0,4997 \times 4,1819] \\ &= 3,7592 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{K} \\ &= 0,8979 \text{ btu/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= J_c (k/D_i) (c_p \cdot \mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0,14} \\ &= 125 \left(\frac{0,3560}{3,9672} \right) \times \left(\frac{0,8979 \times 116,8107}{0,3560} \right)^{1/3} \times 4,2553 \\ &= 317,60595 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

F. Koefisien permukaan pindah panas bagian coil (steam)

$$a_t = a' = 0,8640 \text{ in}^2$$

$$G_t = M/a_t = \frac{458,2042}{[0,8640 \times 144]} = 3,6828 \text{ lb/jam ft}^2$$

karena steam jenuh maka $h_{i0} = 1500 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

G. Menghitung tahanan panas pada pipa dalam keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{1500 \times 317,60595}{1500 + 317,60595} = 262,1079 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

H. Menghitung tahanan panas pada pipa dalam keadaan kotor

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

$$R_d = 0,0035 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$$

$$0,0035 = \frac{262,1079 - U_d}{262,1079 \times U_d} = U_d = 136,7012 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

I. Menghitung luas permukaan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{416037,0876}{136,7012 \times 149,9695} = 20,2935 \text{ ft}^2$$

J. Panjang coil pemanas

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{20,2935}{0,3440} = 58,9927 \text{ ft}$$

K. Menghitung jumlah lilitan coil

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

d_c = diameter coil, antara d_i bejana dan d_a pengaduk

$$d_i = 3,9672 \text{ ft} ; \quad d_a = 1,1901 \text{ ft}$$

$$d_c = 2,5787 \text{ ft} = 30,956 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{maka jumlah lilitan} = n_c &= \frac{58,9927}{3,14 \times 2,5787} \\ &= 7,2858 \text{ buah} \approx 8 \text{ buah} \end{aligned}$$

Pengecekan R_d baru

$$n_c = 8 \text{ buah}$$

$$L = n_c \times \pi \times d_c = 8 \times 3,14 \times 2,5787 = 64,7758 \text{ ft}$$

$$A = L \times a'' = 64,7758 \times 0,3440 = 22,2829 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ baru} = \frac{Q}{A \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{416037,0876}{22,2829 \times 149,9695} = 124,49664$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{262,1079 - 124,49664}{262,1079 \times 124,49664} = 0,0042 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/btu}$$

R_d baru > R_d tersedia, sehingga $n = 8$ (memadai)

L. Menghitung tinggi coil pemanas

Diambil jarak setiap lingkaran coil = 2 in

$$\begin{aligned} L_c &= \left[n_c - 1 \right] \times \left[\left(d_o + \text{jarak 2 coil} \right) + d_o \right] \\ &= \left[8 - 1 \right] \times \left[\left(1,32 + 2 \right) + 1,32 \right] \\ &= 32,4800 \text{ in} \\ &= 2,705584 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$L_{ls} = 5,8631 \text{ ft}$$

$L_c < L_{ls}$ (memadai)

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi coil pemanas sebagai

Diameter dalam pipa	=	0,0874 ft
Diameter luar pipa	=	0,1100 ft
Panjang coil pemanas	=	58,9927 ft
Jumlah lilitan coil	=	8 buah
Tinggi coil pemanas	=	2,7056 ft
Ukuran nominal pipa	=	1 in IPS Sch 40

6.4. Rancangan Nozzle

Pada ekstraktor terdapat beberapa nozzle yang terbagi dalam 3 tempat, yaitu:

1. Nozzle pada tutup atas

- Nozzle untuk pemasukan wet ossein
- Nozzle untuk pemasukan CH_3COOH
- Nozzle untuk pemasukan Water Proses

2. Nozzle pada silinder

- Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran steam
- Nozzle untuk man hole

3. Nozzle pada tutup bawah

- Nozzle untuk pengeluaran produk

Digunakan High Alloy Steel sebagai bahan konstruksi dari nozzle

A. Nozzle pemasangan wet ossein

- Rate wet ossein masuk = 2798,8459 lb_m/jam
- Densitas wet ossein = 86,3599 lb_m/ft³
- Viskositas wet ossein = 4,5333588 cp = 0,0030 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{2798,8459 \text{ lb}_m/\text{jam}}{86,3599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 32,4091 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0090 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned} d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause,pg 496)} \\ &= 3 \times 0,0090^{0,36} \times 4,5334^{0,18} \\ &= 0,7225 \text{ in} = 0,0602 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 2 in Sch 40

(Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 2,0670 \text{ in} = 0,1716 \text{ ft}$$

$$d_o = 2,3750 \text{ in} = 0,1971 \text{ ft}$$

$$a' = 3,3560 \text{ in} = 0,2785 \text{ ft}$$

$$\text{Cek harga } N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0090}{0,2785} = 0,0323$$

$$N_{Re} = \frac{86,3599 \times 0,1716 \times 0,0323}{0,0030}$$

$$= 157,1900$$

157,1900 < 2100 aliran laminar

B. Nozzle pemasukan CH₃COOH

- Rate CH₃COOH masuk = 3,4858 lb_m/jam
- Densitas CH₃COOH = 65,4535 lb_m/ft³
- Viskositas CH₃COOH = 1,22 cp = 0,0008 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{3,4858 \text{ lb}_m/\text{jam}}{65,4535 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 0,0533 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,479\text{E-}05 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned} d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause, pg 496)} \\ &= 3 \times 1,479\text{E-}05^{0,36} \times 1,22^{0,18} \\ &= 0,0567 \text{ in} = 0,0047 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 0,5 in Sch 40 (Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 0,2690 \text{ in} = 0,0223 \text{ ft}$$

$$d_o = 0,4050 \text{ in} = 0,0336$$

$$a' = 0,0570 \text{ in} = 0,0047$$

$$\text{Cek harga } N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1,479\text{E-}05}{0,0047} = 0,0031269$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{65,4535 \times 0,0223 \times 0,0031}{0,0008}$$

$$= 5,5741$$

$$5,5741 < 2100 \text{ aliran laminar}$$

C. Nozzle pemasangan water proses

- Rate water proses masuk = 2798,8459 lb_m/jam
- Densitas wet ossein = 62,1581 lb_m/ft³
- Viskositas water proses = 0,8007 cp = 0,0005 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{2798,8459 \text{ lb}_m/\text{jam}}{62,1581 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\
 &= 45,0278 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0125 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned}
 d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause,pg 496)} \\
 &= 3 \times 0,0125^{0,36} \times 0,8007^{0,18} \\
 &= 0,5953 \text{ in} = 0,0496 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 0,75 in Sch 40 (Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 0,8240 \text{ in} = 0,0684 \text{ ft}$$

$$d_o = 1,0500 \text{ in} = 0,0872 \text{ ft}$$

$$a' = 0,5330 \text{ in} = 0,0442$$

$$\text{Cek harga } N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0125}{0,0442} = 0,2827$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{62,1581 \times 0,0684 \times 0,2827}{0,0005}$$

$$= 223,3864$$

$$223,39 < 2100 \text{ aliran laminar}$$

D. Nozzle pemasukan Steam

- Rate water steam masuk = 458,2042 lb_m/jam
- Densitas steam = 29,3740 lb_m/ft³
- Viskositas steam = 1,488 cp = 0,0010 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{458,2042 \text{ lb}_m/\text{jam}}{29,3740 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 15,5990 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0043 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned} d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause,pg 496)} \\ &= 3 \times 0,0043^{0,36} \times 1,488^{0,18} \\ &= 0,4544 \text{ in} = 0,0379 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 1 in Sch 40 (Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 1,0490 \text{ in} = 0,0871 \text{ ft}$$

$$d_o = 1,3200 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft}$$

$$a' = 0,8640 \text{ in} = 0,0717$$

$$\text{Cek harga } N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0043}{0,0717} = 0,0604$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{29,3740 \times 0,0871 \times 0,0604}{0,0010} \\ &= 154,5488 \end{aligned}$$

154,55 < 2100 aliran laminar

E. Nozzle pengeluaran Steam

- Rate water steam keluar = 458,2042 lb_m/jam
- Densitas steam = 29,3740 lb_m/ft³
- Viskositas steam = 1,488 cp = 0,0010 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{458,2042 \text{ lb}_m/\text{jam}}{29,3740 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 15,5990 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0043 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned} d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause, pg 496)} \\ &= 3 \times 0,0043^{0,36} \times 1,488^{0,18} \\ &= 0,4544 \text{ in} = 0,0379 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 1 in Sch 40

(Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 1,0490 \text{ in} = 0,0871 \text{ ft}$$

$$d_o = 1,3200 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft}$$

$$a' = 0,8640 \text{ in} = 0,0717$$

$$\text{Cek harga } N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0043}{0,0717} = 0,0604$$

$$N_{Re} = \frac{29,3740 \times 0,0871 \times 0,0604}{0,0010}$$

$$= 154,5488$$

$$154,55 < 2100 \text{ aliran laminar}$$

F. Nozzle pengeluaran produk

- Rate produk keluar = 2413,6436 lb_m/jam
- Densitas produk = 86,3599 lb_m/ft³
- Viskositas produk = 4,5333588 cp = 0,0030 lb_m/ft.s

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{rate umpan}}{\rho \text{ umpan}} = \frac{2413,6436 \text{ lb}_m/\text{jam}}{86,3599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3} \\ &= 27,9486 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0078 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Pemilihan nozzle didasarkan pada:

- Rate volumetrik (Q)
- Asumsi aliran laminar
- Diameter dalam pipa optimum

$$\begin{aligned} d_{i,\text{opt}} &= 3 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhause,pg 496)} \\ &= 3 \times 0,0078^{0,36} \times 4,5334^{0,18} \\ &= 0,6850 \text{ in} = 0,0571 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa = 2,5 in Sch 40 (Brownel & Young, pg 387)

didapatkan :

$$d_i = 2,4690 \text{ in} = 0,2049 \text{ ft}$$

$$d_o = 2,8750 \text{ in} = 0,2386 \text{ ft}$$

$$a' = 4,7900 \text{ in} = 0,3976$$

$$\text{Cek harga } N_{Re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0078}{0,3976} = 0,0195$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{86,3599 \times 0,2049 \times 0,0195}{0,0030} \\ &= 113,4452 \end{aligned}$$

113,44523 < 2100 aliran laminar

G. Nozzle untuk Hand Hole

Lubang man hole berdasarkan standart yang ada, yaitu 10 in (Brownel & Young, hal 351).

Dari Brownel & Young, table 12.2, hal 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle. Dipilih flange standart type welding neck dengan dimensi sebagai berikut:

Nozzle	NIPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
B	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
C	0,75	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
D	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
E	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
F	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
G	10	16	1 3/16	12 3/4	12	10,75	4	10,02

Keterangan

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan wet ossein
 Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan CH₃COOH
 Nozzle C = Nozzle untuk pemasukan water proses
 Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan steam masuk
 Nozzle E = Nozzle untuk steam keluar
 Nozzle F = Nozzle untuk pengeluaran produk
 Nozzle G = Nozzle untuk man hole
 NPS = ukuran nominal pipa, in
 A = diameter luar flange, in
 T = tebal minimal flange, in
 R = diameter luar bagian yang menonjol, in
 E = diameter hubungan pada alas, in
 K = diameter hubungan pada titik pengelasan, in
 L = panjang hubungan, in
 B = diameter dalam flange, in

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi nozzle sebagai:

A. Nozzle pemasukan wet ossein

- Diameter luar (d_o) = 0,1971 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,1716 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,2785 ft

B. Nozzle pemasukan CH_3COOH

- Diameter luar (d_o) = 0,0336 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,0223 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,0047 ft

C. Nozzle pemasukan water proses

- Diameter luar (d_o) = 0,0872 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,0684 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,0442 ft

D. Nozzle pemasukan Steam

- Diameter luar (d_o) = 0,1096 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,0871 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,0717 ft

E. Nozzle pengeluaran Steam

- Diameter luar (d_o) = 0,1096 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,0871 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,0717 ft

F. Nozzle pengeluaran produk

- Diameter luar (d_o) = 0,2386 ft
- Diameter dalam (d_i) = 0,2049 ft
- Schedule = 40 Sch
- Luas (A) = 0,3976 ft

G. Nozzle untuk Hand Hole

- ukuran nominal pipa, in = 10 in
- diameter luar flange, in = 16 in

- tebal minimal flange, in = 1 3/16 in
- diameter luar bagian yang menonjol, in = 12 3/4 in
- diameter hubungan pada alas, in = 12 in
- diameter hubungan pada titik pengelasan, in = 10,75 in
- panjang hubungan, in = 4 in
- diameter dalam flange, in = 10,02 in

6.5. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Tangki Ekstraksi

Untuk mempermudah perbaikan dan perawatan dari tangki ekstraksi, maka tutup bejana dihubungkan dengan bagian shell secara flange dan boating.

- Flange

Bahan konstruksi High Alloy Steel SA-240 Grade O tipe 405 dari Brownel & Young, pg 342 diperoleh:

Tensile Strength minimum = 60000 psia

Allowable stress = 15000 psia

Type flange = Ring flange loose type

- Bolting

Bahan konstruksi High Alloy Steel SA-193 Grade B8 tipe 304 dari Brownel & Young, pg 344 diperoleh:

Tensile Strength minimum = 75000 psia

Allowable stress = 15000 psia

- Gasket

Bahan konstruksi = asbeston

dari Brownel & Young, gbr 12.11, pg 228 diperoleh:

Gasket faktor (m) = 2

Minimum design seating stress = 1600 psia

A. Perancangan gasket

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

Dimana:

y = minimum design seating stress

d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

p = internal pressure

m = gasket faktor

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{1600 - 14,7 \times 2}{1600 - 14,7 \times (2 + 1)}} = 1,0047$$

$$d_i \text{ gasket} = d_o \text{ tangki} = 42 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 1,0047 \times 42 = 42,1979 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum (A)} &= \frac{d_o}{2} - \frac{d_i}{2} = \frac{42,1979}{2} - \frac{42}{2} \\ &= 0,0990 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1,5835}{16} \approx \frac{1}{8} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket minimum (G)} &= d_i + A \\ &= 42 + 0,1250 = 42,1250 \text{ in} \\ &= 3,5090 \text{ ft} \end{aligned}$$

B. Perancangan baut

1. Perhitungan beban baut

Beban supaya gasket tidak bocor (H_y), dengan menggunakan persamaan :

$$Wm_2 = H_y = \pi b G y \quad (\text{Brownel \& Young, pg 240})$$

Dimana: b = lebar efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket

y = minimum design seating stress

$$b_o = \frac{A}{2} = \frac{0,0990}{2} = 0,0495 \text{ in} < \frac{1}{4} \text{ in} \text{ maka } b = b_o$$

(Brownel & Young, pg 229)

$$\begin{aligned} Wm_2 = H_y &= \pi \times 0,0495 \times 42,1250 \times 1600 \\ &= 10478,1 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (Wm_1)

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

didapatkan :

$$Wm_1 = H + H_p$$

- Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \times \pi \times b \times G \times m \times p \\ &= 2 \times 3,14 \times 0,0495 \times 42,1250 \times 2,00 \\ &\quad \times 14,7000 \\ &= 384,87497 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi}{4} \times G^2 \times p && \text{(Brownell and Young, 1959)} \\ &= \frac{3,14}{4} \times 42,1250^2 \times 14,7000 \\ &= 20477,02305 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} W_{m_1} &= H + H_p \\ &= 20477,0231 + 384,87497 \text{ lb} \\ &= 20861,8980 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

3. Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownel & Young, persamaan 12.92 hal 240 didapatkan :

$$\begin{aligned} f_b &= \text{Alloweble stress bolt pada temperatur operasi} \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$A_{m_1} = \frac{W_{m_1}}{f_b} = \frac{20861,89802 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 1,3908 \text{ in}^2$$

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

Ukuran baut	= 0,875 in
Root area	= 0,419 in
Bolt spacing minimum (B_s)	= 2 (1/16) in
Minimum radial distance (R)	= 1 (1/4) in
Edge distange (E)	= 1 (5/16) in
Nut dimension	= 1 (7/16) in
Max. Fillet radius	= 0,375 in

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{Am_1}{\text{Root area}} \\
 &= \frac{1,3908 \text{ in}^2}{0,4190 \text{ in}} \\
 &= 3,3193 \approx 4 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

4. Evaluasi lebar gasket

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

$$A_b \text{ actual} = 4 \times 0,4190 \text{ in}$$

$$A_b \text{ actual} = 1,676 \text{ in}$$

□ Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned}
 W &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times G \times y} \\
 &= 1,676 \times \frac{15000}{2 \times 3,14 \times 42,1250 \times 1600} \\
 &= 0,0594 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

C. Perancangan flange

1. Menghitung diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD} &= \text{Bolt circle diameter} + 2E \\
 &= C + 2E
 \end{aligned}$$

(Browell & Young, 1959)

Dari dimensi baut didapatkan :

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Edge distange (E)} = 1,3125 \text{ in}$$

2. Menentukan bolt circle diameter (C) :

$$C = d_i \text{ gasket} + 2 \left[1,4150 \text{ go} + R \right]$$

Dimana :

$$- d_i \text{ gasket} = 42,1250 \text{ in}$$

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

Maka bolthing cicle diameter (C) :

$$C = 42,1250 + 2 \left[1,415 \times 0,1875 + 1,25 \right] = 45,1556 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD} &= \text{Bolt circle diameter} + 2E \\
 &= 45,1556 + [2 \times 1] \\
 &= 47,7806 \text{ in}
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

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

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

(Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{A_{m1} + A_b}{2} \times f_a \\
 &= \frac{1,3908 + 1,676}{2} \times 15000 \\
 &= 23000,94901 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak Radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

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

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} = \frac{45,1556 - 42,1250}{2} \text{ in} \\
 &= 1,5153 \text{ in}
 \end{aligned}$$

◦ Momen Flange (M_a)

Dari Brownell & Young, persamaan hal 243 :

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 &= 23000,94901 \times 1,5153 \\
 &= 34853,6255 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Dalam Kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 23000,94901 \text{ lb}$$

◦ Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

Tekanan Hidrostatik pada daerah flange (H_D)

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

$$\begin{aligned} \text{Dimana : } B &= \text{do shell} = 42 \text{ in} \\ P &= \text{tekanan operasi} = 14,7000 \text{ psia} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0,785 \times 42^2 \times 14,7000 \\ &= 20355,678 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{45,1556 - 42}{2} = 1,5778 \text{ in}$$

Moment komponen M_D

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 20355,678 \times 1,5778 \\ &= 32117,44319 \text{ lb.in} \end{aligned}$$



Menghitung komponen moment ke M_G

$$M_G = H_G \times h_G$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= W_{m1} - H \\ &= 23000,94901 \text{ lb} - 20477,0231 \text{ lb} \\ &= 2523,925957 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 2523,925957 \text{ lb} \times 1,5153 \text{ in} \\ &= 3824,5366 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Menghitung komponen moment ke M_T

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 :

$$M_T = H_T \times h_T$$

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

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 20477,02305 - 20355,678 = 121,3451 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{1,5778 + 1,5153}{2} = 1,5466 \text{ in}$$

Sehingga,

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 121,3451 \times 1,5466$$

$$= 187,66771 \text{ lb.in}$$

° Moment total pada keadaan operasi (M_o)

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 32117,44319 + 3824,5366 + 187,66771$$

$$= 36129,6475 \text{ lb.in}$$

4. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan hal 244 didapatkan

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

Sehingga didapatkan rumus :

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

Dimana :

$$A = \text{diameter luar flange} \quad 47,7806 \text{ in}$$

$$B = \text{diameter luar silinder} \quad 42 \text{ in}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan untuk bahan flange} = 15000 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$k = A/B$$

$$= \frac{47,7806}{42} = 1,1376$$

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

$$Y = 33$$

$$M_{\text{mix}} = M_o = 36129,6475 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal Flange :

$$t = \sqrt{\frac{33 \times 36129,6475}{15000 \times 42}}$$

$$= 1,3757 \text{ in} = 0,1146 \text{ ft}$$

Kesimpulan perancangan :

1. Gasket

- Bahan Konstruksi = asbeston
- Gasket faktor = 2,00
- Min design seating stress (y) = 1600 psia
- Lebar gasket = 0,125 in = 0,0104 ft

2. Bolthing

- Bahan Kontruksi = High Alloy Steel SA-193 Grade B8 tipe 304
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Ukuran baut = 0,875 in = 0,0729 ft
- Jumlah baut = 4 buah
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2,0625 in = 0,1718 ft
- Min. Radial distance (R) = 1,25 in = 0,1041 ft
- Edge distange (E) = 1,3125 in = 0,1093 ft

3. Flange pada tangki

- Bahan Kontruksi = High Alloy Steel SA-240 Grade O tipe 405
- Tensile Strength minimum = 60000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Type Flange = *Ring flange loose type*
- Tebal Flange = 1,3757 in = 0,1146 ft

6.6. Rancangan Sistem Penyangga

1. Menentukan berat total Ekstraktor

Sistem penyangga dirancang untuk mampu menyangga berat bejana total dan perlengkapannya. Bahan-bahan yang terdiri dari :

- Berat silinder dan tutupnya
- Berat larutan dalam tangki ekstraksi
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat attachment
- Berat coil pemanas
- Berat steam

A. Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk membuat ekstraktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-120(Perry 8th,1997), yaitu :

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

Dimana:

W_s = berat silinder tangki ekstraksi, lb

D_o = diameter luar silinder = 3,9984 ft

D_i = diameter dalam silinder = 3,9672 ft

H = tinggi silinder = 8,0333 ft

ρ = densitas bahan konstruksi = 481 lb/ft³

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times 3,9984^2 - 3,9672^2 \times 8,0333 \times 481 \\ &= 754,74458 \text{ lb} \end{aligned}$$

B. Menentukan berat tutup atas ekstraktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

t_{ha} = 0,0156 ft

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam atas}} &= 0,0847 \times D_i^3 \\ &= 0,0847 \times 3,9672^3 \\ &= 5,2883888 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= 0,0847 \times (D_i + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times 3,9672^3 + 0,0156^3 \\ &= 5,3511 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= 5,3511 - 5,2884 \\ &= 0,0627 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,0627 \times 481 \\ &= 30,1623 \text{ lb} \end{aligned}$$

C. Menentukan berat tutup bawah ekstraktor

Tutup atas berbentuk *standard dished*

$$t_{hb} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\tan(0,5\alpha) = 1,7321$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam bawah}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{D_T^3}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{3,14}{24} \times \frac{3,9672^3}{1,7321} \\ &= 4,7163 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup bawah luar}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{(D_i + t_{ha})^3}{\tan 1/2 \alpha} \\ &= \frac{3,14}{24} \times \frac{[3,9672 + 0,0156]^3}{1,7321} \\ &= 4,7722 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup bawah}} &= V_{\text{tutup bawah luar}} - V_{\text{tutup dalam bawah}} \\ &= 4,7722 - 4,7163 \\ &= 0,0559 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{dinding tutup bawah}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,0559 \times 481 \\ &= 26,8992 \text{ lb} \end{aligned}$$

D Menentukan berat larutan dalam ekstraktor

$$W_{\text{larutan}} = m \times t$$

Dimana

$$m = \text{berat larutan dalam ekstraktor} = 1269,5482 \text{ kg/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal dalam ekstraktor} = 2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{larutan}} &= 2539,0963 \text{ kg} \\ &= 5597,6918 \text{ lb} \end{aligned}$$

E. Menentukan berat poros pengaduk

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

$$- \text{Panjang poros pengaduk (Lps)} = 5,7383 \text{ ft}$$

$$- \text{Diameter poros pengaduk (Dps)} = 0,5767 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{poros pengaduk}} &= \frac{\pi}{24} \times D_{ps}^2 \times L_{ps} \times \rho \\
 &= \frac{\pi}{24} \times 0,5767^2 \times 5,7383 \times 481 \\
 &= 120,1096 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

F. Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh :

- Diameter Pengaduk (D_a) = 1,1901 ft
- Panjang pengaduk (L) = 0,2975 ft
- Lebar Pengaduk (W) = 0,2380 ft
- jumlah blade = 4

$$\begin{aligned}
 W_{\text{pengaduk}} &= n \times D_a \times L \times W \times \rho \\
 &= 4 \times 1,1901 \times 0,2975 \times 0,2380 \times 481 \\
 &= 162,1731 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

G. Menentukan Berat coil

Dari perhitungan dimensi coil diperoleh :

- Diameter dalam coil (d_{ic}) = 0,0874 ft
- Diameter luar coil (d_{oc}) = 0,1100 ft
- Tinggi coil (T_c) = 2,7056 ft

$$\begin{aligned}
 W_{\text{coil}} &= \frac{\pi}{4} \times d_{oc}^2 \times d_{ic}^2 \times T_c \times \rho \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 0,1100^2 \times 0,0874^2 \times 2,7056 \times 481 \\
 &= 4,5509295 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

H. Menghitung berat pemanas

$$\text{Steam masuk ekstraktor} = 458,2042 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{waktu tinggal dalam ekstraktor} = 2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{steam}} &= 458,2042 \times 2 \\
 &= 916,40849 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

I. Menghitung Berat perlengkapan lainnya (Attachment)

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

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

Dimana :

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

$$W_s = \text{berat shell ekstraktor} = 754,74458 \text{ lb}$$

Sehingga :

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

$$= 18\% \times 754,74458$$

$$= 135,8540 \text{ lb}$$

10. Menghitung berat total ekstraktor

Bagian	Berat (lb)
W_s	754,7446
$W_{\text{tutup atas}}$	30,1623
$W_{\text{tutup bawah}}$	26,8992
W_{larutan}	0,0000
$W_{\text{poros pengaduk}}$	120,1096
W_{pengaduk}	162,1731
W_{pemanas}	916,4085
W_a	135,8540
W_{coil}	4,5509
W_T	2150,9022

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

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= W_T = \left| 100\% + 20\% \right| \times 2150,9022 \text{ lb} \\ &= 2581,082619 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Perancangan leg support (penyangga)

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

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

Dimana :

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

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

Maka berlaku : P_w = 0

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

$$\begin{aligned} P &= \frac{\Sigma W}{n} \\ &= \frac{2581,082619}{4} = 645,2707 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

Trial ukuran I-beam 4" ukuran 4 x 2 (5/8) dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu, didapatkan :

- Nominal size = 4 in
- Berat = 7,7 lb
- Area of section (A_y) = 2,21 in²
- Dept of beam (h) = 4 in
- Widht of flange (b) = 2,66 in

$$\begin{aligned} \circ \text{ Axis } (r) &= 1,64 \text{ in} \\ \circ I_{1-1} &= 6,0 \text{ in}^4 \end{aligned}$$

A. Menghitung tinggi total ekstraktor (H)

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

$$\text{Tinggi ekstrakto} = 8,0333 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga tinggi total ekstraktor (H)} &= 8,0333 + 5 \\ &= 13,0333 \text{ ft} \end{aligned}$$

B. Menghitung panjang leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \left[13,0333 \right] + 2,5 \\ &= 9,0166 \text{ ft} = 108,1996 \text{ in} \end{aligned}$$



C. Menentukan bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{108,1996}{1,64} = 65,9754 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Karena } l/r \text{ antara } 60\text{-}200 \text{ maka } f_c &= \frac{18000}{1 + \frac{(l/r)^2}{18000}} \quad (\text{B \& Y. 1959}) \\ &= \frac{18000}{1 + \frac{65,9754^2}{18000}} = 14494,859 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{c \text{ eksentrik}} \\ &= f_c - \frac{p(a+0,5b)}{I_{1-1}/0,5b} \\ &= 14494,859 - \frac{645,2707 \left[\frac{1,5}{6,0} + 0,5 \times \frac{2,66}{2,66} \right]}{0,5 \times 2,66} \\ &= 14494,859 - 404,78904 \\ &= 14090,0703 \text{ psi} = 14090,0703 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

D. Luas (A) yang dibutuhkan

$$A = \frac{p}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{645,2707 \text{ lb}}{14090,0703 \text{ lb/in}^2} = 0,0458 < A_y$$

$$\begin{aligned} \% \text{ beda} &= \frac{2,21 - 0,0458}{2,21} \times 100\% \\ &= 97,9278\% \end{aligned}$$

$A < A$ tersedia maka ukuran penyangga memadai

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I-beam = 4 in
- Berat = 7,7 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik



3. Perancangan base plate

Perencanaan :

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

Material base plate = Beton

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

Kedalam beam (h) = 4 in

Lebar flange (b) = 2,66 in

A. Menghitung luas penampang base plate (A_{bp})

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

Dimana :

A_{bp} = luas base plate, in²

P = beban dari tiap-tiap base plate = 645,2707 lb

f_c = stress yang diterima oleh pondasi

(bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in²) (Hesse, 1945)

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{645,2707 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\ &= 1,0755 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

B. Menghitung panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2 = 1,0755 \text{ in}^2$$

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

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

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

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= [2m + 0,95h] \times [2n + 0,8b] \\ 1,0755 &= 2m + \left| \begin{array}{c} 0,95 \\ 4 \end{array} \right| \times 2n + \left| \begin{array}{c} 0,8 \\ 2,66 \end{array} \right| \\ &= \left| \begin{array}{c} 2m \\ 3,80 \end{array} \right| \times \left| \begin{array}{c} 2m \\ 2,128 \end{array} \right| \\ 1,0755 &= 4m^2 + 11,8560m + 8,0864 \\ -7,0109 &= 4m^2 + 11,8560m \\ m &= 1,0938 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= [2m + 0,95h] \\ &= [2 \times 1,0938] + [0,95 \times 4] \\ &= 5,9876 \text{ in} \approx 6 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate (l)} &= [2n + 0,8b] \\ &= [2 \times 1,0938] + [0,8 \times 2,66] \\ &= 4,3156 \text{ in} \approx 5 \end{aligned}$$

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

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

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

$$\begin{aligned} A_{bp} \text{ baru} &= p \times l \\ &= 5,9876 \times 4,3156 \\ &= 25,8398 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

D. Menghitung harga m dan n baru

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

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= [2m + 0,95h] \\ 6,0000 &= [2 \times m] + [0,95 \times 4] \\ m &= 1,1000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar base plate (l)} &= [2n + 0,8b] \\
 5,0000 &= [2 \times n] + [0,8 \times 2,66] \\
 n &= 1,4360 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

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

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

Dengan :

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

$$P = \text{beban tiap kolom} = 645,2707 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas base plate} = 25,8398 \text{ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 fc' &= \frac{645,2707 \text{ lb}}{25,8398 \text{ in}^2} \\
 &= 24,9720 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

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

F. Menghitung tebal base plate

Dari Hasse, 1945, halaman 163 didapatkan persamaan :

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

Dimana :

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

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

$$= fc' = 24,9720 \text{ psi}$$

Tebal base plate :

$$\begin{aligned}
 t_{hp} &= \sqrt{0,00015 \times 24,9720 \times 1,4360^2} \\
 &= 0,0879 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung dimensi baut dari base plate

$$\text{Gaya yang bekerja pada 1 leg (P)} = 645,2707 \text{ lb}$$

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

Beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ = \frac{645,2707}{4} = 161,31766 \text{ lb}$$

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

Max. Allowable stress (f) = 15000 lb/in²

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\ = \frac{161,31766 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ = 0,0108 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = 1/4 \times \pi \times d_{\text{baut}}^2 \\ 0,0108 = 1/4 \times 3,14 \times d_{\text{baut}}^2 \\ d_{\text{baut}}^2 = 0,1170 \text{ in}^2$$

Standarisasi diameter baut dari Bronell & Young, tabel 10,4 hal 188

diperoleh ukuran baut 1/2 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

- Ukuran baut = 0,5 in
- Root area = 0,126 in²
- Bolt spacing minimum (Bs) = 1 (1/4) in
- Minimum radial distance (R) = 1 (3/16) in
- Edge distange (E) = 0,625 in
- Nut dimension = 0,875 in
- Max. Fillet radius = 0,25 in

4. Perancangan lug dan gusset

Perencanaan :

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

Dari Brownell & Young, 1959, hal 344 didapatkan

- Tipe = Double Gusset Plate
- Bahan = *High alloy steel SA-193 grade B8t type 321*
- Max Allowable Stress (f) = 15000 psi

A. Menghitung tebal horizontal plate (t_{hp})

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

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

Dimana :

t_{hp} = tebal plate horisontal, in

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

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

Menghitung jumlah moment sepanjang arah radial (My)

Dari Brownell & Young, 1959, hal 193 didapatkan

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

Dimana :

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

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

$$\text{lug} = 161,3177 \text{ lb}$$

μ = *Poisson's Ratio* = 0,33 for steel

e = radius = 0,5 Nut Dimension across flats

∂ = Kostanta dari tabel 10.6

l = panjang lug

Menentukan gusset spacing (b')

Lebar flange (b) = 2,660 in

Diameter baut (d_{baut}) = 0,5 in

$$\begin{aligned} b' &= b + 2 \times d_{baut} \\ &= 2,660 + 2 \times 0,5 \\ &= 4,4100 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta ∂_1

Untuk perancangan lug dengan disertai beban maka nilai dari panjang

lug adalah :

$$\begin{aligned} l &= b_{I\text{-beam}} = \text{lebar flange} = 2,660 \text{ in} \\ \frac{b'}{l} &= \frac{4,4100}{2,660} = 1,6579 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, 1959, hal 192 didapatkan :

$$\frac{b'}{l} = \frac{4,4100}{2,660} = 1,6579 \Rightarrow \partial_1 = 0,1949$$

Menentukan radius (e)

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \times \text{Nut Dimension across flats} \\ &= 0,5 \times 0,875 \\ &= 0,2188 \end{aligned}$$

Sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} My &= \frac{P}{4\pi} \times \left| (1+\mu) \cdot \text{Ln } 2l / e\pi + (1 - \partial_1) \right| \\ &= \frac{161,3177}{12,56} \times 1,3 \times \text{Ln } \frac{5,32}{0,6869} \times \left| 1 - 0,1949 \right| \\ &= 34,9849 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} t_{hp} &= \sqrt{\frac{6 My}{f_{\text{allowable}}}} = \sqrt{\frac{6 \times 34,9849}{15000}} \\ &= 0,0070 \text{ in} \end{aligned}$$

B. Menghitung tebal Gusset (t_g)

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

$$\begin{aligned} t_g &= \frac{3}{8} \times t_{hp} = \frac{3}{8} \times 0,0070 \\ &= 0,0026 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi gusset (hg)

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

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

$$\begin{aligned} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} = \left| 0,5 + 9 \right| \text{ in} \\ &= 9,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$= 9,8750 + 1 = 10,7500 \text{ in}$$

Menghitung tinggi lug (h)

$$\begin{aligned}
 h &= h_g + 2 \cdot t_{hp} \\
 &= 10,7500 + \left| 2 \times 0,0070 \right| = 10,7640 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :**1. Lug**

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,0070 in
- Tinggi = 10,7640 in

2. Gusset

- Tebal = 0,0026 in
- Tinggi = 10,7500 in

6.7 Perancangan Pondasi Ekstraktor**Perencanaan :**

⌘ Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat ekstraktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

⌘ Ditentukan :

- Masing-masing penyangga diberi pondasi
- Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan :

⌘ Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 161,3177 \text{ lb}$$

⌘ Menghitung beban base plate (W_{bp})

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

Dimana :

- p = panjang base plate = 0,4998 ft = 6,0000 in
- l = lebar base plate = 0,4165 ft = 5,0000 in
- t = tebal base plate = 0,0006 ft = 0,0070 in
- ρ = densitas bahan konstruksi = 481 lb/ft³

(Perry 7th,1999)

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,4998 \times 0,4165 \times 0,0006 \times 481 \\ &= 0,0584 \text{ lb} \end{aligned}$$

Ⓓ Menghitung beban penyangga (W_p)

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

Dimana :

- L = tinggi kolom = 4 in = 0,3333 ft
- A = luas kolom I-beam = 0,0458 in² = 0,0003 ft²
- F = faktor koreksi = 3,4
- ρ = densitas dari plate = 481 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= 0,3333 \times 0,0003 \times 3,4 \times 481 \\ &= 0,1734 \text{ lb} \end{aligned}$$

Ⓓ Menghitung berat total ekstraktor dan support

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 161,3177 + 0,0584 + 0,1734 \\ &= 161,5494 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

* Luas pondasi atas = 15 x 15 in

* Luas pondasi bawah = 25 x 25 in

* Tinggi = 20 in

$$\begin{aligned} \text{* Luas pondasi rata-rata (A)} &= \frac{\text{Luas pondasi (atas + bawah)}}{2} \\ &= \frac{15 \times 15 + 25 \times 25}{2} \\ &= 425 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{* Volume pondasi (V)} &= A \times T \\ &= 425 \times 20 \\ &= 8500 \text{ in}^3 = 4,9187 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

* Bahan konstruksi pondasi : semen-batu-pasir

* Densitas : 137 lb/ft³ (Perry 7th, 1999)

$$\begin{aligned}
 * \text{ Berat Pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 4,9187 \times 137 \\
 &= 673,86603 \text{ lbm/jam} \\
 &= 305,65889 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

* Menghitung tekanan tanah

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

$$\begin{aligned}
 - \text{ Save bearing power minimum} &= 5 \text{ ton/ft}^2 \\
 - \text{ Save bearing power maximum} &= 10 \text{ ton/ft}^2
 \end{aligned}$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 22046 \text{ lbm/ft}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana : W = berat total total - berat pondasi

$$A = \text{luas bawah pondasi} = 425 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{161,5494 - 673,86603}{425} \\
 &= -1,2055 \text{ lbm/in}^2 \\
 &= -173,5849 \text{ lbm/ft}^2 < 22046 \text{ lbm/ft}^2
 \end{aligned}$$

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

Spesifikasi Alat Ekstraktor R-120

1. Bagian Silinder

Diameter Luar (D_o)	=	48,0000 in
Diameter Dalam (D_i)	=	47,6250 in
Tinggi silinder (L_s)	=	71,4375 in
Tebal Silinder (t_s)	=	0,1875 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	=	0,1875 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	=	0,1875 in
Tinggi tutup atas (h_a)	=	9,7522 in
Tinggi tutup bawah (L_{hb})	=	15,2482 in
Tinggi Ekstraktor (H)	=	96,4379 in

2. Bagian Pengaduk

Type	=	<i>Flat Six Blade Turbin with disk</i>
Diameter impeller (D_a)	=	14,2875 in
Tinggi Impeller diatas tangki (C)	=	15,8750 in
Lebar Impeller (W)	=	2,8575 in
Panjang Impeller (L)	=	3,5719 in
Lebar Baffle (J)	=	3,9688 in
Jumlah pengaduk (np)	=	1 buah
Daya (P)	=	403 Hp
Panjang Poros (L)	=	68,8866 in
Diameter poros (D)	=	6,9234 in

3. Coil Pemanas

Diameter dalam pipa	=	1,0490
Diameter luar pipa	=	1,3200
Panjang coil pemanas	=	708,1955
Jumlah lilitan coil	=	96,0384
Tinggi coil pemanas	=	32,4800
Ukuran nominal pipa	=	1 in IPS Sch 40

4. Nozzle**A. Nozzle pemasukan wet ossein**

- Diameter luar (d_o) = 2,3750 in
- Diameter dalam (d_i) = 2,0670 in
- Schedule = 40 in
- Luas (A) = 3,3560 in

B. Nozzle pemasukan CH_3COOH

- Diameter luar (d_o) = 0,4050 in
- Diameter dalam (d_i) = 0,2690 in
- Schedule = 40,0000 in
- Luas (A) = 0,0570 in

C. Nozzle pemasukan water proses

- Diameter luar (d_o) = 1,0500 in
- Diameter dalam (d_i) = 0,8240 in
- Schedule = 40 in
- Luas (A) = 0,5330 in

D. Nozzle pemasukan Steam

- Diameter luar (d_o) = 1,3200 in
- Diameter dalam (d_i) = 1,0490 in
- Schedule = 40 in
- Luas (A) = 0,8640 in

E. Nozzle pengeluaran Steam

- Diameter luar (d_o) = 1,3200 in
- Diameter dalam (d_i) = 1,0490 in
- Schedule = 40 in
- Luas (A) = 0,864 in

F. Nozzle pengeluaran produk

- Diameter luar (d_o) = 2,8750 in
- Diameter dalam (d_i) = 2,4690 in
- Schedule = 40 in
- Luas (A) = 4,7900 in

G. Nozzle untuk Hand Hole

- ukuran nominal pipa, in = 10
- diameter luar flange, in = 16
- tebal minimal flange, in = 1 3/16
- diameter luar bagian yang menonjol, in = 12 3/4
- diameter hubungan pada alas, in = 12
- diameter hubungan pada titik pengelasan, in = 10,75
- panjang hubungan, in = 4
- diameter dalam flange, in = 10,02

5. Gasket

- Bahan Konstruksi = asbeston
- Gasket faktor = 2
- Min design seating stress (y) = 1600 psia
- Lebar gasket = 0,125 in

6. Bolthing

- Bahan Kontruksi = High Alloy Steel SA-193 Grade B8 tipe 304
- Tensile Strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Ukuran baut = 0,875 in
- Jumlah baut = 4 buah
- Bolt spacing minimum (Bs) = 2,0625 in
- Min. Radial distance (R) = 1,25 in
- Edge distange (E) = 1,3125 in

7. Flange

- Bahan Kontruksi = High Alloy Steel SA-240 Grade O tipe 405
- Tensile Strength minimum = 60000 psia
- Allowable stress (f) = 15000 lb/in²
- Type Flange = Ring flange loose type
- Tebal Flange = 1,3757 in

8. Penyangga

- Nominal size = 4 in
- Berat = 7,7 lb
- Area of section (Ay) = 2,21 in²
- Dept of beam (h) = 4 in
- Widht of flange (b) = 2,66 in
- Axis (r) = 1,64 in
- I₁₋₁ = 6 in⁴
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik

9. Lug dan Gusset**A. Lug**

- Lebar = 9,8750 in
- Tebal = 0,0070 in
- Tinggi = 10,7640 in

B. Gusset

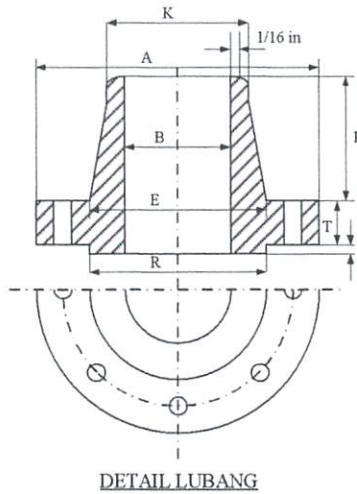
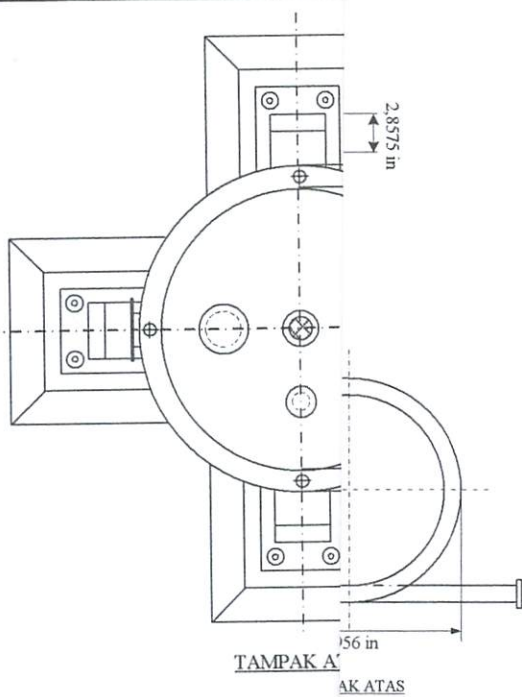
- Tebal = 0,0026 in
- Tinggi = 10,7500 in

10. Base Plate

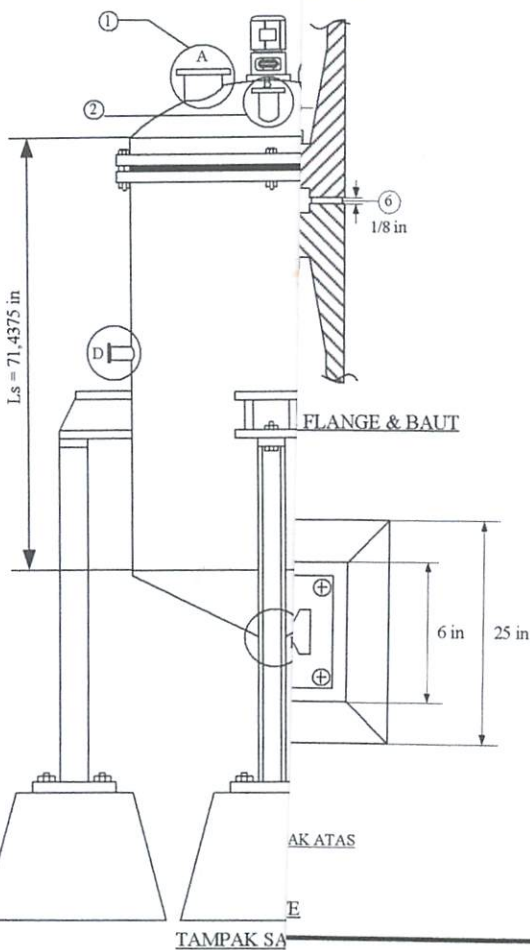
- panjang base plate = 6 in
- lebar base plate = 5 in
- tebal base plate = 0,0879 in
- luas base plate = 25,8398 in²

11. Pondasi

- Luas pondasi atas = 15 x 15 in
- Luas pondasi bawah = 25 x 25 in
- , = 20 in
- Luas pondasi rata-rata (A) = 425 in²



NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
B	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
C	0,75	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1,05	2 1/16	0,82
D	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
E	0,5	3 1/2	7/16	1 3/8	3/16	0,84	1 7/8	0,62
F	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
G	10	16	1 3/16	12 3/4	12	10,75	4	10,02



20.	PONDASI	SEMEN-BATU-PASIR
19.	BASE PLATE	BETON
18.	PENYANGGA	CARBON STEEL
17.	NOZZLE PRODUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
16.	TUTUP BAWAH	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
15.	PENGADUK	CS SA 240 GRADE M TYPE 316
14.	COIL PEMANAS	HAS SA 240 GRADE C TYPE 374
13.	NOZZLE STEAM KELUAR	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
12.	LUG AND GUSSET	HAS SA 193 GRADE B8t TYPE 321
11.	NOZZLE STEAM MASUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
10.	SILINDER	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
9.	HAND HOLE	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
8.	POROS PENGADUK	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
7.	FLANGE	HAS SA 240 GRADE O TYPE 405
6.	GASKET	ASBESTON
5.	BAUT	HAS SA 193 GRADE B8 TYPE 304
4.	TUTUP ATAS	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
3.	NOZZLE WATER PROSES MASUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
2.	NOZZLE CH ₃ COOH MASUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
1.	NOZZLE WET OSSEIN MASUK	HAS SA 240 GRADE M TYPE 316
No.	KETERANGAN	BAHAN

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG PERANCANGAN ALAT UTAMA EKSTRAKTOR	
DI RANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
	 PROF. IR. TRIPOSPOWATI, MT
MARIA DRIRA WEA SIGA NIM 0814005	 FAIDULYAH MILNA MINAH, ST, MT

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Sebelum dilakukan pengendalian terlebih dahulu dilakukan pengukuran. Pengukuran merupakan dasar untuk setiap pengendalian atau perencanaan proses-proses kimia dan fisika. Tanpa pengukuran tidak mungkin tercapai keselamatan, ekonomisasi, dan mutu yang cukup baik di dalam suatu industri kimia. Alat-alat ukur adalah instalasi yang mendeteksi besaran fisik berdasarkan prinsip pengukuran tertentu dan kemudian menginformasikan nilai ukur tersebut.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, semi otomatis dan secara otomatis. Variabel yang dikendalikan adalah tekanan, suhu, laju alir dan tinggi permukaan cairan.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi tersebut adalah:

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman yaitu, dengan cara :
 - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda-tanda bahaya secara interlock otomatis jika keadaan kritis muncul
 - b. Menjaga variabel-variabel proses berada pada batas kondisi yang aman
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor-faktor kimianya atau efisiensi kerja
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhitungkan faktor-faktor lain
6. Mempermudah pengoperasian alat dan lebih menjamin keselamatan dan efisiensi kerja

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi :

1. Pemakaiannya mudah
2. Suku cadang mudah diperoleh
3. Jenis instrumentasi
4. Range yang diperhitungkan untuk pengukuran
5. Ketelitian yang diperlukan
6. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi operasi
7. Faktor ekonomi

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemasangan instrumentasi:

1. Alat ukur harus dapat dicapai dengan mudah agar pengontrolan dan perawatan dapat dilakukan dengan mudah.
2. Alat ukur harus mudah dibaca, yaitu dengan memasang skala penunjuk yang berada pada ketinggian mata.
3. Alat ukur harus terlindungi dari pengaruh luar yang bisa merusak, seperti getaran, pukulan, dingin, panas, pengotoran dan korosi. Cara pencegahannya yaitu dengan memasang alat ukur dalam kotak yang kedap gas dan cairan.

Pada umumnya, cara kerja alat-alat instrumentasi dapat dibagi menjadi dua, yaitu:

1. Beroperasi secara manual

Pada instrumentasi jenis ini masih dibutuhkan tenaga manusia untuk mengawasinya. Bila terjadi penyimpangan, maka tenaga manusialah yang akan mengatur sehingga kondisi kerja alat dapat disesuaikan. Biasanya jenis ini relatif murah dan umumnya hanya sebagai indikator.

2. Beroperasi secara otomatis

Alat instrumentasi ini beroperasi tanpa tenaga manusia. Bila terjadi penyimpangan dari kondisi operasi, maka secara otomatis instrument akan bekerja mengembalikan ke kondisi yang telah ditetapkan. Pada umumnya instrumen jenis ini bekerja sebagai pengendali. Harga alat instrumentasi ini relatif lebih mahal dibandingkan dengan yang beroperasi secara manual.

Bagian-bagian instrument yang diperlukan dalam proses secara otomatis adalah sebagai berikut:

1. Elemen pengontrol

Berfungsi untuk menunjukkan perubahan harga dari variabel yang diterima oleh elemen sensor dan diukur oleh elemen pengukur yang berfungsi untuk mengatur tenaga sesuai dengan perubahan-perubahan yang terjadi.

2. Elemen pengontrol akhir

Berfungsi untuk mengubah variabel manipulatif sehingga variabel yang diukur tetap dalam range yang diinginkan.

3. Primary elemen

Berfungsi untuk merasakan perubahan dari nilai variabel yang diukur

4. Elemen pengukur

Elemen yang menerima dan mengukur output dari elemen primary serta sebagai alat penunjuk dan pencatat.

Pengendalian proses secara manual semakin sulit dilakukan seiring dengan kebutuhan industri akan pengendalian yang semakin tepat, cepat, sering dan semakin banyaknya proses yang harus dikendalikan dalam waktu yang sama.

Pengendalian dapat dibedakan menjadi:

- Pengendalian operasi, yaitu dimana setiap perubahan kecil dari proses merupakan masukan bagi perangkat.
- Pengendalian pengaman, yaitu dimana alat pengendali hanya bekerja bila kondisi operasi kritis dilewati dan jika kembali ke daerah toleransi yang diijinkan.
- Pengendalian berhenti, yaitu dimana alat pengendali hanya bereaksi satu kali, yaitu jika harga telah melewati harga toleransi.

Pada pra rencana pabrik gelatin ini, alat-alat kontrol yang perlu digunakan adalah:

1. *Level Indicator* (LI)

Alat ini digunakan untuk menginformasikan ketinggian permukaan suatu bahan dalam tangki.

Peralatan proses yang menggunakan *Level Indicator* adalah:

1. Tangki penampung larutan H_2SO_4 98%
2. Tangki pengencer H_2SO_4
3. Tangki penampung larutan CH_3COOH 99%

4. Tangki penampung larutan NaOH 50%

2. *Temperature Controller* (TC)

Alat ini berfungsi mengendalikan temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

Peralatan proses yang menggunakan *Temperature Control* adalah:

1. Reaktor (R-110)
2. Heat exchanger (E-116) dan (E-142)
3. Ekstraktor (R-120)
4. Evaporator (V-130)
5. Spray dryer (B-140)

3. *Pressure Controller* (PC)

Alat ini berfungsi mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

Peralatan proses yang menggunakan *Pressure Control* adalah barometer condensor (X-132).

4. *Flow Controller* (FC)

Alat ini berfungsi untuk menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis *flow controller* yang digunakan adalah control valve. Control valve dipasang pada aliran masuk alat utama, yaitu reaktor (R-110), ekstraktor (E-120), evaporator (V-130) dan spray dryer (B-140).

5. *PH Controller* (PHC)

Alat ini digunakan untuk mengontrol pH larutan agar pH larutan dalam proses tetap konstan. Peralatan proses yang menggunakan *PH Controller* adalah ekstraktor (R-120) dan mixer (M-133).

6. *Weight Controller* (WC)

Alat ini digunakan untuk mengontrol berat dalam proses agar tetap konstan. Peralatan yang menggunakan *Weight Controller* adalah bin produk (F-144).

Alat-alat pengendalian atau instrumen diklasifikasikan menjadi :

- *Indicator*, atau alat penunjuk yang digunakan untuk menunjukkan hasil pengukuran secara langsung. Contoh : alat pengukur tekanan yang menunjukkan tekanan melalui jarum penunjuk atau secara digital.

- *Controller*, atau alat pengontrol yang digunakan untuk mengendalikan kondisi operasi. Misalnya :
 - Flow Controller, untuk mengendalikan laju aliran fluida dalam pipa.
 - Temperatur Controller, untuk mengendalikan suhu fluida dalam suatu alat atau selama aliran proses agar sesuai dengan harga yang telah di tetapkan.
- *Error Detector*, digunakan untuk mengukur kesalahan yang terjadi antara keluaran actual dengan keluaran yang diinginkan.

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan karyawan. K3 adalah keselamatan yang berkaitan dengan alat kerja, mesin, bahan dan proses pengolahannya, tempat kerja dan lingkungannya. K3 merupakan suatu bentuk upaya untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani ataupun rohani tenaga kerja pada umumnya.

Oleh karena itu, dengan memperhatikan K3 yang baik dan teratur secara psikologis akan memberikan rasa aman pada karyawan dalam bekerja, sehingga kontinuitas dan produktifitas kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga K3 bukanlah semata-mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada di pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik, maka peralatan akan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Karena itu usaha-usaha keselamatan merupakan kewajiban seluruh keryawan. Dalam suatu pabrik biasanya diberikan penyuluhan, pendidikan, petunjuk-petunjuk dan peraturan agar kegiatan kerja sehari-hari berlangsung dengan aman dan bahaya bisa diketahui sedini mungkin sehingga dapat dihindari.

7.2.1. Tujuan K3

Tujuan dari K3 (Keselamatan dan Kesehatan Kerja) adalah :

1. Melindungi tenaga kerja atas hak dan keselamatannya ketika melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produktivitas nasional.
2. Menjamin keselamatan hidup orang yang berada di lingkungan kerja.
3. Memelihara sumber produksi dan mempergunakan secara aman dan efisien.

7.2.2. Penyebab dan Akibat Kecelakaan Kerja

1. Latar belakang karyawan

Yaitu sifat atau karakter yang tidak baik dari karyawan yang dapat berpengaruh dalam melakukan pekerjaan, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja atau wartawan.

2. Kelalaian karyawan

Adanya sifat gugup, tegang, mengabaikan keselamatan dan lain-lain akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tidak aman. Hal ini dapat menjadi lebih parah bila ditunjang dengan alat-alat yang tidak aman

3. Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis

Tindakan yang tidak aman dari pekerja seperti berdiri di bawah benda yang tersuspensi, menjalankan mesin tanpa pelindung dan lain-lain.

4. Kecelakaan

Kejadian seperti jatuhnya pekerja, terbentur benda melayang sehingga dapat melukai pekerja.

Adapun bahaya-bahaya yang dapat terjadi pada pra rencana pabrik gelatin ini yang harus diperhatikan adalah sebagai berikut :

1. Bahaya kebakaran dan ledakan

Pencegahan kebakaran dan ledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi yang pada akhirnya akan menyebabkan kerugian pada suatu pabrik, oleh sebab itu maka diperlukan pengamatan yang sebaik-baiknya.

Penyebab terjadinya kebakaran adalah :

- Kemungkinan terjadinya kebakaran bisa dari utilitas dan unit proses yang lain
- Terjadinya loncatan bunga api listrik pada saklar dan stop kontak serta instrument yang baik.

Cara pencegahan terjadinya bahaya kebakaran antara lain :

- Pemasangan pipa air melingkar di seluruh lokasi pabrik (*water hydrant*)
- Bagian alat-alat panas dan alat penyuplai media pemanas harus diisolasi
- Pemasangan kabel listrik harus diatur dan jauh dari tempat yang panas
- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dari tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api

- Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya yang mudah terjangkau
- Larangan merokok, dan membawa korek api di lingkungan pabrik, kecuali pada tempat yang telah disediakan
- Menyediakan unit-unit mobil pemadam kebakaran.

Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran

Apabila terjadi kebakaran, api harus dilokalisasi agar jangan sampai menimbulkan ledakan dan diusahakan dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana mengatasinya. Semua personil harus dievakuasi ke tempat yang aman, yaitu sejauh minimal 5.000 ft (1 mil). Jika api tidak dapat ditangani sendiri oleh pabrik, maka harus segera menghubungi unit pemadam kebakaran.

2. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah terjadinya kecelakaan adalah :

- Konstruksi harus mendapat pengawasan yang tinggi.
- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Alat transmisi, perlengkapan roda gigi dan persneling harus dilindungi sedemikian rupa, sehingga pekerja tidak dapat menyentuh dan terbawa oleh alat tersebut.
- Pekerja pembersih dan reparasi hanya boleh dilakukan ketika mesin tidak berjalan. Agar mesin aman dari kemungkinan berjalan tanpa sengaja, saklar harus dikunci.
- Perlatan yang cacat harus segera diganti atau direparasi.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman untuk proses-proses yang berbahaya.

3. Bahaya terhadap kesehatan

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

Usaha-usaha perlindungan yang dapat dilakukan:

1. Bahaya terhadap kesehatan karyawan yang perlu diwaspadai umumnya berasal dari bahan baku, sifat bahan yang sedang diproses, dan produk, serta limbah yang dihasilkan oleh suatu pabrik. Oleh sebab itu, karyawan dituntut untuk dapat mengetahui sifat-sifat dari bahan-bahan yang diproses serta limbah yang dihasilkan.
2. Mengusahakan agar seluruh ruangan baik ruangan proses dan ruangan yang lain memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.
3. Karyawan menggunakan alat-alat keamanan, seperti masker, *googles*, sarung tangan karet, celana katun, kaos kaki dan sepatu khusus.

4. Bahaya listrik


Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik, sebaiknya selalu menggunakan alat pengaman agar para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:


- Reparasi atau pekerjaan pada instalasi listrik hanya boleh dilaksanakan oleh tenaga ahli
- Stop kontak, steker, kabel dan tempat penghubung untuk alat yang dapat bergerak harus diperiksa kondisi isolatornya sebelum digunakan.

5. Bahaya bahan baku

Keamanan dalam penanganan bahan baku merupakan hal yang perlu diperhatikan dalam industri kimia. Karena memiliki dampak yang berbahaya terhadap lingkungan khususnya manusia. Oleh karena itu, setiap karyawan yang bekerja di sebuah industri kimia harus memiliki pengetahuan mengenai sifat, bahaya serta penanganan yang dilakukan terhadap bahaya bahan baku. Dalam industri gelatin industri bahan baku kimia yang digunakan adalah H_2SO_4 98%, CH_3COOH 99% dan $NaCl$ 50%.

Tabel 7.1. Bahaya dan penanganan bahan baku

No.	Bahan Baku	Identifikasi Bahaya	Penanganan
1.	<chem>CH3COOH 99%</chem> 	<p>1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar.</p> <p>2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata.</p> <p>3. Kontaminasi kabut terhadap pernapasan bisa mengakibatkan iritasi pada saluran pernapasan dengan ciri-ciri batuk, berdahak, sesak napas.</p>	<p>1. Melepaskan kontak lensa dan bilas dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis.</p> <p>2. Segera membilas kulit dengan air yang banyak selama 15 menit kemudian melepas pakaian dan sepatu yang terkontaminasi. Pastikan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi sudah dalam keadaan bebas bahan kimia sebelum digunakan kembali.</p> <p>3. Jika terhirup, segeralah berpindah ke tempat udara segar. Jika korban tidak bernapas, segera beri napas buatan. Jika sulit bernapas, segera berikan oksigen. Segera minta bantuan medis</p> <p>4. Jika terhirup dalam jumlah banyak, sesegera mungkin. pindahkan korban ke tempat yang aman. Longgarkan pakaian korban, seperti baju, ikat pinggang, dasi, dll. Segera minta bantuan medis.</p> <p>5. Mengusahakan korban yang menelan <chem>CH3COOH</chem> tidak muntah kecuali dengan pengarahannya dari petugas</p>

			korban yang tidak sadar. Segera minta bantuan medis.
2.	<p>H₂SO₄ 98%</p> 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata. 3. Kontaminasi terhadap pernapasan bisa mengakibatkan iritasi pada saluran pernapasan dengan ciri-ciri batuk, berdahak, sesak napas, nyeri dada, rasa terbakar, gatal pada hidung, tenggorokan, bersin. Kontaminasi melalui kabut H₂SO₄ yang sering dan berkelanjutan bisa mengakibatkan lapisan enamel pada gigi. 4. Jika tertelan dapat menyebabkan iritasi, nyeri perut, korosi, rasa terbakar di mulut dan kerongkongan dan kematian. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bilas dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis. 2. Bilas kulit yang terkontaminasi dengan air selama 15 menit. Segera minta bantuan medis jika iritasi tidak hilang. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi dan pastikan bebas kontaminasi ketika digunakan kembali. 3. Pindahkan korban yang terkontaminasi melalui pernapasan ke daerah aman (jauh dari sumber) dan pastikan korban tetap bernapas. Jika susah bernapas, berikan oksigen dan jika tidak bernapas berikan CPR (Cardio-Pulmonary-Resuscitation). 4. Mengusahakan korban yang menelan H₂SO₄ tidak muntah kecuali dengan pengarahannya dari petugas medis. Jangan memasukkan apapun melalui mulut korban yang tidak sadar. Rebahkan korban dengan posisi kepala lebih rendah daripada perut. Segera minta bantuan medis.

3.	NaOH	<ol style="list-style-type: none"> 1. Dapat menyebabkan iritasi dan meleleh pada kulit dengan ciri-ciri gatal, menjadi merah, meradang dan berasa seperti terbakar. 2. Dapat menyebabkan iritasi pada mata dengan ciri-ciri merah, berair dan berasa gatal. Cairan atau semprotan kabut bisa mengakibatkan bahaya pada jaringan membran mata dan dapat merusak kornea mata. 3. Kontaminasi terhadap pernapasan bisa mengakibatkan pneumonitis kimia dan edema paru-paru. Menyebabkan iritasi pada saluran pernapasan dengan dengan ciri-ciri batuk, kesulitan bernapas dan ada kemungkinan koma. Menyebabkan luka bakar pada saluran pernapasan. 4. Menyebabkan kerusakan parah dan permanen pada saluran pencernaan, seperti mual, muntah, diare dan shock. 5. Efek kronis bisa mengakibatkan dermatitis jika kontak kulit berkepanjangan (efek mungkin tertunda). 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bilas mata dengan air yang banyak selama 15 menit. Segera minta bantuan medis. 2. Bilas kulit yang terkontaminasi dengan air selama 15 menit. Segera minta bantuan medis jika iritasi tidak hilang. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi dan pastikan bebas kontaminasi ketika digunakan kembali. 3. Jika tertelan, jangan dimuntahkan. Untuk korban yang sadar, segera berikan air minum. Jangan berikan sesuatu melalui mulut korban yang tidak sadar. Segera mintak bantuan medis. 4. Pindahkan korban yang terkontaminasi melalui pernapasan ke daerah aman (jauh dari sumber) dan pastikan korban tetap bernapas. Jika susah bernapas, berikan oksigen dan jika tidak bernapas berikan CPR (Cardio-Pulmonary-Resuscitation).
----	------	--	--

tidak mengakibatkan kerusakan yang serius dan permanen. Iritasi ditandai dengan mata merah dan berair.

2. Jika terhirup dalam jumlah banyak bisa mengakibatkan gangguan pernapasan seperti sesak napas, tapi tidak mengakibatkan kerusakan yang permanen atau serius.

3. Tidak mengakibatkan kerusakan serius untuk kasus terhirup atau tertelan.

Segera minta bantuan medis.

2. Bilas kulit yang terkontaminasi dengan air selama 15 menit. Segera minta bantuan medis jika iritasi tidak hilang. Lepaskan pakaian dan sepatu yang terkontaminasi dan pastikan bebas kontaminasi ketika digunakan kembali.

3. Untuk korban yang menghirup gelatin, segera pindahkan ke tempat yang aman. Jika ada gangguan pernapasan, berikan oksigen atau napas buatan.

7.2.3. Keselamatan Karyawan

Keselamatan karyawan adalah hal terpenting yang harus diperhatikan, oleh karena itu, para karyawan terutama operator peralatan proses perlu diberi pengarahan agar dapat menjalankan kewajiban dengan baik tanpa harus membahayakan keselamatan diri sendiri ataupun diri orang lain. Selain itu juga harus ada alat pelindung untuk menjamin keselamatan para pekerja antara lain :

Perlengkapan	Area
Masker	Area storage bahan baku, area proses, bagian penanganan produk dan gudang produk
Helm	Area proses dan area pengolahan air
Sarung tangan karet	Area storage bahan baku, area proses bagian reaksi, dan area pengolahan limbah
Sepatu khusus	Area proses, area pengolahan limbah dan area pengolahan air
Pemadam kebakaran	Semua bagian pabrik
Alarm kebakaran	Semua area proses, gudang produk, ruang generator dan perkantoran
Kacamata pelindung	Area storage bahan baku dan area proses bagian penanganan produk

1. Topi pengaman/helm

Biasanya topi pengaman atau helm ini terbuat dari plastik maupun kulit untuk melindungi kepala dari benda-benda yang jatuh dari atas sehingga tidak melukai kepala pegawai/karyawan.

2. Masker gas

Digunakan jika dalam suatu ruangan yang udaranya mengandung zat-zat beracun, seperti uap-uap yang keluar dari pipa-pipa yang ada pada proses produksi.

3. Sepatu bot

Sepatu bot untuk keselamatan kerja dilengkapi pelindung jari dari baja. Sepatu bot ini mempunyai ketahanan terhadap bahan-bahan kimia terutama yang bersifat korosif dan tahan terhadap benda jatuh.

4. Pelindung mata

Pelindung mata seperti kaca mata pengaman yang dapat melindungi para pekerja dari uap-uap yang berbahaya, dan percikan bahan kimia. Dan juga digunakan kaca mata pelindung khusus pekerja yang sedang mengelas.

5. Sarung tangan

Digunakan untuk melindungi kulit dari bahan kimia yang bersifat korosif terhadap kulit atau bahan yang bersifat racun apabila diserap oleh kulit. Sarung tangan dapat terbuat dari plastic, karet, atau kulit.

6. Pemadam kebakaran

Pemadam kebakaran harus ada ditempat-tempat yang potensial terjadi kebakaran supaya apabila terjadi kebakaran api segera dapat diatasi sehingga api tidak merambat kesemua tempat.

7.2.4. Alat-alat Pelindung Diri

Alat pelindung diri harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

1. Dapat memberikan perlindungan yang sangat spesifik bagi para pekerja
2. Mempunyai berat yang seringan mungkin
3. Harus dapat dipakai secara fleksibel dan tidak membatasi gerak bagi pemakainya
4. Tidak mudah rusak dan bentuknya cukup menarik
5. Tidak menimbulkan efek samping bagi pemakainya dan memenuhi ketentuan dan standart yang telah ada
6. Suku cadang dari alat yang digunakan harus mudah didapat sehingga pemeliharaannya bagi alat pelindung diri dapat dilakukan dengan mudah.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah bagian yang sangat penting untuk menunjang proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi dapat dicapai semaksimal mungkin. Unit utilitas yang dibutuhkan dalam Pra Rencana Pabrik Gelatin ini meliputi 4 unit, yaitu :

1. Unit pengolahan air

Air yang berfungsi sebagai air proses, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.

2. Unit pembangkit tenaga listrik

Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.

3. Unit penyediaan bahan bakar

Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler

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

1. Unit penyediaan air

2. Unit penyediaan tenaga listrik

3. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kualitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi. Pada pra rencana pabrik gelatin ini, air yang digunakan sebagai utilitas adalah air kawasan dari PT. Sier-Pier.

8.1.1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik, seperti konsumsi, cuci, mandi, laboratorium, perkantoran dan kebutuhan lainnya.

Syarat-syarat yang harus dipenuhi:

1. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Jernih tidak berwarna

VIII - 2

- Tidak berasa
- Tidak berbau
- pH : netral

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti PO_4 , Hg, Cu, dan sebagainya
- Tidak beracun

3. Syarat bakteriologi

- Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen

Air harus diberi desinfektan seperti klor cair atau kaporit setelah proses penjernihan air untuk memenuhi persyaratan tersebut.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Gelatin ini adalah:

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 kg/hari.

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium sebesar 30% dari kebutuhan karyawan.

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

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

8.1.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam yang digunakan sebagai pemanas pada heater (E-115), ekstraktor (R-120) dan evaporator (V-130). Kebutuhan steam dipenuhi dengan cara menguapkan air dalam sebuah ketel (boiler), sehingga kesadahan air pengisi ketel (boiler feed water) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta bebas dari kotoran yang mungkin mengganggu jalannya operasi pabrik.

Kebutuhan steam yang digunakan sebesar 2.487,6285 lb/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang karena adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan sebesar 15% sehingga kebutuhan air umpan boiler sebanyak 3.109,5356 lb.

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

1. Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
2. Za padat terlarut (suspended solid)
3. Garam-garam kalsium dan magnesium
4. Zat organik

Air untuk keperluan proses harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Cl^- , dan SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan treatment yang lebih sempurna. Berdasarkan Perry 6th, hal 976, didapatkan bahwa air umpan boiler mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut (suspended solid) = 300 ppm
- Silika = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan (hardness) = 0
- Kekeruhan (turbidity) = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residual fosfat = 140 ppm

Untuk memenuhi syarat tersebut dan mencegah kerusakan pada boiler, air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu, dengan cara:

- Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak berbusa

Busa disebabkan adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang diakibatkan adanya busa adalah:

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan liquid dalam boiler

- Menyebabkan percikan 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 kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan boiler.

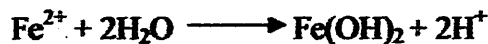
b. Tidak membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2+} , CO_3^{2-} , SiO_2 dan Al_2O_3 . Kerak yang terbentuk di dinding boiler akan menyebabkan :

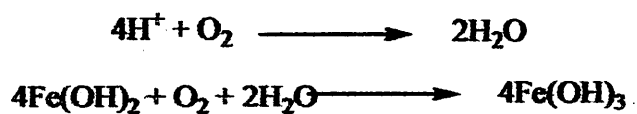
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

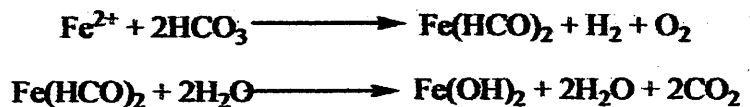
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan-bahan organik dan gas H_2S , SO_3 , CO_2 , O_2 dan NH_3 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:



Lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air jika terdapat oksigen dalam air, akibatnya lapisan pelindung akan hilang dan menyebabkan korosi seperti reaksi :

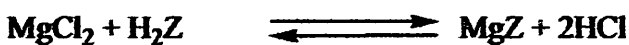
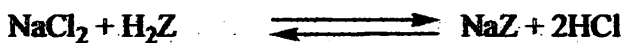
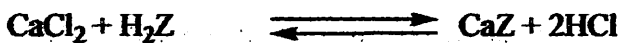
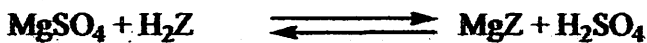
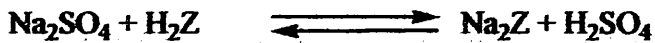
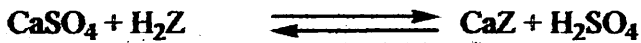
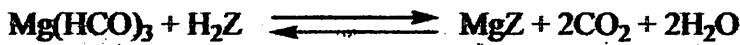
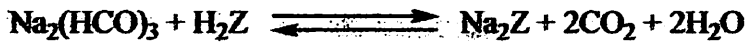
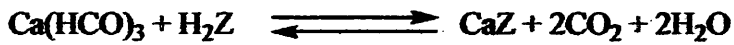


Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 yang terjadi akan bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal besi membentuk garam bikarbonat dan dengan pemanasan, garam bikarbonat ini membentuk CO_2 kembali.



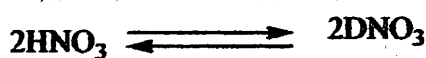
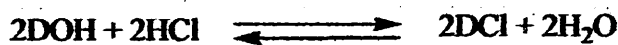
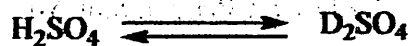
Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion-ion dalam demineralizer (anion dan kation exchanger). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeolit (hidrogen exchanger).

Reaksi yang terjadi :



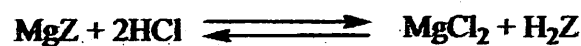
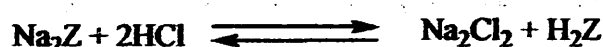
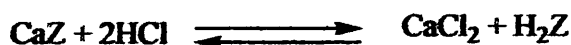
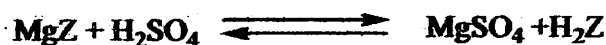
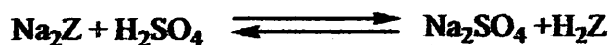
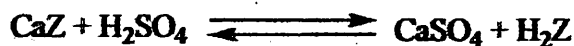
Air yang bersifat asam ini akan dimasukkan ke dalam anion exchanger untuk menghilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan adalah Deacidite (DOH).

Reaksi yang terjadi :

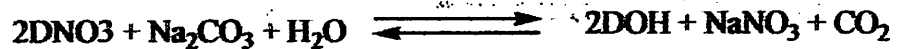
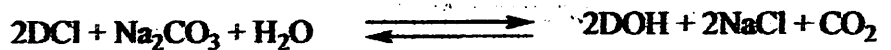
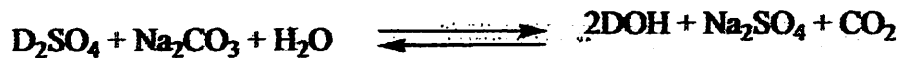


Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler yang telah bebas dari ion-ion siap digunakan. Pemakaian resin yang terus-menerus dapat menyebabkan resin menjadi tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler, dimana resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi lagi (setelah ± 12 menit). Regenerasi

hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asamklorida, seperti reaksi :



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodium karbonat atau soda kaustik dengan reaksi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampung dalam tangki penampungan air umpan boiler, kemudian dipompakan ke dalam deaerator untuk menghilangkan gas-gas impuritas dan air umpan boiler dengan sistem pemanas steam. Setelah keluar dari deaerator, air umpan boiler yang telah memenuhi syarat siap digunakan.

8.1.4. Air Proses

Air proses yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Gelatin ini sebesar 112.915,797391 lb/jam, yang digunakan pada tangki pengencer asam sulfat (M-11) sebesar 110.116,951419 lb/jam dan pada ekstraktor (R-120) sebesar 2.798,8459 lb/jam.

Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air umpan boiler, air sanitasi dan air proses. Proses pengolahan air sungai pada Pra Rencana Pabrik Gelatin ini dilakukan sebagai berikut:

Air kawasan yang akan dipompa ke bak penampung air penampung air kawasan (F-212) dengan menggunakan pompa (L-211). Dari bak penampung air air kawasan aliran air dipompa dengan pompa (L-213) menjadi 2 aliran. Sebagian dipompa menuju bak klorinasi (F-220) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm selanjutnya dipompa dengan menggunakan pompa (L-221) menuju bak air sanitasi dan siap digunakan untuk air sanitasi. Sebagian dipompa menuju demineralizer (D-210A, D-210B) untuk menurunkan kesadahanannya. Demineralizer terdiri dari kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B) yang digunakan untuk menghilangkan anion dan kation yang tidak diinginkan sehingga bisa mengganggu kelancaran kerja pada proses peralatan.

Setelah keluar dari tangki demineralizer, air yang sudah tidak mengandung ion-ion pengganggu ditampung dalam bak air lunak (F-214) yang selanjutnya air lunak dipompa dengan pompa (L-231) dan aliran dibagi menjadi 4 bagian sesuai dengan

fungsinya masing-masing. Yang pertama dialirkan langsung sebagai air proses. Bagian yang kedua dialirkan menuju bak air pendingin (F-251) yang selanjutnya dipompa dengan menggunakan pompa (L-252) untuk digunakan sebagai air pendingin pada cooling tower (P-250). Air dingin yang telah digunakan dialirkan menuju cooling tower (P-250) untuk didinginkan, kemudian air yang telah dingin direcycle menuju bak penampung air pendingin. Bagian selanjutnya dipompa menuju bak penampung air panas (F-232) untuk dipanaskan dengan menggunakan heater (E-230). Air yang telah dipanaskan dialirkan ke peralatan seperti water spray dan reaktor (R-110). Bagian terakhir, air lunak dipompa menuju bak boiler feed water (F-241). Dari boiler feed water air dipompa dengan pompa (L-242) menuju deaerator (D-243) untuk menghilangkan gas-gas impuritis pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air dipompa dengan pompa (L-244) untuk dialirkan menuju boiler (Q-240) untuk diubah menjadi steam. Air yang telah diubah menjadi steam kemudian dialirkan menuju peralatan yang membutuhkan steam, seperti heater (E-115 & E-142), evaporator (V-130) dan ekstraktor (R-120). Steam yang sudah digunakan kemudian direcycle pada bak steam kondensat.

8.2. Unit Penyediaan Udara

Udara yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan udara pada tangki pembibitan. Udara yang digunakan adalah udara yang dihisap dari atmosfer dengan menggunakan blower. Udara yang dibutuhkan adalah 19442,2313 kg/jam.

8.3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik ammoniumnitrat ini direncanakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan digunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lainnya.

Total kebutuhan listrik :	- untuk proses	: 446,6743 kW
	- untuk penerangan	: <u>66,25 kW</u>
	Total	: 512,92 kW

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

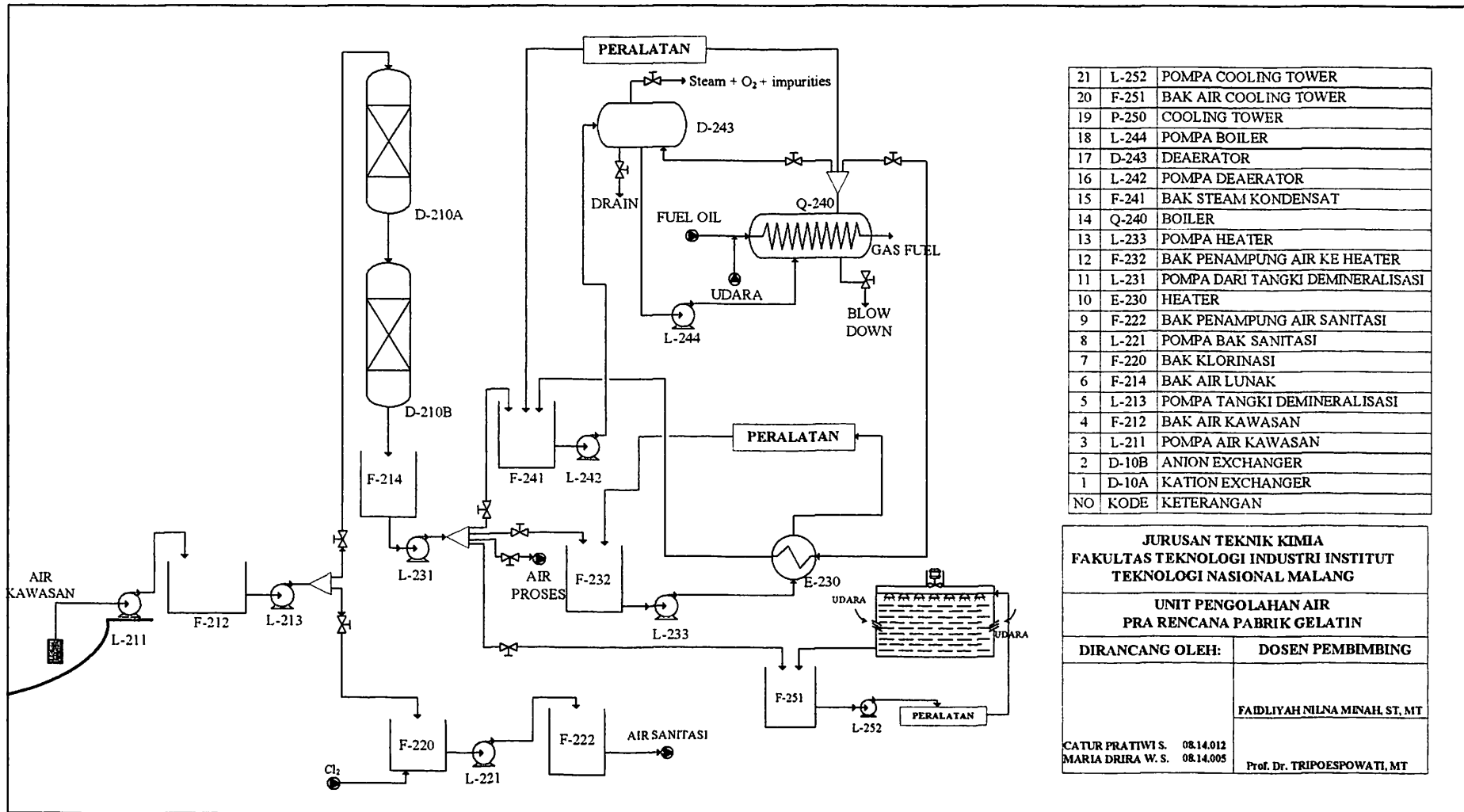
a. Kebutuhan bahan bakar boiler

Untuk kebutuhan bahan bakar boiler = 3.139,5770 L/hari

b. Kebutuhan bahan bakar generator

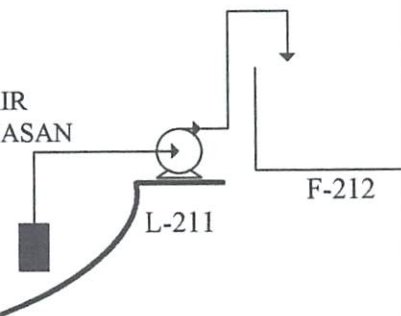
Untuk bahan bakar generator = 1022,3551 L/hari

Kebutuhan bahan bakar total = bahan bakar boiler + bahan bakar generator
= 4.161,9321/hari



21	L-252	POMPA COOLING TOWER
20	F-251	BAK AIR COOLING TOWER
19	P-250	COOLING TOWER
18	L-244	POMPA BOILER
17	D-243	DEAERATOR
16	L-242	POMPA DEAERATOR
15	F-241	BAK STEAM KONDENSAT
14	Q-240	BOILER
13	L-233	POMPA HEATER
12	F-232	BAK PENAMPUNG AIR KE HEATER
11	L-231	POMPA DARI TANGKI DEMINERALISASI
10	E-230	HEATER
9	F-222	BAK PENAMPUNG AIR SANITASI
8	L-221	POMPA BAK SANITASI
7	F-220	BAK KLORINASI
6	F-214	BAK AIR LUNAK
5	L-213	POMPA TANGKI DEMINERALISASI
4	F-212	BAK AIR KAWASAN
3	L-211	POMPA AIR KAWASAN
2	D-10B	ANION EXCHANGER
1	D-10A	KATION EXCHANGER
NO	KODE	KETERANGAN



JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG	
UNIT PENGOLAHAN AIR PRA RENCANA PABRIK GELATIN	
DIRANCANG OLEH:	DOSEN PEMBIMBING
	FAIDLIYAH NILNA MINAH, ST, MT
CATUR PRATIWI S. 08.14.012 MARIA DRIRA W. S. 08.14.005	Prof. Dr. TRIPOESPOWATI, MT



21	L-252	POMPA COOLING TOWER
20	F-251	BAK AIR COOLING TOWER
19	P-250	COOLING TOWER
18	L-244	POMPA BOILER
17	D-243	DEAERATOR
16	L-242	POMPA DEAERATOR
15	F-241	BAK STEAM KONDENSAT
14	Q-240	BOILER
13	L-233	POMPA HEATER
12	F-232	BAK PENAMPUNG AIR KE HEATER
11	L-231	POMPA DARI TANGKI DEMINERALISASI
10	E-230	HEATER
9	F-222	BAK PENAMPUNG AIR SANITASI
8	L-221	POMPA BAK SANITASI
7	F-220	BAK KLOORINASI
6	F-214	BAK AIR LUNAK
5	L-213	POMPA TANGKI DEMINERALISASI
4	F-212	BAK AIR KAWASAN
3	L-211	POMPA AIR KAWASAN
2	D-10B	ANION EXCHANGER
1	D-10A	KATION EXCHANGER
NO	KODE	KETERANGAN

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

**UNIT PENGOLAHAN AIR
PRA RENCANA PABRIK GELATIN**

DIRANCANG OLEH:	DOSEN PEMBIMBING
CATUR PRATIWI S. 08.14.012 MARIA DRIRA W. S. 08.14.005	 FAIDLIYAH NILINA MINAH, ST, MT
	 Prof. Dr. TRIPOESPOWATI, MT

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Salah satu penentu dalam keberhasilan pendirian pabrik adalah letak lokasi pendirian pabrik. Dalam penentuan lokasi pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor seperti faktor teknis pengoperasian pabrik serta faktor ekonomi yang mempengaruhi lancar tidaknya jalannya produksi dalam pabrik.

Terdapat 5 faktor utama penentu daerah pengoperasian suatu pabrik lokasi yang tepat pada dari pabrik tersebut akan ditentukan oleh beberapa faktor khusus.

Dengan mempertimbangkan faktor – faktor diatas, maka direncanakan untuk mendirikan pabrik Gelatin di Gempol, Pasuruan propinsi Jawa Timur. Pemilihan diatas didasarkan pada hubungan antara faktor – faktor utama dan khusus yang dianggap berpengaruh.

9.1.1. Faktor Utama

a. Bahan Baku

Bahan baku utama pabrik Gelatin ini yaitu dari limbah tulang yang diperoleh dari PT. Aneka Tuna Indonesia yang terletak dari tidak jauh dari lokasi pendirian pabrik. Kapasitas bahan baku sangat mencukupi karena tiap harinya PT. Aneka Tuna Indonesia menghasilkan limbah tulang ikan tuna sebesar 130-145 ton perhari sedangkan kebutuhan baku pabrik sebesar 30 ton pertahun sehingga sangat memenuhi. Sumber bahan baku ini dapat diandalkan selama PT. ATI masih memproduksi.

Untuk memperoleh dan membawa bahan baku ke pabrik diperlukan transportasi berupa truk-truk pengangkut karena lokasi pendirian pabrik dengan PT. ATI cukup dekat. Kualitas bahan baku memenuhi standart karena bahan baku masih segar.

b. Pemasaran

Produk utama pabrik berupa Gelatin dimana Gelatin adalah salah satu bahan yang banyak digunakan dalam industri industri pangan, farmasi, kosmetik, fotografi dan masih banyak lagi karena sifatnya yang mampu menjadi pengemulsi, penstabil pada sistem emulsi.

Berbagai penggunaan gelatin dalam industri antara lain sebagai bahan pendukung dalam industri pangan (permen, krim, keramel, selai, youhurt, suolahan, dan sosis) industri farmasi (kapsul, pelapis vitamin, tablet), industri kosmetika (lotion, sabun), industri fotografi (film), industri korek api, pelapis kertas dan pelapis kayu interior, dimana lokasi pendirian pabrik yang dekat dengan ibukota provinsi Jawa Timur yang banyak terdapat berbagai industri pangan, farmasi, dll. Produk gelatin ini juga dapat dipasarkan ke daerah sekitar pulau Jawa. Selain itu lokasi dekat dengan pelabuhan sangat memungkinkan untuk mengirim produk tersebut ke daerah lain di luar pulau Jawa.

c. Power dan Bahan Bakar

Kebutuhan listrik pabrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang tersedia di industri yang cukup memadai selain itu digunakan juga generator set, dimana bahan bakar generator mudah diperoleh dari sekitar Surabaya.

d. Persediaan dan pengadaan air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air kawasan, yang dipompa dan diolah sehingga memenuhi untuk kebutuhan.

e. Keadaan Geografis dan Iklim

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

9.1.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Daerah Pasuruan yang relatif dekat dengan Surabaya merupakan daerah industri yang telah berkembang dengan cepat, sehingga sarana transportasi di daerah tersebut saat ini telah cukup memadai, sedangkan transformasi logistik dapat dilakukan melalui Pelabuhan Tanjung Perak yang terletak di Surabaya juga.

b. Buangan Pabrik

Buangan pabrik gelatin merupakan limbah organik sisa hasil ekstraksi yang diolah dahulu sebelum dibuang sehingga aman bagi lingkungan, sedangkan dari proses dapat diolah lagi sehingga dapat digunakan lagi.

c. Tenaga Kerja

Tenaga kerja tetap dan borongan dapat diperoleh dari penduduk didaerah tersebut yang dapat menurunkan angka pengangguran, selain itu juga dengan adanya industri didaerah itu mencegah urbanisasi penduduk.

d. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Peraturan pemerintah dan peraturan daerah Jawa Timur pada dasarnya mengatur daerah sekitar Pasuruan sebagai zona Industri.

e. Keadaan lingkungan masyarakat

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

f. Karakteristik tempat

Harga tanah relatif murah dan masih banyak lahan kosong sehingga memungkinkan untuk penyediaan dan fasilitas bagi pembangunan atau pembangunan unit baru

9.2. Pemilihan lokasi

Berdasarkan faktor – faktor diatas, maka pabrik Gelatin ini direncanakan didirikan Pasuruan, Jawa Timur.

Pemilihan lokasi ini didasarkan oleh faktor – faktor berikut :

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

Lokasi pabrik dapat dilihat sebagai berikut :



Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Gelatin

Keterangan:

A : PT. Aneka Tuna Indonesia

B : Lokasi Pendirian Pabrik Gelatin

9.3. Tata letak pabrik

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

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

- Konstruksi yang ekonomis
- Sistem operasi yang baik
- Pemeliharaan yang efisien
- Pengaturan peralatan dan bangunan yang fungsional
- Suasana pabrik yang dapat menimbulkan kegairahan kerja dan menjamin keselamatan kerja yang tinggi bagi karyawan

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

- a. Pabrik gelatin merupakan pabrik baru pada daerah gempol dan terletak pada lokasi yang baru.
- b. Masih tersedianya tanah atau lokasi untuk perluasan pabrik dimasa – masa yang akan datang karena pada daerah ini masih banyak lahan kosong yang belum ditempati.
- c. Tiap – tiap alat diberikan ruang yang cukup luas agar memudahkan pemeliharaan
- d. Setiap alat disusun berurutan menurut masing – masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
- e. Memperhatikan faktor keamanan dan keselamatan kerja misalnya : untuk daerah yang mudah menimbulkan kebakaran ditempatkan alat pencegahan kebakaran.
- f. Alat kontrol ditempatkan pada posisi yang mudah diawasi oleh operator.
- g. Memperhatikan pembungan hasil – hasil produksi.

Ada beberapa macam perencanaan tata letak pabrik, yaitu :

- a. Master plot plan

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

- b. Unit plot plan

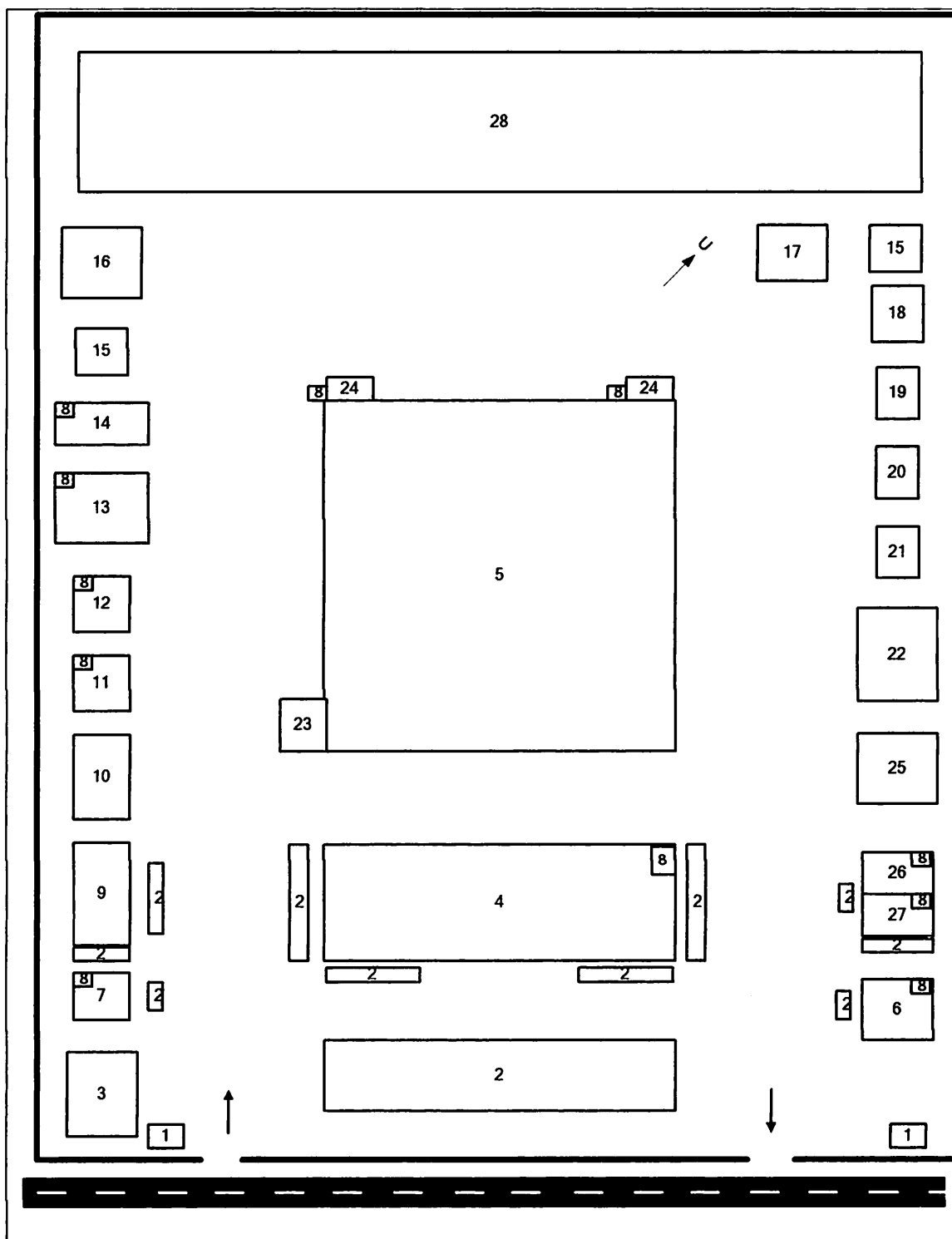
Dalam pembuatan unit plot plan, tiap petak digambarkan peralatan yang ada didalamnya, sehingga mempunyai plot (proyeksi) kebawah atau kesamping

untuk dapat menunjukkan elevansinya dan letak unit satu dengan unit yang lain relatif kelihatan.

c. Skala model (maket)

Skala model mempunyai bentuk tiga dimensi dan pada tiap – tiap alatnya dibuat seperti alat itu sendiri. Skala model ini sangat berguna untuk konstruksi pabrik yang sebenarnya, tetapi biayanya mahal.

Dalam skala model ini dapat dilihat kesalahan – kesalahan operasi yang terjadi di pabrik.



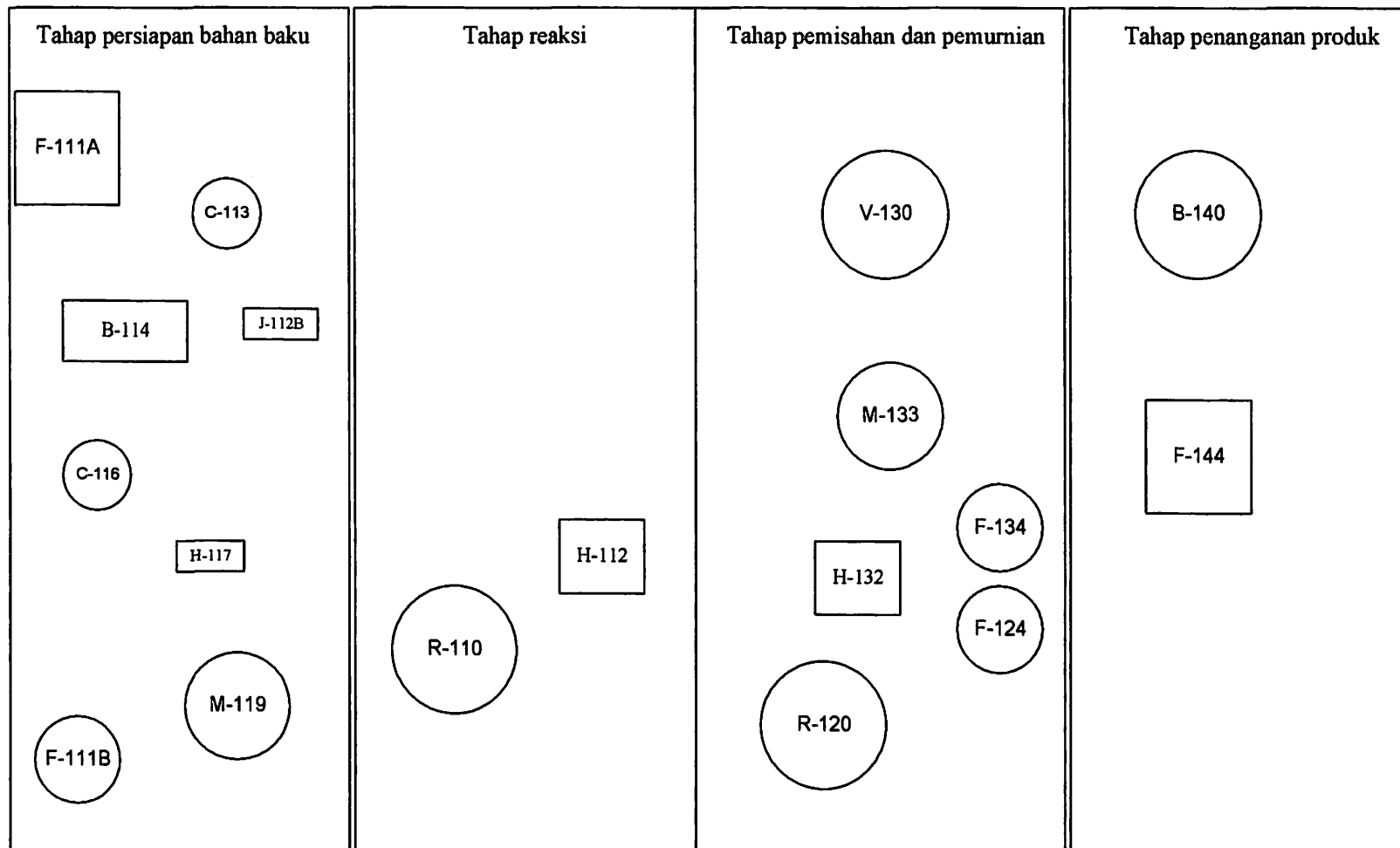
Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik Gelatin (Skala 1:1000)

Keterangan Gambar :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan
4. Kantor pusat
5. Area proses
6. Gedung serbaguna (aula)
7. Musholla
8. Toilet
9. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
10. Storage bahan baku
11. Laboratorium dan Pengendalian Mutu
12. Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)
13. Departemen Produksi
14. Departemen Teknik
15. Pemadam kebakaran
16. Utilitas
17. Boiler
18. Generator
19. Bahan bakar
20. Bengkel
21. Garasi
22. Gudang produk
23. Ruang kontrol
24. Ruang Manager Produksi dan Teknik
25. Timbangan truk
26. Kantin
27. Poliklinik
28. Area perluasan pabrik

9.4. Penentuan tata letak peralatan proses

- Letak ruangan ruangan ditata yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya dengan tujuan untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan yang dapat menjamin keselamatan kerja maupun alat.
- Tata letak alat tersusun secara berurutan menurut fungsinya masing – masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasiannya.
- Diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan seperti dengan menjaga kebersihan pada setiap ruangan.
- Diusahakan peralatan harus diatur sedemikian rupa dengan memperhatikan keselamatan kerja karyawan selain itu di tempel peringatan untuk keselamatan kerja karyawan.



Tata letak pabrik Gelatin dapat dilihat pada gambar 9.3. berikut :

Gambar 9.3. Tata letak peralatan pabrik Gelatin

Keterangan gambar tata letak peralatan pabrik:

F-111A	: Storage tulang
C-113	: Juw Crusher
J-112B	: Belt Conveyor
B-114	: Tunel Dryer
C-116	: Ball Mill
H-117	: Screen
M-119	: Mixer
F-111B	: Storage H ₂ SO ₄
R-110	: Reaktor
H-112	: Centrifugal Separator
R-120	: Tangki Ekstraksi
H-132	: Centrifugal Separator
M-133	: Mixer
V-130	: Evaporator
F-124	: Storage CH ₃ COOH
F-134	: Storage NaOH
B-140	: Spray Dryer
F-144	: Penampung Produk

9.5 Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik Gelatin dilihat dalam tabel 9.5

Tabel 9.5 Perkiraan Luas Daerah Pabrik (m²)

No.	Daerah	Banyak	Ukuran	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	2	7,5 x 5	75
2.	Taman	1	75 x 15	1.125
3.	Parkir kendaraan tamu	1	18 x 15	270
4.	Kantor pusat	1	75 x 25	1.875
5.	Area proses	1	75 x 75	5.625
6.	Gedung serbaguna (aula)	1	15 x 13	195
7.	Musholla	1	12 x 10	120
8.	Toilet	11	4 x 3	132
9.	Parkir kendaraan operasional	1	12 x 22	264

	dan karyawan			
10.	Storage bahan baku	1	12 x 18	216
11.	Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	12 x 12	144
12.	Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)	1	12 x 12	144
13.	Departemen Produksi	1	20 x 15	300
14.	Departemen Teknik	1	20 x 9	180
15.	Pemadam kebakaran	2	11 x 10	110
16.	Utilitas	1	17 x 15	255
17.	Boiler	1	15 x 12	180
18.	Generator	1	11 x 12	132
19.	Bahan bakar	1	11 x 9	99
20.	Bengkel	1	9 x 11	99
21.	Garasi	1	9 x 11	99
22.	Gudang produk	1	17 x 20	340
23.	Ruang kontrol	1	17 x 15	255
24.	Ruang Manager Produksi dan Teknik	2	10 x 5	300
25.	Timbangan truk	1	17 x 15	255
26.	Kantin	1	15 x 9	135
27.	Poliklinik	1	15 x 9	135
28.	Area perluasan pabrik	1	180 x 30	5.400
Total				18.315

BAB X

SUSUNAN ORGANISASI PERUSAHAAN

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik.

Struktur organisasi dapat memberikan wewenang pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya. Juga mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang – orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka.

10.1 Bentuk Umum

Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi pabrik	: Kec. Pasuruan, Jawa timur
Kapasitas produksi	: 10.000 ton/tahun
Status investasi	: Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN).



10.2. Bentuk Perusahaan

Dalam pendirian Pabrik Gelatin ini perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Penggunaan bentuk ini dengan alasan :

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
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. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.

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

a. 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 terus menerus
2. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
4. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
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.

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

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

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staff di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik Gelatin ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departementasi. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Selanjutnya tiap divisi dibagi lagi menjadi unit-unit.

Setiap departemen dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer, sedangkan untuk divisi dikepalai oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer.

b. Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan. Pemegang saham adalah pihak-pihak yang menanamkan modalnya untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Besarnya kepemilikan pemegang saham terhadap perusahaan tergantung/sesuai dengan besarnya modal yang ditanamkan, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun.

Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah :

- a. Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- b. Menerima pertanggungjawaban dari para manager pabrik.

2. Direktur Utama

Posisi direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- b. Mengurus harta kekayaan perusahaan.
- c. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- d. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
- e. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- f. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- g. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan

melakukan tindakan perusahaan yang krusial seperti peminjaman uang ke bank (memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll).

3. Penelitian dan Pengembangan (R&D).

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi LITBANG bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi sehingga mampu bersaing dengan produk kompetitor.

4. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama. Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran produksi, dimulai dari perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, perangkaan produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku sampai menghasilkan produk.

5. Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur Administrasi dan Keuangan memiliki ruang lingkup kerja yang lebih luas dari manager produksi dan teknik. Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab atas segala kegiatan kerja di luar produksi. Semua manajemen perusahaan diatur dan dijalankan oleh bagian administrasi, termasuk strategi pemasaran, pengaturan keuangan perusahaan, hubungan masyarakat, dan mengatur masalah ketenagakerjaan.

6. Departemen Quality Control (Pengendalian Mutu)

Departemen QC bertugas mengawasi mutu bahan baku yang diterima dan produk yang dihasilkan. Selama mengawasi mutu produk, tidak hanya produk jadi saja yang dianalisis tapi juga pada setiap tahapan proses.

a. Divisi Jaminan Mutu

Divisi Jaminan Mutu bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control yang bertugas untuk melakukan penganalisaan, pengujian dan pengawasan terhadap bahan mentah yang dipasok dan produk yang sudah jadi agar sesuai standar yang telah ditentukan.

b. Divisi Pengendalian proses

Divisi Pengendalian Proses bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi yaitu

sedang berlangsung, yaitu mengatur komponen bahan baku (raw mix design) sehingga didapat produk dengan kualitas yang diinginkan.

7. Departemen Produksi

Kepala Departemen Produksi bertanggung jawab atas jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi.

a. Divisi Produksi

Divisi Produksi bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Produksi atas kelancaran proses. Divisi ini juga mengatur pembagian shift dan kelompok kerja sesuai spesialisasinya pada masing-masing tahapan proses dan mengendalikan kondisi operasi sesuai prosedurnya.

b. Divisi Bahan baku

Bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Produksi atas ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan sesuai banyaknya produksi yang diinginkan sehingga tidak terjadi kekurangan atau kelebihan, mengatur aliran distribusi bahan baku dari storage ke dalam proses.

8. Departemen Teknik

Kepala Departemen Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka departemen teknik langsung mengatasi masalahnya.

a. Divisi Utilitas

Bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Teknik mengenai kelancaran alat-alat utilitas.

b. Divisi Bengkel & Perawatan

Bertugas memperbaiki alat-alat atau instrumen yang rusak baik alat produksi maupun peralatan utilitas. Divisi ini juga diharapkan menciptakan alat-alat yang inovatif untuk menunjang kelancaran produksi.

9. Departemen Pemasaran

Kepala Departemen Pemasaran bertanggung jawab dalam mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan research marketing agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan

maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen.

a. Divisi Pembelian

Bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Pemasaran mengenai pembelian bahan baku dan alat-alat yang menunjang proses.

b. Divisi Penjualan

Bertanggung jawab kepada Kepala Departemen Pemasaran mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhannya agar dapat dipasok setiap saat.

c. Divisi Promosi dan Research Marketing

Melakukan promosi ke berbagai sumber tentang kelebihan produk perusahaan minimal masyarakat konsumen mengetahui produk yang diproduksi perusahaan. Melakukan analisis pasar untuk memenangkan persaingan dengan kompetitor dan selalu membuat strategi pemasaran setiap saat sesuai perkembangan lapangan.

10. Departemen Keuangan dan Akuntansi

Kepala Departemen Keuangan dan Akuntansi bertanggung jawab mengatur neraca perusahaan dengan melakukan pembukuan sebaik-baiknya baik pemasukan ataupun pembelanjaan untuk kebutuhan perusahaan, selain itu juga membayarkan gaji ke rekening bank tiap karyawan pada setiap akhir bulan. Dan juga membayarkan jaminan sosial atas pemutusan hak kerja (PHK) karyawan. Departemen Keuangan dan Akuntansi membawahi 2 divisi yaitu :

a. Divisi Pembukuan

b. Divisi Keuangan

11. Departemen Umum.

Kepala Departemen Umum bertugas untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum. Departemen ini mengatur masalah administrasi, keamanan dan keselamatan, lingkungan serta hubungan antara perusahaan dengan pihak lain, baik dengan masyarakat, pemerintah maupun dengan perusahaan lain.

Departemen ini membawahi 4 divisi :

a. Divisi Humas

Divisi Humas bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat ataupun dengan pihak pemerintah, sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik kelangsungan dan kelancaran perusahaan dapat berjalan dengan baik.

b. Divisi Personalia

Divisi Personalia bertugas untuk menyaring dan menyeleksi calon pegawai/pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya.

c. Divisi Administrasi

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.

d. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Divisi keamanan bertugas untuk menjaga keamanan perusahaan meliputi pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan baik kendaraan bahan baku, produk, sampai kendaraan tamu. Dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja di seluruh area pabrik.

e. Divisi Kebersihan

Divisi Kebersihan bertugas menjaga kenyamanan dan keindahan perusahaan mulai dari keindahan taman, toilet sampai kebersihan gudang dan produksi.

f. Divisi Transportasi.

Divisi ini mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan.

12. Departemen Sumber Daya Manusia (SDM)

Kepala Departemen SDM bertugas merencanakan, mengelola, dan mendayagunakan SDM, baik yang telah bekerja ataupun yang akan dipekerjakan. Selain itu Departemen SDM mengatur masalah jenjang karier dan masalah penempatan karyawan, atau pemindahan karyawan antar departemen atau antar divisi sesuai dengan tingkat prestasinya.

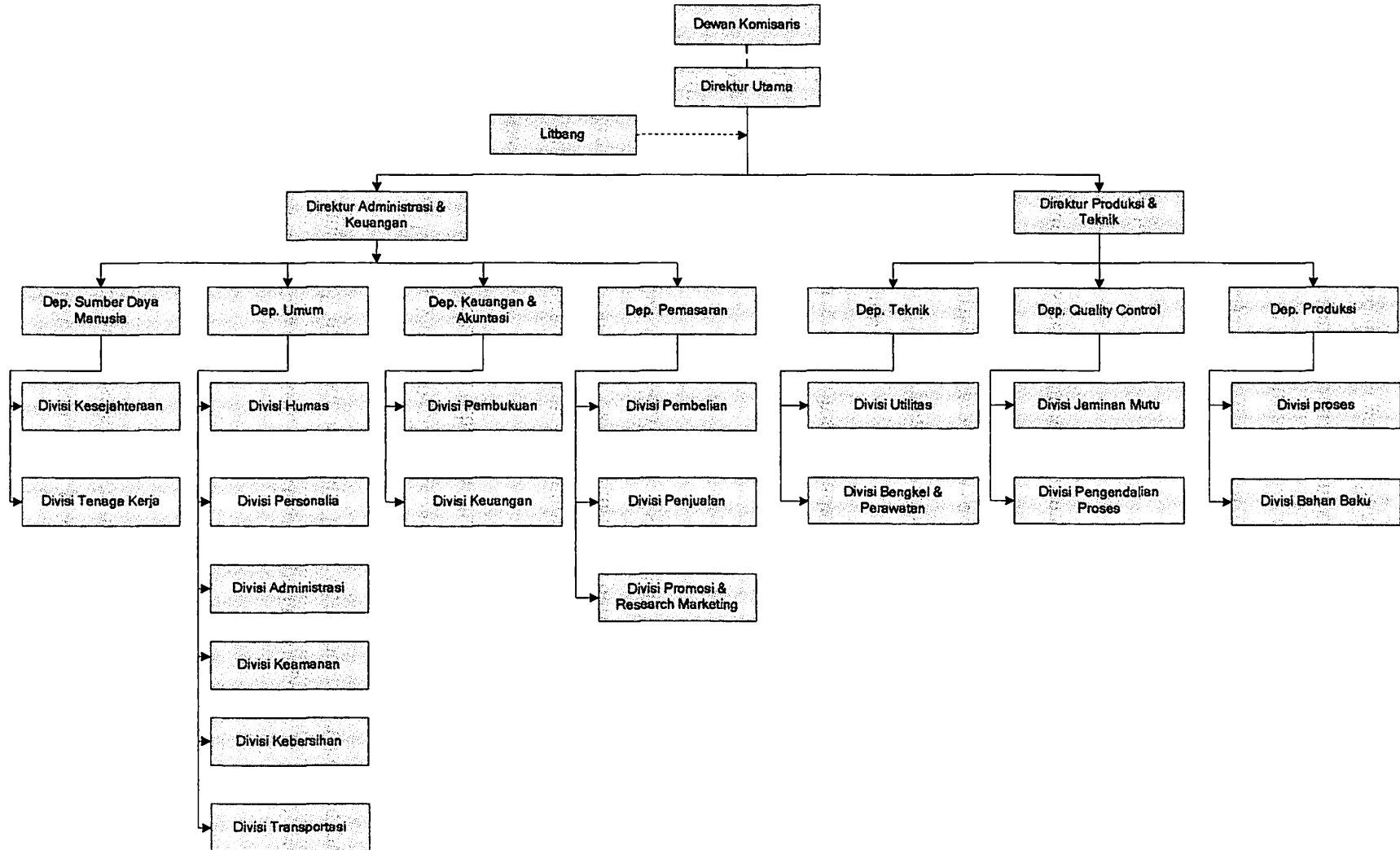
a. Divisi Kesehatan

Bertugas memperhatikan kesehatan karyawan. Apabila poliklinik yang tersedia tidak dapat mengatasi masalah kesehatan karyawan maka dapat diintensifkan dengan rumah sakit langganan perusahaan sesuai kebutuhan pengobatan.

b. Divisi Ketenagakerjaan

Mengatur kesejahteraan karyawan seperti pemberian fasilitas atau bonus perusahaan untuk karyawan yang berprestasi. Divisi ketenagakerjaan juga perlu memperhatikan prestasi-prestasi yang dibuat oleh karyawan guna meningkatkan jenjang karier dan kebijakan lainnya.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1.



Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pabrik Gelatin

c. Jaminan Sosial

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

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. Tunjangan

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

b. Fasilitas

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

c. Pengobatan

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

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

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

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

10.6 Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Gelatin direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan.

Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu:

1. Karyawan non shift

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

Jam Kerja :

- Hari Senin – Jumat : Jam 07.00 – 16.00
- Hari Sabtu : Jam 08.00 – 12.00

Jam Istirahat :

- Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00
- Hari Jumat : Jam 11.00 – 13.00

Hari Libur / Off day : Minggu dan Hari Besar sesuai ketetapan pemerintah.

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik dan bagian gudang

Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam.

Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Shift Pagi : Jam 08.00 – 15.00
- Shift Siang : Jam 15.00 – 23.00
- Shift Malam : Jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift

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

Keterangan : P = Shift pagi M = Shift Malam

S = Shift siang L = Libur

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

10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik Gelatin (gambar 10.1) yaitu :

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia atau min. Strata 2
2. Manager
 - a. Manager Produksi : Sarjana Teknik Kimia.
 - b. Manager Administrasi dan Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA).
3. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA)
4. Kepala Departemen
 - a. Departemen QC : Sarjana Kimia (MIPA)
 - b. Departemen Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - c. Departemen Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - d. Departemen Pemasaran : Sarjana Ekonomi
 - e. Departemen Keuangan dan Akuntansi : Sarjana Ekonomi
 - f. Departemen Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
 - g. Departemen Umum : Sarjana Teknik Industri
5. Kepala Divisi
 - a. Divisi Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Divisi Bahan Baku : Sarjana Teknik Kimia
 - c. Divisi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin
 - d. Divisi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - e. Divisi Jaminan Mutu : Sarjana Kimia (MIPA)
 - f. Divisi Pengendalian Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - g. Divisi Kesehatan : Sarjana Kedokteran
 - h. Divisi Ketenagakerjaan : Sarjana Teknik Industri
 - i. Divisi Pembelian : Sarjana Ekonomi
 - j. Divisi Penjualan : Sarjana Ekonomi
 - k. Divisi Promosi dan Research Marketing : Diploma Public Relation
 - l. Divisi Keuangan : Sarjana Ekonomi
 - m. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
 - n. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion
 - o. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi

- p. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
- q. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
- r. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK
- s. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin
- 6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK

10.8 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga kerja operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada Pra Rencana Pabrik Gelatin ini proses yang dilakukan terbagi ke dalam beberapa tahap, yaitu :

a. Proses Utama

- Penyimpanan bahan baku :
 - Gudang
 - Transportasi
- Tahap Reaksi
- Tahap Pemisahan dan pemurnian
- Tahap Penanganan Produk :
 - Tahap Penyimpanan

b. Proses Tambahan/Pembantu

- Laboratorium
- Utilitas :
 - Pengolahan air
 - Boiler
 - Pengolahan limbah
- Bengkel
- Pemeliharaan

Dilihat dari proses keseluruhan maka proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga kerja operasional 4 tahapan proses. Dari Vilbrant & Dryen, Gambar 6.35 hal. 23

diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 10.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan Proses} &= 36 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times \text{Tahapan proses} \\ &= 36 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times 4 \text{ Tahapan proses} \\ &= 144 \text{ orang/hari} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Karyawan Proses} &= \frac{144}{8 \text{ jam} \times 3 \text{ shift}} = 6 \text{ orang/shift} \\ &= 6 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 24 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan staf = 96 orang

Jadi Jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Biodiesel ini adalah 120 orang.

10.9 Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)

Pabrik Gelatin ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan.

Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

- Tingkat pendidikan
- Pengalaman kerja
- Tanggung jawab dan kedudukan.
- Keahlian
- Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan

saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

3. Karyawan harian

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

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2

Tabel 10.2. Daftar Gaji / Upah Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp.)	Gaji total (Rp.)
Direktur Utama	1	12.000.000	12.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	10.000.000	10.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	10.000.000	10.000.000
Staff Litbang (R & D)	2	8.000.000	16.000.000
Kepala Departemen	7	6.000.000	42.000.000
Kepala Divisi	19	4.000.000	76.000.000
Karyawan Proses	24	2.500.000	60.000.000
Karyawan Personalia	2	1.500.000	3.000.000
Karyawan Administrasi	2	1.500.000	3.000.000
Karyawan Humas	3	1.500.000	4.500.000
Karyawan Keamanan	8	1.500.000	12.000.000
Dokter	1	1.300.000	1.300.000
Perawat	1	1.000.000	1.000.000
Karyawan Akuntansi	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Keuangan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Penjualan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Pembelian	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Bahan Baku	3	1.000.000	3.000.000
Karyawan Utilitas	5	1.000.000	5.000.000
Karyawan Kebersihan	8	1.000.000	8.000.000
Sopir	4	1.300.000	5.200.000

Sekretaris	1	1.300.000	1.300.000
Pemadam Kebakaran	7	1.300.000	9.100.000
Karyawan Bengkel dan Perawatan	3	1.300.000	3.900.000
Karyawan Jaminan Mutu	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Pengendalian Proses	3	1.300.000	3.900.000
Karyawan Ketenagakerjaan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Promosi dan Research Marketing	2	1.300.000	2.600.000
T o t a l	120		308.400.000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan menguntungkan atau tidak. Sehingga dalam pra rencana pabrik Gelatin ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik tersebut. Cara untuk mengetahui jumlah investasi yang dibutuhkan oleh pabrik Gelatin dapat menggunakan beberapa cara, antara lain :

1. *Internal rate of return* (IRR)
2. *Pay out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Retrn of Invesment* (ROI)

Untuk meninjau metode-metode diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses.

A. FAKTOR-FAKTOR PENENTU

1. Total Capital Investmen (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi. TCI terdiri dari :

1) Fixed capital Investment (Modal Tetap)

adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan fasilitas.

FCI dibagi menjadi :

a. Direct cost,

adalah modal yang langsung digunakan dalam proses, meliputi :

- Pembelian peralatan
- Instalasi dan pemasangan peralatan
- Instrumentasi dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Bangunan dan tanah
- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan

b. Indirect cost

adalah modal yang dikeluarkan secara tidak langsung dikeluarkan untuk keperluan proses, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi
- Biaya kontraktor
- Biaya tak terduga (contingency)

2) Work Capital Investment

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain.
- Pajak yang harus dibayar.
- Utilitas.

2. Biaya Produksi,

adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi.

Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC)

b. Biaya umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

a. Biaya tetap

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

Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak

b. Biaya semi variabel (SVC)

adalah biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

c. Biaya variabel (VC)

Adalah segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik.

Biaya variabel terdiri dari:

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

B. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Pabrik Gelatin didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun. Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

- a. Biaya langsung (DC) = Rp. 42.222.502.121,-
- b. Biaya tak langsung (IC) = Rp. 5.066.700.255,-
- c. Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 47.289.202.376,-
- d. Modal Kerja (WC) = Rp. 4.728.920.238,-

Sehingga TCI = Rp. 52.018.122.613,-

2. Penentuan Total Production Cost (TPC)

- a. Biaya produksi langsung (DPC) = Rp. 162.305.485.849,-
- b. Biaya tetap (Fixed Cost) = Rp. 9.930.732.499,-
- c. Biaya Overhead = Rp. 2,251.292.024,-
- d. Biaya umum (General expenses) = Rp. 147.778.757,-

3. Laba Perusahaan

- a. Total penjualan = Rp. 200.000.005 920,-
- b. Pajak penghasilan = Rp. 5.662.862.817,-
- c. Laba kotor = Rp. 16.179.608.048,-
- d. Laba bersih = 10.516.745.231,-
- e. Cash Flow (CA) = Rp. 15.245.665.468,-

4. Analisa Profitabilitas

- a. Pay Out Time (POT) = 3,102 tahun
- b. Rate On Investmemnt (ROI)

Adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahu sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

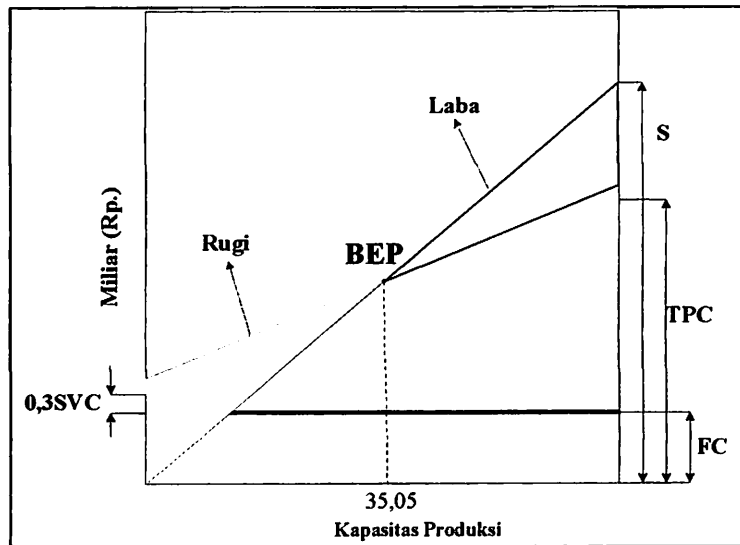
- ROI sebelum pajak = 34,21%
- ROI setelah pajak = 22,24%

- c. Break Event Point (BEP)

Adalah titik jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pat dapat dinyatakan menguntungkan dan tidak merugikan.

Nilai BEP = 35,05%

Kurva BEP :



d. Internal Rate Of Return

$$IRR = 26,23\%$$

Karean IRR lebih besar dari bunga bank 15% maka pabrik Gelatin layak didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

12.1. Kesimpulan

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Gelatin dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain :

a. Aspek Lokasi

Pabrik ini didirikan di Kecamatan Gempol-pasuruan, Propinsi Jawa Timur. Pabrik ini diperkirakan cukup menguntungkan mengingat :

- Daerah ini merupakan dekat dengan bahan baku.
- Tersedianya air kawasan yang cukup sehingga memudahkan pengadaan utilitas.
- Penyediaan sumber tenaga listrik yang cukup.

b. Aspek Sosial

Pendirian Pabrik Gelatin ini bila ditinjau dari aspek sosial dinilai menguntungkan karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja baru.
- Memberikan kesempatan kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan yang lebih baik dari sebelumnya.

c. Aspek Ekonomi

- Di Indonesia kebutuhan akan Gelatin semakin meningkat sejalan dengan meningkatnya kebutuhan industri makanan, dan
- Dapat mengurangi kebutuhan impor Gelatin yang selama ini masih berasal dari luar negeri.

Ditinjau dari hal diatas maka pendirian Pabrik Gelatin di Indonesia sangat penting karena dapat membantu program pemerintah dalam rangka meningkatkan industrialisasi dan juga dapat menambah pendapatan/devisa Negara. Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Gelatin ini dan dinilai tidak menguntungkan dengan berdasarkan data-data analisa ekonomi.

d. **Aspek Pemasaran**

Produksi Gelatin dalam perencanaan pabrik ini diharapkan dapat memperoleh pemasaran yang baik, ini dikarenakan kebutuhan berada didaerah industri.

APPENDIKS A

NERACA MASSA

Kebutuhan bahan baku	= 4733,2699 kg/jam
Kapasitas produksi	= 10.000 ton/tahun
Waktu Operasi	= 330 hari/tahun = 24 jam/hari
Satuan Operasi	= $\frac{10.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$ = 1262,6263 kg/jam

(asumsi 1 tahun = 330 hari, 1 hari = 24 jam)

Basis operasi = 1 jam

Berat molekul :

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	= 310,18 kg/kmol
CaCO_3	= 100,09 kg/kmol
MgCO_3	= 84,31 kg/kmol
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	= 262,855 kg/kmol
H_2SO_4	= 98,08 kg/kmol
CaSO_4	= 136,14 kg/kmol
MgSO_4	= 120,37 kg/kmol
CO_2	= 44 kg/kmol
H_3PO_4	= 98 kg/kmol
CH_3COOH	= 60,052 kg/kmol
NaOH	= 40 kg/kmol
Protein	= 7139 kg/kmol
Lemak	= 539 kg/kmol

- Produk akhir berupa gelatin dengan kadar 99,88% berat
- Feed berupa bongkahan tulang ikan kering yang mempunyai komposisi sebagai berikut: ^[18]

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	= 52%
Protein	= 29%
Garam mineral	= 12%

APP A - 2

Lemak = 1%

H₂O = 6%

➤ Komposisi garam mineral adalah sebagai berikut: ^[18]

CaCO₃ = 30%

Mg₃(PO₄)₂ = 30%

MgCO₃ = 40%^[18]

Komposisi Protein adalah sebagai berikut: ^[19]

Alanine = 11,0%

Arginine = 8,8%

Aspartic acid = 6,7%

Glutamic acid = 11,4%

Glycine = 27,5%

Histidine = 0,78%

Hydroxyproline = 14,1%

Leucine & isoleucine = 5,1%

Lysine = 4,5%

Methionine = 0,9%

Phenylalanine = 2,2%

Proline = 16,4%

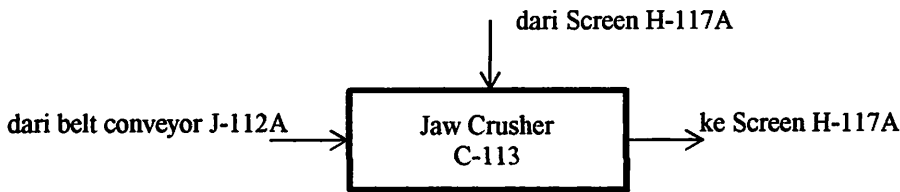
Serine = 4,2%

Threonine = 2,2%

Tyrosine = 0,3%

Valine = 2,6%

1. Neraca massa pada Jaw Crusher C-113



asumsi: kehilangan tulang 1% dari massa keluar

Recycle yang masuk dari Screen H-117A sebesar 5% dari massa total yang keluar dari Jaw Crusher C-113

a. Masuk

Dari Belt Conveyor J-112A

Tulang sebanyak = 4733,2699 kg yang terdiri dari:

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52% × 4733,2699	=	2461,3004 kg
Protein	=	29% × 4733,2699	=	1372,6483 kg
Garam mineral	=	12% × 4733,2699	=	567,9924 kg
CaCO_3	=	30% × 567,9924	=	170,3977 kg
MgCO_3	=	30% × 567,9924	=	170,3977 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40% × 567,9924	=	227,1970 kg
Lemak	=	1% × 4733,2699	=	47,3327 kg
H_2O	=	6% × 4733,2699	=	283,9962 kg
Jumlah			=	4733,2699 kg

Dari Screen H-117A

$$R = \frac{0,05 \times 0,99 \times 4733,2699 \text{ kg}}{1 - (0,05 \times 0,99)} = 246,4985 \text{ kg}$$

Tulang = 246,4985 kg yang terdiri dari :

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52% × 246,498538	=	128,1792 kg
Protein	=	29% × 246,4985	=	71,4846 kg
Garam mineral	=	12% × 246,4985	=	29,5798 kg
CaCO_3	=	30% × 29,5798	=	8,8739 kg
MgCO_3	=	30% × 29,5798	=	8,8739 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40% × 29,5798	=	11,8319 kg
Lemak	=	1% × 246,4985	=	2,4650 kg
H_2O	=	6% × 246,4985	=	14,7899 kg
Jumlah			=	246,4985 kg

b. Keluar

Ke Screen H-117A

Tulang dari Jaw Crusher C-113 =	99% × (J-112A + H-117A)	
Tulang dari Jaw Crusher C-113:	4979,7685 × 99% =	4929,9708 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 52% × 4929,9708 =	2563,5848 kg
Protein	= 29% × 4929,9708 =	1429,6915 kg
Garam mineral	= 12% × 4929,9708 =	591,5965 kg
CaCO ₃	= 30% × 591,5965 =	177,4789 kg
MgCO ₃	= 30% × 591,5965 =	177,4789 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 40% × 591,5965 =	236,6386 kg
Lemak	= 1% × 4929,9708 =	49,2997 kg
H ₂ O	= 6% × 4929,9708 =	295,7982 kg
jumlah		= 4929,9708 kg

Ke Filter bag

Tulang dari Jaw Crusher J-121 =	4979,76845 × 1% =	49,7977 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 52% × 49,7977 =	25,8948 kg
Protein	= 29% × 49,7977 =	14,4413 kg
Garam mineral	= 12% × 49,7977 =	5,97572 kg
CaCO ₃	= 30% × 5,97572 =	1,79272 kg
MgCO ₃	= 30% × 5,97572 =	1,79272 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 40% × 5,97572 =	2,39029 kg
Lemak	= 1% × 49,7977 =	0,49798 kg
H ₂ O	= 6% × 49,7977 =	2,98786 kg
jumlah		= 49,7977 kg

Massa masuk		Massa keluar	
Dari Belt Conveyor J-112A		Ke Belt Conveyor J-112B	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2461,3004 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2563,5848 kg
Protein	= 1372,6483 kg	Protein	= 1429,6915 kg
Garam mineral	= 567,9924 kg	Garam mineral	= 591,5965 kg
Lemak	= 47,3327 kg	Lemak	= 49,2997 kg
H ₂ O	= 283,9962 kg	H ₂ O	= 295,7982 kg
Dari Screen		Ke Filter bag	
Tulang	= 246,4985 kg	Tulang	= 49,7977 kg
jumlah	= 4979,7685 kg	jumlah	= 4979,7685 kg

2. Neraca Massa pada Screen H-117A

Tulang yang masuk kembali ke Jaw Crusher C-113 merupakan oversize sedangkan yang masuk ke Belt Conveyor J-112B merupakan undersize.



a. Masuk

Dari Jaw Crusher C-113

$$\begin{aligned} \text{Tulang} &= 99\% \times \text{tulang dari (J-112A+Screen)} \\ &= 99\% \quad 4979,76845 \text{ kg} \\ &= 4929,97077 \text{ kg yang terdiri dari :} \end{aligned}$$

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52%	×	4929,9708	=	2563,5848 kg
Protein	=	29%	×	4929,9708	=	1429,6915 kg
Garam mineral	=	12%	×	4929,9708	=	591,5965 kg
CaCO_3	=	30%	×	591,5965	=	177,4789 kg
MgCO_3	=	30%	×	591,5965	=	177,4789 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40%	×	591,5965	=	236,6386 kg
Lemak	=	1%	×	4929,9708	=	49,2997 kg
H_2O	=	6%	×	4929,9708	=	<u>295,7982 kg</u>
Jumlah					=	4929,9708 kg

Ke Jaw Crusher C-113

$$R = \frac{0,05 \times 0,99 \times 4733,27 \text{ kg}}{1 - (0,05 \times 0,99)} = 246,498538 \text{ kg}$$

Tulang = 246,498538 kg yang terdiri dari :

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52%	×	246,4985	=	128,1792 kg
Protein	=	29%	×	246,4985	=	71,4846 kg
Garam mineral	=	12%	×	246,4985	=	29,5798 kg
CaCO_3	=	30%	×	29,5798	=	8,8739 kg
MgCO_3	=	30%	×	29,5798	=	8,8739 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40%	×	29,5798	=	11,8319 kg
Lemak	=	1%	×	246,4985	=	2,4650 kg
H_2O	=	6%	×	246,4985	=	<u>14,7899 kg</u>
Jumlah					=	246,4985 kg

Ke Belt Conveyor J-112B

Tulang = 95% × tulang masuk dari Jaw Crusher C-113

$$= 95\% \times 4929,9708$$

$$= 4683,4722 \text{ kg yang terdiri dari :}$$

$$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = 52\% \times 4683,4722 = 2435,4056 \text{ kg}$$

$$\text{Protein} = 29\% \times 4683,4722 = 1358,2069 \text{ kg}$$

$$\text{Garam mineral} = 12\% \times 4683,4722 = 562,0167 \text{ kg}$$

$$\text{CaCO}_3 = 30\% \times 562,0167 = 168,6050 \text{ kg}$$

$$\text{MgCO}_3 = 30\% \times 562,0167 = 168,6050 \text{ kg}$$

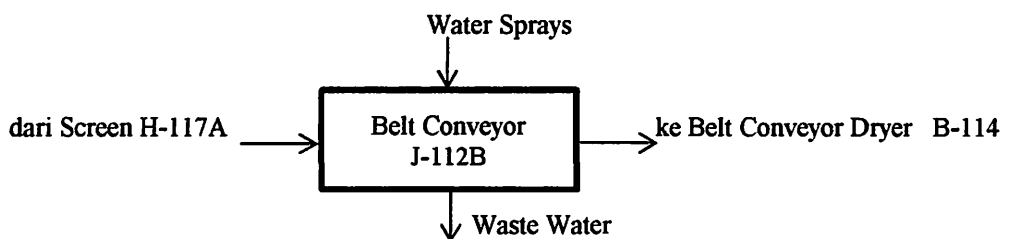
$$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 = 40\% \times 562,0167 = 224,8067 \text{ kg}$$

$$\text{Lemak} = 1\% \times 4683,4722 = 46,8347 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 6\% \times 4683,4722 = 281,0083 \text{ kg}$$

$$\text{Jumlah} = 4683,4722 \text{ kg}$$

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Jaw Crusher C-113		Ke Belt Conveyor J-112B	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2563,5848 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1429,6915 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 591,5965 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 49,2997 kg	Lemak	= 46,8347 kg
H ₂ O	= 295,7982 kg	H ₂ O	= 281,0083 kg
		Ke Jaw Crusher C-113	
		Tulang	= 246,4985 kg
Jumlah	= 4929,9708 kg	Jumlah	= 4929,9708 kg

3. Neraca massa pada Belt Conveyor J-112B

Pada belt conveyor J-112B dilakukan proses pencucian dengan air panas untuk hilangkan lemak.

Lemak yang hilang yaitu sekitar : 98% (Global, AgriSystem 2008)

a. Masuk

Dari Screen H-117A

Tulang dari Screen H-117A	=	4683,4722	kg	
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52% × 4683,4722	=	2435,4056 kg
Protein	=	29% × 4683,4722	=	1358,2069 kg
Garam mineral	=	12% × 4683,4722	=	562,0167 kg
CaCO_3	=	30% × 591,5965	=	177,4789 kg
MgCO_3	=	30% × 591,5965	=	177,4789 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40% × 591,5965	=	236,6386 kg
Lemak	=	1% × 4683,4722	=	46,8347 kg
H_2O	=	6% × 4683,4722	=	281,0083 kg
jumlah			=	4683,4722 kg

Dari Water Sprays

Komposisi H_2O yang di spraykan ke tulang 1:1 dari bahan baku masuk

= 4683,4722 kg asumsi: air yang terikut ke dryer = 1%

b. Keluar

Ke Belt Conveyor Dryer B-114

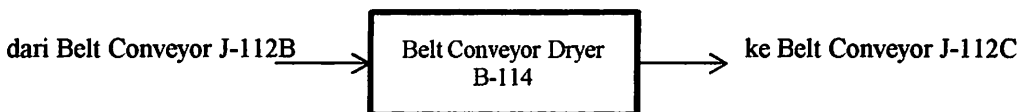
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52% × 4683,4722	=	2435,4056 kg
Protein	=	29% × 4683,4722	=	1358,2069 kg
Garam mineral	=	12% × 4683,4722	=	562,0167 kg
CaCO_3	=	30% × 562,0167	=	168,6050 kg
MgCO_3	=	30% × 562,0167	=	168,6050 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40% × 562,0167	=	224,8067 kg
Lemak	=	1% × 4683,4722	=	46,8347 kg
	=	2% × 46,8347	=	0,9367 kg
H_2O	=	6% × 4683,4722	=	281
			+ 1% × 4683,4722	
			=	327,8431 kg
jumlah			=	4684,4089 kg

Ke Waste Water

Lemak	=	98% × 46,8347	=	45,8980 kg
H_2O	=	99% × 4683,4722	=	4636,6375 kg
Jumlah			=	4682,5355 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Jaw Crusher C-113		Ke Tunel Dryer B-114	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 46,8347 kg	Lemak	= 0,9367 kg
H ₂ O	= 281,0083 kg	H ₂ O	= 327,8431 kg
Dari Water Sprays		Ke Waste Water	
H ₂ O	= 4683,4722 kg	Lemak	= 45,8980 kg
		H ₂ O	= 4636,6375 kg
Jumlah	= 9366,9445 kg	Jumlah	= 9366,9445 kg

4. Neraca massa pada Belt Conveyor Dryer B-114



Air yang dapat dihilangkan pada saat pengeringan : 80%

(www.indiamart.com/Suntrack-Energy-Systems.)

a. Masuk

Dari Belt Conveyor J-112B

Tulang dari Tunnel Dryer B-114	=	4684,4089 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	2435,4056 kg
Protein	=	1358,2069 kg
Garam mineral	=	562,0167 kg
CaCO ₃	=	168,6050 kg
MgCO ₃	=	168,6050 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	=	224,8067 kg
Lemak	=	0,9367 kg
H ₂ O	=	327,8431 kg
Jumlah	=	4684,4089 kg

Dari Filter Udara

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan udara dari filter udara} &= 20\% \text{ dari bahan masuk} \\
 &= \frac{20\%}{100\%} \times 4684,40892 \\
 &= 936,881785
 \end{aligned}$$

b. Keluar**Ke Belt Conveyor J-112C**

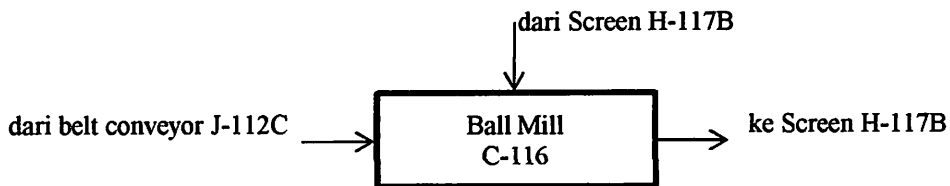
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	2435,4056	=	2435,4056 kg
Protein	=	1358,2069	=	1358,2069 kg
Garam mineral	=	562,0167	=	562,0167 kg
CaCO ₃	=	168,6050	=	168,6050 kg
MgCO ₃	=	168,6050	=	168,6050 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	=	224,8067	=	224,8067 kg
Lemak	=	0,9367	=	0,9367 kg
H ₂ O	=	327,8431 × 20%	=	<u>65,5686 kg</u>
Jumlah			=	4422,1345 kg

Ke Udara Bebas

H ₂ O	=	327,843056 × 80%	=	262,2744 kg
Udara			=	936,8818 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Belt Conveyor J-112B		Ke Belt Conveyor J-112C	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1358,2069 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 562,0167 kg
Lemak	= 0,9367 kg	Lemak	= 0,9367 kg
H ₂ O	= 327,8431 kg	H ₂ O	= 65,5686 kg
Udara	= 936,8818 kg	Ke Udara Bebas	
		H ₂ O	= 262,2744 kg
		Udara	= 936,8818 kg
Jumlah	= 5621,2907 kg	Jumlah	= 5621,2907 kg

5. Neraca Massa pada Ball Mill C-116



Recycle yang masuk dari Screen H-117B sebesar 5% dari massa total yang keluar dari Ball Mill C-116

Asumsi: kehilangan tulang 1% ke filter bag

a. Masuk

Dari Belt Conveyor J-112C

Tulang sebanyak = 4422,1345 kg yang terdiri dari :

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ = 2435,4056 kg

Protein = 1358,2069 kg

Garam mineral = 562,0167 kg

CaCO_3 = 168,6050 kg

MgCO_3 = 168,6050 kg

$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ = 224,8067 kg

Lemak = 0,9367 kg

H_2O = 65,5686 kg

Jumlah = 4422,1345 kg

Dari Screen H-117B

$$R = \frac{0,05 \times 0,99 \times 4422,13448 \text{ kg}}{1 - (0,05 \times 0,99)} = 230,2953 \text{ kg}$$

Tulang = 230,2953 kg yang terdiri dari :

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ = 52% × 230,2953 = 119,7296 kg

Protein = 29% × 230,2953 = 66,7723 kg

Garam mineral = 12% × 230,2953 = 27,6299 kg

CaCO_3 = 30% × 27,6299 = 8,2890 kg

MgCO_3 = 30% × 27,6299 = 8,2890 kg

$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ = 40% × 27,6299 = 11,0520 kg

Lemak = 0,02% × 230,2953 = 0,0460 kg

H_2O = 7,00% × 230,2953 = 16,1174 kg

Jumlah = 230,2953 kg

b. Keluar

Ke Screen H-117B

Tulang	=	99%	×	tulang dari (J-112C + H-117B)	=	
	=	99%	×	4652,4298 kg	=	
	=			4605,9055 kg	=	
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52%	×	4605,9055	=	2394,5919 kg
Protein	=	29%	×	4605,9055	=	1335,4455 kg
Garam mineral	=	12%	×	4605,9055	=	552,5981 kg
CaCO_3	=	30%	×	552,5981	=	165,7794 kg
MgCO_3	=	30%	×	552,5981	=	165,7794 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40%	×	552,5981	=	221,0393 kg
Lemak	=	0,02%	×	4605,9055	=	0,9210 kg
H_2O	=	7,00%	×	4605,9055	=	322,3489 kg
Jumlah					=	4605,9055 kg

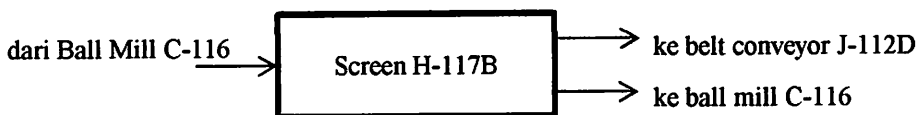
Ke Filter Bag (lost)

Tulang	=	1%	×	tulang dari (J-131 + J-133)	=	
	=	1%	×	4652,4298 kg	=	
	=			46,5243 kg		yang terdiri dari :
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	=	52%	×	46,5243	=	24,1878 kg
Protein	=	29%	×	46,5243	=	13,4893 kg
Garam mineral	=	12%	×	46,5243	=	5,5818 kg
CaCO_3	=	30%	×	5,5818	=	1,6745 kg
MgCO_3	=	30%	×	5,5818	=	1,6745 kg
$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	=	40%	×	5,5818	=	2,2327 kg
Lemak	=	0,02%	×	46,5243	=	0,0093 kg
H_2O	=	7,00%	×	46,5243	=	3,2560 kg
Jumlah					=	46,5243 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Belt Conveyor J-112C		Ke Screen H-117	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2435,4056 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2394,5919 kg
Protein	= 1358,2069 kg	Protein	= 1335,4455 kg
Garam mineral	= 562,0167 kg	Garam mineral	= 552,5981 kg
Lemak	= 0,9367 kg	Lemak	= 0,9210 kg
H ₂ O	= 65,5686 kg	H ₂ O	= 322,3489 kg
Dari Screen H-117		Ke Filter Bag (lost)	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 119,7296 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 24,1878 kg
Protein	= 66,7723 kg	Protein	= 13,4893 kg
Garam mineral	= 27,6299 kg	Garam mineral	= 5,5818 kg
Lemak	= 0,0460 kg	Lemak	= 0,0093 kg
H ₂ O	= 16,1174 kg	H ₂ O	= 3,2560 kg
Jumlah	= 4652,4298 kg	Jumlah	= 4652,4298 kg

6. Neraca Massa pada Screen H-117B

Tulang yang masuk kembali ke Ball Mill C-116 merupakan oversize sedangkan yang masuk ke Belt Conveyor J-112D merupakan undersize.



a. Masuk

Dari Ball Mill C-116

$$\begin{aligned}
 \text{Tulang} &= 99\% \times \text{Ball Mill C-116} \\
 &= 99\% \quad 4652,4298 \text{ kg} \\
 &= 4605,9055 \text{ kg yang terdiri dari :}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 &= 52\% \times 4605,9055 = 2394,5919 \text{ kg} \\
 \text{Protein} &= 29\% \times 4605,9055 = 1335,4455 \text{ kg} \\
 \text{Garam mineral} &= 12\% \times 4605,9055 = 552,5981 \text{ kg} \\
 \quad \text{CaCO}_3 &= 30\% \times 552,5981 = 165,7794 \text{ kg} \\
 \quad \text{MgCO}_3 &= 30\% \times 552,5981 = 165,7794 \text{ kg} \\
 \quad \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 &= 40\% \times 552,5981 = 221,0393 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Lemak	=	0,02%	×	4605,9055	=	0,9210 kg
H ₂ O	=	7,00%	×	4605,9055	=	<u>322,3489 kg</u>
Jumlah					=	4605,9055 kg

b.Keluar

Ke Belt Conveyor J-112D

Tulang	=	95%	×	tulang masuk dari Screen H-117B		
	=	95%	×	4605,9055		
	=	4375,6102		kg yang terdiri dari :		
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	52%	×	4375,6102	=	2274,8623 kg
Protein	=	29%	×	4375,6102	=	1268,6732 kg
Garam mineral	=	12%	×	4375,6102	=	524,9682 kg
CaCO ₃	=	30%	×	524,9682	=	157,4905 kg
MgCO ₃	=	30%	×	524,9682	=	157,4905 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	=	40%	×	524,9682	=	209,9873 kg
Lemak	=	0,02%	×	4375,6102	=	0,8749 kg
H ₂ O	=	7,00%	×	4375,6102	=	<u>306,2315 kg</u>
Jumlah					=	4375,6102 kg

Ke Ball Mill C-130

R =	$\frac{0,05 \times 0,99 \times 4422,13448 \text{ kg}}{1 - (0,05 \times 0,99)}$	=	230,2953 kg			
Tulang	=	230,2953	yang terdiri dari:			
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	52%	×	230,2953	=	119,7296 kg
Protein	=	29%	×	230,2953	=	66,7723 kg
Garam mineral	=	12%	×	230,2953	=	27,6299 kg
CaCO ₃	=	30%	×	27,6299	=	8,2890 kg
MgCO ₃	=	30%	×	27,6299	=	8,2890 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	=	40%	×	27,6299	=	11,0520 kg
Lemak	=	0,02%	×	230,2953	=	0,0460 kg
H ₂ O	=	7,00%	×	230,2953	=	<u>16,1174 kg</u>
Jumlah					=	230,2953 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Ball Mill C-116		Ke Belt Conveyor J-112D	
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2394,59192 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 2274,86232 kg
Protein	= 1335,44549 kg	Protein	= 1268,67322 kg
Garam mineral	= 552,598135 kg	Garam mineral	= 524,968228 kg
Lemak	= 0,92099689 kg	Lemak	= 0,87494705 kg
H ₂ O	= 322,348912 kg	H ₂ O	= 306,231466 kg
		Ke Ball Mill C-130	
		Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 119,729596 kg
		Protein	= 66,7722746 kg
		Garam mineral	= 27,6299067 kg
		Lemak	= 0,04604984 kg
		H ₂ O	= 16,1174456 kg
Jumlah	= 4605,90545 kg	Jumlah	= 4605,90545 kg

7. Neraca Massa pada Mixer M-119



Larutan H₂SO₄ yang masuk berlebih dan memiliki kadar 98% berat

(msds, sept 2011)

diencerkan sampai mempunyai konsentrasi 50 gr/lit (Moy et al., patent 1997)

$$\begin{aligned} \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ masuk reaktor} &= \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ dari belt conveyor} \\ &= \frac{2274,8623}{310,18} = 7,3340 \text{ kmol} \\ &\quad \text{kg/kmol} \end{aligned}$$

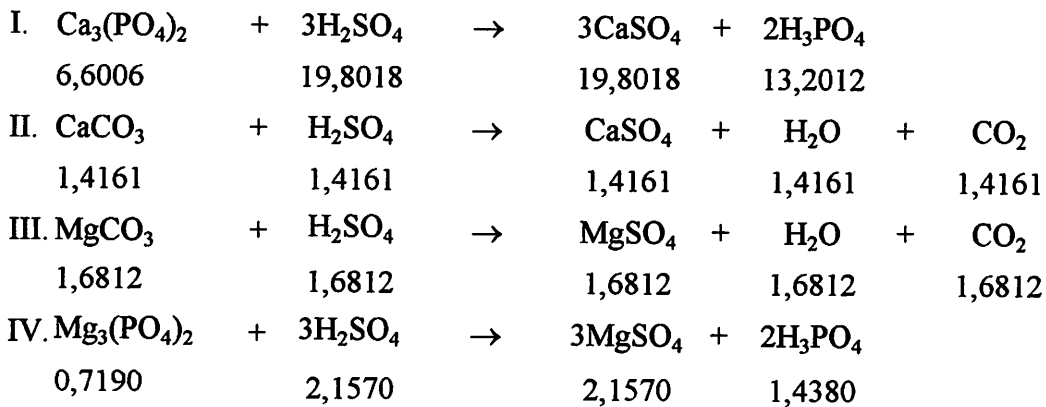
$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ masuk reaktor} &= \text{CaCO}_3 \text{ dari belt conveyor} \\ &= \frac{157,4905}{100,09} = 1,5735 \text{ kmol} \\ &\quad \text{kg/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 \text{ masuk reaktor} &= \text{MgCO}_3 \text{ dari belt conveyor} \\ &= \frac{157,4905}{84,31} = 1,8680 \text{ kmol} \\ &\quad \text{kg/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ masuk reaktor} &= \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ dari belt conveyer} \\ &= \frac{209,9873}{262,855} \text{ kg/kmol} = 0,7989 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi pada R-110 dengan konversi reaksi 90% adalah :

(Otero-Muras et al., 2008)



$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} &= 19,8018 + 1,41614 + 1,68119 + 2,156952 \\ &= 25,0561 \text{ kmol} \\ &= 2457,50274 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi: H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} \quad 5\% \text{ berlebih} &= 26,3089 \text{ kmol} \\ &= 2580,37788 \text{ kg} \end{aligned}$$

a. Masuk

Dari Tangki Penampung H_2SO_4 F-111B

Larutan asam sulfat:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= 2580,3779 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O} &= \frac{2\%}{100\%} \times 2580,3779 \text{ kg} \\ &= 51,6076 \text{ kg} \\ &= \frac{51,6076}{0,99568} \text{ kg} \\ &= 51,8315 \text{ lt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa larutan asam sulfat total} &= 2580,3779 + 51,6076 \\ &= 2631,9854 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari Water Proses (WP)

$$\text{Volume H}_2\text{SO}_4 = \frac{\text{massa H}_2\text{SO}_4}{\rho \text{ H}_2\text{SO}_4} = \frac{2580,3779 \text{ kg}}{1,856 \text{ kg/l}} = 1390,2898 \text{ lt}$$

$$\text{Volume larutan H}_2\text{SO}_4 = \text{Volume H}_2\text{SO}_4 + \text{Volume H}_2\text{O}$$

$$V_1 = 1442,1213 \text{ lt}$$

Konsentrasi larutan H₂SO₄ dari tangki penampung

$$= \frac{2580,3779 \text{ kg} \times 1000 \text{ gr/lt}}{1442,1213 \text{ lt}} = 1789,2933 \text{ gr/lt} = M_1$$

$$V_1 \times M_1 = V_2 \times M_2$$

$$1442,1213 \text{ lt} \times 1789,2933 \text{ gr/lt} = V_2 \times 50 \text{ gr/lt}$$

$$V_2 = 51607,5575 \text{ lt}$$

$$\text{Volume H}_2\text{O dari water proses yang ditambahkan} = V_2 - V_1$$

$$= 50165,4362 \text{ lt}$$

$$= 49948,7215 \text{ kg}$$

b. Keluar

Ke Reaktor R-110

Larutan asam sulfat :

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 2580,3779 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O dari water proses} + \text{tangki penampung asam sulfat}$$

$$= 49948,7215 \text{ kg} + 51,6076 \text{ kg}$$

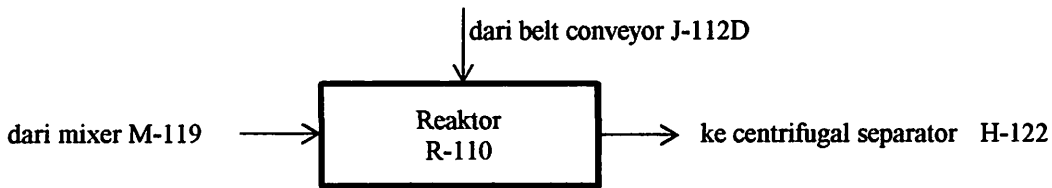
$$= 50000,3291 \text{ kg}$$

$$\text{Massa total larutan asam sulfat} = 2580,3779 \text{ kg} + 50000,3291 \text{ kg}$$

$$= 52580,7070 \text{ kg}$$

Massa Masuk	Massa Keluar
Dari Tangki Penampung H₂SO₄	Ke Reaktor R-110
H ₂ SO ₄ = 2580,3779 kg	H ₂ SO ₄ = 2580,3779 kg
H ₂ O = 51,6076 kg	H ₂ O = 50000,3291 kg
Dari Water Proses (WP)	
H ₂ O = 49948,7215 kg	
Jumlah = 52580,7070 kg	Jumlah = 52580,7070 kg

8. Neraca Massa pada Reaktor R-110



$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} = 2580,3779 \text{ kg} = 26,3089 \text{ kmol}$$

Reaksi I

	$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	$+ 3\text{H}_2\text{SO}_4$	\rightarrow	3CaSO_4	$+ 2\text{H}_3\text{PO}_4$
Awal	7,3340	26,3089			
Reaksi	6,6006	19,8018		19,8018	13,2012
Akhir	0,7334	6,5071		19,8018	13,2012

Reaksi II

	CaCO_3	$+ \text{H}_2\text{SO}_4$	\rightarrow	CaSO_4	$+ \text{H}_2\text{O}$	$+ \text{CO}_2$
Awal	1,5735	6,5071				
Reaksi	1,4161	1,4161		1,4161	1,4161	1,4161
Akhir	0,1573	5,0910		1,4161	1,4161	1,4161

Reaksi III

	MgCO_3	$+ \text{H}_2\text{SO}_4$	\rightarrow	MgSO_4	$+ \text{H}_2\text{O}$	$+ \text{CO}_2$
Awal	1,8680	5,0910				
Reaksi	1,6812	1,6812		1,6812	1,6812	1,6812
Akhir	0,1868	3,4098		1,6812	1,6812	1,6812

Reaksi IV

	$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	$+ 3\text{H}_2\text{SO}_4$	\rightarrow	3MgSO_4	$+ 2\text{H}_3\text{PO}_4$
Awal	0,7989	3,4098			
Reaksi	0,7190	2,1570		2,1570	1,4380
Akhir	0,0799	1,2528		2,1570	1,4380

a. Masuk

Dari Belt Conveyor J-112D

$$\begin{aligned} \text{Tulang} &= 95\% \times \text{tulang masuk dari Screen H-117B} \\ &= 95\% \times 4605,9055 \text{ kg} \\ &= 4375,6102 \text{ kg yang terdiri dari :} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 &= 52\% \times 4375,6102 = 2274,8623 \text{ kg} \\ \text{Protein} &= 29\% \times 4375,6102 = 1268,6732 \text{ kg} \\ \text{Garam mineral} &= 12\% \times 4375,6102 = 524,9682 \text{ kg} \\ \quad \text{CaCO}_3 &= 30\% \times 524,9682 = 157,4905 \text{ kg} \\ \quad \text{MgCO}_3 &= 30\% \times 524,9682 = 157,4905 \text{ kg} \\ \quad \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 &= 40\% \times 524,9682 = 209,9873 \text{ kg} \\ \text{Lemak} &= 0,02\% \times 4375,6102 = 0,8749 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O} &= 7,00\% \times 4375,6102 = \underline{306,2315 \text{ kg}} \\ \text{Jumlah} &= 4375,6102 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dari Mixer M-119

Larutan asam sulfat terdiri dari :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= 2580,3779 \text{ kg} \\ \text{H}_2\text{O} &= 50000,3291 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Keluar

Ke Centrifugal Separator H-122

Wet ossein = 4375,61018 yang terdiri dari :

$$\text{Protein} = \text{protein masuk dari belt conveyor} = 1268,6732 \text{ kg}$$

$$\text{Lemak} = \text{lemak masuk dari belt conveyor} = 0,8749 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{Wet ossein} - \text{protein} - \text{lemak} - \text{garam mineral}$$

$$= 4375,6102 - 1268,6732 - 0,8749 - 0,0666 \text{ H}_2\text{O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2912,10464 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Garam mineral terlarut} &= \frac{\text{garam mineral total}}{\text{total H}_2\text{O}} \\ &= \frac{2888,6129 + 461,9976}{50000,3291 + 306,2315} \times \text{H}_2\text{O} \\ &= 0,0666 \text{ H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Garam mineral dalam wet ossein} &= 0,0666 \times 2912,1046 \\ &= 193,9574 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{CaSO}_4 = \frac{2888,6129}{3350,6105} \times 193,9574 = 167,2136 \text{ kg}$$

$$\text{MgSO}_4 = \frac{461,9976}{3350,6105} \times 193,9574 = 26,7437 \text{ kg}$$

Larutan garam mineral

$$\begin{aligned} \text{CaSO}_4 &= \text{hasil reaksi I} + \text{hasil reaksi II} - \text{CaSO}_4 \text{ terlarut} \\ &= (19,8018 + 1,4161) \text{ kmol} \times 136,14 \text{ kg/kmol} - 167,2136 \text{ kg} \\ &= 2888,6129 - 167,2136 \\ &= 2721,3993 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MgSO}_4 &= \text{hasil reaksi III} + \text{hasil reaksi IV} - \text{MgSO}_4 \text{ terlarut} \\ &= (1,6812 + 2,1570) \text{ kmol} \times 120,3700 \text{ kg/kmol} - 26,7437 \text{ kg} \\ &= 461,9976 - 26,7437 \\ &= 435,2539 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Massa garam mineral total} = 2888,61292 + 461,9976 = 3350,6105 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ yang terbentuk} &= \text{Hasil reaksi I} + \text{Hasil reaksi IV} \\ &= 13,2012 + 1,4380 \\ &= 14,6392 \text{ kmol} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 1434,6397 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} &= \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa dari reaksi IV} \\ &= 1,2528 \text{ kmol} \times 98 \text{ kg/kmol} \\ &= 122,8751 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{Hasil reaksi II} + \text{Hasil reaksi III} \\ &= 1,4161 + 1,6812 \times 44 \text{ kg/kmol} \\ &= 136,3136 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{H}_2\text{O hasil reaksi (II+III)} + \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O dalam wet osein} \\ &= (1,4161 + 1,6812) \times 18 \text{ kg/kmol} + (306,2315 + 50000,3291) \\ &\quad - 2912,1046 \\ &= 47450,2079 \text{ kg} \end{aligned}$$

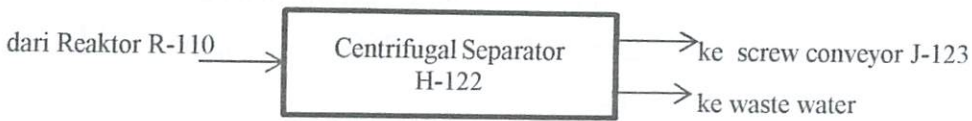
$$\begin{aligned} \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ sisa} &= \text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ hasil reaksi I} \\ &= 0,7334 \times 310,18 \text{ kg/kmol} \\ &= 227,4862 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 \text{ sisa} &= \text{CaCO}_3 \text{ hasil reaksi II} \\ &= 0,1573 \times 100,09 \text{ kg/kmol} \\ &= 15,7490 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{MgCO}_3 \text{ sisa} &= \text{MgCO}_3 \text{ hasil reaksi III} \\
 &= 0,1868 \times 84,31 \text{ kg/kmol} \\
 &= 15,7490 \text{ kg} \\
 \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ sisa} &= \text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ hasil reaksi IV} \\
 &= 0,0799 \times 262,855 \text{ kg/kmol} \\
 &= 20,9987 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Massa Masuk	Massa Keluar
Dari Belt Conveyor J-112D	Ke Centrifugal Separator H-122
Ca ₃ (PO ₄) ₂ = 2274,86232 kg	Wet ossein terdiri dari :
Protein = 1268,67322 kg	Protein = 1268,67322 kg
Garam mineral = 524,968228 kg	Lemak = 0,87494705 kg
Lemak = 0,87494705 kg	H ₂ O = 2912,10464 kg
H ₂ O = 306,231466 kg	CaSO ₄ = 167,21364 kg
Dari Mixer M-119	MgSO ₄ = 26,7437357 kg
H ₂ SO ₄ = 2580,37788 kg	Garam mineral terdiri dari:
H ₂ O = 50000,3291 kg	CaSO ₄ = 2721,39928 kg
	MgSO ₄ = 435,253866 kg
	H ₃ PO ₄ = 1434,63973 kg
	H ₂ SO ₄ = 122,875137 kg
	H ₂ O = 47450,2079 kg
	Ca ₃ (PO ₄) ₂ = 227,486232 kg
	CaCO ₃ = 15,7490468 kg
	MgCO ₃ = 15,7490468 kg
	Mg ₃ (PO ₄) ₂ = 20,9987291 kg
	Ke Storage CO₂
	CO ₂ = 136,313632 kg
Jumlah = 56819,9692 kg	Jumlah = 56819,9692 kg

9. Neraca Massa pada Centrifugal Separator H-122



a. Masuk

Dari Reaktor R-110

Wet ossein dari reaktor yang terdiri dari:

Protein	=	1268,6732 kg
Lemak	=	0,8749 kg
H ₂ O	=	2912,1046 kg
CaSO ₄	=	167,2136 kg
MgSO ₄	=	26,7437 kg

Garam mineral terdiri dari:

CaSO ₄	=	2721,3993 kg
MgSO ₄	=	435,2539 kg
H ₃ PO ₄	=	1434,6397 kg
H ₂ SO ₄	=	122,8751 kg
CO ₂	=	136,3136 kg
H ₂ O	=	47450,2079 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	=	227,4862 kg
CaCO ₃	=	15,7490 kg
MgCO ₃	=	15,7490 kg
Mg ₃ (PO ₄) ₂	=	20,9987 kg



b. Keluar

H₂O dalam wet ossein berkurang 1% berat H₂O dan wet ossein berkurang 1% ke waste water

Ke Screw Conveyor J-123

Wet ossein	=	wet ossein masuk ke screw conveyor
	=	99% (dry cake ke screw conveyor)
99% Wet ossein	=	99% (1268,67322 + 0,87495)
	=	1269,54817 kg terdiri dari :
Protein	=	99% × 1268,67322 kg = 1255,9865 kg

$$\begin{aligned}
\text{Lemak} &= 99\% \times 0,87495 \text{ kg} = 0,8662 \text{ kg} \\
\text{H}_2\text{O} &= \text{Wet ossein} - \text{protein} - \text{lemak} - \text{garam mineral} \\
&= 1269,5482 - 1255,9865 - 0,8662 - 0,0665 \text{ H}_2\text{O} \\
\text{H}_2\text{O} &= 11,9035 \text{ kg} \\
\text{Garam mineral terlarut} &= \frac{\text{garam mineral total}}{\text{total H}_2\text{O}} \\
&= \frac{2888,6129 + 461,9976}{2912,1046 + 47450,2079} \times \text{H}_2\text{O} \\
&= 0,0665 \text{ H}_2\text{O}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Garam mineral dalam wet ossein} &= 0,0665 \times 11,9035 \\
&= 0,7919 \text{ kg} \\
\text{CaSO}_4 &= \frac{2888,6129}{3350,6105} \times 0,7919 = 0,6827 \text{ kg} \\
\text{MgSO}_4 &= \frac{461,9976}{3350,6105} \times 0,7919 = 0,1092 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Ke Waste Water

$$\begin{aligned}
\text{Wet ossein} &= \frac{1\%}{99\%} \times \text{wet ossein ke screw conveyor} \\
&= \frac{1\%}{99\%} \times 1269,5482 = 12,8237 \text{ kg terdiri dari:} \\
\text{Protein} &= \frac{1\%}{99\%} \times 1255,9865 = 12,6867 \text{ kg} \\
\text{Lemak} &= \frac{1\%}{99\%} \times 0,8662 = 0,0087 \text{ kg} \\
\text{H}_2\text{O} &= \frac{1\%}{99\%} \times 11,9035 = 0,1202 \text{ kg} \\
\text{CaSO}_4 &= \frac{1\%}{99\%} \times 0,6827 = 0,0069 \text{ kg} \\
\text{MgSO}_4 &= \frac{1\%}{99\%} \times 0,1092 = 0,0011 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Larutan terdiri dari:

$\text{CaSO}_4 = \text{CaSO}_4$ masuk dari reaktor - CaSO_4 dalam wet ossein

$$= (167,2136 + 2721,3993) - (0,6827 + (\frac{1\%}{99\%} \times 0,6827)) \text{ kg}$$

$$= 2887,9233 \text{ kg}$$

$\text{MgSO}_4 = \text{MgSO}_4$ masuk dari reaktor - MgSO_4 dalam wet ossein

$$= (26,7437 + 435,2539) - (0,1092 + (\frac{1\%}{99\%} \times 0,1092)) \text{ kg}$$

$$= 461,8873 \text{ kg}$$

Massa garam mineral total = 2887,9233 + 461,8873 = 3349,8106 kg

$\text{H}_3\text{PO}_4 = \text{H}_3\text{PO}_4$ masuk dari reaktor = 1434,6397 kg

$\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{H}_2\text{SO}_4$ masuk dari reaktor = 122,8751 kg

$\text{CO}_2 = \text{CO}_2$ masuk dari reaktor = 136,3136 kg

$\text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O}$ (tidak larut dlm wet ossein)

$$= (2912,1046 + 47450,2079 - 11,9035 - 0,1202)$$

$$= 50350,2888 \text{ kg}$$

$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ sisa = $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ hasil reaksi I = 227,4862 kg

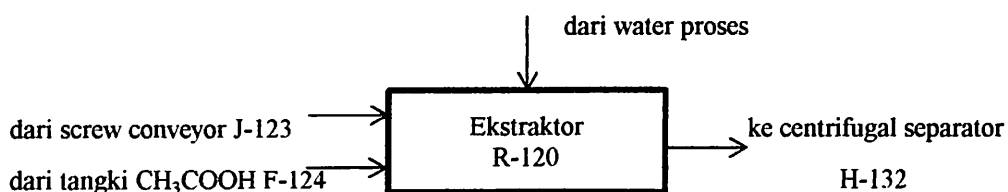
CaCO_3 sisa = CaCO_3 hasil reaksi II = 15,7490 kg

MgCO_3 sisa = MgCO_3 hasil reaksi III = 15,7490 kg

$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ sisa = $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$ hasil reaksi IV = 20,9987 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Reaktor R-110		Ke Screw Conveyor J-123	
Protein	= 1268,6732 kg	Wet ossein terdiri dari :	
Lemak	= 0,8749 kg	Protein	= 1255,9865 kg
H ₂ O	= 2912,1046 kg	Lemak	= 0,8662 kg
CaSO ₄	= 167,2136 kg	H ₂ O	= 11,9035 kg
MgSO ₄	= 26,7437 kg	CaSO ₄	= 0,6827 kg
Garam mineral terdiri dari:		MgSO ₄	= 0,1092 kg
CaSO ₄	= 2721,3993 kg	Ke Waste Water	
MgSO ₄	= 435,2539 kg	Protein	= 12,6867 kg
H ₃ PO ₄	= 1434,6397 kg	Lemak	= 0,0087 kg
H ₂ SO ₄	= 122,8751 kg	H ₂ O	= 50350,4090 kg
		CaSO ₄	= 2887,9302 kg
H ₂ O	= 47450,2079 kg	MgSO ₄	= 461,8884 kg
Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 227,4862 kg	H ₃ PO ₄	= 1434,6397 kg
CaCO ₃	= 15,7490 kg	H ₂ SO ₄	= 122,8751 kg
MgCO ₃	= 15,7490 kg		
Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 20,9987 kg	Ca ₃ (PO ₄) ₂	= 227,4862 kg
		CaCO ₃	= 15,7490 kg
		MgCO ₃	= 15,7490 kg
		Mg ₃ (PO ₄) ₂	= 20,9987 kg
Jumlah	= 56819,9692 kg	Jumlah	= 56819,9692 kg

10. Neraca Massa pada Tangki Ekstraktor R-120



Pada ekstraktor pH dipertahankan pada nilai = 2,2 (Moy et al., patent 1997) dengan penambahan CH₃COOH.

Ekstraktor dilengkapi koil untuk mempertahankan suhu ekstraktor tetap pada suhu 95 °C selama 2 jam (Christensson et al., patent 2007)

Konsentrasi CH_3COOH yang ditambahkan, yaitu: 99% (Msd,sept 2011)

Feed masuk terekstrak : 95% (Moy et al., patent 1997)

menjadi gelatin. Massa air dari water proses yang ditambahkan sebanding dengan massa total wet ossein yang masuk.

a. Masuk

Dari Screw Conveyor J-123

Wet ossein = 1269,5482 kg yang terdiri dari:

Protein = 1255,9865 kg

Lemak = 0,8662 kg

H_2O = 11,9035 kg

CaSO_4 = 0,6827 kg

MgSO_4 = 0,1092 kg

Dari Tangki CH_3COOH F-124

$\text{pH} = -\log [\text{H}^+]$

2,2 = $-\log [\text{H}^+]$

$[\text{H}^+] = 0,00631 \text{ M}$

$\text{CH}_3\text{COOH} \leftrightarrow \text{H}^+ + \text{CH}_3\text{COO}^-$

0,0063 ~ 0,0063 ~ 0,0063

Konsentrasi $\text{CH}_3\text{COOH} = 0,0063 \text{ mol/l}$

= 0,3789 gr/l

Massa ke Screw Conveter H-132

= massa dari (screw conveyor + tangki CH_3COOH + WP)kg

= (1269,5482 + tangki umpan CH_3COOH + 1269,5482)

Total feed masuk

= massa wet ossein + massa larutan CH_3COOH + WP

= (2539,0963 + tangki umpan CH_3COOH) kg

Volume feed masuk

= $\frac{\text{massa feed masuk}}{\text{densitas } \text{H}_2\text{O}}$

Volume feed masuk

= $\frac{(2539,0963 + \text{tangki umpan } \text{CH}_3\text{COOH}) \text{ kg}}{0,9957 \text{ kg/l}}$

$$\begin{aligned}
\text{CH}_3\text{COOH ditambahkan} &= \text{Konsentrasi CH}_3\text{COOH} \times \text{volume feed masuk} \\
&= 0,3789 \text{ gr/lt} \times \left(\frac{2539,0963 + \text{tangki CH}_3\text{COOH}}{0,99568 \text{ kg/lt}} \right) \text{ kg} \\
&= 0,3805 \times (2539,0963 + \text{tangki CH}_3\text{COOH}) \text{ gr} \\
&= (966,2441 + 0,3805 \text{ tangki CH}_3\text{COOH}) \text{ gr}
\end{aligned}$$

Larutan CH₃COOH yang ditambahkan

$$\begin{aligned}
&= \frac{100\%}{99\%} (966,2441 + 0,3789 \text{ tangki CH}_3\text{COOH}) \text{ gr} \\
\text{tangki CH}_3\text{COOH)} &= 976,0042 + 0,3827 \text{ tangki CH}_3\text{COOH} \\
0,6173 \text{ F-124} &= 976,0042 \text{ gr} \\
\text{tangki CH}_3\text{COOH F-124} &= 1581,1620 \text{ gr} \\
&= 1,5812 \text{ kg} \\
\text{H}_2\text{O dalam CH}_3\text{COOH} &= \frac{1\%}{100\%} \times 1,5812 \text{ kg} = 0,0158 \text{ kg} \\
\text{CH}_3\text{COOH} &= \frac{99\%}{100\%} \times 1,5812 \text{ kg} = 1,5654 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Dari Water Proses

Massa air dari water proses yang ditambahkan sebanding dengan massa total wet ossein yang masuk = 1 : 1

$$\text{H}_2\text{O} = 1269,5482 \text{ kg}$$

b. Keluar

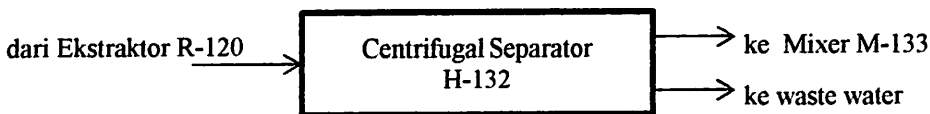
Ke Centrifugal Separator H-132

$$\begin{aligned}
\text{Gelatin} &= 95\% \times (\text{dari J-123} + \text{dari F-124} + \text{water proses}) \\
&= 95\% \times (1269,5482 + 1,5812 + 1269,5482) \\
&= 2413,6436 \text{ kg yang terdiri dari:} \\
\text{Protein} &= 95\% \times 1255,9865 = 1193,1872 \text{ kg} \\
\text{Lemak} &= 95\% \times 0,8662 = 0,8229 \text{ kg} \\
\text{H}_2\text{O} &= 95\% \times \text{H}_2\text{O masuk} + \text{H}_2\text{O dalam CH}_3\text{COOH} + \text{WP} \\
&= 95\% \times 11,9035 + 0,0158 + 1269,5482 = 1217,3941 \text{ kg} \\
\text{CaSO}_4 &= 95\% \times 0,6827 = 0,6486 \text{ kg} \\
\text{MgSO}_4 &= 95\% \times 0,1092 = 0,1037 \text{ kg} \\
\text{CH}_3\text{COOH} &= 95\% \times 1,5654 = 1,4871 \text{ kg}
\end{aligned}$$

yang tidak terekstrak = Wet ossein = bahan masuk - gelatin
 = 2540,6775 - 2413,6436
 = 127,0339 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Screw Conveyor J-123		Ke Centrifugal Separator H-132	
Protein	= 1255,9865 kg	Gelatin terdiri dari:	
Lemak	= 0,8662 kg	Protein	= 1193,1872 kg
H ₂ O	= 11,9035 kg	Lemak	= 0,8229 kg
CaSO ₄	= 0,6827 kg	H ₂ O	= 1217,3941 kg
MgSO ₄	= 0,1092 kg	CaSO ₄	= 0,6486 kg
Dari Tangki CH₃COOH F-124		MgSO ₄	= 0,1037 kg
CH ₃ COOH	= 1,5812 kg	CH ₃ COOH	= 1,4871 kg
Dari Water Proses		Wet ossein	= 127,0339 kg
H ₂ O	= 1269,5482 kg		
Jumlah	= 2540,6775 kg	Jumlah	= 2540,6775 kg

11. Neraca Massa ke Centrifugal Separator H-132



Gelatin yang terikut ke waste water bersama wet ossein = 1%

a. Masuk

Dari Ekstraktor R-120

Gelatin = 2413,6436 kg yang terdiri dari:
 Protein = 95% × 1255,9865 = 1193,1872 kg
 Lemak = 95% × 0,8662 = 0,8229 kg
 H₂O = 95% × 1281,4675 = 1217,3941 kg
 CaSO₄ = 95% × 0,6827 = 0,6486 kg
 MgSO₄ = 95% × 0,1092 = 0,1037 kg
 CH₃COOH = 95% × 1,5654 = 1,4871 kg
 Wet ossein = 127,0339 kg

b. Keluar

Ke Mixer M-133

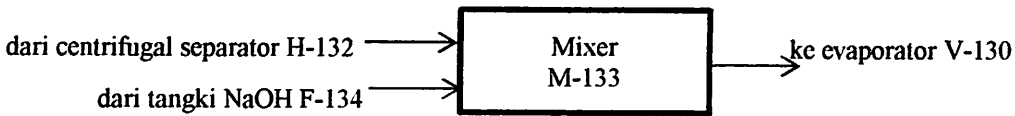
Gelatin	=	2413,6436	×	99%	=	2389,5072	kg yang terdiri dari:
Protein	=	1193,1872	×	99%	=	1181,2553	kg
Lemak	=	0,8229	×	99%	=	0,8147	kg
H ₂ O	=	1217,3941	×	99%	=	1205,2202	kg
CaSO ₄	=	0,6486	×	99%	=	0,6421	kg
CH ₃ COOH	=	1,4871	×	99%	=	1,4722	kg
MgSO ₄	=	0,1037	×	99%	=	0,1027	kg

Ke Waste Water

Wet ossein	=	127,0339					
Gelatin	=	2413,6436	×	1%	=	24,1364	kg terdiri dari:
Protein	=	1193,1872	×	1%	=	11,9319	kg
Lemak	=	0,8229	×	1%	=	0,0082	kg
H ₂ O	=	1217,3941	×	1%	=	12,1739	kg
CaSO ₄	=	0,6486	×	1%	=	0,0065	kg
MgSO ₄	=	0,1037	×	1%	=	0,0010	kg
CH ₃ COOH	=	1,4871	×	1%	=	0,0149	kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Ekstraktor R-120		Ke Mixer M-133	
Protein	= 1193,1872 kg	Gelatin terdiri dari:	
Lemak	= 0,8229 kg	Protein	= 1181,2553 kg
H ₂ O	= 1217,3941 kg	Lemak	= 0,8147 kg
CaSO ₄	= 0,6486 kg	H ₂ O	= 1205,2202 kg
MgSO ₄	= 0,1037 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
CH ₃ COOH	= 1,4871 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
Wet ossein	= 127,0339 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
		Ke Waste Water	
		Wet ossein	= 127,0339 kg
		Gelatin	= 24,1364 kg
Jumlah	= 2540,6775 kg	Jumlah	= 2540,6775 kg

12. Neraca Massa pada Mixer M-133



Pada Mixer terjadi penambahan NaOH untuk menaikkan pH gelatin menjadi

$$= 6,5$$

(Christensson et al., patent 2007)

$$\text{Kadar NaOH} = 50\%$$

(Msds, 05/13/2009)

a. Masuk

Dari Centrifugal Separator H-132

Gelatin	=	2389,5072 kg	terdiri dari:
Protein	=	1181,2553 kg	
Lemak	=	0,8147 kg	
H ₂ O	=	1205,2202 kg	
CaSO ₄	=	0,6421 kg	
MgSO ₄	=	0,1027 kg	
CH ₃ COOH	=	1,4722 kg	

Dari Tangki Umpan NaOH F-134

$$\text{CH}_3\text{COOH} = \frac{1,4722}{60,052} = 0,0245 \text{ kmol}$$

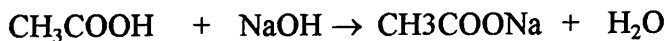
$$\text{NaOH} = \frac{x}{40} = \frac{x}{40} \text{ kmol}$$

$$\text{pH} = -\log [\text{H}]^+$$

$$6,5 = -\log [\text{H}]^+$$

$$[\text{H}]^+ = 3,2\text{E-}07 \text{ M}$$

$$K_a \text{ CH}_3\text{COOH} = 1,8\text{E-}05$$



awal	0,0245		$\frac{x}{40}$		
reaksi	$\frac{x}{40}$		$\frac{x}{40}$	$\frac{x}{40}$	$\frac{x}{40}$
siswa	0,0245	-	$\frac{x}{40}$	0	$\frac{x}{40}$

$$[H]^+ = K_a \cdot a$$

$$3,2E-07 = 1,8E-05 \times a$$

$$3,2E-07 \times \frac{x}{40} = 1,8E-05 \times \left(0,0245 - \frac{x}{40} \right)$$

$$7,9E-09 \times x = 4,3E-07 - 4,4E-07 \times x$$

$$4,45406E-07 \times x = 4,29023E-07$$

$$x = 0,9632 \text{ kg}$$

$$H_2O \text{ dalam NaOH} = \frac{50\%}{100\%} \times 0,9632 \text{ kg} = 0,48160964 \text{ kg}$$

$$NaOH = \frac{50\%}{100\%} \times 0,9632 \text{ kg} = 0,48160964 \text{ kg}$$

b. Keluar

Ke Evaporator V-130

Gelatin = 2389,5072 kg terdiri dari:

Protein = 1181,2553 kg

Lemak = 0,8147 kg

H₂O = total H₂O masuk + H₂O dalam larutan NaOH

$$= 1205,2202 \text{ kg} + 0,48160964 \text{ kg}$$

$$= 1205,7018 \text{ kg}$$

CaSO₄ = 0,6421 kg

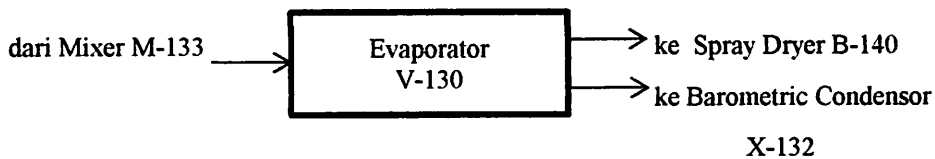
MgSO₄ = 0,1027 kg

CH₃COOH = 1,4722 kg

NaOH = 0,48160964 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Centrifugal Separator H-132		Ke Evaporator V-130	
Gelatin terdiri dari :		Gelatin terdiri dari :	
Protein	= 1181,2553 kg	Protein	= 1181,2553 kg
Lemak	= 0,8147 kg	Lemak	= 0,8147 kg
H ₂ O	= 1205,2202 kg	H ₂ O	= 1205,7018 kg
CaSO ₄	= 0,6421 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
MgSO ₄	= 0,1027 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
CH ₃ COOH	= 1,4722 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
Dari Tangki Umpan NaOH F-134		NaOH	= 0,48160964 kg
H ₂ O	= 0,48160964 kg		
NaOH	= 0,48160964 kg		
Jumlah	= 2390,4704 kg	Jumlah	= 2390,4704 kg

13. Neraca Massa pada Evaporator V-130



Asumsi : tidak ada padatan yang ikut keluar ke Barometric Condensor

Massa air menguap = 35% massa air masuk (Otero-Muras et al., 2008)

a. Masuk

Dari Mixer M-133

Gelatin = 2389,5072 kg terdiri dari:

Protein = 1181,2553 kg

Lemak = 0,8147 kg

H₂O = 1205,7018 kg

CaSO₄ = 0,6421 kg

MgSO₄ = 0,1027 kg

CH₃COOH = 1,4722 kg

NaOH = 0,48160964 kg

b. Keluar

Ke Barometric Condensor X-132

$$\begin{aligned}
 \text{Uap air yang terbentuk} &= 35\% \cdot \text{H}_2\text{O masuk} \\
 &= 35\% \times 1205,70181 \\
 &= 421,9956 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Ke Spray Dryer B-140

Gelatin terdiri dari:

$$\begin{aligned}
 \text{Protein} &= 1181,2553 \text{ kg} \\
 \text{Lemak} &= 0,8147 \text{ kg} \\
 \text{H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O yang menguap} \\
 &= 1205,7018 - 421,9956 \\
 &= 783,7062 \text{ kg} \\
 \text{CaSO}_4 &= 0,6421 \text{ kg} \\
 \text{MgSO}_4 &= 0,1027 \text{ kg} \\
 \text{CH}_3\text{COOH} &= 1,4722 \text{ kg} \\
 \text{NaOH} &= 0,48160964 \text{ kg} \\
 \text{Massa gelatin total} &= 1968,4748 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

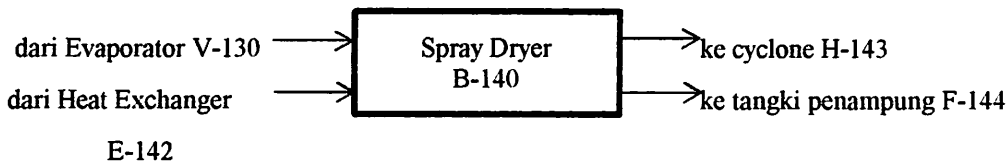
Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Mixer M-133		Ke Spray Dryer B-140	
Gelatin terdiri dari:		Gelatin terdiri dari :	
Protein	= 1181,2553 kg	Protein	= 1181,2553 kg
Lemak	= 0,8147 kg	Lemak	= 0,8147 kg
H ₂ O	= 1205,7018 kg	H ₂ O	= 783,7062 kg
CaSO ₄	= 0,6421 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
MgSO ₄	= 0,1027 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
CH ₃ COOH	= 1,4722 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
NaOH	= 0,48160964 kg	NaOH	= 0,48160964 kg
		Ke Barometric Condensor X-132	
		Uap air	= 421,9956 kg
Jumlah	= 2390,4704 kg	Jumlah	= 2390,4704 kg

14. Neraca Massa pada Spray Dryer B-140

Massa H₂O tersisa = 10% Massa H₂O masuk

(Gelatin Manufacturers Institute of America, January 2012)

Massa bahan yang terikut udara kering ke Cyclone adalah = 5%



a. Masuk

Dari Evaporator V-130

Gelatin terdiri dari:

Protein = 1181,2553 kg

Lemak = 0,8147 kg

H₂O = 783,7062 kg

CaSO₄ = 0,6421 kg

MgSO₄ = 0,1027 kg

CH₃COOH = 1,4722 kg

NaOH = 0,48160964 kg

Massa gelatin total = 1968,4748 kg

Dari Heat Exchanger E-142

Uap air yang terbentuk = 90% × Massa H₂O masuk

= 90% × 783,7062 kg

= 705,3356 kg

Asumsi: Percentage humidity (Hp) = 23%

Dengan menggunakan Humidity chart, pada suhu keluar Spray Dryer = 70 °C

dapat diperoleh: H = 0,0381 kg uap air/kg udara kering

(Geankoplis, 1993, pg. 529)

Udara panas masuk yang dibutuhkan = $\frac{\text{massa uap air}}{H}$

= $\frac{705,3356}{0,0381}$ kg

0,0381 kg uap air/kg udara kering

= 18512,7443 kg

b. Keluar

Ke Cyclone

Udara panas	= udara panas dari heat exchanger
	= 18512,7443 kg
H ₂ O _(g)	= uap air yang terbentuk
	= 705,3356 kg
Gelatin	= 5% gelatin masuk dari evaporator
	= 5% × (1968,4748 - 705,3356)kg = 63,1570 kg
Protein	= 5% × 1181,2553 kg = 59,0628 kg
Lemak	= 5% × 0,8147 kg = 0,0407 kg
H ₂ O	= 5% × (H ₂ O masuk dari evaporator - H ₂ O menguap)
	= 5% × (783,7062 - 705,3356)kg = 3,9185 kg
CaSO ₄	= 5% × 0,6421 kg = 0,0321 kg
MgSO ₄	= 5% × 0,1027 kg = 0,0051 kg
CH ₃ COOH	= 5% × 1,4722 kg = 0,0736 kg
NaOH	= 5% × 0,48160964 kg = 0,02408048 kg

Ke Tangki Penampung F-144

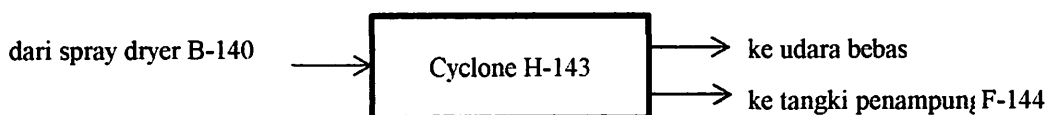
Gelatin	= gelatin(dari evaporator - ke cyclone)
	= (1968,4748 - 63,1570 - 705,3356)kg = 1199,9823 kg

terdiri dari:

Protein	= protein(dari evaporator - ke cyclone)
	= (1181,2553 - 59,0628) kg = 1122,1925 kg
Lemak	= lemak(dari evaporator - ke cyclone)
	= (0,8147 - 0,0407) kg = 0,7739 kg
H ₂ O	= 95% × (H ₂ O masuk dari evaporator - H ₂ O menguap)
	= 95% × (783,7062 - 705,3356)kg = 74,4521 kg
CaSO ₄	= CaSO ₄ (dari evaporator - ke cyclone)
	= (0,6421 - 0,0321) kg = 0,6100 kg
MgSO ₄	= MgSO ₄ (dari evaporator - ke cyclone)
	= (0,1027 - 0,0051) kg = 0,0976 kg
CH ₃ COOH	= 95% × (CH ₃ COOH masuk dari evaporator)
	= 95% × 1,4722 = 1,3986 kg
NaOH	= 95% × (NaOH masuk dari evaporator)
	= 95% × 0,48160964 = 0,45752916 kg

Massa Masuk	Massa Keluar
Dari Evaporator V-130	Ke Cyclone H-143
Gelatin terdiri dari:	Protein = 59,0628 kg
Protein = 1181,2553 kg	Lemak = 0,0407 kg
Lemak = 0,8147 kg	H ₂ O = 3,9185 kg
H ₂ O = 783,7062 kg	CaSO ₄ = 0,0321 kg
CaSO ₄ = 0,6421 kg	MgSO ₄ = 0,0051 kg
MgSO ₄ = 0,1027 kg	CH ₃ COOH = 0,0736 kg
CH ₃ COOH = 1,4722 kg	NaOH = 0,02408048 kg
NaOH = 0,48160964 kg	Uap air = 705,3356 kg
Dari Heat Exchanger E-142	Udara panas = 18512,7443 kg
Udara panas = 18512,7443 kg	Ke Tangki Penampung F-144
	Gelatin terdiri dari:
	Protein = 1122,1925 kg
	Lemak = 0,7739 kg
	H ₂ O = 74,4521 kg
	CaSO ₄ = 0,6100 kg
	MgSO ₄ = 0,0976 kg
	CH ₃ COOH = 1,3986 kg
	NaOH = 0,45752916 kg
Jumlah = 20481,2191 kg	Jumlah = 20481,2191 kg

15. Neraca Massa pada Cyclone H-143



a. Masuk

Dari Spray Dryer B-140

Udara panas = Udara panas yang keluar dari spray dryer = 18512,7443 kg
H₂O_(g) = uap air dari spray dryer = 705,3356 kg

Gelatin = 63,1570 kg terdiri dari:
 Protein = 59,0628 kg
 Lemak = 0,0407 kg
 H₂O = 3,9185 kg
 CaSO₄ = 0,0321 kg
 MgSO₄ = 0,0051 kg
 CH₃COOH = 0,0736 kg
 NaOH = 0,02408048 kg

b. Keluar

Ke Udara Bebas

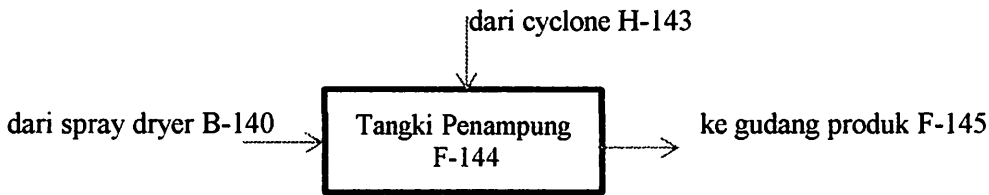
Udara panas = Udara panas yang keluar dari spray dryer = 18512,7443 kg
 H₂O_(g) = uap air dari spray dryer = 705,3356 kg

Ke Tangki Penampung F-144

Gelatin = gelatin masuk dari Spry Dryer = 63,1570 kg terdiri dari:
 Protein = 59,0628 kg
 Lemak = 0,0407 kg
 H₂O = 3,9185 kg
 CaSO₄ = 0,0321 kg
 MgSO₄ = 0,0051 kg
 CH₃COOH = 0,0736 kg
 NaOH = 0,02408048 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Spray Dryer B-140		Ke Tangki Penampung F-144	
Protein	= 59,0628 kg	Protein	= 59,0628 kg
Lemak	= 0,0407 kg	Lemak	= 0,04073 kg
H ₂ O	= 3,9185 kg	H ₂ O	= 3,91853 kg
CaSO ₄	= 0,0321 kg	CaSO ₄	= 0,03211 kg
MgSO ₄	= 0,0051 kg	MgSO ₄	= 0,00513 kg
CH ₃ COOH	= 0,0736 kg	CH ₃ COOH	= 0,07361 kg
NaOH	= 0,02408048 kg	NaOH	= 0,02408048 kg
Udara panas	= 18512,7443 kg	Ke Udara Bebas	
H ₂ O _(g)	= 705,3356 kg	Udara panas	= 18512,7443 kg
		H ₂ O _(g)	= 705,336 kg
Jumlah	= 19281,2368 kg	Jumlah	= 19281,2368 kg

16. Neraca Massa pada Tangki Penampung Produk F-144



a. Masuk

Dari Spray Dryer B-140

Gelatin	=	gelatin masuk dari Spry Dryer	=	1199,9823	kg terdiri dari:
Protein	=	1122,1925	kg		
Lemak	=	0,7739	kg		
H ₂ O	=	74,4521	kg		
CaSO ₄	=	0,6100	kg		
MgSO ₄	=	0,0976	kg		
CH ₃ COOH	=	1,3986	kg		
NaOH	=	0,45752916	kg		

Dari Cyclone

Gelatin	=	gelatin masuk dari Cyclone	=	63,1570	kg terdiri dari:
Protein	=	59,0628	kg		
Lemak	=	0,0407	kg		
H ₂ O	=	3,9185	kg		
CaSO ₄	=	0,0321	kg		
MgSO ₄	=	0,0051	kg		
CH ₃ COOH	=	0,0736	kg		
NaOH	=	0,02408048	kg		

b. Keluar

Ke Gudang Produk F-145

Gelatin	=	gelatin dari (Cyclone + Spray Dryer)			
	=	(63,157 + 1199,9823)	=	1263,13921	kg terdiri dari:
Protein	=	protein dari (Cyclone + Spray Dryer)			
	=	(59,0628 + 1122,1925)	=	1181,2553	kg

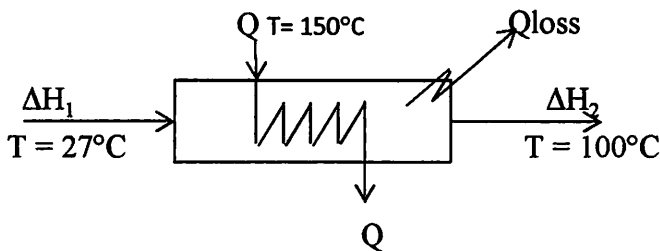
Lemak = lemak dari (Cyclone + Spray Dryer) 63,1570
 = (0,0407 + 0,7739) = 0,8147 kg
 H₂O = H₂O dari (Cyclone + Spray Dryer)
 = (3,9185 + 74,4521) = 78,3706 kg
 CaSO₄ = CaSO₄ dari (Cyclone + Spray Dryer)
 = (0,0321 + 0,6100) = 0,6421 kg
 MgSO₄ = MgSO₄ dari (Cyclone + Spray Dryer)
 = (0,0051 + 0,0976) = 0,1027 kg
 CH₃COOH = CH₃COOH dari (Cyclone + Spray Dryer)
 = (0,0736 + 1,3986) = 1,4722 kg
 NaOH = NaOH dari (Cyclone + Spray Dryer)
 = (0,02408048 + 0,45752916) = 0,48160964 kg

Massa Masuk		Massa Keluar	
Dari Spray Dryer B-140		Ke Gudang Produk F-145	
Protein	= 1122,1925 kg	Gelatin terdiri dari :	
Lemak	= 0,7739 kg	Protein	= 1181,2553 kg
H ₂ O	= 74,4521 kg	Lemak	= 0,8147 kg
CaSO ₄	= 0,6100 kg	H ₂ O	= 78,3706 kg
MgSO ₄	= 0,0976 kg	CaSO ₄	= 0,6421 kg
CH ₃ COOH	= 1,3986 kg	MgSO ₄	= 0,1027 kg
NaOH	= 0,45752916 kg	CH ₃ COOH	= 1,4722 kg
Dari Cyclone		NaOH	= 0,48160964 kg
Protein	= 59,0628 kg		
Lemak	= 0,0407 kg		
H ₂ O	= 3,9185 kg		
CaSO ₄	= 0,0321 kg		
MgSO ₄	= 0,0051 kg		
CH ₃ COOH	= 0,0736 kg		
NaOH	= 0,02408048 kg		
Jumlah	= 1263,13921 kg	Jumlah	= 1263,13921 kg

APENDIKS B
NERACA PANAS

Suhu referensi : 25 °C
 Basis : $\Delta H = \text{kkal/jam}$
 $C_p = \text{kkal/Kg}^\circ\text{C}$
 $T = ^\circ\text{C}$

1. Heater Udara



Udara masuk dikeringkan dalam heater kemudian dialirkan ke belt conveyor dryer.
 Suhu udara masuk heater sebesar 27 °C dan suhu keluar sebesar 100 °C

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

- Dimana: ΔH_1 = panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater
 ΔH_2 = panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater
 Q = panas yang terkandung dalam steam masuk heater
 Q_{loss} = Panas yang hilang

a. Menghitung panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater (ΔH_1)

Suhu udara kering masuk = 27 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	C_p (kkal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/jam)
Udara	936,8818	0,0083	2	15,5279
Jumlah ΔH_1 (kkal/jam)			15,5279	

b. Menghitung panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater (ΔH_2)

Suhu udara kering keluar = 100 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_2 (kcal/jam)
Udara	936,8818	0,0083	75	585,3722
Jumlah ΔH_2 (kcal/jam)			585,3722	

c. Menghitung panas yang diberikan oleh steam atau pemanas (Q)

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

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0,05 (\Delta H_1 + Q)$$

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\Delta H_2 - 0,95 \Delta H_1}{0,95} \\ &= \frac{585,3722 - (0,95 \times 15,5279)}{0,95} \\ &= 600,6534 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \times (\Delta H_1 + Q) \\ &= 0,05 \times (15,5279 + 600,6534) \\ &= 30,8091 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Menentukan kebutuhan steam

Jumlah steam yang dibutuhkan pada 150 °C

$$\lambda \text{ steam pada } 150^\circ \text{C} = 504,75303 \text{ kkal/kg}$$

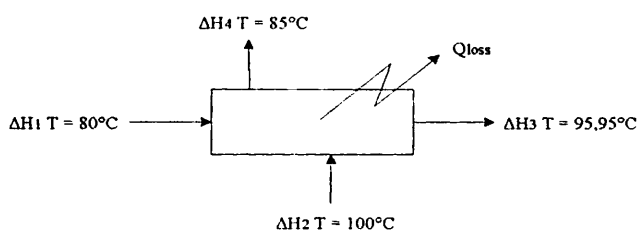
$$Q = m \times \lambda$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam (m)} &= \frac{Q}{\lambda} \\ &= \frac{600,65335}{504,75303} \\ &= 1,1900 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Heater Udara

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1 =$	15,5279	ΔH_2	585,3722
$Q =$	600,6534	Loss	30,8091
Total =	616,1813	Total =	616,1813

2. Belt Conveyor Dryer



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana ΔH_1 = Panas bahan masuk dari Belt Conveyor

ΔH_2 = Panas bahan udara masuk dari filter udara

ΔH_3 = Panas bahan keluar ke Belt Conveyor Dryer

ΔH_4 = Panas bahan udara keluar ke Udara Bebas

Q_{loss} = Panas yang hilang

a. Menghitung panas bahan masuk dari Belt Conveyor

Suhu bahan masuk dari Belt Conveyor = 80 °C (Junianto et al, 2006)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_0} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	T_2	T_1	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/ jam)
Tulang :							
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	2435,4056	11,0419		80	25	55	26891,4516
Protein	1358,2069	7,9382		80	25	55	10781,7644
Garam Mineral:							
- CaCO_3	168,6050	14,0748		80	25	55	2373,0900
- MgCO_3	168,6050	18,0009		80	25	55	3035,0375
- $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$	224,8067		0,2122	80	25	55	2623,3282
Lemak	0,9367	22,0160		80	25	55	20,6222
H_2O	327,8431		1,0029	80	25	55	18083,6591
Jumlah ΔH_1 (kkal/jam)		63808,9528					

b. Menghitung panas bahan keluar dari Belt Conveyor Dryer

Suhu bahan keluar dari Belt Conveyor = 95,948 °C (Global, AgriSystem 2008)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT$ (kcal/kg °C)	Cp (kcal/kg °C)	T ₂	T ₁	ΔT (°C)	ΔH ₃ (kkal/jam)
Tulang :							
Ca ₃ (PO ₄) ₂	2435,4056	14,2931		95,948	25	71	34809,5514
Protein	1358,2069	7,9382		95,948	25	71	10781,7644
Garam Mineral:				95,948	25	71	
- CaCO ₃	168,6050	18,1384		95,948	25	71	3058,2213
- MgCO ₃	168,6050	23,1530		95,948	25	71	3903,7133
- Mg ₃ (PO ₄) ₂	224,8067		0,2174	95,948	25	71	3467,4336
Lemak	0,9367	22,0160		95,948	25	71	20,6222
H ₂ O	65,5686		1,0029	95,948	25	71	4665,4299
Jumlah ΔH ₃ (kkal/jam)	60706,7362						

c. Menghitung panas udara yang masuk

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH ₂ (kkal/jam)
Udara	936,8818	0,0084	75	588,2692
Jumlah ΔH ₂ (kkal/jam)	588,2692			

d. Menghitung panas udara yang keluar ΔH₄:

Massa udara = 936,88178 kg

Cp = 0,008372

(NBS Circular 564,1955)

T = 85 °C

ΔH₄ = m.Cp.ΔT

$$= 936,88178 \times 0,008372 \times 60$$

$$= 470,6154 \text{ kkal/jam}$$

e. Menghitung Q loss

Qloss = 5% dari panas steam

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times (\Delta H_1 + \Delta H_2)$$

$$= 5\% \times (63808,953 + 588,26921)$$

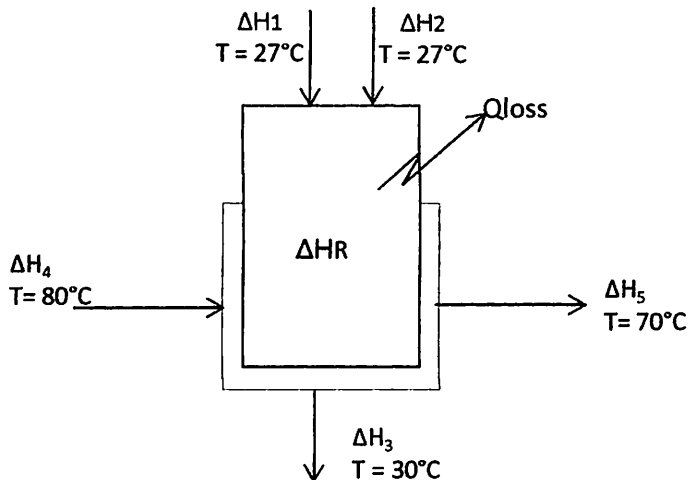
$$= 3219,8611 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Neraca Panas pada Belt Conveyor Dryer

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 63808,9528$	$\Delta H_3 = 60706,7362$
$\Delta H_2 = 588,2692$	$\Delta H_4 = 470,6154$
	$Q_{\text{loss}} = 3219,8611$
Total = 64397,2220	Total = 64397,2126

3. Reaktor R-110



Dimana :

ΔH_1 = panas bahan serbuk tulang masuk reaktor

ΔH_2 = panas bahan H_2SO_4 masuk reaktor

ΔH_3 = panas bahan keluar dari reaktor

ΔH_R = panas reaksi dalam reaktor

ΔH_4 = panas air pemanas masuk reaktor

ΔH_5 = panas air pemanas keluar dari reaktor

Q_{loss} = panas yang hilang

Persamaan neraca panas :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

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

$$(\Delta H_1 + \Delta H_2 + \sum HR) - (\Delta H_3 + Q_{\text{loss}}) = \Delta H_5 - \Delta H_4$$

$$(\Delta H_1 + \Delta H_2 + \sum H_R) - (\Delta H_3 + Q_{\text{loss}}) = Q \text{ serap}$$

a. Menghitung kandungan panas dalam serbuk tulang masuk (ΔH_1) 27 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	T_2	T_1	ΔT (°C)	ΔH_1 (kcal/jam)
Tulang :							
Ca ₃ (PO ₄) ₂	2274,8623	0,3974		27	25	2	904,1327
Protein	1268,6732	0,2817		27	25	2	357,3731
Garam Mineral:							
- CaCO ₃	157,4905	0,5152		27	25	2	81,1335
- MgCO ₃	157,4905	0,6641		27	25	2	104,5955
- Mg ₃ (PO ₄) ₂	209,9873		0,1948	27	25	2	81,8025
Lemak	0,8749	0,7672		27	25	2	0,6713
H ₂ O	306,2315		0,9988	27	25	2	611,7402
Jumlah ΔH_1 (kcal/jam)		2141,4488					

b. Menghitung kandungan panas dalam Larutan asam sulfat (ΔH_2)

Suhu masuk = 27 °C

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C_p (kcal/kg.C)	H (Kcal)
Larutan H ₂ SO ₄ 98%	2631,9854	2	0,3387	1782,8772
Water Proses	49948,7215	2	0,9988	99779,5641
ΔH_2				101562,4414

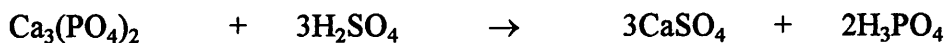
c. Menghitung panas yang terbawa keluar dari reaktor dalam wet ossein (ΔH_3)

Suhu keluar reaktor = 30 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	T_2	T_1	ΔT (°C)	ΔH_3 (kkal/jam)
Wet ossein:							
Protein	1268,6732	0,7050		30	25	5	894,4427
Lemak	0,8749	1,9225		30	25	5	1,6821
H ₂ O	2912,1046		0,9987	30	25	5	14541,5945
CaSO ₄	167,2136		0,1758	30	25	5	146,9808
MgSO ₄	26,7437		0,1933	30	25	5	25,8439
Garam mineral:							
CaSO ₄	2721,3993		0,1758	30	25	5	2392,1104
MgSO ₄	435,2539		0,1933	30	25	5	420,6090
H ₃ PO ₄	1434,6397	1,7769		30	25	5	2549,1510
H ₂ SO ₄	122,8751		0,3401	30	25	5	208,9510
CO ₂	136,3136	0,1913		30	25	5	26,0821
H ₂ O	47450,208		0,9987	30	25	5	236942,6133
Ca ₃ (PO ₄) ₂ sisa	227,4862	0,9941		30	25	5	226,1483
CaCO ₃ sisa	15,7490	1,2872		30	25	5	20,2726
MgCO ₃ sisa	15,7490	1,6586		30	25	5	26,1212
Mg ₃ (PO ₄) ₂ sisa	20,9987		0,1958	30	25	5	20,5540
Jumlah ΔH_3 (kkal/jam)		258443,1569					

d. Menghitung panas reaksi yang timbul ΔH_R

Reaksi I



Ca₃(PO₄)₂ yang bereaksi = 6,6006 kmol

H₂SO₄ yang bereaksi = 19,8018 kmol

CaSO₄ yang terbentuk = 19,8018 kmol

H₃PO₄ yang terbentuk = 13,2012 kmol

Data	$\Delta H_{f(298)}$		
	$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	= -975,9064 kcal/kgmol	(Richard, et al., 1984)
	H_2SO_4	= -194,5480 kcal/kgmol	(Janaf Thermochemical, 1982)
	CaSO_4	= -342,5313 kcal/kgmol	
	H_3PO_4	= -299,5605 kcal/kgmol	(Richard, et al., 1984)

Perhitungan $\Delta H_{F,25}$ dan ΔH_F Produk dan reaktan

Komponen	mol	$\Delta H_{F,25}$ (Kcal/Kmol)	ΔH_F (Kcal)
$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	6,6006	-975,9064	-6441,5742
H_2SO_4	19,8018	-194,5480	-3852,4043
CaSO_4	19,8018	-342,5313	-6782,7426
H_3PO_4	13,2012	-299,5605	-3954,5622

$$\begin{aligned}\Delta H_{F,25} &= m.\Delta H_{F,25} \text{ Produk} - m.\Delta H_{F,25} \text{ Reaktan} \\ &= -10.737,3049 - 10293,97847 \\ &= -443,3264 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R1} &= \Delta H_{F,25} + \Delta H_{F \text{ Produk}} - \Delta H_{F \text{ Reaktan}} \\ &= -443,326384 + 258443,1569 - 103.703,8902 \\ &= 154295,9403 \text{ Kcal (endotermis)}\end{aligned}$$

Reaksi II



CaCO_3	yang bereaksi	= 1,4161 kmol
H_2SO_4	yang bereaksi	= 1,4161 kmol
CaSO_4	yang terbentuk	= 1,4161 kmol
H_2O	yang terbentuk	= 1,4161 kmol
CO_2	yang terbentuk	= 1,4161 kmol

Data $\Delta H_{f(298)}$

CaCO_3	= -288,3897 kcal/kgmol
H_2SO_4	= -194,5480 kcal/kgmol
CaSO_4	= -342,5313 kcal/kgmol
H_2O	= -68,3150 kcal/kgmol
CO_2	= -93,9882 kcal/kgmol

Perhitungan ΔH_{F25} dan ΔH_F Produk dan reaktan

Komponen	mol	ΔH_{F25} (Kcal/Kmol)	ΔH_F (Kcal)
CaCO ₃	1,4161	-288,3897	-408,4001
H ₂ SO ₄	1,4161	-194,5480	-275,5071
CaSO ₄	1,4161	-342,5313	-485,0722
H ₂ O	1,4161	-68,3150	-96,7436
CO ₂	1,4161	-93,9882	-133,1005

$$\begin{aligned}\Delta H_{F25} &= m.\Delta H_{F25} \text{ Produk} - m.\Delta H_{F25} \text{ Reaktan} \\ &= -714,9162 - -683,9072 \\ &= -31,0090 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R11} &= \Delta H_{F25} + \Delta H_{F \text{ Produk}} - \Delta H_{F \text{ Reaktan}} \\ &= -31,0090 + 258443,1569 - 103.703,8902 \\ &= 154708,2577 \text{ Kcal (endotermis)}\end{aligned}$$

Reaksi III



$$\begin{aligned}\text{MgCO}_3 \text{ yang bereaksi} &= 1,6812 \text{ kmol} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} &= 1,6812 \text{ kmol} \\ \text{MgSO}_4 \text{ yang terbentuk} &= 1,6812 \text{ kmol} \\ \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= 1,6812 \text{ kmol} \\ \text{CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= 1,6812 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Data $\Delta H_{f(298)}$

$$\begin{aligned}\text{MgCO}_3 &= -265,9024 \text{ kcal/kgmol} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 &= -194,5480 \text{ kcal/kgmol} \\ \text{MgSO}_4 &= -301,3724 \text{ kcal/kgmol} \\ \text{H}_2\text{O} &= -68,3150 \text{ kcal/kgmol} \\ \text{CO}_2 &= -93,9882 \text{ kcal/kgmol}\end{aligned}$$

Perhitungan ΔH_{F25} dan ΔH_F Produk dan reaktan

Komponen	mol	ΔH_{F25} (Kcal/Kmol)	ΔH_F (Kcal)
MgCO ₃	1,6812	-265,9024	-447,0333
H ₂ SO ₄	1,6812	-194,5480	-327,0728
MgSO ₄	1,6812	-301,3724	-506,6653
H ₂ O	1,6812	-68,3150	-114,8507
CO ₂	1,6812	-93,9882	-158,0124

$$\begin{aligned}\Delta H_{F25} &= m \cdot \Delta H_{F25} \text{ Produk} - m \cdot \Delta H_{F25} \text{ Reaktan} \\ &= -779,5285 - (-774,1061) \\ &= -5,4224 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R111} &= \Delta H_{F25} + \Delta H_{F \text{ Produk}} - \Delta H_{F \text{ Reaktan}} \\ &= -5,4224 + 258443,1569 - 103.703,8902 \\ &= 154733,8443 \text{ Kcal (endotermis)}\end{aligned}$$

Reaksi IV



$$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 \text{ yang bereaksi} = 0,7190 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} = 2,1570 \text{ kmol}$$

$$\text{MgSO}_4 \text{ yang terbentuk} = 2,1570 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_3\text{PO}_4 \text{ yang terbentuk} = 1,4380 \text{ kmol}$$

Data $\Delta H_{f(298)}$

$$\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2 = -902,8375 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = -194,5480 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\text{MgSO}_4 = -301,3724 \text{ kcal/kgmol}$$

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = -299,5605 \text{ kcal/kgmol}$$

Perhitungan ΔH_{F25} dan ΔH_F Produk dan reaktan

Komponen	mol	ΔH_{F25} (Kcal/Kmol)	ΔH_F (Kcal)
Mg ₃ (PO ₄) ₂	0,7190	-902,8375	-649,1258
H ₂ SO ₄	2,1570	-194,5480	-419,6307
MgSO ₄	2,1570	-301,3724	-650,0459
H ₃ PO ₄	1,4380	-299,5605	-430,7585

$$\begin{aligned}\Delta H_{F25} &= m \cdot \Delta H_{F25} \text{ Produk} - m \cdot \Delta H_{F25} \text{ Reaktan} \\ &= -1.080,8044 - -1.068,7565 \\ &= -12,0479 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{RIV} &= \Delta H_{F25} + \Delta H_{F \text{ Produk}} - \Delta H_{F \text{ Reaktan}} \\ &= -12,0479 + 258443,1569 - 103.703,8902 \\ &= 154727,2188 \text{ Kcal (endotermis)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R \text{ total} &= \Delta H_{RI} + \Delta H_{RII} + \Delta H_{RIII} + \Delta H_{RIV} \\ &= 154.295,9403 + 154.708,2577 + 154.733,8443 + 154.727,2188 \\ &= 618.465,2611 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi endotermis maka membutuhkan air pemanas untuk menjaga agar reaktor tetap pada suhu reaksi.

Neraca panas total:

$$(\Delta H_1 + \Delta H_2 + \sum H_R) - (\Delta H_3 + Q_{\text{loss}}) = Q_{\text{serap}}$$

e. Perhitungan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 5\%$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{loss}} &= 5\% \cdot Q_{\text{masuk}} \\ &= 5\% \times 722.169,1512 \\ &= 36108,4576 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

f. Perhitungan jumlah panas yang diserap (Q_{serap})

$$(\Delta H_1 + \Delta H_2 + \sum H_R) - (\Delta H_3 + Q_{\text{loss}}) = Q_{\text{serap}}$$

$$722.169,1512 - 294.551,6144 = 427.617,5368$$

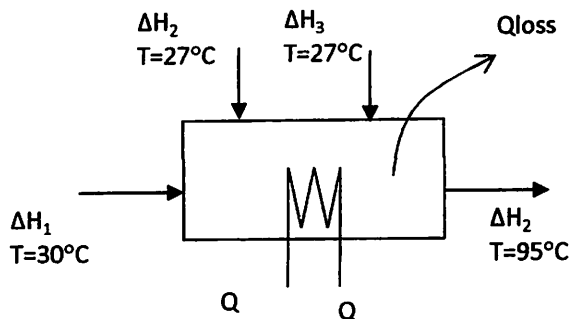
$$Q_{\text{serap}} = 427.617,5368 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air } \frac{Q_{\text{serap}}}{C_p \Delta T} = \frac{427.617,5368}{70,203} = 6091,1576 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas pada Reaktor

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	2141,4488	ΔH_3	258443,1569
ΔH_2	101562,4414	Qserap	427617,5368
ΔH_R	618465,2611	Qloss	36108,4576
Total =	722169,1512	Total =	722169,1512

4. Ekstraktor R-120



$$\text{Neraca panas total} \quad \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_s = \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

- ΔH_1 = panas bahan yang masuk dari centrifugal separator
- ΔH_2 = panas CH_3COOH yang masuk dari tangki asam asetat
- ΔH_3 = panas bahan water proses yang masuk
- ΔH_4 = panas bahan yang keluar dari ekstraktor
- Q_s = panas steam yang dibutuhkan
- Q_{loss} = panas yang hilang

a. Menghitung panas bahan yang masuk dari centrifugal separator

$$\text{Suhu bahan masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT$ (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	C_p (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	T_2	T_1	ΔT ($^\circ\text{C}$)	ΔH_1 (kcal/jam)
Gelatin:							
Protein	1255,9865	0,7050		30	25	5	885,4982
Lemak	0,8662	1,9225		30	25	5	1,6653
H_2O	11,9035		0,9987	30	25	5	59,4403
CaSO_4	0,6827		0,1758	30	25	5	0,6001
MgSO_4	0,1092		0,1933	30	25	5	0,1055
Jumlah ΔH_1 (kcal/jam)							947,3095

b. Menghitung kandungan panas dalam Larutan asam asetat (ΔH_2)

$$\text{Suhu bahan masuk} = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT$ (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔH (Kcal)
Larutan CH_3COOH 99%	1,5812	2	1,2014	1,8996
ΔH_2				1,8996

c. Menghitung panas water proses yang masuk

suhu masuk = 27

Komponen	Massa (kg)	T (°C)	C_p (kcal/kg.C)	ΔH_3 (Kcal)
Water Proses	1269,5482	2	0,9988	2536,1002
ΔH_3				2536,1002

d. Menghitung kandungan panas keluar dari ekstraktor (ΔH_4)

Suhu bahan keluar = 95 °C

(Christensson et al., patent 2007)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	T_2	T_1	ΔT (°C)	ΔH_4 (kcal/jam)
Gelatin							
Protein	1193,1872	10,1904		95	25	70	12159,0857
Lemak	0,8229	28,3751		95	25	70	23,3495
H ₂ O	1217,3941		1,0063	95	25	70	85754,4605
CaSO ₄	0,6486		0,1882	95	25	70	8,5440
MgSO ₄	0,1037		0,2100	95	25	70	1,5253
CH ₃ COOH	1,4871	30,7698		95	25	70	45,7572
Wet ossein:							
Protein	62,7993	10,1904		95	25	70	639,9519
Lemak	0,0433	28,3751		95	25	70	1,2289
H ₂ O	64,0734		1,0063	95	25	70	4513,3927
CaSO ₄	0,0341		0,1882	95	25	70	0,4497
MgSO ₄	0,0055		0,2100	95	25	70	0,0803
Jumlah ΔH_4 (kcal/jam)			103147,8257				

e. Perhitungan jumlah panas yang dari steam (Q_{steam})Asumsi $Q_{loss} = 5\%$

$$\begin{aligned}
 & \text{Panas masuk} & = & \text{Panas keluar} \\
 \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{steam} & = & \Delta H_4 + 0,05 Q_{loss} \\
 3485,309294 + Q_{steam} & = & 103147,8257 + 0,05 Q_{loss} \\
 Q_{steam} - 0,05 Q_{loss} & = & 99.662,5164 \text{ Kcal} \\
 0,95 Q & = & 99662,5164 \text{ Kcal} \\
 & = & 104907,912 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

f. Perhitungan panas yang hilang selama proses (Q_{loss})

$$\begin{aligned}
 Q_{loss} &= 5\% \quad Q_{masuk} \\
 &= 5\% \times 104907,912 \\
 &= 5245,3956 \quad \text{Kcal}
 \end{aligned}$$

Steam masuk pada : $T = 150 \text{ } ^\circ\text{C}$
 $P = 476 \text{ kPa}$

Maka dapat diketahui panas latent (λ) dalam steam :

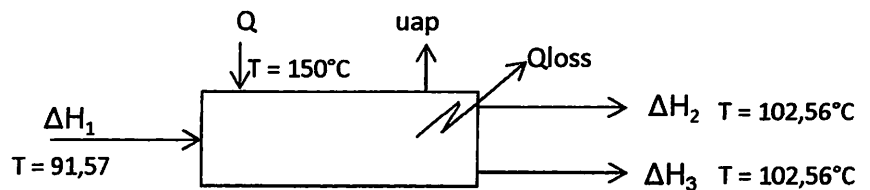
$$\lambda = 504,7530 \text{ Kcal/Kg} \quad (\text{Van Ness. 1996})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka Steam yang dibutuhkan} &= Q_{steam} / \lambda \\
 &= 104907,912 / 504,7530 \\
 &= 207,84008 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Ekstraktor

Masuk (kcal/jam)		Keluar (kcal/jam)	
ΔH_1	947,3095	ΔH_4	103147,8257
ΔH_2	1,8996	Qloss	5245,3956
ΔH_3	2536,1002		
Q	104907,9120		
Total =	108393,2213	Total =	108393,2213

5. Evaporator V-130



Neraca panas total: $\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{loss}$

Dimana:

- ΔH_1 = panas bahan yang masuk dari M-133
- ΔH_2 = panas bahan yang keluar ke spray dryer B-140
- ΔH_3 = panas kondensat yang keluar ke barometrik kondensor
- Q_s = panas steam yang dibutuhkan
- Q_{loss} = panas yang hilang

a. Menghitung panas bahan yang masuk dari M-133

$$\text{Suhu bahan masuk} = 91,569 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p$ (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	C_p (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	T_2	T_1	ΔT ($^\circ\text{C}$)	ΔH_1 (kcal/jam)
Gelatin:							
Protein	1181,2553	9,6713		91,569	25	67	11424,2728
Lemak	0,8147	26,9062		91,569	25	67	21,9194
H ₂ O	1205,2202		1,0054	91,569	25	67	80664,1266
CaSO ₄	0,6421		0,1875	91,569	25	67	8,0161
MgSO ₄	0,1027		0,2092	91,569	25	67	1,4299
CH ₃ COOH	1,4722	29,8468		91,569	25	67	43,9408
NaOH	3,036E-06		0,5221	91,569	25	67	0,000105497
Jumlah ΔH_1 (kcal/jam)							92163,7057

Mencari kenaikan titik didih

$$\text{Kenaikan titik didih} = k_b \times \frac{w_1}{w_2 \times M} \times 1000$$

Dimana :

k_b = Konstanta (0,52)

w_2 = massa pelarut

w_1 = massa zat terlarut

M = BM zat terlarut



$$\begin{aligned} \text{KTD} &= 0,52 \times \frac{1181,2553}{1205,2202 \times 116,9419} \times 1000 \\ &= 4,3582 \end{aligned} \quad (\text{Kuniz, 1925})$$

Ditetapkan tekanan evaporator 220 kpa (Chackravorty, 2001)

dari steam table (geankoplis, 1997) diperoleh $T_{\text{uap jenuh}} = 123,2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Jadi titik didih larutan} &= 4,3582357 + 123,2 \\ &= 127,5582 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu bahan keluar} = 127,5582 - 25$$

$$= 102,5582$$

b. Menghitung kandungan panas bahan keluar dari evaporator

$$\text{Suhu bahan keluar} = 102,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_1}^{T_2} C_p$ (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	C_p (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	ΔH_1 (kkal/jam)
Gelatin:					
Protein	1181,2553	11,3428		77,5582	13398,7316
Lemak	0,8147	31,6414		77,5582	25,7770
H ₂ O	783,3931		1,0136	77,5582	61582,5841
CaSO ₄	0,6421		0,1902	77,5582	9,4708
MgSO ₄	0,1027		0,2137	77,5582	1,7024
CH ₃ COOH	1,4722	32,5711		77,5582	47,9516
NaOH	3,036E-06		0,5216	77,5582	0,000122805
Jumlah ΔH_2 (kkal/jam)		75066,2174			

c. Menentukan panas yang terbawa uap air ΔH_3

$$\text{Suhu uap air keluar} = 102,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\lambda = \rightarrow 538,16306 \text{ kkal/jam} \quad (\text{Van Ness, 1996})$$

$$\int C_p^{T_2}_{T_1} \text{ uap air} = 4,1815691 \text{ kkal/kg C}$$

$$\Delta H_3 = m \times \int C_p^{T_2}_{T_1} \text{ uap air} + m \times \lambda + m \times C_p(T_2 - T_1) \text{ air}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_3 &= 421,82707 \times 4,1815691 + 421,82707 \times 538,16306 \\ &\quad + 421,82707 \times 1,0135618 \times -20,64 \\ &= 219950,3067 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q_s)

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

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ dari panas steam}$$

$$= 5\% \times (\Delta H_1 + Q_s)$$

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

$$\Delta H_1 + Q_s = \Delta H_2 + \Delta H_3 + 0,05 \times (\Delta H_1 + Q_s)$$

$$92163,70567 + Q_s = 75066,21745 + 219950,3067 + 0,05 (92163,70567 + Q_s)$$

$$92163,70567 + Q_s = 75066,21745 + 219950,3067 + 4608,185283 + 0,05 Q_s$$

$$Q_s - 0,05 Q_s = 207461,0038$$

$$Q_s = 218380,004$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \text{ dari panas steam}$$

$$= 5\% \times 310543,7097$$

$$= 15527,18548 \text{ kkal/jam}$$

Massa steam yang dibutuhkan pada suhu 150° C dan tekanan 476 Kpa

$$\lambda = 504,7530 \text{ Kcal/Kg} \quad (\text{Van Ness. 1996})$$

kebutuhan steam =

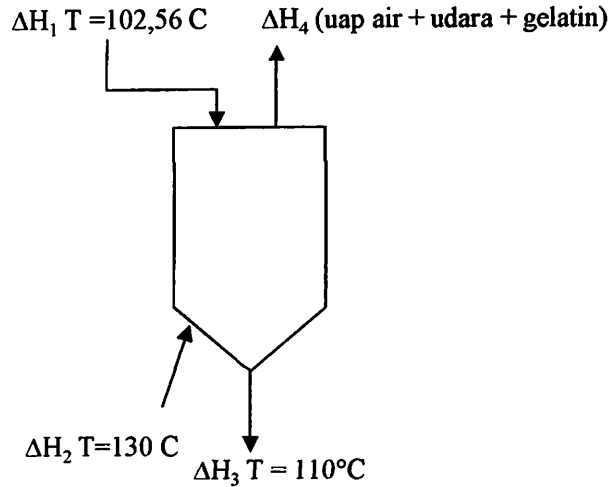
$$m = \frac{218380,004}{504,7530}$$

$$= 432,6472346 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas pada Evaporator

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	92163,7057	ΔH_3	219950,3067
Q	218380,0040	ΔH_2	75066,2174
		Q _{loss}	15527,1855
Total =	310543,7097	Total =	310543,7097

6. Spray Dryer (B-140)



$$\text{Neraca panas total} = \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

- ΔH_1 = panas bahan gelatin yang masuk dari evaporator
- ΔH_2 = panas udara kering yang masuk dari heater udara
- ΔH_3 = panas bahan gekatin yang keluar dari spray dryer
- ΔH_4 = panas bahan gekatin yang keluar ke cyclone
- Q_{loss} = panas yang hilang

a. Menghitung panas bahan yang masuk dari evaporator

$$\text{Suhu bahan masuk} = 102,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_i}^{T_o} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/jam)
Gelatin :					
Protein	1181,2553	11,3428		77,558236	13398,7316
Lemak	0,8147	31,6414		77,558236	25,7770
H ₂ O	783,3931		1,0013	77,558236	60837,5752
CaSO ₄	0,6421		0,1902	77,558236	9,4708
MgSO ₄	0,1027		0,2137	77,558236	1,7024
CH ₃ COOH	1,4722	32,5711		77,558236	47,9516
NaOH	3,036E-06		0,5216	77,558236	0,000122805
Jumlah ΔH_1 (kkal/jam)		74321,2085			

b. Menghitung panas udara kering yang masuk

$$\begin{aligned}\Delta H_{2(\text{udara kering})} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 18505,34954 \times 0,0083249 \times (130 - 25) \\ &= 16175,7649 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

c. Menghitung kandungan panas bahan keluar dari spray dyer (110 °C)

(GMI of America, January 2012)

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/jam)
Gelatin :					
Protein	1122,1925	12,4897		85	14015,8728
Lemak	0,7739	34,8992		85	27,0094
H ₂ O	74,4223		1,0001	85	6326,5321
CaSO ₄	0,6100		0,1914	85	9,9254
MgSO ₄	0,0976		0,2151	85	1,7840
CH ₃ COOH	1,3986	32,5711		85	45,5540
NaOH	2,884E-06		0,5214	85	0,000127798
Jumlah ΔH_3 (kkal/jam)	20426,6778				

d. Menghitung kandungan panas bahan keluar ke cyclone

$$\text{Suhu keluar} = 110 \text{ °C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int_{T_0}^{T_1} C_p$ (kcal/kg °C)	C_p (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_4 (kkal/jam)
Protein	59,0628	12,4897		85	737,6775
Lemak	0,0407	34,8992		85	1,4215
H ₂ O	3,9170		1,0162	85	338,3301
CaSO ₄	0,0321		0,1914	85	0,5224
MgSO ₄	0,0051		0,2151	85	0,0939
CH ₃ COOH	0,0736	32,5711		85	2,3976
NaOH	1,518E-07		0,5214	85	6,7262E-06
Uap air	705,0538		4,5865	85	274867,5506
Udara panas	18505,35		0,0083	85	13108,1798
Jumlah ΔH_4 (kkal/jam)	289056,1734				

e. Menghitung panas penguapan air (ΔH uap air)

$$\text{Diketahui : massa air yang diuapkan} = 705,0538 \text{ kg/jam}$$

$$\text{massa udara kering} = 18505,3495 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kelembaban udara} &= \frac{\text{air yang di uapkan}}{\text{massa udara kering}} \\ &= \frac{705,0538}{18505,3495} \\ &= 0,0381 \end{aligned}$$

f. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ dari } \Delta H_1 + \Delta H_2 \\ &= 5\% \times 90496,97349 \\ &= 4524,8487 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{udara keluar}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 18505,34954 \times 0,0083249 \times (110 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 13094,6669 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{uap air keluar}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 705,0538173 \times 4,1815691 \times (110 - 25) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 250599,6577 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H_4 &= \Delta H_4(\text{gelatin}) + \Delta H_{\text{udara keluar}} + \Delta H_{\text{uap air keluar}} \\ &= 289056,17 + 13094,667 + 250599,6577 \\ &= 552750,4981 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

panas masuk = panas keluar

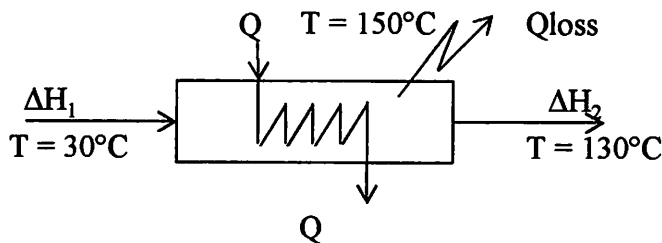
$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$\begin{aligned} 74321,20855 + 16175,76494 + Q &= 20426,6778 + \\ &552750,4981 + \\ &4524,848675 \\ Q &= 487205,0510 \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Spray Dryer

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	74321,2085	ΔH_3	20426,6778
ΔH_2	16175,7649	ΔH_4	552750,4981
Q	487205,0510	Qloss	4524,8487
Total =	577702,0245	Total =	577702,0245

7. Heater Udara



Udara masuk dikeringkan dalam heater kemudian dialirkan ke spray dryer.

Suhu udara masuk heater sebesar $30\text{ }^\circ\text{C}$ dan suhu keluar sebesar $130\text{ }^\circ\text{C}$

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

Dimana: ΔH_1 = panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater

Q = panas yang terkandung dalam steam masuk heater

Qloss = Panas yang hilang

a. Menghitung panas yang terkandung dalam udara kering masuk heater (ΔH_1)

Suhu udara kering masuk = $30\text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg $^\circ\text{C}$)	ΔT ($^\circ\text{C}$)	ΔH_1 (kkal/jam)
Udara	18505,3495	0,0083	5	766,7725
Jumlah ΔH_1 (kkal/jam)			766,7725	

b. Menghitung panas yang terkandung dalam udara kering keluar heater (ΔH_2)

Suhu udara kering keluar = 130 °C

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_2 (kkal/jam)
Udara	18505,3495	0,0084	105	16237,3189
Jumlah ΔH_2 (kkal/jam)		16237,3189		

c. Menghitung panas yang diberikan oleh steam atau pemanas (Q)

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

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 0,05 (\Delta H_1 + Q)$$

$$Q = \frac{\Delta H_2 - 0,95 \Delta H_1}{0,95}$$

$$= \frac{16237,319 - (0,95 \times 766,77246)}{0,95}$$

$$= 16325,142 \text{ kkal/jam}$$

d. Menghitung panas yang hilang (Q loss)

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$= 0,05 \times (766,77246 + 16325,142)$$

$$= 854,5957 \text{ kkal/jam}$$

Menentukan kebutuhan steam

Jumlah steam yang dibutuhkan pada 150 °C

$$\lambda \text{ steam pada } 150^\circ \text{C} = 504,7530 \text{ kkal/kg}$$

$$Q = m \times \lambda$$

$$\text{Kebutuhan steam (m)} = \frac{Q}{\lambda}$$

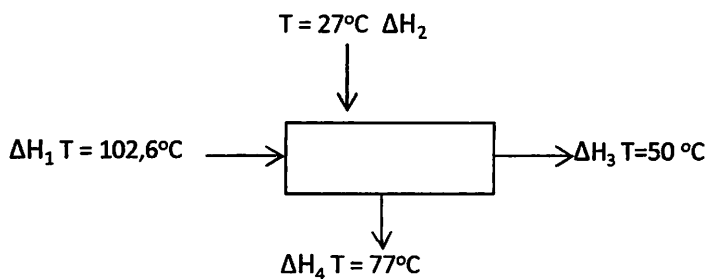
$$= \frac{16325,142}{0}$$

$$= 504,7530 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas pada Heater Udara

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 766,7725$	$\Delta H_2 = 16237,3189$
$Q = 16325,1422$	$Q_{\text{loss}} = 854,5957$
Total = 17091,9146	Total = 17091,9146

11. Barometrik Kondensor



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$$

Dimana :

- ΔH_1 = panas uap dari evaporator
- ΔH_2 = panas pada air pendingin masuk
- ΔH_3 = kandungan uap terkondensasi
- ΔH_4 = panas pada air pendingin keluar

a. Menghitung panas uap yang masuk dari evaporator

$$\text{Suhu bahan masuk} = 102,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kcal/kg °C)	ΔT (°C)	ΔH_1 (kkal/jam)
Uap air	421,8271	4,1816	77,558236	136804,8981
Jumlah ΔH_1 (kkal/jam)		136804,8981		

b. Menghitung panas pada air pendingin yang masuk

$$\text{Suhu bahan masuk} = 27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= m \times 0,9988 \times (27 - 25) \\ &= 1,9976 \text{ m kkal/jam} \end{aligned}$$

c. Menghitung panas pada air kondensat yang keluar (50°C)

$$\begin{aligned}\Delta H_3 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 421,8270702 \times 0,9992 (50 - 25) + 421,82707 \\ &= 10959,0673 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

d. Menghitung panas pada air pendingin yang keluar (77 °C)

$$\begin{aligned}\Delta H_4 &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= m \times 1,00242 \times (77 - 25) \\ &= 52,1258 \text{ m kkal/jam}\end{aligned}$$

panas masuk = panas keluar

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

$$\begin{aligned}136804,8981 + 1,9976 \text{ m} &= 10959,06728 + 52,12584 \text{ m} \\ \text{m} &= 2510,4777\end{aligned}$$

Neraca Panas pada Barometrik Kondensor

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$\Delta H_1 = 136804,8981$	$\Delta H_3 = 10959,0673$
$\Delta H_2 = 5014,9303$	$\Delta H_4 = 130860,7612$
Total = 141819,8284	Total = 141819,8284

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

Perhitungan perancangan alat menggunakan satuan british

Data massa jenis zat:

Zat	Massa jenis (lb/ft ³)
Ca ₃ (PO ₄) ₂	196,023
CaCO ₃	176,670
CaSO ₄	134,344
Ca(OH) ₂	137,341
Mg ₃ (PO ₄) ₂	132,971
MgCO ₃	134,844
MgSO ₄	63,416
H ₂ SO ₄	114,003
CH ₃ COOH	64,294
CO ₂	29,013
Protein	86,56255486
Lemak	66,51520093

19

Tulang:

Massa tulang = 4.733,270 kg

Massa Ca₃(PO₄)₂ dalam tulang = 2.461,300 kg

$$\text{Fraksi Ca}_3(\text{PO}_4)_2 = \frac{\text{massa Ca}_3(\text{PO}_4)_2}{\text{massa tulang}} = \frac{2.461,300}{4.733,270} = 0,52$$

Dengan cara yang sama diperoleh hasil sebagai berikut:

Zat	Massa (kg)	Fraksi	Massa jenis	Massa jenis _{campuran}
Ca ₃ (PO ₄) ₂	2.461,300	0,52	196,023	101,93196
CaCO ₃	170,3977	0,036	176,670	6,36012
Mg ₃ (PO ₄) ₂	227,1970	0,048	132,971	6,382608
MgCO ₃	170,3977	0,036	134,844	4,854384
Protein	1.372,648	0,29	86,56255486	25,10314091
Lemak	47,3327	0,01	66,51520093	0,665152009
Air	283,9962	0,06	62,1603024	3,729618144
Total	4.733,270	1		149,0269831

1. STORAGE TULANG IKAN (F-111A)

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : tempat penyimpanan tulang ikan
- Tipe : gudang
- Bahan konstruksi : Dinding gudang = beton bertulang
Atap gudang = multiroof
Rangka atap = galvalum
- Rate feed : 4.733,2699 kg/jam = 10.434,967 lb/jam
- Densitas : 149,0270 lb/ft³
- Kondisi operasi : 27 °C ; 1 atm = 14,696 psia
- Waktu tinggal : 1 hari
- Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Gudang (V_G)

- Rate volumetrik tulang = Rate feed/ρ = 70,021 ft³/jam
- Volume tulang selama 1 hari = Rate volumetrik × waktu tinggal × 24 jam
= 1.680,496 ft³

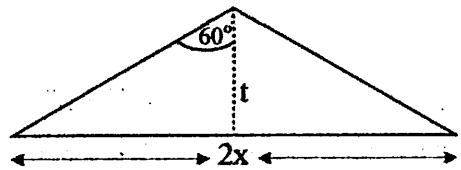
jika rate volumetrik hanya mengisi 80% dari volume total bangunan, maka

$$V_T = 2.100,620 \text{ ft}^3$$

C. Dimensi Gudang

a. Dimensi atap

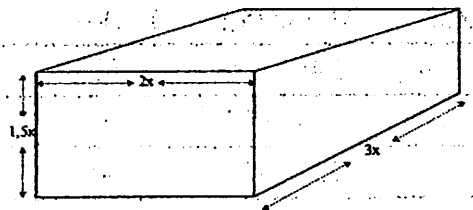
$$\text{tinggi atap} = \frac{x}{\tan 60^\circ}$$



$$V_{\text{atap}} = \frac{2x \times 3x \times x}{\tan 60^\circ} = \frac{6x^3}{\tan 60^\circ}$$

b. Dimensi bangunan

$$V_{\text{bangunan}} = 2x \times 3x \times 1\frac{1}{2}x = 9x^3$$



$$\text{Volume}_{\text{total}} = \frac{6x^3}{\tan 60^\circ} + 9x^3$$

$$2.100,620 = 12,464 x^3$$

$$x^3 = 5,5237$$

panjang_{bangunan} = 16,5711 ft

lebar_{bangunan} = 11,0474 ft

tinggi_{bangunan} = 8,2855 ft

tinggi_{atap} = 3,1891 ft

Spesifikasi Gudang tulang ikan

Fungsi : tempat penyimpanan tulang ikan

Tipe : Storage

Volume gudang : 1.680,4957 ft³

Dimensi : panjang_{bangunan} = 16,5711 ft

lebar_{bangunan} = 11,0474 ft

tinggi_{bangunan} = 8,2855 ft

tinggi_{atap} = 3,1891 ft

sudut_{atap} = 60° ft

Bahan konstruksi : Dinding gudang = beton bertulang

: Atap gudang = galvalum

Jumlah : 1 buah

2. BELT CONVEYOR (J-112A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memindahkan tulang dari storage F-111 menuju jaw crusher C-112

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Rate feed : 4.733,270 kg/jam = 10.434,967 lb/jam

Densitas : 149,0270 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Desain Belt Conveyor

Berdasarkan rate feed maka kapasitas belt conveyo = 10.434,967 lb/jam dari tabel 21-7, Perry: 1999, diperoleh data belt conveyor sebagai berikut:

Kapasitas belt : 32 ton/jam = 70.547,200 lb/jam

Panjang belt : 10 meter = 32,808 ft

Kecepatan belt : 61 m/mnt = 200,13 ft/menit

Daya : 2 hp

Lebar belt : 35 cm = 1,1483 ft

Luas Area : 0,01 m² = 0,1076 ft²

Belt plies : 3 - 5

C. Menentukan Daya Belt Conveyor

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis}$$

$$= 29,6020 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis}$$

$$= 0,2958 \text{ hp}$$

asumsi efisiensi daya motor = 80% , maka daya motor sebenarnya

$$= 0,3698 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : memindahkan tulang dari storage (F-111A) ke jaw crusher (J-113)

Tipe : *Throughed belt on 20° idles*

Kapasitas belt : 10.434,967 lb/jam

Panjang belt : 32,808 ft

Kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp

Lebar belt : 1,1483 ft

Luas Area : 0,1076 ft²

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

3. JAW CRUSHER (C-113)

Fungsi : mengecilkan ukuran hingga 5 cm untuk diumpankan ke ball mill

Tipe : *blake jaw crusher*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas bahan : 4.733,270 kg/jam = 10.434,967 lb/jam

Spesifikasi diperoleh dari tabel 20-8 (Perry 7th)

Kapasitas : 19 ton/jam = 41.887,40 lb/jam

Ukuran feed opening : 3 × 12 in = 0,25 × 1 ft

Kecepatan maksimal : 400 rpm

Power : 10 hp

Closed setting : 2 in

C. Menentukan Daya Jaw Crusher

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan belt} &= \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis} \\ &= 99,648 \text{ ft/menit} \\ \text{Daya} &= \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis} \\ &= 2,4912 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{asumsi efisiensi daya motor} &= 80\% \quad , \text{ maka daya motor sebenarnya} \\ &= 3,1140 \text{ hp} \approx 3,25 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Jaw Crusher

Fungsi	: mengecilkkan ukuran hingga 5 cm untuk diumpankan ke ball mill
Tipe	: <i>blake jaw crusher</i>
Kapasitas	: 10.434,967 lb/jam
Feed opening	: (0,25 × 1) ft
Closed setting	: 2 in
Kecepatan maksimal	: 99,648 ft/menit
Power	: 3,25 hp
Jumlah	: 1 buah

4. Screen (H-117A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: untuk memisahkan tulang dengan ukuran yang tidak sama
Tipe	: <i>vibrating screens</i>
Kapasitas	: 4989,9708 kg/jam
	: 4,989971 ton/jam

Berdasarkan tabel 19-6 (Perry 7th) diperoleh spesifikasi alat:

Diameter kawat (d)	: 5,15 mm = 0,00515 m
	= 0,2027559 in
Luas bukaan (a)	: 53,8 mm = 0,0538 m
	= 2,1181102 in
Desain sieve	: 53,8 mm = 0,0538 m
	= 2,1181102 in

$$\text{Penentuan luas area screen (A)} = \frac{0,4 C_t}{C_u \times F_{oa} \times F_s}$$

Dimana :

$$C_t = \text{Rate aliran} = 4,989971 \text{ ton/jam}$$

$$C_u = \text{unit kapasitas} = 0,38 \text{ ton/jam.ft}^2$$

$$F_{oa} = \text{faktor luas bukaan}$$

$$= 100 \times \left(\frac{a}{a+d} \right)^2 = 83,291 \%$$

$$F_s = \text{faktor slotted area}$$

$$= 1$$

$$A = \frac{0,4 C_t}{C_u \times F_{oa} \times F_s} = 6,3063412 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi alat

Fungsi : untuk memisahkan tulang dengan ukuran yang tidak sama

Tipe : *vibrating screens*

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Luas area ayakan : 6,3063 ft²

5. BELT CONVEYOR (J-112B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memindahkan tulang menuju belt conveyer dryer

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Rate feed : 4.683,472 kg/jam = 10.488,468 lb_m/jam

Densitas : 149,027 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Desain Belt Conveyer

Berdasarkan rate feed maka kapasitas belt conveyer = 10.488,468 lb/jam dari tabel 21-7, Perry. 1999; diperoleh data belt conveyer sebagai berikut:

Kapasitas belt : 32 ton/jam = 70.547,200 lb/jam

Panjang belt : 15 meter = 49,212 ft

Kecepatan belt : 61 m/mnt = 200,13 ft/menit

Daya : 2 hp

Lebar belt : 35 cm = 1,1483 ft

Luas Area : $0,01 \text{ m}^2 = 0,1076 \text{ ft}^2$
 Belt plies : 3 - 5

C. Menentukan Daya Belt Conveyor

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis}$$

$$= 29,754 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis}$$

$$= 0,2973 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

asumsi efisiensi daya motor = 80% , maka daya motor sebenarnya
 $= 0,3717 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : memindahkan tulang menuju belt conveyor dryer
 Tipe : *Throughed belt on 20° idles*
 Kapasitas belt : 10.488,468 lb/jam
 Panjang belt : 32,808 ft
 kecepatan belt : 200,13 ft/menit
 Daya : 0,5 hp
 Lebar belt : 1,1483 ft
 Luas area : 0,1076 ft²
 Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

6. BELT CONVEYOR DRYER (B-114)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : untuk menguapkan H₂O yang terdapat pada tulang hingga kering sebelum masuk ke ball mill

Tipe : lemari berbentuk persegi panjang dengan 4 belt yang disusun secara paralel dengan udara kering sebagai media pengeringnya

Rate feed : 4.757,538 kg/jam = 10.488,468 lb/jam

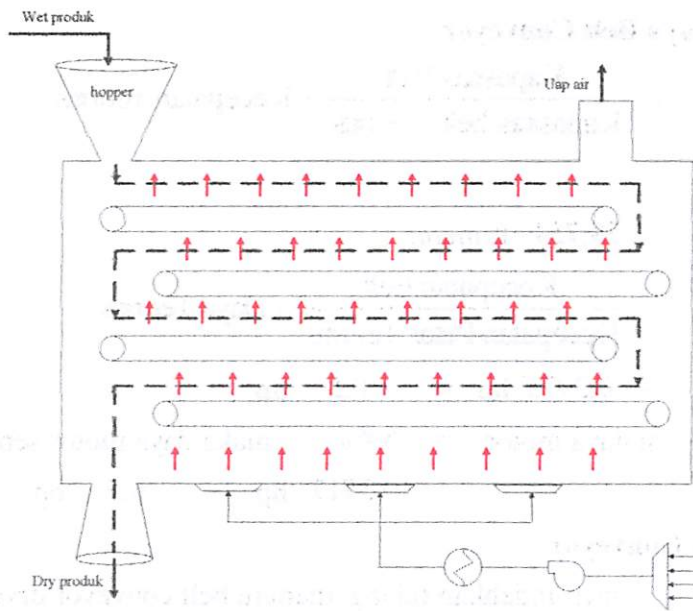
Q_{feed} : 271144,49 kJ/jam (Appendiks B)

T_{feed} : 80 °C

T_{udara kering} : 100 °C

: 100 °C

$$\rho_{\text{feed}} : 149,027 \text{ lb/ft}^3$$



B. Perhitungan

Spesifikasi belt diperoleh dari Perry 7th tabel 21-7

$$\text{Kapasitas belt} : 32 \text{ ton/jam} = 70.547,200 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Lebar belt maksimum} : 14 \text{ in} = 1,167 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan belt} : 61 \text{ m/mnt} = 200,13 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Power} : 0,34 \text{ hp/10ft}$$

Ditetapkan

$$\text{Lebar belt} = 1,167 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang belt} = 32,808 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar belt terisi} = 0,8 \times 1,1667 = 0,9333 \text{ in}$$

Belt akan disusun 4 tingkat dengan jarak antar tingkat 0,5 m (1,6404 ft), maka:

$$\text{Panjang tiap belt} = \frac{32,808}{4} = 8,202 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang 1 belt yang dibutuhkan} = 8,202 \times 2 = 16,404 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang total belt yang dibutuhkan} = 65,616 \text{ ft}$$

$$\text{Power yang dibutuhkan} = 65,62 \times (0,34/10) = 2,2309 \text{ hp}$$

7. BELT CONVEYOR (J-112C)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memindahkan tulang dari belt conveyor dryer ke ball mill

Tipe : *Throughed Belt on 20° Idles*

Rate feed : 4.422,135 kg/jam = 9.749,038 lb/jam

Densitas : 149,02698 lb/ft³

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Desain Belt Conveyor

Berdasarkan rate feed maka kapasitas belt conveyor = 9.749,0377 lb/jam dari tabel 21-7, Perry, 1999; diperoleh data belt conveyor sebagai berikut:

Kapasitas belt : 32 ton/jam = 70.547,200 lb/jam

Panjang belt : 10 meter = 32,808 ft

Kecepatan belt : 61 m/mnt = 200,13 ft/menit

Daya : 2 hp

Lebar belt : 35 cm = 1,1483 ft

Luas Area : 0,01 m² = 0,1076 ft²

Belt plies : 3 - 5

C. Menentukan Daya Belt Conveyor

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis}$$

$$= 27,656 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis}$$

$$= 0,2764 \text{ hp}$$

asumsi efisiensi daya motor = 80% , maka daya motor sebenarnya

$$= 0,3455 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : memindahkan tulang dari belt conveyor dryer ke ball mill

Tipe : *Throughed belt on 20° idles*

Kapasitas belt : 9.901,231

Panjang belt : 32,808 ft

Kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp
 Lebar belt : 1,1483 ft
 Luas area : 0,1076 ft²

8. HEATER (E-115)

Dasar Perancangan

Fungsi = memanaskan udara kering untuk disuplai ke belt conveyor dryer
 Tipe = DPHE 2 × 1 1/4" IPS sch. 40
 Dasar pemilihan = desainnya sederhana, luas pemindahan panas besar dan pressure drop-nya kecil
 Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,003 BTU/jam ft² °F
 Jumlah = 1 buah

Menghitung heat balance

Massa udara kering = 936,8818 kg = 2.065,450 lb
 C_p udara kering = 0,0082731 kkal/kg.°C = 8,2731 Btu/lb.F°
 feed masuk (t_1) = 100 °C = 212 °F
 feed keluar (t_2) = 30 °C = 86 °F
 steam masuk (T_1) = 150 °C = 302 °F
 steam masuk (T_2) = 150 °C = 302 °F

$$\begin{aligned}
 \text{Udara kering: } Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.065,450 \times 8,2731 \times 126 \\
 &= 2.153.038,181 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Steam : menggunakan steam dengan $T = 150$ °C

$$Q = 600,6534 \text{ Btu/jam}$$

λ steam pada 150 °C = 504,75303 Btu/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Massa steam yang dibutuhkan} &= \frac{Q}{\lambda} = \frac{600,653}{504,753} = 1,190 \text{ kg/j} \\
 &= 2,6227 \text{ lb/j}
 \end{aligned}$$

ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_1 = T_2 - t_1 = 302 - 86 = 216 \text{ °F}$$

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 302 - 212 = 90 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = 143,9229 \text{ °F}$$

3. T_c dan t_c

$$F_c = 0,5 \quad (\text{non minyak bumi})$$

$$T_c = 302 + 0,5 \times 302 - 302 = 302 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 86 + 0,5 \times 212 - 86 = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) $2 \times 1 \frac{1}{4}$ " SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.2)

Bagian Annulus (udara)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$d_e = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a^n = 0,3450 \text{ ft}^2$
$d_e' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$d_i = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$
	$d_o = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (udara)	Bagian Pipe (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 249.936,7830 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 114,2395 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,020274 \text{ cp}$	$\mu = 0,0145 \text{ cp}$ (Kern, hal 876)
$= 0,020274 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$	
$N_{Re} = \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{d_i \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 388.432,192$	$= 374,3956$
2. Mencari faktor panas (J_H)	2'. Mencari faktor panas (J_H)
$J_H = 400 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.^\circ\text{F}$ [2]	$J_H = -$
3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_i	3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_{io}
$cp = 0,24098 \text{ BTU}/\text{lb}_m.^\circ\text{F}$	$h_{io} = 1500 \text{ BTU}/\text{jam.ft}^2.^\circ\text{F}$
$k = 0,0168$ [2]	
$h_o = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4}$	
$= 34,2082$	

Mencari tahanan nipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 33,445495 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 30,3957 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 0,1373 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a'' = 0,3980 \text{ ft}$$

Harga L

L (ft)	n (hairpin)	L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design
12	0,0332 = 3	72	24,84	0,168	5,9220	19640,09%
15	0,0265 = 3	90	31,05	0,134	7,4100	24600,03%
20	0,0199 = 2	80	27,60	0,151	6,5834	21844,51%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 3 dengan panjang pipa 12 ft

Evaluasi Δp

Bagian annulus (udara)	Bagian pipa (Steam)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de' G_{an}}{\mu \cdot 2.42} = 169.806,42$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0052$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di G_p}{\mu \cdot 2.42} = 374,396$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0254$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \cdot 144} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,3813 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 1,1400 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0241 \text{ psi}$	<p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \cdot 144} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0000 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>

$\Delta p_{sa} = \Delta p_L + \Delta p_L$ $= 0,41 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	
--	--

Spesifikasi Heat Exchanger (E-115 B)

Fungsi	: memanaskan udara sebelum masuk belt conveyor dryer
Tipe	: DPHE 2 × 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Rate feed	: 2.065,4498 lb/jam
Rate Steam	: 1,1900 kg/jam
Jumlah hair pin	: 3 buah
Diameter luar pipa	: 0,1383 ft
Diameter dalam pipa	: 0,1150 in
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 1 buah

9. BALL MILL (C-116)

Fungsi	: mengecilkan ukuran tulang dari belt conveyor
Dasar pemilihan	: cocok untuk material keras dan abrasif, dapat memberikan hasil dengan ukuran merata
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas bahan	: 4.652,430 kg/jam = 1,2923416 kg/dtk
Kapasitas alat maksimum	: 15 kg/dtk
Reduction ratio (R)	: 20
Tinggi	: 2 m

Perhitungan :

$$D_p = 25 \mu\text{m} = 25 \times 10^{-6} \text{ meter} =$$

$$\text{Power} = 0,008 \times \frac{m}{D_p} = 0,008 \times \frac{1,2923416 \text{ kg/dtk}}{25 \times 10^{-6} \text{ meter}} = 4,1355 \text{ kW}$$

$$= 5,5458 \text{ HP}$$

$$= 6 \text{ HP}$$

[3]

10. Screen (H-117B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : untuk memisahkan tulang dengan ukuran yang tidak sama

Tipe : *vibrating screens*

Kapasitas : 4.605,906 kg/jam

: 4,605906 ton/jam

Berdasarkan tabel 19-6 (Perry 7th) diperoleh spesifikasi alat:

Diameter kawat (d) : 0,025 mm = 0,000025 m

= 0,0009843 in

Luas bukaan (a) : 0,037 mm = 0,000037 m

= 0,0014567 in

Desain sieve : 0,037 mm = 0,000037 m

= 0,0014567 in

Penentuan luas area screen (A) = $\frac{0,4 C_t}{C_u \times F_{oa} \times F_s}$ [4]

Dimana :

C_t = Rate aliran = 4,605906 ton/jam

C_u = unit kapasitas = 0,11 ton/jam.ft² [4]

F_{oa} = faktor luas bukaan

$$= 100 \times \left(\frac{a}{a+d} \right)^2 = 35,614 \%$$

F_s = faktor slotted area

= 1 [4]

$$A = \frac{0,4 C_t}{C_u \times F_{oa} \times F_s} = 47,028623 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi alat

Fungsi : menyeragamkan ukuran

Tipe : *high Speed vibrating screens*

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Luas area ayakan : 47,028623 ft²

11. BELT CONVEYOR (J-112D)

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : memindahkan tulang dari screen (H-117) menuju ke reaktor (R-110)
- Tipe : *throughed Belt on 20° Idles*
- Rate feed : 4.375,610 kg/jam = 9.646,470 lb/jam
- Densitas : 149,027 lb/ft³
- Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia
- Jumlah : 1 buah

B. Desain Belt Conveyor

Berdasarkan rate feed maka kapasitas belt conveyo = 9.646,470 lb/jam dari tabel 21-7, Perry, 1999; diperoleh data belt conveyor sebagai berikut:

- Kapasitas belt : 32 ton/jam = 70.547,200 lb/jam
- Panjang belt : 10 meter = 32,808 ft
- Kecepatan belt : 61 m/mnt = 200,13 ft/menit
- Daya : 2 hp
- Lebar belt : 35 cm = 1,1483 ft
- Luas Area : 0,01 m² = 0,1076 ft²
- Belt plies : 3 - 5

C. Menentukan Daya Belt Conveyor

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan belt} &= \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis} \\ &= 27,365 \text{ ft/menit} \\ \text{Daya} &= \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis} \\ &= 0,2735 \text{ hp} \end{aligned}$$

asumsi efisiensi daya mot = 80% , maka daya motor sebenarnya

$$= 0,3418 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}$$

Spesifikasi Belt Conveyor

- Fungsi : memindahkan tulang dari screen ke reaktor
- Tipe : *throughed belt on 20° idles*
- Kapasitas belt : 9.646,470 lb/jam
- Panjang belt : 32,808 ft
- Kecepatan belt : 200,13 ft/menit

Daya : 0,5 hp

Lebar belt : 1,1483 ft

Luas area : 0,1076 ft²

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

12. BIN (F-111B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : menampung sementara tulang dari belt conveyor

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

Bahan konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

Allowble stress (f) : 18.750 lb/in²

Tipe pengelasan : single welding butt joint without backing up strip

Faktor korosi (C) : 1/8 = 0,125

Faktor pengelasan : 70%

L/D : 2

Feed : 4.375,610 kg/jam = 9.646,47 lb/jam

Kondisi operasi : T = 30 °C ; P = 1 atm

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Volume produk (V_L)

Diketahui $\rho_{tulang} = 149,027 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Volume}_{\text{larutan}} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ campuran}} = 64,729689 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Ruang kosong tangki = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{64,729689}{80\%} = 80,912111 \text{ ft}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_s/D_T = 2$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$80,912111 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$80,912111 = 1,6455367 D_T^3$$

$$D_T = 3,6635489 \text{ ft} = 43,962587 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$64,729689 = 14,250135 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 4,5423912 \text{ ft} = 54,508694 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

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

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 4,7010 \text{ psi}$$

$$P_{\text{alat}} = 19,3970 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2(f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,1575 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar = 3/16 in

G. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 44,3376 \text{ in} = 3,695 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 48 \text{ in} = 4,00 \text{ ft}$$

$$\text{icr} = 3 \text{ in} = 0,2500 \text{ ft}$$

$$r = 38 \text{ in} = 3,1667 \text{ ft}$$


$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 47,63 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_s)



$$\begin{aligned}
 V_T &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}} \\
 80,9121 &= \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right) \\
 L_s &= 6,162 \text{ ft} = 73,9440 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$\begin{aligned}
 h_b &= \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 1,1457 \text{ ft} = 13,748 \text{ in} \\
 H &= L_s + h_b = 87,6922 \text{ in} = 7,3077 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

I. Menentukan Tebal Tutup

Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\
 &= 0,1900 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

[6]

Spesifikasi bin (F-111B)

Fungsi : menampung sementara tulang dari belt conveyor

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

Bahan Konstruksi : *carbon steel SA 53 Grade B*

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 80,9121 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 47,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 48 in

Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 73,9440 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 3/16 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 87,6922 in

Jumlah tangki : 1 buah

13. STORAGE H₂SO₄ 98% (F-111C)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: tangki penyimpanan H ₂ SO ₄ 98% untuk proses hidrolisa tulang ikan di reaktor (R-110)
Tipe	: tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk torispherical dished head
Bahan konstruksi	: <i>high Alloy Steel SA-240 grade M</i> tipe 316
Dasar pemilihan	: cocok untuk menampung bahan dengan fase liquid dan bersifat asam
Allowble stress (f)	: 18.750 lb/in ²
Tipe pengelasan	: single welded butt joint with backing strip
Faktor korosi (C)	: 1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	: 70%
L/D	: 1
Feed	: 5.802,475 lb/jam
Kondisi operasi	: T = 30 °C ; P = 1 atm
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Dari Perry 7th tabel 2-101 diperoleh ρ H₂SO₄ 98% pada 30° = 1,8261 kg/L
= 113,99 lb/ft³

Tangki dirancang untuk menyimpan larutan H₂SO₄ selama 7 hari.

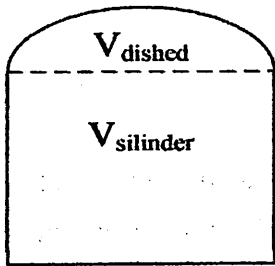
$$\begin{aligned} \text{Volume larutan H}_2\text{SO}_4 \text{ total} &= \frac{5.894,238(\text{lb/jam}) \cdot 7(\text{hari}) \cdot 24(\text{jam/hari})}{113,99(\text{lb/ft}^3)} \\ &= 8.551,554 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Kapasitas dirancang untuk 2 tangki = 4.275,777 ft³

Asumsi: Ruang kosong = 20% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{4.275,777}{80\%} \\ &= 5.344,72 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_T = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_S / D_T = 1$$

$$V_{\text{total}} = 0,8697 D_T^3$$

$$5.344,72 = 0,8697 D_T^3$$

$$D_T = 18,316895 \text{ ft} = 219,80274 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{\text{liquid dalam silinder}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right)$$

$$4.275,777 = 263,37428 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 16,234602 \text{ ft}$$

F. Menentukan tebal silinder (t_s)

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{feed}}$$

$$P_{\text{feed}} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 12,852 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696$$

$$P_{\text{alat}} = 27,548 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,3559588 \text{ in}$$

t_s standarisasi berdasarkan tabel 5.7 (Brownell, 1959) = 3/8 in

E. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 220,5527 \text{ in} = 18,379 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 228 \text{ in} = 19 \text{ ft} \quad 0,75$$

$$\text{icr} = 13 \frac{3}{4} \text{ in} = 1,1458 \text{ ft}$$

$$r = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/8 \text{ in} = 0,0313 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 227,2500 \text{ in} = 18,938 \text{ ft}$$

F. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_s)

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} \\ &= (0,0847D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4}D_T^2L_s\right) \end{aligned}$$

$$L_s = 16,942 \text{ ft} = 203,304 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 3,2004 \text{ ft} = 38,40525 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total tang} = h_a + L_s = 20,1421 \text{ ft} = 241,7051 \text{ in}$$

G. Menentukan Tebal Tutup

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 P_{\text{abs}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{abs}})} + C \\ &= 0,5472 \text{ in} \approx 5/8 \text{ in} = 0,0521 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Storage H_2SO_4 98% (E-111C)

Fungsi	: tangki penyimpanan H_2SO_4 98% untuk proses hidrolisa tulang ikan di reaktor (R-110)
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah flat
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	: 5.344,7210 ft^3
Diameter dalam tangki (D_T)	: 18,9375 ft
Diameter Luar (D_O)	: 19 ft
Tebal Silinder (t_s)	: 0,0313 ft
Tinggi Silinder (L_s)	: 16,9417 ft
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,0521 ft
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 3,2004 ft
Waktu tinggal	: 7 hari
Jumlah tangki	: 2 buah

14. POMPA SENTRIFUGAL (L-118A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: memompa larutan H ₂ SO ₄ 98% dari tangki penampung (F-111B) ke tangki pengencer (M-119)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	: 2.631,985 kg/jam = 5.802,4750 lb/jam
ρ H ₂ SO ₄ 98%	: 1,8261 kg/L = 113,993 lb/ft ³ = 1826,1 kg/m ³
μ H ₂ SO ₄ 98%	: 2 cp = 0,0013 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm (14,696 psi)
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed}/\rho_{\text{feed}} = 50,9021 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0141395 \text{ ft}^3/\text{s} = 96,707917 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa Keluar dan Masuk ke Pompa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37} = 15,417 \text{ mm} \\ &= 0,6070 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS 1/2" sch 40

$$d_i = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft} = 0,0158 \text{ m}$$

$$d_o = 0,84 \text{ in} = 0,070 \text{ ft}$$

$$A = 0,0002 \text{ m}^2 = 0,0021 \text{ ft}^2 \quad t = 0,109 \text{ in} = 1,308 \text{ ft}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik}/A = 6,6988 \text{ ft/s} = 2,0418 \text{ m/s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 29.451,196 \text{ (turbulent)}$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{\text{Re}} = 0,000543$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulent = 1,0

a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_C = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,146 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

asumsi panjang pipa (L) = 30 m = 8,9917 ft

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 8,4581 \text{ J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 3 elbow

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), diperoleh harga $K_f = 0,75$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 4,6901 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), diperoleh harga $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,3544 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,085 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 16,734 \text{ J/kg} \\ &= 0,007 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) = 7 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad \text{III}$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -85,3805 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 8,7063 \text{ m} \quad \text{III}$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich, 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 100,4476 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 73,437961 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,0985 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-114D)

Fungsi	: memompa larutan H_2SO_4 98% dari tangki penampungan (F-111B) ke tangki pengencer (M-119)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 0,25 hp
Diameter dalam pipa	: 0,052 in
Diameter luar pipa	: 0,070 in
Kapasitas pompa	: 96,7079 lpm
Bahan konstruksi	: <i>cast iron</i> dengan lapisan keramik di dalamnya
Jumlah	: 1 buah

15. MIXER (M-119)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: mengencerkan larutan H_2SO_4 dari tangki penampungan H_2SO_4 (F-111B)
Tipe	: tangki silinder dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncal 120 yang dilengkapi dengan baffle dan pengaduk tipe <i>flat six-blade turbine with disk</i>
Bahan konstruksi	: <i>high Alloy Steel SA-240 grade M</i> tipe 316
Allowble stress (f)	: 18.750 lb/in ²
Tipe pengelasan	: <i>single welded butt joint with backing strip</i>
Faktor korosi (C)	: 1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	: 70%
L/D	: 2
Feed	: 53.412,236 kg/jam = 117.752,62 lb/jam

Kondisi operasi : $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$; $P = 1\text{ atm}$

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Volume larutan (V_L)

Massa larutan H_2SO_4 = 2.631,985 kg = 5.802,48 lb

Massa H_2O = 49.948,722 kg = 110.461,60 lb

Dari Geankoplis, A-2-3 diperoleh data:

ρ larutan H_2SO_4 98% pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 1,8261 kg/L = 114,03183 lb/ft³

ρ larutan H_2O pada $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 0,9957 kg/L = 62,175793 lb/ft³

Komponen	Massa	Fraksi	Massa jenis	Massa jenis (mix)
H_2SO_4	5.802,475	0,0499	114,03183	5,691069042
H_2O	110.461,60	0,9501	62,175793	59,07274099
Total	116.264,07	1		64,76381003

1037,373454 kg/m³

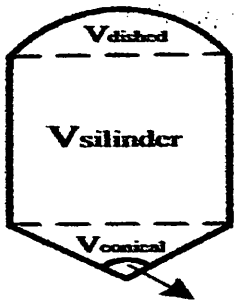
$$\text{Volume}_{\text{larutan}} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ campuran}} = 1.818,1854 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Ruang kosong tangki = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{1.818,1854}{80\%} = 2.272,7318 \text{ ft}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)



Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_s/D_T = 2$$

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$2.272,7318 = (0,0847D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4}D_T^2L_s\right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)}\right)$$

$$\alpha = 120 \quad 2.272,7318 = 1,7302367 D_T^3$$

$$D_T = 10,951684 \text{ ft} = 131,42 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4}D_T^2L_{LS}\right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)}\right)$$

$$1.818,185 = 193,37269 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 9,4024933 \text{ ft}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

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

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 4,2288 \text{ psi}^{[2]}$$

$$P_{\text{alat}} = 18,9248 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,2198 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar = $1/4 \text{ in}$

G. Menentukan Dimaeter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 131,9202 \text{ in} = 10,993 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 132 \text{ in} = 11,00 \text{ ft}$$

$$\text{icr} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$r = 130 \text{ in} = 10,833 \text{ ft}$$

$$t_s = 1/4 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 131,50 \text{ in} = 10,958 \text{ ft}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)**a. Menentukan tinggi silinder (L_s)**

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$2.272,7318 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$

$$L_s = 21,873 \text{ ft} = 262,4727 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 1,8520 \text{ ft} = 22,2235 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 3,1634 \text{ ft} = 37,961 \text{ in}$$

$$H = L_s + h_a + h_b = 322,6570 \text{ in} = 26,888 \text{ ft}$$

I. Menentukan Tebal Tutup

a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ta})

$$t_{ta} = \frac{0,885 P_{ata} D_T}{(fE - 0,1 P_{ata})} + C$$

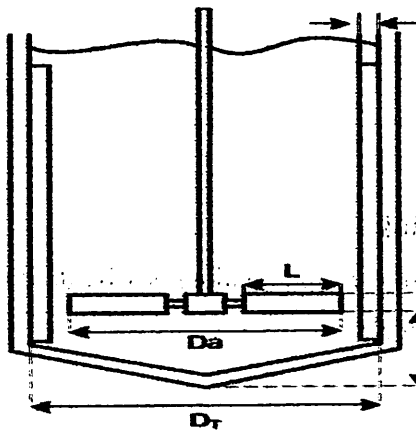
$$= 0,293 \text{ in} \approx 5/16 \text{ in} = 0,0260 \text{ ft}$$

b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{tb})

$$t_{tb} = \frac{P_{ata} D_T}{2(fE - 0,6 P_{ata}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$= 0,3148 \text{ in} \approx 5/16 \text{ in} = 0,0260 \text{ ft}$$

J. Perancangan Pengaduk



L = panjang pengaduk

D_a = diameter impeler (pengaduk)

W = lebar pengaduk

C = jarak baffle dari dasar tangki

D_T = diameter tangki

J = lebar baffle

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan

diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$D_a/D_T = 0,3 - 0,5$$

$$W/D_a = 1/5$$

$$L/D_a = 1/4$$

$$C/D_T = 1/3$$

$$J/D_T = 1/12$$

a. Menentukan Diameter Pengaduk

$$D_a/D_T = 0,4$$

$$D_a = 0,4 \times 10,9583$$

$$= 4,3833 \text{ ft} = 52,6 \text{ in} = 1,3360427 \text{ m}$$

b. Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/D_a = 0,2$$

$$W = 0,2 \times 4,3833$$

$$= 0,9 \text{ ft} = 10,520 \text{ in}$$

c. Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/D_a = 0,25$$

$$L = 0,25 D_a$$

$$= 0,25 \times 4,3833 \text{ ft}$$

$$= 1,0958 \text{ ft} = 13,150 \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki

$$C/D_T = 0,333$$

$$C = 0,333 \times 10,958$$

$$= 3,652 \text{ ft} = 43,829 \text{ in}$$

e. Menentukan Lebar Baffle

$$J/D_T = 0,083$$

$$J = 0,083 D_T$$

$$= 0,083 \times 10,958 \text{ ft}$$

$$= 0,913 \text{ ft} = 10,958 \text{ in}$$

f. Menentukan jenis, daya dan jumlah pengaduk

Perbandingan $D_a/W = 5$, maka jenis pengaduk yang digunakan six blade dengan four baffles dengan jumlah pengaduk 1 buah

dengan $N = 100 \text{ rpm} = 1,6667 \text{ rps}$

Menghitung μ campuran

Komponen	Massa (lb)	Fraksi	Viskositas (cp)	Viskositas _{mi} \times (cp)
H ₂ SO ₄	5.802,48	0,0499	20	0,9981544
H ₂ O	110.461,60	0,9501	0,9	0,8550831
TOTAL	116.264,07	1		1,8532375 cp

Dari metode di atas diperoleh nilai viskositas campuran $0,0018532 \text{ kg/m.s}$

$0,0012453 \text{ lb/ft.s}$

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 1,67E+06 \quad (\text{turbulen})$$

dari hal. 507 (G.G. Brown) untuk number power (N_p), diperoleh 4

sehingga daya (P)

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 = 81.779,230 \text{ J/s}$$

$$= 109,66774 \text{ hp} = 81,7792 \text{ kW}$$

h. Dimensi Pipa

$$\text{velocity} = 2,9914 \text{ m/s} = 9,8142 \text{ ft/s} \quad [5]$$

$$\text{flow rate volume} = \frac{\text{Rate masuk dari mixer I}}{\rho \text{ bahan masuk}} = 1.818,1854 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas pipa (A)} = \frac{\text{Flow rate volume}}{\text{velocity}} = 0,0515 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas pipa (A)} = \frac{\pi d_i^2}{4}$$

$$d_i = 0,256 \text{ ft} = 3,0725 \text{ in}$$

Spesifikasi MXER I (M-116)

Fungsi : mengencerkan larutan H_2SO_4 dari tangki penampung H_2SO_4 (F-111B)

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak $\alpha = 120$

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

Tipe Pengelasan : *single welded butt joint with backing strip*

Volume tangki (V_T) : 2.272,7318 ft^3

Diameter dalam tangki (D_T) : 10,96 ft

Diameter Luar (D_O) : 11,000 ft

Tebal Silinder (t_s) : 1/4 in

Tinggi Silinder (L_s) : 262,4727 in

Tebal Tutup Atas (t_{ta}) : 5/16 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 22,2235 in

Tebal Tutup Bawah (t_{tb}) : 5/16 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 37,9608 in

Diameter pipa (d_1) : 3,0725 in

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk

Diameter (D_a) : 52,6000 in

Lebar (W) : 10,5200 in

Panjang (L) : 13,1500 in

Tinggi pengaduk (C) : 43,8290 in

Lebar Baffle (J) : 10,9583 in



Jenis Pengaduk : *six blade dengan four baffles*
 Jumlah pengaduk : 1 buah
 Daya Pengaduk (P) : 109,6677 hp

16. POMPA (L-118B)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa larutan H_2SO_4 dari mixer (M-119) ke reaktor (R-110)
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Rate feed : 53.412,236 kg/jam = 117.752,6157 lb_m/jam
 $\rho_{H_2SO_4}$: 64,763810 lb/ft³ = 1.037,373 kg/m³
 $\mu_{H_2SO_4}$: 1,853 cp = 0,0019 kg/m.s = 0,0012 lb/ft.s
 Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,696 psi
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Pump (L-118B)

Fungsi : Mengalirkan hasil pengenceran H_2SO_4 di mixer (M-119) ke reaktor (R-110)
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Efisiensi : 85%
 Daya pompa : 2 hp
 Diameter dalam pipa : 3,068 in
 Diameter luar pipa : 3,500 in
 Kapasitas pompa : 1.962,5436 lpm
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
 Jumlah : 1 buah

17. REAKTOR (R-110)

Perancangan REAKTOR bisa dilihat pada BAB VI (PERANCANGAN ALAT UTAMA)

18. POMPA (L-121)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa wet ossein dari reaktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)
 Tipe : *Centrifugal pump*

Rate feed	: 56.956,283 kg/jam = 125.565,8211 lb _m /jam
$\rho_{campuran}$: 145,3005 lb/ft ³ = 2.327,394 kg/m ³
μ feed	: 2,46 cp = 0,0025 kg/m.s = 0,0016508 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm = 14,696 psi
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi Pump (L-121)

Fungsi	: memompa wet ossein dari reaktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 3,5 hp
Diameter dalam pipa	: 2,9 in
Diameter luar pipa	: 3,5 in
Kapasitas pompa	: 2.092,764 lpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

19. SENTRIFUGAL SEPARATOR (H-122)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: untuk memisahkan wet ossein dari garam-garam mineral
Tipe	: <i>Centrifuge sedimentation</i>
Jumlah	: 1 buah
Dasar pemilihan	: mampu memisahkan fase solid dan liquid, design sederhana dan dapat digunakan untuk kapasitas besar

B. Perhitungan

Komponen	Massa Jenis (lb/ft ³)	Massa Jenis _{mix} (lb/ft ³)	Massa (kg)	Massa (lb)	Fraksi
Wet ossein yang terdiri dari:					
Protein	86,562555	25,098121	1268,6732	2796,917	0,2899
Lemak	66,515201	0,0133007	0,8749705	1,92896	0,0002
H ₂ O	61,816247	41,140634	2912,1046	6420,0259	0,6655
CaSO ₄	184,79447	7,0619078	167,21364	368,63919	0,0382
MgSO ₄	16,044655	0,098065	26,743736	58,95924	0,0061
		73,412029	4375,6102	9646,4703	1
Garam mineral terdiri dari:					
CaSO ₄	18,479447	0,8829571	2721,3993	5999,5969	0,0478
MgSO ₄	14,483891	0,1106844	435,25387	959,56067	0,0076
H ₃ PO ₄	62,611613	1,5770887	1434,6397	3162,8067	0,0252
H ₂ SO ₄	62,212057	0,1342137	122,87514	270,89053	0,0022
CO ₂	48,071534	0,1150497	136,31363	300,51703	0,0024
H ₂ O	61,816247	51,499038	47450,208	104608,73	0,8331
Ca ₃ (PO ₄) ₂	196,023	0,7829256	227,48623	501,51615	0,004
CaCO ₃	176,67	0,0488512	15,749047	34,720349	0,0003
MgCO ₃	134,844	0,0372859	15,749047	34,720349	0,0003
Mg ₃ (PO ₄) ₂	132,971	0,049024	20,998729	46,293798	0,0004
Jumlah		55,237118	56956,283	125565,82	0,9232

$$\text{massa bahan masuk} = 56956,283 \text{ kg} = 125565,82 \text{ lb}$$

$$P_{\text{ossein}} = 34,927843 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{massa wet ossein (solid)} = 4375,6102 \text{ kg} = 9646,4703 \text{ lb}$$

$$= 4,3756102 \text{ ton/jam}$$

$$\text{fraksi wet ossein} = \frac{\text{massa}_{\text{wet ossein}}}{\text{massa}_{\text{bahan masuk}}} = 0,076824$$

$$P_{\text{bahan masuk}} = 45,673573 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{massa garam mineral (liquid)} = 52580,673 \text{ kg} = 115919,35 \text{ lb}$$

$$P_{\text{mineral}} = 55,237118 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan mineral} &= \frac{115919,35}{55,237118} = 2.098,577 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 174,43839 \text{ gal/mnt} \end{aligned}$$

Dari tabel 18-12 (Perry 7th), diperoleh data sebagai berikut:

Bowl diameter	:	24 in
Speed	:	4000 rpm
Power	:	7,5 hp
Bahan konstruksi	=	carbon steel

20. SCREW CONVEYOR (J-123)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	membawa wet ossein dari sentrifugal separator (H-122) menuju ke tangki ekstraktor (E-120)
Tipe	:	standard pitch screw conveyor
Dasar pemilihan	:	membutuhkan ruang kecil, ekonomis dalam harga dan pemeliharaan, dapat dipasang vertikal, miring atau mendatar
Jumlah	:	1 buah
Kondisi operasi	:	$T = 45^\circ\text{C}$ $P = 1 \text{ atm}$
Bahan konstruksi	:	carbon steel

B. Perhitungan

$$\text{Rate} = 1269,548 \text{ kg/jam} = 1,2695 \text{ ton/jam}$$

Dimensi screw conveyor berdasarkan tabel 21-6 (Perry, 7th), maka dipilih screw conveyor untuk kapasitas 5 ton dengan data sebagai berikut:

diameter flig	:	9 in
diameter pipa	:	2 1/2 in
diameter shaft	:	2 in
diameter feed masuk	:	6 in
panjang	:	30 ft
kecepatan putar	:	40 rpm
Hangar center	:	10 ft
Power motor	:	0,85 hp \approx 1 hp

Untuk memenuhi kapasitas produksi didapatkan kecepatan screw conveyor

$$\text{Kecepatan} = \frac{\text{kapasitas screw conveyor}}{\text{kapasitas screw conveyor}_{\text{table}}} \times \text{kecepatan putar} = 10,156 \text{ rpm}$$

Spesifikasi screw conveyor

Fungsi	: membawa wet ossein dari sentrifugal separator (H-122) menuju ke tangki ekstraktor (R-120)
Tipe	: <i>standard pitch screw conveyor</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
diameter flig	: 9 in
diameter pipa	: 2 1/2 in
diameter shaft	: 2 in
diameter feed masuk	: 6 in
panjang	: 30 ft
kecepatan putar	: 10,156 rpm
Hangar center	: 10 ft
Power motor	: 1 hp

12. BIN (F-124)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: menampung wet ossein yang akan diumpankan ke ekstraktor
Tipe	: tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120
Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Allowble stress (f)	: 18.750 lb/in ²
Tipe pengelasan	: <i>single welding butt joint without backing up strip</i>
Faktor korosi (C)	: 1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	: 70%
L/D	: 2
Feed	: 1.269,548 kg/jam = 2.798,85 lb/jam
Kondisi operasi	: T = 30 °C ; P = 1 atm
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Volume produk (V_L)

Diketahui $\rho_{\text{ossein}} = 34,928 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Volume}_{\text{larutan}} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ campuran}} = 80,132217 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Ruang kosong tangki = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{80,132217}{80\%} = 100,16527 \text{ ft}^3$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_s/D_T = 2$$

$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$100,16527 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right)$$

$$100,16527 = 1,6455367 D_T^3$$

$$D_T = 3,9337178 \text{ ft} = 47,204614 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{Ls})

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{Ls} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right)$$

$$80,132217 = 16,74518 L_{Ls}$$

$$L_{Ls} = 4,78539 \text{ ft} = 57,42468 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

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

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho g L_{Ls}}{144 \times 32,174} = 1,1607 \text{ psi}$$

$$P_{\text{alat}} = 15,8567 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2(f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,1535 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar = 3/16 in

G. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 47,5796 \text{ in} = 3,965 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 48 \text{ in} = 4 \text{ ft}$$

$$i_{cr} = 3 \text{ in} = 0,250 \text{ ft}$$

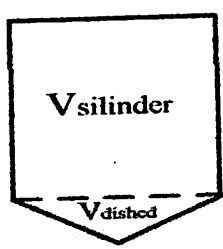
$$r = 36 \text{ in} = 3 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 47,63 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)**a. Menentukan tinggi silinder (L_S)**



$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$100,1653 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$L_S = 7,719 \text{ ft} = 92,6296 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 1,1457 \text{ ft} = 13,748 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_b = 106,3777 \text{ in} = 8,8648 \text{ ft}$$

I. Menentukan Tebal Tutup

Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$= 0,1250 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi bin (F-111C)

Fungsi : menampung wet ossein yang akan diumpankan ke ekstraktor

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

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

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 100,1653 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 47,6250 in

Diameter Luar (D_o)	:	48 in
Tebal Silinder (t_s)	:	3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	:	92,6296 in
Tebal Tutup Bawah (t_{tb})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	:	106,3777 in
Jumlah tangki	:	1 buah

22. STORAGE CH_3COOH 99% (F-125)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	tangki penyimpanan CH_3COOH 99% untuk proses ekstraksi
Tipe	:	tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk torispherical dished head
Bahan konstruksi	:	high Alloy Steel SA-240 grade M tipe 316
Dasar pemilihan	:	cocok untuk menampung bahan dengan fase liquid
Allowble stress (f)	:	18.750 psi
Tipe pengelasan	:	single welded butt joint with backing strip
Faktor korosi (C)	:	1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	:	70%
L/D	:	1
Feed	:	1,5812 kg/jam = 3,4859135 lb/jam
Kondisi operasi	:	T = 30 °C ; P = 1 atm
Jumlah	:	1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Dari Perry 7th tabel 2-101 diperoleh ρ CH_3COOH 99% = 1,0407 kg/L
pada 30°C = 64,96 lb/ft³

Tangki dirancang untuk menyimpan larutan CH_3COOH selama 7 hari.

$$\text{Volume larutan } \text{CH}_3\text{COOH}_{\text{total}} = \frac{3,6605333(\text{kg/jam}) \cdot 7(\text{hari}) \cdot 24(\text{jam/hari})}{64,96(\text{lb/ft}^3)}$$

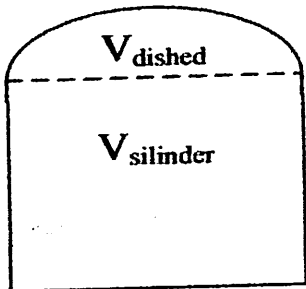
$$= 9,014618 \text{ ft}^3$$

Menentukan Volume Tangki (V_T)

Kapasitas dirancang untuk 1 tangki = 9,014618 ft³

ASUMSI: Ruang kosong = 20% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{9,014618}{80\%} \\ &= 11,268273 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_T = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_S/D_T = 1$$

$$V_{\text{total}} = 0,8697 D_T^3$$

$$11,268273 = 0,8697 D_T^3$$

$$D_T = 2,3487095 \text{ ft} = 28,18 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)} \right)$$

$$9,014618 = 17,32161 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 0,5204261 \text{ ft} = 6,2451137 \text{ in}$$

F. Menentukan tebal silinder (t_s)

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{feed}}$$

$$P_{\text{feed}} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 0,1252 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696$$

$$P_{\text{alat}} = 14,821 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,1409242 \text{ in}$$

t_s standarisasi berdasarkan tabel 5.7 (Brownel, 1959) = 3/16 in

E. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 28,5595 \text{ in} = 2,3800 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\text{icr} = 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 0,1563 \text{ ft}$$

Listrik :

- Pemakaian = 536 kW
- Harga = Rp.950,-/kW
- Biaya = Rp.950,-/kW × 536 kW × 24 jam/hari × 300 hari/tahun
= Rp.3.665.512.086,-/tahun

Alum :

- Kebutuhan per jam : 1,45 kg
- Harga alum = Rp.1.500,-/kg
- Biaya = 1,45 × Rp.1.500,- × 24 jam/hari × 300 hari/tahun
= Rp.18.792.000,-/tahun

Biaya total utilitas = Rp.32.180.610.106,-/tahun

D. Harga Tanah dan Bangunan

	Luas (m ²)	Harga per m ² (Rp)	Harga total (Rp)
Tanah	28.993	Rp.500.000,-	Rp.14.496.500.000,-
Bangunan pabrik	20.427	Rp.800.000,-	Rp.16.341.600.000,-
			Rp.30.838.100.000,-

E. Harga Bahan Baku

a. H₃PO₄

Kebutuhan = 4.881,01 kg/jam

Harga = Rp.7.000,-/kg

Biaya untuk 1 tahun operasi = Rp.246.002.904.000,-

b. Na₂CO₃

Kebutuhan = 2.468,1475 kg/jam

Harga = Rp.2.000,-/kg

Biaya untuk 1 tahun operasi = Rp.35.541.323.346,-

Biaya total bahan baku = Rp.281.544.227.346,-/tahun

F. Gaji Karyawan

No.	Jabatan (Tugas)	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total (Rp)
1.	Direktur utama	1	10.000.000	10.000.000
2.	Direktur Produksi	1	8.000.000	8.000.000
3.	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
4.	Sekretaris	2	1.500.000	3.000.000
5.	Kepala LITBANG (R&D)	1	6.000.000	6.000.000
6.	Staff LITBANG (R&D)	2	2.000.000	2.000.000
		3	1.500.000	4.500.000
		4	1.000.000	4.000.000
7.	Kepala Dept. QC	1	4.000.000	4.000.000
8	Kepala Dept. Produksi	1	4.000.000	4.000.000
9.	Kepala Dept. Teknik	1	4.000.000	4.000.000
10.	Kepala Dept. Pemasaran	1	4.000.000	4.000.000
11.	Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi	1	4.000.000	4.000.000
12.	Kepala Dept. SDM	1	4.000.000	4.000.000
13.	Kepala Dept. Umum	1	4.000.000	4.000.000
14.	Kepala Divisi Produksi	1	2.500.000	2.500.000
15.	Karyawan Divisi Produksi	4	1.500.000	6.000.000
		44	800.000	35.200.000
16.	Kepala Divisi Bahan baku	1	1.500.000	1.500.000
17.	Karyawan Divisi Bahan Baku	2	1.000.000	2.000.000
		8	600.000	4.800.000
18.	Kepala Divisi Utilitas	1	1.500.000	1.500.000
19.	Karyawan Divisi Utilitas	3	1.000.000	3.000.000
		5	700.000	3.500.000
20.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	1.500.000	1.500.000
21.	Karyawan Divisi Bengkel & Perawatan	8	700.000	5.600.000
22.	Kepala Divisi Jaminan Mutu	1	1.500.000	1.500.000
23.	Karyawan Divisi Jaminan Mutu	5	1.000.000	5.000.000
		5	800.000	4.000.000
24.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	1.500.000	1.500.000
25.	Karyawan Pengendalian Proses	5	1.000.000	5.000.000

26.	Kepala Divisi Kesehatan	1	2.000.000	2.000.000
27.	Karyawan Kesehatan	3	1.000.000	3.000.000
28.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	1.500.000	1.500.000
29.	Karyawan Ketenagakerjaan	3	800.000	2.400.000
30.	Kepala Divisi Pembelian	1	1.500.000	1.500.000
31.	Karyawan Divisi Pembelian	2	800.000	1.600.000
32.	Kepala Divisi Penjualan	1	1.500.000	1.500.000
33.	Karyawan Divisi Penjualan	2	800.000	1.600.000
34.	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	1.500.000	1.500.000
35.	Karyawan Divisi Periklanan	3	800.000	2.400.000
36.	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.500.000	2.500.000
37.	Karyawan Research Marketing	3	1.000.000	3.000.000
38.	Kepala Divisi Keuangan	1	2.000.000	2.000.000
39.	Karyawan Divisi Keuangan	3	1.000.000	3.000.000
40.	Kepala Divisi Akuntansi	1	2.000.000	2.000.000
41.	Karyawan Divisi Akuntansi	3	1.000.000	3.000.000
42.	Kepala Divisi Humas	1	1.500.000	1.500.000
43.	Karyawan Divisi Humas	3	800.000	2.400.000
44.	Kepala Divisi Personalia	1	1.500.000	1.500.000
45.	Karyawan Divisi Personalia	3	800.000	2.400.000
46.	Kepala Divisi Administrasi	1	1.500.000	1.500.000
47.	Karyawan Divisi Administrasi	3	800.000	2.400.000
48.	Kepala Divisi Transportasi	1	1.500.000	1.500.000
49.	Karyawan Divisi Transportasi	2	800.000	1.600.000
		3	650.000	1.950.000
50.	Kepala Divisi Keamanan dan Keselamatan	1	1.000.000	1.000.000
51.	Karyawan Keamanan dan Keselamatan	10	650.000	6.500.000
52.	Kepala Divisi Kebersihan	1	800.000	800.000
53.	Staff Kebersihan	6	500.000	3.000.000
JUMLAH				222.150.000

G. Pengemasan

Pengemasan dilakukan tiap 50 kg dengan menggunakan multi wallpaper

Harga multi wallpaper = Rp.1.800,-/buah

Produksi = 4.166,6667 kg/jam = 30.000.000 kg/tahun

$$r = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 29,6250 \text{ in} = 2,4688 \text{ ft}$$

F. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_S)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

$$= (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

$$L_S = 2,089 \text{ ft} = 25,066 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,4172 \text{ ft} = 5,0066 \text{ in}$$

$$H = h_a + L_S = 2,5061 \text{ ft} = 30,073 \text{ in}$$

G. Menentukan Tebal Tutup

$$t_{in} = \frac{0,885 P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C$$

$$= 0,1546 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi Storage CH_3COOH 99% (F-125)

Fungsi : tangki penyimpanan CH_3COOH 99% untuk proses ekstraksi

Tipe : tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk torispherical dished head

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

Tipe Pengelasan : single welded butt joint with backing strip

Volume tangki (V_T) : 11,268 ft^3

Diameter dalam tangki (D_T) : 29,625 in

Diameter Luar (D_O) : 30 in

Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 25,066 in

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

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 5,0066 in

Waktu tinggal : 7 hari

Jumlah tangki : 1 buah

23. EKSTRAKTOR (R-120)

Untuk spesifikasi ekstraktor dapat dilihat pada BAB VI (SPESIFIKASI ALAT UTAMA)

24. POMPA (L-131A)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa wet ossein dari ekstraktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate feed : 2540,6775 kg/jam = 5.601,1776 lb_m/jam

ρ_{campuran} : 94,9466 lb/ft³ = 1.520,990 kg/m³

μ_{bahan} : 0,90 cp = 9×10^{-4} kg/m.s = 0,0006 lb/ft.s

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,696 psi

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Pump (L-118B)

Fungsi : memompa wet ossein dari ekstraktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-132)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 85%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,742 in

Diameter luar pipa : 1,050 in

Kapasitas pompa : 93,353 lpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

25. SENTRIFUGAL SEPARATOR (H-132)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : untuk memisahkan wet oseein dari garam-garam mineral

Tipe : *Centrifuge sedimentation*

Jumlah : 1 buah

Dasar pemilihan : mampu memisahkan fase solid dan liquid, design sederhana dapat digunakan untuk kapasitas besar

B. Perhitungan

Dari appendiks A diperoleh data

Massa _{feed masuk}	= 2.540,6775 kg/jam	= 5.601,1776 lb/jam
Massa _{gelatin (liquid)}	= 2.389,5072 kg/jam	= 5.267,9076 lb/jam
$\rho_{gelatin}$	= 1.520,9263 kg/m ³	
Volume _{gelatin}	= 1,5711 m ³ /jam	
	6,9172 gal/mnt	
Massa _{wet ossein (solid)}	= 151,1703 kg/jam	
	= 0,1512 ton/jam	

Dari tabel 18-12 (Perry 7th), diperoleh data sebagai berikut:

Bowl diameter	: 13 in
Speed	: 7500 rpm
Power	: 6 hp
Bahan konstruksi	= carbon steel

26. POMPA (L-131B)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : memompa larutan gelatin dari separator sentrifugal ke mixer

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate feed : 2668,0117 kg/jam = 5.881,8985 lb_m/jam

$\rho_{campuran}$: 94,9466 lb/ft³ = 1.520,990 kg/m³

μ_{bahan} : 1,62 cp = 0,0011 lb/ft.s

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm = 14,696 psi

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Pump (L-131B)

Fungsi : memompa wet ossein dari ekstraktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-132)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 85%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,742 in

Diameter luar pipa : 1,050 in

Kapasitas pompa : 98,032 lpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

27. MIXER (M-133)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : untuk proses netralisasi larutan gelatin dari ekstraktor (E-120) untuk kemudian dipekatkan di evaporator

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas standard dished dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncal 120 yang dilengkapi dengan baffle dan pengaduk tipe flat six-blade turbine with disk

Bahan konstruksi : *high Alloy Steel SA-240 grade M tipe 316*

Allowble stress (f) : 18.750 lb/in²

Tipe pengelasan : single welding butt joint without backing up strip

Faktor korosi (C) : 1/8 = 0,125

Faktor pengelasan : 80%

L/D : 2

Feed : 2389,5072 kg/jam = 5267,9076 lb/jam

Kondisi operasi : T = 30 °C ; P = 1 atm

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Volume larutan (V_L)

$$\rho_{\text{feed}} = 72,915071 \text{ lb/ft}^3 = 1167,9 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume}_{\text{larutan}} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ campuran}} = 72,247171 \text{ ft}^3$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Ruang kosong tangki = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{72,247171}{80\%} = 90,308963 \text{ ft}^3$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 43,9112 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{LMTD}} = 2,309721 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a'' = 2,5188 \text{ ft}$$

Harga L							
L (ft)	n (hairpin)	L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design	
12	0,2099 =	1	24	22,01	4,6084	0,1972	33,44%
15	0,1679 =	1	30	27,51	3,6868	0,2515	44,29%
20	0,1259 =	1	40	36,68	2,7651	0,3419	62,38%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipa 12 ft

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (udara)	Bagian pipa (steam)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\ an} = \frac{de' G_{an}}{\mu \cdot 2,42}$ $= 623.770,472$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ an})^{0,42}}$ $= 0,0045$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\ p} = \frac{di G_p}{\mu \cdot 2,42}$ $= 3.677,6437$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\ p})^{0,42}}$ $= 0,0119$
<p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,1783 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 2,0680 \text{ ft/s}$	<p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de'} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,000 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>

3. T_c dan t_c

$$F_c = 0,5 \quad (\text{non minyak bumi})$$

$$T_c = 150 + 0,5 \times (150 - 150) = 150 \text{ } ^\circ\text{C} = 302$$

$$t_c = 30 + 0,5 \times (130 - 30) = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) $2\frac{1}{2} \times 1\frac{1}{4}$ SCH 40

data pipa diperoleh dari tabel 11 (Kern, hal 844)

Bagian Annulus (udara)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 3,14 \text{ in}^2 = 0,0218 \text{ ft}^2$	$A_p = 7,38 \text{ in}^2 = 0,0513 \text{ ft}^2$
$d_e = 1,14 \text{ in} = 0,0950 \text{ ft}$	$a'' = 0,9170 \text{ ft}^2/\text{ft}$
$d_e' = 0,81 \text{ in} = 0,0675 \text{ ft}$	$d_i = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$
	$d_o = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (udara)	Bagian Pipe (Steam)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 453.394,0824 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 504,7530 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,020274 \text{ cp}$	$\mu = 0,0145 \text{ cp}$
$= 0,020274 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$	
$N_{Re} = \frac{d_e \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{d_i \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 877.899,183$	$= 3.677,6437$
2. Mencari faktor panas (J_H)	2'. Mencari faktor panas (J_H)
$J_H = 600 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$ [2]	$J_H = -$
3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_i	3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_{io}
$cp = 0,24098 \text{ BTU}/\text{lb}_m.\text{ } ^\circ\text{F}$	$h_{io} = 1500 \text{ BTU}/\text{jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$
$k = 0,0347$ [2]	
$h_o = J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_B} \right)^{1/4}$	
$= 52,3380$	

Mencari tabanan pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 50,573391 \text{ BTU}/\text{J.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

Kapasitas pompa : 52,671 gpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*.

Jumlah : 1 buah

32. HEATER (E-142)

A. Dasar Perancangan

Fungsi = memanaskan udara kering untuk disuplai ke spray dryer

Tipe = *Double pipe heat exchanger*

Dasar pemilihan = desainnya sederhana, untuk suhu tidak terlalu tinggi dan pressure drop-nya kecil

Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,003 BTU/jam ft²°F

Jumlah = 1 buah

Menghitung heat balance

Massa udara kering = 4484,4910 kg = 9886,5099 lb

Cp udara kering = 0,0082731 kkal/kg.°C = 8,2731 Btu/lb.F°
= 34,638 kJ/kg.K

Suhu udara masuk = 30 °C = 303,15 K

Suhu udara keluar = 130 °C = 403,15 K

Udara kering : $Q = m \times Cp \times \Delta T$
= 4484,491 × 34,638 × 100 Btu/jam
= 15533235,191 kJ/jam = 14722608

Steam : menggunakan steam dengan T = 150 °C

$Q = 14885,949$ kJ/jam = 14109,102 Btu/jam

λ steam pada 150 °C = 504,753 kkal/kg = 2111,8866 kJ/kg

Massa steam yang dibutuhkan = 504,753 kg/jam

2. ΔT_{LMTD}

$\Delta T_1 = T_2 - t_1 = 150 - 30 = 120$ °C = 248 °F

$\Delta T_2 = T_1 - t_2 = 150 - 130 = 20$ °C = 68 °F

$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 139,11204$ °F

Spesifikasi evaporator (V-130)

Fungsi	: untuk memekatkan alrutan gelatin
Tipe	: multiple effect horizontal-tube evaporator
Jumlah	: 1 buah
Feed	: 5.267,9076 lb/jam
Diameter luar D_O	: 4,00 ft
Diameter dalam D_T	: 3,9688 ft
Volume tangki (V_T)	: 90,3090 ft ³
Tinggi tube (H)	: 5 ft
Tebal Silinder (ts)	: 3/16 in
Tinggi Silinder (L_s)	: 12,50 ft
Tebal Tutup Bawah (t_{bb})	: 3/16 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	: 3/16 in
Jumlah tangki	: 1 buah

32. POMPA (L-141)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: memompa larutan gelatin dari evaporator (B-140) menuju ke spray dryer (B-140)
Tipe	: Gear pump
Rate feed	: 1433,485 kg/jam = 3.160,2619 lb _m /jam
$\rho_{campuran}$: 82,2183 lb/ft ³ = 1316,9769 kg/m ³
μ feed	: 2,59 cp = 0,0026 kg/m.s = 0,0017 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm = 14,696 psi
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi Pump (L-141)

Fungsi	: memompa wet ossein dari reaktor (R-110) menuju ke sentrifugal separator (H-122)
Tipe	: Centrifugal Pump
Jumlah stage	: Single stage
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 1 hp
Diameter dalam pipa	: 0,546 in
Diameter luar pipa	: 0,840 in

Menentukan tebal silinder

$$t_s = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat})} + C = 0,1326 \text{ in} \\ = 3/16 \text{ in}$$

$$D_O = D_T + 2 t_s \\ = 45,22093 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5-7 (Brownel & Young, 1959) diperoleh pendekatan D_O

$$D_O = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m} = 4,00 \text{ ft}$$

$$icr = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m} = 0,2500 \text{ ft}$$

$$r = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m} = 4,0000 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 47,63 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft} = 1,2097 \text{ m}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

a. Menentukan tinggi dan tebal tutup atas standard dished

Menentukan tinggi (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,6707 \text{ ft} = 8,0486 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C \\ = 0,139 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi dan tebal tutup bawah conical

Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 1,1457 \text{ ft} = 13,748 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\ = 0,1411 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Menghitung tinggi total evaporator

$$\text{Tinggi total} = h_a + h_b + L_s + H \\ = 8,0486 + 13,748 + 150 + 60 \\ = 231,7968 \text{ in}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{72,247171}{80\%} = 90,308963 \text{ ft}^3$$

diasumsikan perbandingan antara tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_s/D_T = 2$$

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$90,308963 = (0,0847D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$

$$90,308963 = 1,7302367 D_T^3$$

$$D_T = 3,7371608 \text{ ft} = 44,845929 \text{ in}$$

Menghitung tinggi liquid dalam silinder

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$

$$72,247171 = 14,906205 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 4,8467851 \text{ ft} = 1,4773181 \text{ m}$$

$$= 58,161421 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup bawah (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 1,0788 \text{ ft} = 12,946 \text{ in}$$

Menentukan tinggi liquid dalam evaporator (H)

$$H = L_{LS} + h_b + \text{tinggi tube}$$

Tinggi tube ditetapkan 5 ft (Vilbant 4th, 1959)

$$= 4,8468 + 1,0788 + 5$$

$$= 10,925610$$

Menentukan tinggi silinder (L_s)

Tinggi silinder dibuat 2,5 kali tinggi tube

$$L_s = 2,5 \times 5 = 12,5 \text{ ft}$$

Menentukan tekanan design

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

$$P_{\text{operasi}} = 0,031908 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \cdot (H-1)}{144} = 5,0258791 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 0,031908 + 5,0258791$$

$$= 5,0577871 \text{ psia}$$

Spesifikasi jet ejector

Fungsi : memvakumkan tekanan pada evaporator

Type : single jet ejector

Rate : 1,2186 kg/jam

Bahan : carbon steel

Dimensi :

$$W_b/W_a = 0,15 \text{ psia}$$

$$P_{ob}/P_{oa} = 0,013 \text{ psia}$$

Jumlah : 1 buah

31. EVAPORATOR (V-130)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : untuk memekatkan alrutan gelatin

Tipe : single effect horizontal-tube evaporator

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : $T_{\text{larutan}} = 91,57 \text{ }^\circ\text{C} = 196,83 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_{\text{steam}} = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_{\text{operasi}} = 127,4 \text{ }^\circ\text{C} = 261,32 \text{ }^\circ\text{F}$

Feed : 2.389,5072 kg/jam = 5.267,9076 lb/jam

$\rho_{\text{feed}} : 72,915071 \text{ lb/ft}^3 = 1167,9 \text{ kg/m}^3$

Allowble stress (f) : 18.750 lb/in²

Faktor korosi (C) : 1/8 = 0,125

Tipe pengelasan : double welded

Faktor pengelasan (E) : 80%

Bahan konstruksi : Carbon steel

B. Perhitungan

Menghitung kecepatan aliran fluida

Direncanakan lama operasi di evaporator adalah selama 1 jam, sehingga

$$\text{Volume}_{\text{larutan}} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho_{\text{campuran}}} = 72,247171 \text{ ft}^3$$

Dari tabel 4-7 (Ulrich, 1984) ditetapkan kecepatan aliran fluida = 0,5 m/s

tube adalah 0,3 - 1 m/s

Menghitung diameter evaporator

Direncanakan ruang kosong dalam tangki sebesar 20%

Direncanakan :

- P discharge = 14,7 psia = 1 atm
- T steam = 200 °C = 392 °F
- P steam = 226,32 psia
- T evaporator = 102,56 °C

Diasumsikan tekanan vakum pada evaporator :

$$- P \text{ evaporator} = 2,94 \text{ psia} = 0,20 \text{ atm Perry}$$

Dari Perry ed 7 pers 10-90 hal 10-57 didapat:

$$\frac{W}{W_a} = \frac{W_b}{W_a} \sqrt{\frac{(T_{oa} \times M_b)}{(T_{ob} \times M_a)}}$$

Dimana : M_a = berat molekul udara = 29

M_b = berat molekul air = 18

$$\frac{P_{o3}}{P_{ob}} = \frac{14,7}{2,9400} = 5,0000$$

$$\frac{P_{ob}}{P_{ob}} = \frac{2,9400}{2,9400} = 1,0000$$

$$\frac{P_{ob}}{P_{o3}} = \frac{2,9400}{14,7} = 0,2000$$

$$\frac{P_{o3}}{P_{ob}} = \frac{14,7}{2,94} = 5,0000$$

Dari Perry ed 7 pers 10-90 hal 10-57 didapat:

$$\frac{A_2}{A_1} = 10$$

$$\frac{A_1}{A_1} = 1,0000$$

$$\frac{W_b}{W_a} = 0,15$$

$$\frac{W_a}{W_a} = 1,0000$$

$$\frac{W}{W_a} = \frac{W_b}{W_a} \sqrt{\frac{(T_{oa} \times M_b)}{(T_{ob} \times M_a)}}$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,15 \times \sqrt{\frac{11368}{1846,1}}$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,15 \times \sqrt{6,1579}$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,15 \times 2,4815$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,3722$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,3722$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,3722$$

$$\frac{1}{W_a} = 0,3722$$

$$W_a = 2,6865 \text{ lb/jam}$$

$$W_a = 1,2186 \text{ kg/jam}$$

Tinggi Silinder (L_s)	:	29,2114 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	3/16 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	5,0066 in
Waktu tinggal	:	7 hari
Jumlah tangki	:	1 buah

29. POMPA (L-131C)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	memompa larutan gelatin mixer (M-133) menuju ke evaporator (V-130)
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Rate feed	:	2.389,5072 kg/jam = 5.267,907573 lb _m /jam
ρ_{campuran}	:	72,915071 lb/ft ³ = 1167,9387 kg/m ³
μ feed	:	0,001088 lb/ft.s = 0,0016 kg/m.s
Kondisi operasi	:	30 °C, 1 atm = 14,696 psi
Jumlah	:	1 buah

Spesifikasi Pump (L-118B)

Fungsi	:	memompa larutan gelatin mixer (M-133) menuju ke evaporator (V-130)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	85%
Daya pompa	:	1 hp
Diameter dalam pipa	:	0,546 in
Diameter luar pipa	:	0,840 in
Kapasitas pompa	:	87,798 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	:	1 buah

30. Jet Ejector (G-136)

Fungsi	:	memvakumkan tekanan pada evaporator
Type	:	single jet ejector
Bahan konstruksi	:	carbon steel

E. Menentukan Diameter Silinder (D_o)

$$D_o = D_T + 2t_s = 29,8260 \text{ in} = 2,486 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_o = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$icr = 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 0,1563 \text{ ft}$$

$$r = 30 \text{ in} = 2,5 \text{ ft}$$

$$t_s = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_o dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_o - 2t_s = 29,6 \text{ in} = 2,469 \text{ ft}$$

F. Menentukan Tinggi Tangki (H)**a. Menentukan tinggi silinder (L_s)**

$$\begin{aligned} V_T &= V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} \\ &= \left(0,0847 D_T^3\right) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s\right) \end{aligned}$$

$$L_s = 2,434 \text{ ft} = 29,2114 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,4172 \text{ ft} = 5,007 \text{ in}$$

$$H = h_a + L_s = 2,8515 \text{ ft} = 34,21807 \text{ in}$$

G. Menentukan Tebal Tutup

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 P_{\text{alat}} D_T}{(fE - 0,1 P_{\text{alat}})} + C \\ &= 0,1563 \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned} \quad [6]$$

Spesifikasi Storage NaOH 50% (F-134)

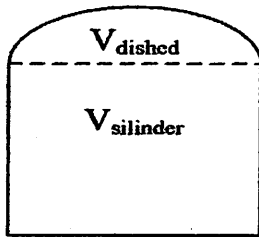
Fungsi	: tangki penyimpanan NaOH 50% untuk proses netralisasi
Tipe	: tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: High Alloy Steel SA-240 grade M type 316
Tipe Pengelasan	: double welding butt joint
Volume tangki (V_T)	: 0,0129 ft ³
Diameter dalam tangki (D_T)	: 29,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 30 in
Tebal Silinder (t_s)	: 3/16 in

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Kapasitas dirancang untuk 1 tangki = 0,01029 ft³

Asumsi: Ruang kosong = 20% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 0,01029 \\ &= 0,0128566 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

D. Menentukan Diameter Tangki (D)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_T = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right)$$

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_S/D_T = 1$$

$$V_{\text{total}} = 0,8697 D_T^3$$

$$0,0128566 = 0,8697 D_T^3$$

$$D_T = 2,4542536 \text{ ft} = 29,45 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{Ls})

$$V_{\text{liquid}} = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{Ls} \right)$$

$$0,010 = 0,0063045 L_{Ls}$$

$$L_{Ls} = 1,6314378 \text{ ft} = 0,4972683 \text{ m}$$

F. Menentukan tebal silinder (t)

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{feed}}$$

$$P_{\text{feed}} = \frac{\rho g L_{Ls}}{144 \times 32,174} = 1,0615 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696$$

$$P_{\text{alat}} = 15,757 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,1426918 \text{ in}$$

t_s standarisasi berdasarkan tabe; 5.7 (Brownel, 1959) = 3/16 in

Dimensi Pengaduk

Diameter (Da)	:	19,05 in
Lebar (W)	:	3,81 in
Panjang (L)	:	4,7625 in
Tinggi pengaduk (C)	:	15,8734 in
Lebar Baffle (J)	:	3,9688 in
Jenis Pengaduk	:	<i>six blade dengan four baffles</i>
Jumlah pengaduk	:	1 buah
Daya Pengaduk (P)	:	35,5696 hp

28. STORAGE NaOH (F-134)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	:	tangki penyimpanan NaOH 50% untuk proses netralisasi
Tipe	:	tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk standard dished head
Bahan konstruksi	:	<i>high Alloy Steel SA-240 grade M</i> tipe 316
Dasar pemilihan	:	cocok untuk menampung bahan dengan fase-liquid
Allowble stress (f)	:	18.750 psi
Tipe pengelasan	:	Single welding butt joint without backing up strip
Faktor korosi (C)	:	1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	:	70%
L/D	:	1
Feed	:	0,0006071 kg/jam = 0,0013384 lb/jam
Kondisi operasi	:	T = 30 °C ; P = 1 atm
Jumlah	:	1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Dari Perry 7th tabel 2-101 diperoleh ρ NaOH 50% = 1,5009 kg/L
pada 30°C = 93,69 lb/ft³

Tangki dirancang untuk menyimpan larutan H₂SO₄ selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan NaOH total} &= \frac{878,4692(\text{lb/jam}) \cdot 7(\text{hari}) \cdot 24(\text{jam/hari})}{93,69(\text{lb/ft}^3)} \\ &= 0,01029 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$N_{Re} = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = 35481,232 \quad (\text{turbulent})$$

dari hal. 507 (G.G. Brown) untuk number power (N_p), diperoleh = 4
sehingga daya (P)

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 = 26.524,287 \text{ J/s} \quad [1]$$

$$= 35,569648 \text{ hp} = 26,5243 \text{ kW}$$

h. Dimensi Pipa

$$\text{velocity} = 2,9914 \text{ m/s} = 9,8141851 \text{ ft/s} \quad [7]$$

$$\text{flow rate volume} = \frac{\text{Rate masuk dari ekstraktor}}{\rho \text{ bahan masuk}} = 72,247171 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Luas pipa (A)} = \frac{\text{Flow rate volume}}{\text{velocity}} = 0,0020 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas pipa (A)} = \frac{\pi d_i^2}{4}$$

$$d_i = 0,0510384 \text{ ft} = 0,6125 \text{ in}$$

Spesifikasi MXER I (M-133)

Fungsi : untuk proses netralisasi larutan gelatin dari ekstraktor (E-120) untuk kemudian dipekatkan di evaporator

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak $\alpha = 120$.

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

Tipe Pengelasan : *Single welding butt joint without backing up strip*

Volume tangki (V_T) : 90,3090 ft^3

Diameter dalam tangki (D_T) : 47,63 in

Diameter Luar (D_O) : 48 in

Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 77,9252 in

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

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 8,0486 in

Tebal Tutup Bawah (t_{hb}) : 3/16 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 13,7482 in

Diameter pipa (d_1) : 0,6125 in

Jumlah : 1 buah

Data-data untuk perbandingan deometris standart sistem pengadukan diambil dari tabel 3,4-1 hal 144, Geankoplis :

$$Da/D_T = 0,3 - 0,5$$

$$W/Da = 1/5$$

$$L/Da = 1/4$$

$$C/D_T = 1/3$$

$$J/D_T = 1/12$$

a. Menentukan Diameter Pengaduk

$$Da/D_T = 0,4$$

$$Da = 0,4 \times 3,9688$$

$$= 1,5875 \text{ ft} = 19,05 \text{ in}$$

b. Menentukan Lebar Pengaduk

$$W/Da = 0,2$$

$$W = 0,2 \times 1,5875$$

$$= 0,3 \text{ ft} = 1,041654 \text{ m} = 3,810 \text{ in}$$

c. Menentukan Panjang Pengaduk

$$L/Da = 0,25$$

$$L = 0,25 \times Da$$

$$= 0,25 \times 1,5875 \text{ ft}$$

$$= 0,3969 \text{ ft} = 4,763 \text{ in}$$

d. Menentukan Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki

$$C/D_T = 0,333$$

$$C = 0,333 \times 3,969$$

$$= 1,323 \text{ ft} = 15,873 \text{ in}$$

e. Menentukan Lebar Baffle

$$J/D_T = 0,083$$

$$J = 0,083 \times D_t$$

$$= 0,083 \times 3,969 \text{ ft}$$

$$= 0,331 \text{ ft} = 3,969 \text{ in}$$

f. Menentukan jenis, daya dan jumlah pengaduk

Perbandingan $Da/W = 5$, maka jenis pengaduk yang digunakan six blade dengan four baffles dengan jumlah pengaduk 1 buah dengan $N = 100 \text{ rpm} = 1,6667 \text{ rps}$ dari perhitungan diperoleh $\mu \text{ gelatin} = 1,6184526 \text{ cp} = 0,001087 \text{ lb/ft.s}$

PERPUSTAKAAN
ITN (MALANG)

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 47,63 \text{ in} = 3,9688 \text{ ft} = 1,2097 \text{ m}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

a. Menentukan tinggi silinder (L_s)

$$V_T = V_{\text{dished}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}}$$

$$90,31 = (0,0847 D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_s \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right) = 6,494 \text{ ft} = 77,925 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas/standard dished (h_a)

$$h_a = 0,169 \times D_T = 0,6707 \text{ ft} = 8,0486 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 1,1457 \text{ ft} = 13,748 \text{ in}$$

$$H = L_s + h_a + h_b = 99,7220 \text{ in} = 2,5329 \text{ m} = 8,3102$$

I. Menentukan Tebal Tutup

a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

$$t_{ha} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C$$

$$= 0,173 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

[6]

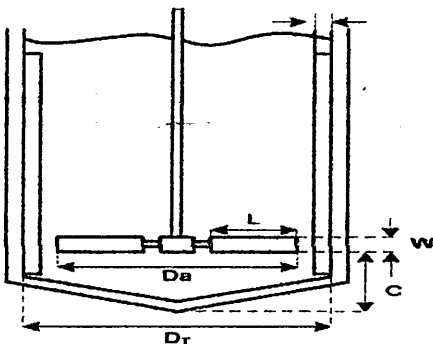
b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$= 0,1795 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

[6]

J. Perancangan Pengaduk



- panjang L = panjang pengaduk
- Da = diameter impeler (pengaduk)
- W = lebar pengaduk
- C = jarak baffle dari dasar tangki
- DT = diameter tangki
- J = lebar baffle

D. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_S/D_T = 2$$

$$V_T = V_{dished} + V_{silinder} + V_{conical}$$

$$90,308963 = (0,0847D_T^3) + \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S\right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)}\right)$$

$$\alpha=120 \quad 90,308963 = 1,7302367 D_T^3$$

$$D_T = 3,7371608 \text{ ft} = 44,845929 \text{ in}$$

E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{liquid} = V_{liquid \text{ dalam silinder}} + V_{conical} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS}\right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2}\alpha\right)}\right)$$

$$72,247171 = 14,906205 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 4,8467851 \text{ ft} = 1,4773181 \text{ m}$$

$$= 58,161421 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

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

$$P_{alat} = P_{operasi} + P_{liquid}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 2,4542 \text{ psi}$$

[6]

$$P_{alat} = 17,1502 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{alat} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{alat})} + C = 0,1507 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar = 3/16 in

G. Menentukan Diameter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 45,2209 \text{ in} = 3,768 \text{ ft} = 1,1486 \text{ m}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m} = 4,00 \text{ ft}$$

$$icr = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m} = 0,2500 \text{ ft}$$

$$r = 48 \text{ in} = 1,2192 \text{ m} = 4,0000 \text{ ft}$$

$\Delta p_a = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0281 \text{ psi}$	
$\Delta p_{tot} = \Delta p_L + \Delta p_a$ $= 0,21 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	

Spesifikasi Heat Exchanger (E-115 B)

Fungsi	: Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi
Tipe	: DPHE 2 1/2 x 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Rate feed	: 4.484,4910 kg/jam
Rate Steam	: 504,75 kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 3,5 in
Diameter dalam pipa	: 3,068 in
Panjang	: 24 ft
Jumlah	: 1 buah

13. CYCLONE (H-143)

Fungsi	= memisahkan padatan yang terbawa oleh gas keluar dari spray dryer
Tipe	= dust cyclone
Feed	= 768,1851 kg/jam = 1.693,541 lb/jam
ρ udara	= 0,0651 lb/ft ³

Perhitungan

$$\text{Rate volume} = \frac{1.693,541}{0,065} = 7,2262369 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$v_{\text{udara}} = 10 \text{ ft/dtk}$$

$$\text{Luas aliran} = \frac{7,226236864}{10} = 0,7226 \text{ ft}^2$$

$$Q = 2 \times VC \times BC^2$$

$$0,7226 = 2 \times 10 \times BC^2$$

$$Bc = 0,1901 \text{ ft}$$

Dari hal 17-27, Perry 7th diketahui bahwa

Lebar pipa masuk cyclone (Bc)	=	0,1901	ft
Diameter cyclone (Dc)	=	4 x Bc	= 0,7603 ft
Tinggi pipa cyclone (Hc)	=	2 x Bc	= 0,3802 ft
Tinggi cyclone (Lc)	=	2 x Dc	= 1,5207 ft
Tinggi konis cyclone (Zc)	=	Dc/4	= 0,1901 ft
Diameter produk (Jc)	=	Dc/4	= 0,1901 ft
Diametergas keluar (De)	=	Dc/2	= 0,3802 ft

Spesifikasi Cyclone (H-143)

Fungsi	:	memisahkan padatan yang terbawa oleh gas keluar dari spray dryer
Tipe	:	dust cyclone
Bahan konstruksi	:	carbon steel SA Grade B
Lebar pipa masuk cyclone (Bc)	:	0,1901 ft
Diameter cyclone (Dc)	:	0,7603 ft
Tinggi pipa cyclone (Hc)	:	0,3802 ft
Tinggi cyclone (Lc)	:	1,5207 ft
Tinggi konis cyclone (Zc)	:	0,1901 ft
Diameter produk (Jc)	:	0,1901 ft
Diametergas keluar (De)	:	0,3802 ft

34. SPRAY DRYER (B-140)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	:	Untuk mengeringkan gelatin dari evaporator sehingga diperoleh serbuk gelatin
Tipe	:	bejana silinder dengan tutup bawah berbentuk konis dan tutup atas standard dished
Feed	:	1967,6801 kg = 4337,9475 lb
ρ feed	:	82,218 lb/ft ³
Kondisi operasi	:	suhu udara kering 130 °C
	:	suhu feed masuk 102,56 °C
	:	tekanan operasi 1 atm °C
	:	suhu operasi 110 °C

B. Perhitungan

$$\text{Feed masuk} = 4.337,948 \text{ lb/jam}$$

terdiri dari

$$\text{Padatan} = 2.741,733 \text{ lb/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 418,529 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kadar air awal} = \frac{418,529}{4.337,948} \cdot 100\% = 9,6481\%$$

Dari appendiks A diperoleh data

$$\text{Massa produk ke belt conveyor} = 2.644,407 \text{ lb}$$

$$\text{Massa produk ke cyclone separator} = 139,1793 \text{ lb}$$

$$\text{Massa udara panas ke cyclone separator} = 2.346,777 \text{ lb}$$

$$\text{H}_2\text{O yang menguap} = 376,6760 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O dalam produk ke cyclone} = 39,7602 \text{ lb}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O dalam produk ke belt conveyor} = 2,0926 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Kadar air dalam produk} &= \frac{0,9492173 + 18,035128}{63,131315 + 1.149,495} \cdot 100\% \\ &= 0,82577\% \end{aligned}$$

$$\text{Laju pengeringan} = \text{air yang menguap} = 376,6760 \text{ lb/jam} \cdot 0,1046322$$

$$\text{Daari data di atas dapat diketahui volume chamber} = 11000 \text{ ft}^3$$

Trial

$$\text{Diameter} = 15 \text{ ft} = 180 \text{ in}$$

$$\text{Diameter output} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = 0,4 \times D$$

$$= 0,4 \times 15$$

$$= 6 \text{ ft}$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{\pi \times D^2 \times H_s}{4} = 1.059,7500 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume konis} = \text{Volume chamber} - \text{Volume silinder}$$

$$= 9.940,2500 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi konis} = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 27,990 \text{ ft} = 335,88 \text{ in}$$

Pengecekan konis

$$\text{Volume konis} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{3 \times 4}$$

$$T = \frac{17L}{S}; \quad \text{dimana } T \text{ adalah waktu pengeringan total}$$

L/S adalah perbandingan massa air terhadap solid dalam feed

$$T = 17 \times \frac{189,8435}{1.433,4854} = 2,2513928 \text{ dtk} = 0,0006254 \text{ jam}$$

Volume udara kering yang dibutuhkan untuk proses pengeringan

$$\rho \text{ udara kering pada suhu } 150^\circ\text{C} = 0,0522 \text{ lb/m}^3 \quad (1)$$

$$\text{Rate udara kering masuk} = \frac{\text{massa udara kering masuk}}{\rho \text{ udara kering}}$$

$$= \frac{5.795,0152}{0,0522}$$

$$= 111.083,71 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\rho \text{ steam pada suhu } 130^\circ\text{C} = 0,0345 \text{ lb/m}^3$$

$$\text{Rate steam yang menguap} = \frac{\text{massa udara kering masuk}}{\rho \text{ udara kering}}$$

$$= \frac{376,6760}{0,0345}$$

$$= 10.918,14 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Total aliran gas keluar = rate udara kering + rate air menguap

$$= 111.083,71 + 10.918,14$$

$$= 122.001,86 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Volume = waktu tinggal \times total rate keluar

$$= 0,000625387 \times 122.001,86$$

$$= 76,298363 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Pengecekan terhadap volume chamber

$$\text{Volume chamber} = 11000 \text{ ft}^3 > 76,298363 \text{ ft}^3$$

(kadar air yang diinginkan bisa dicapai)

Menghitung tebal shell

Untuk tutup bagian atas dan bawah dipilih bahan konstruksi

Carbon steel SA-240 Grade A tipe 410

$$F_{allowable} = 15.600 \text{ lb/in}^2$$

Pengelasan menggunakan double welded butt joint

$$\text{faktor pengelasan (E)} = 80\%$$

$$\text{faktor korosi} = 1/8 = 0,125$$

$$P_{abal} = P_{operasi} + P_{liquid}$$

$$P_{liquid} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 8,5644 \text{ psi}$$

$$P_{abal} = 23,2604 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{abal} D_T}{2(fE - 0,6 P_{abal})} + C = 0,1390 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959)

$$\text{sehingga diperoleh } t_s \text{ sebesar} = 3/16 \text{ in}$$

Menghitung tebal konis

$$t_{kb} = \frac{P_{abal} D_T}{2(fE - 0,6 P_{abal}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$= 0,1395 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Menghitung tebal standard dished

$$t_{td} = \frac{0,885 P_{abal} D_T}{(fE - 0,1 P_{abal})} + C$$

$$= 0,150 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Menentukan tinggi head

$$D_T = 15 \text{ ft} = 180 \text{ in}$$

$$D_O = D_T + 2 t_s = 180,375 \text{ in}$$

Dari tabel 5-7 (Brownel & Young, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 180 \text{ in} = 15 \text{ ft}$$

$$r = 170 \text{ in} = 14,167 \text{ ft}$$

$$icr = 11 \text{ in} = 0,9167 \text{ ft}$$

Menghitung D_T baru

$$D_T = D_T - 2 t_s = 179,62500 \text{ in} = 14,969 \text{ ft}$$

Atomizer

Menentukan kecepatan atomizer

$$D_{so} = \frac{K \times M^a}{N^b \times D_i^c \times (n \times h)^d}$$

[10]

dimana: D_{so} = median diameter = 152 μm K = konstanta M = atomizer wheel feed (kg/jam)

$$1433,4854 \text{ kg/jam} = 52,671032 \text{ kg/menit}$$

 N = kecepatan putaran D_i = diameter roda = 0,25 m = 0,8202 ft n = banyak vane dalam roda = 45 h = tinggi vane roda atomizer = 30 mm = 0,03 m

$$L_w = \text{wetted dish} = \pi \times D_i = \pi \times 0,25 = 0,785 \text{ m}$$

Vane liquid loading = feed masuk/ L_w

$$= 2.506,5989 \text{ kg/jam.m}$$

dari tabel 8.1 Van't Land, 1959 diperoleh data:

$$a = 0,12$$

$$c = 0,6$$

$$b = 0,8$$

$$d = 0,12$$

$$K = 1,2$$

sehingga diperoleh

$$152 = \frac{1,2 \times 52,671032^{0,12}}{N^{0,8} \times 0,25^{0,6} \times (45 \times 0,03)^{0,12}} = \frac{1,93094483}{N^{0,8} \times 0,4512363}$$

$$N = 0,011532 \text{ rps} \approx 1 \text{ rps} = 60 \text{ rpm}$$

Menentukan power yang dibutuhkan

$$P = 1,04 \times 10^{-8} \times (r \times N)^{0,8} \times W$$

dimana:

 P = power (hp)

$$r = \text{jari-jari roda atomizer} = 1/2 \times D \text{ roda atomizer} = 0,410 \text{ ft}$$

 N = putaran disk (rps) W = rate feed = 1,2049854 lb/menit

$$P = 1,625E-07 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Spray Dyer (B-140)

Fungsi	: mengeringkan gelatin dari evaporator (V-130) sehingga diperoleh gelatin powder
Tipe	: bejana silinder dengan tutup bawah berbentuk konis dan tutup atas standard dished
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-240 Grade A tipe 410
Tipe Pengelasan	: double welded butt joint
Kondisi operasi	: suhu udara kering = 150 °C suhu feed masuk = 127,4 °C tekanan operasi = 1 atm °C suhu operasi = 130 °C
ρ udara kering pada suhu 150°C	= 0,0522 lb/m ³
ρ steam pada suhu 130°C	= 0,0345 lb/m ³
Feed	= 4337,9475 lb
Kadar air awal	= 9,6481%
Massa udara kering masuk	= 5.795,0152 lb
Massa bahan keluar	= 2.644,4067 lb
Massa udara kering keluar	= 139,1793 lb
H ₂ O menguap	= 376,6760 lb
Kadar air produk	= 0,82577%
Lubang pengeluaran	= 1,2
Diameter chamber	= 179,63 in = 14,969 ft
Tinggi shell	= 72 in = 6 ft
Tebal silinder	= 3/16 in
Tebal tutup bawah	= 3/16 in
Tebal tutup atas	= 3/16 in
Power	= 1 HP

BELT CONVEYOR (J-144)**Dasar Perancangan**

Fungsi	: membawa gelatin dari spray dryer(B140) menuju ke bin produk (F-144)
Tipe	: <i>Throughed Belt on 20° Idles</i>
Rate feed	: 1.262,626 kg/jam = 2.783,586 lb _m /jam
Densitas	: 85,528 lb/ft ³ = 1.370 kg/m ³

Kondisi operasi : 30 °C ; 1 atm = 14,696 psia
 Jumlah : 1 buah

B. Desain Belt Conveyor

Berdasarkan rate feed maka kapasitas belt conveyor = 2783,5860 lb/jam dari tabel 21-7, Perry. 1999; diperoleh data belt conveyor sebagai berikut:

Kapasitas belt : 32 ton/jam = 70.547,200 lb/jam
 Panjang belt : 10 meter = 32,808 ft
 Kecepatan belt : 61 m/mnt = 200,13 ft/menit
 Daya : 2 hp
 Lebar belt : 35 cm = 1,1483 ft
 Luas Area : 0,01 m² = 0,1076 ft²
 Belt plies : 3-5

C. Menentukan Daya Belt Conveyor

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{\text{Kapasitas Belt}}{\text{Kapasitas belt Teoritis}} \times \text{Kecepatan Teoritis}$$

$$= 7,8965 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Daya} = \frac{\text{Kecepatan Belt}}{\text{Kecepatan Putar Teoritis}} \times \text{Daya Teoritis}$$

$$= 0,0789 \text{ hp}$$

asumsi efisiensi daya motor = 80% , maka daya motor sebenarnya
 = 0,0986 hp \approx 0,5 hp

Spesifikasi Belt Conveyor

Fungsi : memindahkan tulang dari storage (F-) ke jaw crusher (J-) produk (F-144)
 Tipe : Throughed belt on 20° idles
 Kapasitas : 32 ton/jam
 Panjang belt : 10 m
 Kecepatan belt : 7,8965 m/mnt
 Power : 0,5 hp
 Lebar belt : 1,1483 ft
 Luas area : 0,1076 ft²

$$\left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_r^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

BIN PRODUK (F-145)**Dasar Perancangan**

Fungsi : membawa gelatin dari spray dryer (B140) menuju ke bin
 Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120

Bahan konstruksi : *high Alloy Steel SA-240 grade M* tipe 316

Allowble stress (f) : 18.750 lb/in²

Tipe pengelasan : single welding butt joint without backing up strip

Faktor korosi (C) : 1/8 = 0,125

Faktor pengelasan : 70%

L/D : 2

Feed : 1.262,626 kg/jam = 2.783,586 lb/jam

Kondisi operasi : T = 30 °C ; P = 1 atm

Jumlah : 1 buah

Menentukan Volume produk (V_D)

Diketahui $\rho_{gelatin} = 85,528313 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Volume}_{campuran} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ campuran}} = 32,545783 \text{ ft}^3$$

Menentukan Volume Tangki (V_T)

Asumsi : Ruang kosong tangki = 20% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{32,545783}{80\%} = 40,682229 \text{ ft}^3$$

Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki

$$L_s/D_T = 2$$

$$V_T = V_{silinder} + V_{conical}$$

$$40,682229 = \left(\frac{\pi D_T^2 L_s}{4} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan \left(\frac{1}{2} \alpha \right)} \right)$$

$$40,682229 = 1,6455367 D_T^3$$

$$D_T = 2,9131693 \text{ ft} = 34,958032 \text{ in}$$



E. Menentukan Tinggi Liquida (L_{LS})

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{liquid dalam silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_{LS} \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$32,545783 = 8,5294217 L_{LS}$$

$$L_{LS} = 3,8157081 \text{ ft} = 45,788497 \text{ in}$$

F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

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

$$P_{\text{alat}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho g L_{LS}}{144 \times 32,174} = 2,2663 \text{ psi}$$

[6]

$$P_{\text{alat}} = 16,9623 \text{ psig}$$

$$\text{sehingga tebal silinder, } t_s = \frac{P_{\text{alat}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{alat}})} + C = 0,1476 \text{ in}$$

kemudian t_s hasil perhitungan distandarisasi sesuai tabel 5.7 (brownell, 1959) sehingga diperoleh t_s sebesar = 3/16 in

G. Menentukan Dimaeter Silinder (D_O)

$$D_O = D_T + 2t_s = 35,3330 \text{ in} = 2,944 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 36 \text{ in} = 3,00 \text{ ft}$$

$$\text{icr} = 2 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,1875 \text{ ft}$$

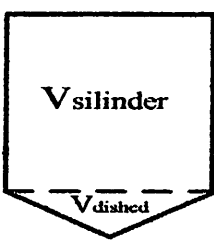
$$r = 36 \text{ in} = 3,0000 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 35,63 \text{ in} = 2,9688 \text{ ft}$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)**a. Menentukan tinggi silinder (L_S)**



$$V_T = V_{\text{silinder}} + V_{\text{conical}} = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$40,6822 = \left(\frac{\pi}{4} D_T^2 L_S \right) + \left(\frac{\pi D_T^3}{24 \tan\left(\frac{1}{2} \alpha\right)} \right)$$

$$L_S = 5,594 \text{ ft} = 67,1337 \text{ in}$$

c. Menentukan tinggi tutup bawah/conical dished (h_b)

$$h_b = \frac{0,5 \times D_T}{\tan \frac{1}{2} \alpha} = 0,8570 \text{ ft} = 10,284 \text{ in}$$

$$H = L_S + h_b = 77,417741 \text{ in} = 6,4515 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Tutup

a. Menentukan tebal tutup atas (t_{ta})

$$t_{ta} = \frac{0,885 P_{alat} D_T}{(fE - 0,1 P_{alat})} + C$$

$$= 0,165 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \quad [6]$$

b. Menentukan tebal tutup bawah (t_{tb})

$$t_{tb} = \frac{P_{alat} D_T}{2(fE - 0,6 P_{alat}) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C$$

$$= 0,1702 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in} \quad [6]$$

Spesifikasi bin produk (F-145)

Fungsi : membawa gelatin dari spray dryer (B140) menuju ke bin produk (F-144)

Tipe : tangki silinder dengan tutup atas flat dan tutup bagian bawah berbentuk konis dengan sudut puncak = 120
atas standard dished dan tutup bawah flat

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

Tipe Pengelasan : double welding butt joint

Volume tangki (V_T) : 40,6822 ft³

Diameter dalam tangki (D_T) : 35,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 36 in

Tebal Silinder (t_s) : 3/16 in

Tinggi Silinder (L_s) : 67,1337 in

Tebal Tutup Bawah (t_{tb}) : 3/16 in

Tinggi Tutup Bawah (h_b) : 77,4177 in

Jumlah tangki : 1 buah

37. GUDANG PRODUK (F-146)

A. Dasar Perancangan

- Fungsi : tempat penyimpanan gelatin
- Tipe : gudang
- Bahan konstruksi : Dinding gudang = beton bertulang
Atap gudang = multiroof
Rangka atap = galvalum
- Rate feed : 1.262,6263 kg/jam = 2.783,586 lb/jam
- Densitas : 85,5283 lb/ft³
- Kondisi operasi : 27 °C ; 1 atm = 14,696 psia
- Waktu tinggal : 14 hari
- Jumlah storage : 1 buah

B. Menentukan Volume Gudang (V_G)

Rate volumetrik tulang = Rate feed/ρ = 32,546 ft³/jam
 Volume tulang selama 14 har = Rate volumetrik × waktu tinggal × 24 jam
 = 10.935,383 ft³

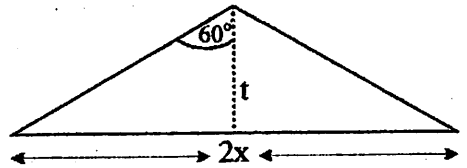
jika rate volumetrik hanya mengis 80% dari volume total bangunan, maka

V_T = 13.669,229 ft³

C. Dimensi Gudang

a. Dimensi atap

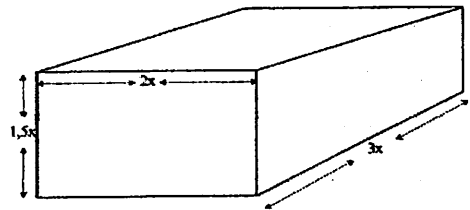
tinggi atap = $\frac{x}{\tan 60^\circ}$



V_{atap} = $\frac{2x \times 3x \times x}{\tan 60^\circ} = \frac{6x^3}{\tan 60^\circ}$

b. Dimensi bangunan

V_{bangunan} = 2x × 3x × 1 1/2 x
 = 9x³



Volume_{total} = $\frac{6x^3}{\tan 60^\circ} + 9x^3$

13.669,229 = 12,464 x³

x = 10,312

panjang _{bangunan}	=	30,9373 ft
lebar _{bangunan}	=	20,6249 ft
tinggi _{bangunan}	=	15,4686 ft
tinggi _{atap}	=	5,9539 ft

Spesifikasi Gudang tulang ikan

Fungsi	:	tempat penyimpanan gelatin
Tipe	:	gudang
Volume gudang	:	13669,229 ft ³
Dimensi	:	panjang _{bangunan} = 30,9373 ft
	:	lebar _{bangunan} = 20,6249 ft
	:	tinggi _{bangunan} = 15,4686 ft
	:	tinggi _{atap} = 5,9539 ft
	:	sudut _{atap} = 60°
Bahan konstruksi	:	Dinding gudang = beton bertulang
	:	Atap gudang = galvalum
Jumlah	:	1 buah

CONDENSOR (E-135)

Dasar Perancangan

Fungsi	=	mengembunkan uap air dari evaporator
Tipe	=	horizontal condensor
Faktor kekotoran (R _d) minimal	=	0,003 BTU/jam ft ² °F
Jumlah	=	1 buah

Menghitung heat balance

Massa uap air	=	421,8271 kg	=	929,9601 lb
Enthalpy uap air	=	4,1816 kkal/kg °C	=	4181,6 Btu/lb.F°
			=	17508 kJ/kg.K
Suhu uap masuk	=	110 °C	=	383,15 K
Suhu uap keluar	=	50 °C	=	323,15 K
Aras kering : Q	=	m × Cp × ΔT		
	=	421,8271 × 4181,6 × 60		Btu/jam
	=	105834732,082 kJ/jam	=	100311577

Dingin menggunakan suhu T = 27 °C

$$Q = 14885,949 \quad \text{kJ/jam} = 14109,102 \quad \text{Btu/jam}$$

$$\lambda \text{ steam pada } 150^\circ\text{C} = 504,753 \quad \text{kcal/kg} = 2111,8866 \quad \text{kJ/kg}$$

$$\text{Massa steam yang dibutuhkan} = 32,3428 \quad \text{kg/jam}$$

2. ΔT_{LMTD}

$$\Delta t_1 = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 27^\circ\text{C} = 80,6^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = 107,58068^\circ\text{F}$$

3. T_C dan t_C

$$F_C = 0,5 \quad (\text{non minyak bumi})$$

$$T_C = 110^\circ\text{F}$$

$$t_C = 38,5^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 2 x 1 1/4" SCH 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.2)

Bagian Annulus (udara)	Bagian Pipe (Steam)
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$	$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$
$de = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$	$a'' = 0,7450 \text{ ft}^2$
$de' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$	$di = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$
	$do = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (uap air)	Bagian Pipe (air)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$G_{an} = \text{massa bahan}/A_{an}$	$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$
$= 112.532,9880 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$	$= 6.111,8930 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$
$\mu = 0,018000 \text{ cp}$	$\mu = 0,0145 \text{ cp}$ (Kern, hal. 876)
$= 0,018000 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$	
$N_{Re} = \frac{de \times G_{an}}{\mu \times 2,42}$	$N_{Re} = \frac{di \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$
$= 196.984,397$	$= 20.030,4275$
2. Mencari faktor panas (J_H)	2'. Mencari faktor panas (J_H)
$J_H = 400 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{F}$ [2]	$J_H = -$

3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hi

$$\begin{aligned}
 c_p &= 0,24098 \text{ BTU/lb}_m \cdot ^\circ\text{F} \\
 k &= 0,0168 \quad [2] \\
 h_o &= J_H \left(\frac{k}{d_e} \right) \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4} \\
 &= 32,8782
 \end{aligned}$$

3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas hio

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 32,17303 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}, \text{ sehingga } U_D = 29,3411 \text{ BTU/J.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

Panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari *over design* yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = 47,498798 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat

$$= A/a^n = 63,7568 \text{ ft}$$

Harga L

L (ft)	n (hairpin)	L baru	A baru	U _D baru	R _d baru	over design
12	0,2099 = 1	24	17,88	77,9455	0,0183	2,35%
15	4,2505 = 5	150	111,75	12,4713	0,0491	3,82%
20	3,1878 = 4	160	119,20	11,6918	0,0544	4,89%

dasarakan over design terkeci di peroleh hairpin 1 dengan panjang pipa 12 ft

Evaluasi Δp

Bagian Annulus (udara)	Bagian pipa (steam)
<p>N_{Re} dan friksi (f)</p> $ \begin{aligned} N_{Re} &= \frac{d_e G_m}{\mu} \\ &= \frac{2,42}{2,42} \\ &= 86.113,398 \\ f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re})^{0,42}} \end{aligned} $	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $ \begin{aligned} N_{Re,p} &= \frac{d_i G_p}{\mu} \\ &= \frac{20.030,4275}{2,42} \\ f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re,p})^{0,42}} \end{aligned} $

$= 0,0057$ <p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_{an}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0285 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{an}}{\rho \cdot 3600}$ $= 0,5133 \text{ ft/s}$ $\Delta p_n = n \frac{v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,0017 \text{ psi}$	$= 0,0076$ <p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4 f G_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \frac{\rho}{144}$ $= 0,000032 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>
$\Delta p_{an} = \Delta p_L + \Delta p_n$ $= 0,03 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ <p>memadai</p>	

Spesifikasi Kondensor (E-135)

Fungsi	: Memanaskan minyak sebelum masuk ke reaktor esterifikasi
Tipe	: DPHE 2 1/2 x 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Rate feed	: 421,8271 kg/jam
Rate pendingin	: 2.772,3365 kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 1,66 in
Diameter dalam pipa	: 1,38 in
Panjang	: 24 ft
Jumlah	: 1 buah

39. TANGKI PENAMPUNG CO₂ (F-111D)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: tangki penyimpanan CO ₂ untuk kemudia dijual sebagai produk samping
Tipe	: tangki silinder dengan bagian bawah berbentuk datar (flat bottomed) dan tutup atas berbentuk torispherical dished head
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-240 Grade A tipe 410</i>
Allowble stress (f)	: 18.750 lb/in ²
Tipe pengelasan	: single welded butt joint with backing strip
Faktor korosi (C)	: 1/8 = 0,125
Faktor pengelasan	: 70%
L/D	: 1
Feed	: 136,314 lb/jam
Kondisi operasi	: T = 30 °C ; P = 1 atm
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Volume Larutan (V_L)

Dari Perry 7th tabel 2-101 diperoleh ρ H₂SO₄ 98% = 0,4646 kg/L
= 29,00 lb/ft³

Tangki dirancang untuk menyimpan larutan CO₂ selama 2 hari.

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan H}_2\text{SO}_4 \text{ total} &= \frac{5.894,238(\text{lb/jam}) \cdot 2(\text{hari}) \cdot 24(\text{jam/hari})}{29(\text{lb/ft}^3)} \\ &= 225,585 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

C. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Kapasitas dirancang untuk 1 tangki = 225,585 ft³

Asumsi: Ruang kosong = 20% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{225,585}{80\%} \\ &= 281,98 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

APPENDIKS D
PERHITUNGAN UTILITAS

1. Unit Penyediaan Air

a. Kebutuhan air umpan steam

Tabel D.1. Kebutuhan steam pabrik gelatin

Nama Alat	Kode Alat	Steam (lb/jam)
Heater I	E-115	2,623474
Ekstraktor	R-120	458,20424
Evaporator	V-130	953,813576
Heater II	E-142	1112,77846
Total		2527,41975

Diperkirakan steam hilang karena adanya transmisi sebesar 10% dan faktor keamanan 15% sehingga total kebutuhan steam

$$= (10\% \times \text{steam total}) + (15\% \times \text{steam total})$$

$$= 631,854939 \text{ lb/jam}$$

Jadi steam yang harus dihasilkan oleh boiler adalah

$$631,854939 + 2527,41975 = 3159,27469 \text{ lb}$$

Make up untuk steam diperkirakan sebesar 20% dari total kebutuhan air pemanas, sehingga total steam:

$$1,2 \times 3159,27469 = 3.791,1296 \text{ lb}$$

Boiler (Q-230)

Direncanakan steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi:

Temperatur = 200 °C = 392 °C

Tekanan = 4,76 atm = 69,953 psi

Tipe boiler = Fire tube

Menghitung daya dari boiler (P) =
$$\frac{Ms \times (h_g - h_f)}{970,3 \times 34,5}$$

Dimana : Ms = massa steam yang dihasilkan

hg = enthalpy steam pada 392 °F = 1.180,9 btu/lb

hf = enthalpy kondensat pada 392 °F = 180,16 btu/lb

$$P = \frac{3.791,1296 \times |1.180,9 - 180,16|}{970,3 \times 34,5}$$

$$= 113,335187 \text{ HP}$$

Menghitung kapasitas boiler (Q)

$$Q = \frac{Ms \times (h_g - h_f)}{1000}$$

$$= \frac{3.791,1296 \times |1.180,9 - 180,16|}{1000}$$

$$= 3793,93507 \text{ lb/jam}$$

Luas perpindahan dan jumlah tube boiler

Heating value surface = 10 ft²/Hp boiler
 Direncanakan panjang tube standard = 20 ft
 Ukuran pipa yang digunakan (NPS) = 1,5 in
 Luas permukaan linier feed = 0,498
 Heating surfacr boiler (A) = 10 ft²/hp × Hp boiler
 = 1133,4 ft²

$$\text{Jumlah tube yang dibutuhkan (Nt)} = \frac{A}{a_t \times L}$$

$$= \frac{1133,4}{9,96} = 113,79 = 94 \text{ buah}$$

Faktor evaporasi

$$\text{Faktor evaporasi} = \frac{(hg-hf)}{970,3} = \frac{1.180,9 - 180,16}{970,3} = 1,0314$$

Jadi air yang dibutuhkan = faktor evaporasi × rate steam
 = 1,0314 × 3.791,1296
 = 3910,06397 lb/jam

Kebutuhan bahan bakar boiler

Kebutuhan bahan bakar untuk boiler menggunakan solar dengan heating value sebesar = 18190,350 sehingga kebutuhan bahan bakar boiler (Mf):

Diasumsikan effesiensi boiler 80%, maka:

$$Mf = \frac{Ms \times (hg-hf)}{\eta \text{ bolier} \times Hv} = \frac{3.791,1296 \times |1.180,9 - 180,16|}{0,8 \times 18190,3499}$$

$$= 260,710699 \text{ lb/jam}$$

Spesifikasi boiler

Tipe	=	Fire tube
Kapasitas boiler	=	3793,93507 lb/jam
Rate steam	=	3.791,1296 lb/jam
Bahan bakar	=	260,710699 lb/jam
Effisiensi	=	80%
Heating surface	=	1133,4 ft ²
Jumlah tube	=	94 buah
Ukuran tube	=	1,5 in
Panjang tube	=	20 m
Jumlah boiler	=	1 buah

b. Air Sanitasi**- Keperluan karyawan**

$$\text{Kebutuhan karyawan} = 120 \text{ L/hari}$$

$$\text{Total karyawan} = 150 \text{ orang}$$

Total kebutuhan air sanitasi untuk seluruh karyawan

$$120 \text{ L/hari} \times 150 \text{ orang} \times 0,9957 \text{ kg/L} = 17.922,60 \text{ kg/hari}$$

- Kebutuhan laboratorium dan taman

Diperkirakan 30% dari kebutuhan karyawan, maka:

$$30\% \times 17.923 \text{ kg/hari} = 5376,8 \text{ kg/hari}$$

- Keperluan pemadam kebakaran dan cadangan air

Direncanakan air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan cadangan air sebesar

40% dari kebutuhan sanitasi, sehingga

$$40\% \times | 17923 + 5376,8 | = 9319,752 \text{ kg/hari}$$

Maka total kebutuhan air sanitasi adalah

$$\text{Total} = 17.922,600 + 5376,8 + 9.319,752$$

$$= 32.619,132 \text{ kg/hari}$$

$$= 2.996,339 \text{ lb/jam}$$

c. Air Proses**Peralatan yang menggunakan water proses**

No.	Peralatan	Kebutuhan (lb/jam)
1	Mixer (M-119)	110.116,951419
2	Ekstraktor (R-120)	2.798,845962
Total		112.915,797381

d. Air Panas

No.	Peralatan	Kebutuhan (lb/jam)
1	Water spray	10.325,182812
2	Reaktor	13.428,566045

Maka kebutuhan total yang harus disuplay adalah :

No.	Peralatan	Kebutuhan (lb/jam)
1	Air umpan boiler	3.791,129632
2	Air sanitasi	2.996,339100
3	Air proses	112.915,797381
4	Air panas	23.753,748857
5	Air pendingin	5.534,599137
Total		148.991,614107

Peralatan yang digunakan dalam pengolahan air adalah.

1. Pompa air sungai (L-211)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: memompa air kawasan ke bak penampung (F-212)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	: 67.582,153 kg/jam = 148.991,61 lb/jam
ρ_{H_2O}	: 995,68 kg/m ³ = 62,155 lb/ft ³
$\mu_{H_2SO_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm (14,696 psi)
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetik} &= \text{Rate feed} / \rho_{\text{feed}} = 2.397,1160 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,6658656 \text{ ft}^3/\text{s} = 2483,19357 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{0,37} = 107,78 \text{ mm} \\ &= 4,2433 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS 4" sch 40

$$d_i = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} = 0,1023 \text{ m}$$

$$d_o = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$A = 0,0082 \text{ m}^2 = 0,0885 \text{ ft}^2 \quad t = 0,109 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik}/A = 7,5268 \text{ ft/s} = 2,2942 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{div \rho}{\mu} = 291.711,56 \text{ (turbulent)}$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{Re} = 0,000055$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulen = 1,0

a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,447 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$\text{asumsi panjang pipa } (L) = 30 \text{ m} = 8,9917 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 0,1666 \text{ J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 3 elbow

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_f = 0,75$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 5,9212 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,4474 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,632 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 10,614 \text{ J/kg} \\ &= 0,005 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 5 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad [1]$$

$$W_s = - \left(\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \right) = -59,6477 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 6,1 \text{ m} \quad [1]$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson, 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich, 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 70,174 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 1317,35883 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 1,7666 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-211)

Fungsi	: memompa air kawasan ke bak kawasan (F-212)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 2 hp
Diameter dalam pipa	: 4,026 in
Diameter luar pipa	: 4,500 in
Kapasitas pompa	: 2483,1936 lpm
Bahan konstruksi	: <i>cast iron</i> dengan lapisan keramik di dalamnya
Jumlah	: 1 buah

2. Bak Penampung Air Kawasan (F-212)

Fungsi : Menampung air kawasan untuk didistribusikan selanjutnya.

Rate : 67.582,153 kg/jam = 148.991,61 lbm/jam

Densitas = 995,68 kg/m³ = 62,158 lbm/ft³

Viskositas = 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s

Rate Volumetric = $\frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{148.991,61}{62,158}$
 = 2.396,9771 ft³/jam = 67,8754 m³/jam
 = 0,0188543 m³/s = 0,6658 ft³/s

Waktu tinggal = 10 jam

Volume air = 67,8754 m³/jam × 10 jam

= 678,7537 m³

Direncanakan :

- 85% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{678,7537}{85\%} = 798,53 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$798,5338 = 60 r^3$$

$$r = 2,3698 \text{ m}$$

$$p = 5 \times 2,3698 = 11,8491 \text{ m} = 38,874 \text{ ft}$$

$$l = 4 \times 2,3698 = 9,4793 \text{ m} = 31,100 \text{ ft}$$

$$t = 3 \times 2,3698 = 7,1094 \text{ m} = 23,325 \text{ ft}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Bak Persegi panjang

panjang (p) : 38,87

tinggi (t) : 31,10

lebar (l) : 23,32

Volume : 798,5338 m³

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1

3. Pompa (L-213)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: memompa air bersih ke bak klorinasi dan tangki demineralisasi
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	: 67.582,153 kg/jam = 148.991,61 lb/jam
ρ_{H_2O}	: 995,68 kg/m ³ = 62,155 lb/ft ³
$\mu_{H_2SO_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm (14,696 psi)
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed} / \rho_{\text{feed}} = 2.397,1160 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,6658656 \text{ ft}^3/\text{s} = 2483,19357 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37} = 107,78 \text{ mm} \\ &= 4,2433 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS 4" sch 40

$$d_i = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} = 0,1023 \text{ m}$$

$$d_o = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$A = 0,0082 \text{ m}^2 = 0,0885 \text{ ft}^2 \quad t = 0,237 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik} / A = 7,5268 \text{ ft/s} = 2,2942 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 291.711,56 \text{ (turbulent)}$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16 / N_{Re} = 0,000055$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbuler = 1,

a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_C = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_C = k_C \frac{v^2}{2\alpha} = 1,447 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$\text{asumsi panjang pipa (L)} = 30 \text{ m} = 8,9917 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 0,1666 \text{ J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 5 elbow

$$\text{Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), } K_f = 0,75$$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 0,0196 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 2 Gate

$$\text{Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), } K_v = 0,17$$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,8948 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,632 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 5,160 \text{ J/kg} \\ &= 0,002 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 6 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad \text{[1]}$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -58,8424 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 6,0 \text{ m} \quad \text{[1]}$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich. 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 69,226 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 1299,57429 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 1,7428 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-213)

Fungsi	: memompa air bersih ke bak klorinasi dan tangki demineralisasi
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 2 hp
Diameter dalam pipa	: 4,026 in
Diameter luar pipa	: 4,500 in
Kapasitas pompa	: 2483,1936 lpm
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

4. Bak Klorinasi (F-220)

Fungsi = Membersihkan air dari kuman dengan penambahan gas Cl_2 sebanyak 100 ppm

$$\text{Rate} = 2.996,34 \text{ kg/jam} = 6.605,73 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,158 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{6.605,73}{62,1581}$$

$$= 106,272972 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0295 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,000836 \text{ m}^3/\text{s} =$$

$$\text{Waktu tinggal} = 6 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 3,0093 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam}$$

$$= 18,0560 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{18,0560}{90\%} = 20,0623 \text{ m}^3$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$20,0623 = 60 r^3$$

$$r = 0,6941 \text{ m}$$

$$P = 5 \times 0,6941 = 3,4704 \text{ m} = 11,39 \text{ ft}$$

$$L = 4 \times 0,6941 = 2,7763 \text{ m} = 9,109 \text{ ft}$$

$$T = 3 \times 0,6941 = 2,0822 \text{ m} = 6,831 \text{ ft}$$

Kebutuhan klor = volume air dengan konsentrasi 100 ppm atau 100 mg

tiap 1 liter air = $0,1 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Kebutuhan klor} = 0,1 \text{ kg/m}^3 \times 20,0623 \text{ m}^3$$

$$= 2,0062 \text{ kg/waktu tinggal}$$

$$\text{kebutuhan klor/hari} = 24 \text{ jam / waktu tinggal} \times \text{Kebutuhan klor}$$

$$= 24 / 6 \times 2,0062$$

$$= 8,02490519 \text{ kg/hari} = 2.648,219 \text{ kg/tahun}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 11,39 ft

Lebar : 9,11 ft

Tinggi : 6,83 ft

Volume : $20,0623 \text{ m}^3$

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

5. Pompa (L-221)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa air bersih ke bak sanitasi (F-222)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : $2.996,339 \text{ kg/jam} = 6.605,73 \text{ lb/jam}$

$\rho \text{ H}_2\text{O}$: $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,155 \text{ lb/ft}^3 =$

$\mu \text{ H}_2\text{SO}_4, 98\%$: $0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$

Kondisi operasi : $30 \text{ }^\circ\text{C}, 1 \text{ atm} (14,696 \text{ psi})$

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed}/\rho_{\text{feed}} = 106,2791 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0295220 \text{ ft}^3/\text{s} = 110,095486 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,59} (\rho)^{-0,37} = 20,67 \text{ mm} \\ &= 0,8137 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS 3/4" sch 40

$$d_i = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft} = 0,0209 \text{ m}$$

$$d_o = 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft}$$

$$A = 0,0003 \text{ m}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2 \quad t = 0,113 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik}/A = 7,9708 \text{ ft/s} = 2,4295 \text{ m/s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 63.226,67 \quad (\text{turbulent})$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{\text{Re}} = 0,000253$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbuler = 1,0

a. Kontraksi dari storage (F-11B) ke pipa

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,623 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$\text{asumsi panjang pipa } (L) = 15 \text{ m} = 4,5721 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2d_i} = 2,1410 \text{ J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 3 elbow

$$\text{Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997), } K_f = 0,75$$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 6,6404 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,5017 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,951 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 12,234 \text{ J/kg} \\ &= 0,005 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 6 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad (1)$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -58,8455 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 6,0 \text{ m} \quad (1)$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich. 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 69,230 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 57,6212263 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,0773 \text{ hp} \approx 0,25 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-221)

Fungsi	: memompa air bersih ke bak klorinasi (F-250)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%

Daya pompa	:	0,25 hp
Diameter dalam pipa	:	0,824 in
Diameter luar pipa	:	1,050 in
Kapasitas pompa	:	110,0955 lpm
Bahan konstruksi	:	carbon steel
Jumlah	:	1 buah

6. Bak Penampung Air Sanitasi (222)

Fungsi = Menampung air sanitasi

$$\text{Rate} = 2.996,339 \text{ kg/jam} = 6.605,73 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{6.605,73}{62,1581}$$

$$= 106,272972 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0295 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,000836 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,05101 \text{ in}^3/\text{s}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 5 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 3,0093 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ jam}$$

$$= 15,0467 \text{ m}^3$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{15,0467}{90\%} = 16,7185$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$16,7185 = 60 r^3$$

$$r = 0,6532 \text{ m}$$

$$P = 5 \times 0,6532 = 3,2658 \text{ m} = 10,71 \text{ ft}$$

$$L = 4 \times 0,6532 = 2,6126 \text{ m} = 8,571 \text{ ft}$$

$$T = 3 \times 0,6532 = 1,9595 \text{ m} = 6,429 \text{ ft}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang
 Panjang : 10,71 ft
 Lebar : 8,57 ft
 Tinggi : 6,43 ft
 Volume : 16,7185 m³
 Bahan konstruksi : Beton bertulang
 Jumlah : 1

**7. Cation Exchanger (D-210A)**

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Resin yang digunakan adalah 200C Na dengan spesifikasi:

- Grade : IR 120
 - total exchange capacity : 1,7 eq/L
 - ukuran : 0,6-0,85 mm
 - KTK : 28 kg/ft³
 Rate : 140.460,6759 kg/jam = 309.659,6060 lbm/jam
 Densitas = 995,68 kg/m³ = 62,1581 lbm/ft³
 Viskositas = 0,8007 cp = 0,00053805 lbm/ft.s

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\
 &= \frac{309.659,6060 \text{ lbm/jam}}{62,1581 \text{ lbm/ft}^3} \\
 &= 1.107,0675 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0087 \text{ m}^3/\text{s} = 8,7080 \text{ L/s} \\
 &= 138,0329 \text{ gpm/ft}^2
 \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan air (v)} &= 2 \text{ gpm} \\
 \text{Tinggi bed} &= 1,2 \text{ m} \\
 \text{Luas penampang bed (A)} &= \frac{Q}{v} = \frac{138,0329}{2} = 69,0164 \text{ ft}^2 \\
 &= 6,4120 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed} &= \text{luas bed} \times \text{tinggi bed} \\ &= 6,4120 \times 1,2 \\ &= 7,6944 \text{ m}^2 = 79,1850083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 1/4\pi \times d^2 \\ 6,4120 &= 1/4\pi \times d^2 \\ d &= 2,8580 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diasumsikan } L = 2 \text{ d}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} L &= 2 \times 2,8580 \\ &= 5,716 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= A \times H \\ &= 6,412 \times 5,7160 \\ &= 36,6509 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diasumsikan tiap 1 L air mengandung 300 mg kation, maka :

$$\begin{aligned} \text{kandungan kation dalam air} &= 8,7080 \text{ L/s} \times 300 \text{ mg/L} \\ &= 2612,40255 \text{ mg/s} \\ &= 9,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total resin capacity} &= 1,7 \text{ eq/L} \\ &= 39100 \text{ mg/L} \\ &= 39,1 \text{ g/L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dalam} &= 79,1850 \text{ ft}^2 \text{ resin mampu menghilangkan hardness sebanyak:} \\ &= 79,1850 \text{ m}^2 \times 28 \text{ kg/ft}^2 \\ &= 2.217,1802 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Umur resin} &= \frac{2.217,180}{9,4046} \\ &= 235,7536 \text{ jam} \approx 236 \text{ jam} = 9,83 \text{ hari} \end{aligned}$$

Jadi setelah 236 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi cation exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished*.

Dimensi cation exchanger :

Diameter : 2,8580

Tinggi : 5,7160 m

Tinggi bed : 1,200 m
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316

8. Anion Exchanger (D-210B)

Fungsi : Menghilangkan ion - ion negatif penyebab kesadahan air.
 Resin yang digunakan adalah IRA 402, dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Grade : IRA 402
 - total exchange capacity : 1,2 eq/L
 - ukuran : 0,6-0,75 mm
 Rate : 140.460,6759 kg/jam = 309.659,6060 lbm/jam
 Densitas = 995,68 kg/m³ = 62,1581 lbm/ft³
 Viskositas = 0,8007 cp = 0,00053805 lbm/ft.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} \\ &= \frac{309.659,6060 \text{ lbm/jam}}{62,1581 \text{ lbm/ft}^3} \\ &= 4.981,8038 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0392 \text{ m}^3/\text{s} = 39,186 \text{ L/s} \\ &= 621,1479 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Direncanakan tangki berbentuk silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk *standard dished*, dengan :

$$\text{Kecepatan air (v)} = 2 \text{ gpm}$$

$$\text{Tinggi bed} = 1,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang bed (A)} &= \frac{Q}{v} = \frac{621,1479}{2} = 310,5740 \text{ ft}^2 \\ &= 28,8540 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume bed} = \text{luas bed} \times \text{tinggi bed}$$

$$= 28,8540 \times 1,2$$

$$= 34,6248 \text{ m}^3 = 356,332537 \text{ ft}^3$$

$$A = 1/4\pi \times d^2$$

$$28,8540 = 1/4\pi \times d^2$$

$$d = 6,0627 \text{ m}$$

$$\text{Diasumsikan } L = 2 \text{ d}$$

Sehingga :

$$L = 2 \times 6,0627$$

$$= 12,125 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = A \times L$$

$$= 28,854 \times 12,125$$

$$= 349,8674 \text{ m}^3$$

Diasumsikan tiap 1 L air mengandung 300 mg kation, maka :

$$\text{kandungan kation dalam air} = 39,1860 \text{ L/s} \times 300 \text{ mg/L}$$

$$= 11755,8115 \text{ mg/s}$$

$$= 42,32 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total resin capacity} = 1,2 \text{ eq/L}$$

$$= 27600 \text{ mg/L}$$

$$= 27,6 \text{ g/L}$$

$$\text{dalam} = 356,3325 \text{ ft}^2 \text{ resin mampu menghilangkan hardness sebanyak:}$$

$$= 356,3325 \times 28,3 \text{ kg/ft}^2 =$$

$$= 10.084,21 \text{ kg}$$

$$\text{Umur resin} = \frac{10.084,211}{42,3209}$$

$$= 238,2796 \text{ jam} \approx 239 \text{ jam} = 9,96 \text{ hari}$$

Jadi setelah 239 jam resin harus diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat dan asam klorida

Spesifikasi anion exchanger :

Fungsi : Menghilangkan ion - ion positif penyebab kesadahan air.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah dengan bentuk *standard dished*.

9. Bak Air Lunak (F-214)

Fungsi = Menampung air lunak dari tangki demineralizer untuk dialirkan ke tangki heater dan boiler

$$\text{Rate} = 140.460,68 \text{ kg/jam} = 309.659,61 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas} &= 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s} \\
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{309659,61}{62,1581} \\
 &= 4981,80379 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1,3838 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 0,039186 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 2,39129 \text{ in}^3/\text{s} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 3 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= 141,070 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\
 &= 423,21 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{423,21}{90\%} = 470,23$$

Direncanakan jumlah bak air lunak = 5

$$\text{Volume bak} = \frac{470,23}{5} = 94,05$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P)} : \text{lebar (L)} : \text{tinggi (T)} = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$94,05 = 60 r^3$$

$$r = 1,16 \text{ m}$$

$$P = 5 \times 1,16 = 5,8081 \text{ m} = 19,06 \text{ ft}$$

$$L = 4 \times 1,16 = 4,6465 \text{ m} = 15,24 \text{ ft}$$

$$T = 3 \times 1,16 = 3,4849 \text{ m} = 11,433 \text{ ft}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 19,06 ft

Lebar : 15,24 ft

Tinggi : 11,43 ft

Volume : 94,05 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

10. Pompa (L-231)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: memompa air bersih ke bak steam kondensat, air proses dan bak heater
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate feed	: 140.460,68 kg/jam = 309.659,61 lb/jam
ρ H ₂ O	: 995,68 kg/m ³ = 62,155 lb/ft ³ =
μ H ₂ SO ₄ 98%	: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s
Kondisi operasi	: 30 °C, 1 atm (14,696 psi)
Jumlah	: 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed} / \rho_{\text{feed}} = 4.982,0925 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 1,3839146 \text{ ft}^3/\text{s} = 5160,99343 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{i,\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37} = 158,83 \text{ mm} \\ &= 6,2531 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis. 1997) IPS 4" sch 40

$$d_i = 6,6045 \text{ in} = 0,5504 \text{ ft} = 0,1678 \text{ m}$$

$$d_o = 6,625 \text{ in} = 0,552 \text{ ft}$$

$$A = 0,0187 \text{ m}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2 \quad t = 0,28 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik} / A = 6,8940 \text{ ft/s} = 2,1013 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 438.311,33 \text{ (turbulent)}$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{Re} = 0,000037$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulen = 1,0

a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,214 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

asumsi panjang pipa (L) = 40 m = 12,192 ft

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 0,0769 \quad \text{J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 6 elbow

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_f = 0,75$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 9,935 \quad \text{J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,3753 \quad \text{J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,208 \quad \text{J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 13,809 \quad \text{J/kg} \\ &= 0,006 \quad \text{btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 5 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad \text{[1]}$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -62,8426 \quad \text{J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 6,4 \quad \text{m} \quad \text{[1]}$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich. 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 2884,61467 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 3,8683313307 \text{ hp} \approx 4 \text{ hp} \end{aligned}$$

Fungsi : memompa air bersih ke bak klorinasi (F-250)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 85%

Diameter dalam pipa : 6,605 in

Diameter luar pipa : 6,625 in

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Fungsi - Menampung air untuk bak air lunak dan steam kondensat

$$\text{Rate} = 3.791,13 \text{ kg/jam} = 8.357,92 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Rate Volumetric} = \frac{\text{Rate air}}{\text{Viskositas}} = \frac{8357,92}{0,0005}$$

$$= 134,462289 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0374 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,001058 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 3,808 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{3,808 \times 3}{0,90} = 12,69$$

$$\text{Direncanakan jumlah bak air bersih} = 1$$

$$\text{Volume bak} = \frac{12,69}{1} = 12,69$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3}$$

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$12,69 = 60 r^3$$

$$r = 0,60 \text{ m}$$

$$P = 5 \times 0,60 = 2,9792 \text{ m} = 9,77 \text{ ft}$$

$$L = 4 \times 0,60 = 2,3833 \text{ m} = 7,82 \text{ ft}$$

$$T = 3 \times 0,60 = 1,7875 \text{ m} = 5,864 \text{ ft}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 9,77 ft

Lebar : 7,82 ft

Tinggi : 5,86 ft

Volume : 12,69 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

12. Pompa (L-242)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa air bersih ke deaerator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : 3.791,13 kg/jam = 8.357,92 lb/jam

$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$: 995,68 kg/m³ = 62,155 lb/ft³

$\mu_{\text{H}_2\text{SO}_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm (14,696 psi)

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\text{Rate volumetik} = \text{Rate feed}/\rho_{\text{feed}} = 134,4701 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0373528 \text{ ft}^3/\text{s} = 139,29874 \text{ lb/mnt}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

$$d_{i, \text{optimum}} = 293 (\text{rate feed})^{0,52} (\rho)^{-0,37} = 23,41 \text{ mm} \\ = 0,9218 \text{ in}$$

$$d_i = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft} = 0,0209 \text{ m}$$

$$d_o = 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik/A} = 10,085 \text{ ft/s} = 3,074 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{\rho v d_i}{\mu} = 17.771,17 \text{ (turbulen)}$$

D. Menentukan Friction Loss

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulen

$$= 1,0$$

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 2,599 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 2,7089 \text{ J/kg}$$

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_f = 0,75$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 10.6304 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,8032 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 4,725 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 4,725 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 5 m
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad (1)$$

$$W_s = - \left(\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F \right) = -53,7581 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 5,5 \text{ m} \quad (2)$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson, 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich, 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 63,245 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 66,6026361 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,0893155909 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-242)

Fungsi	: memompa air bersih ke deaerator
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pipa	: 0,824 in
Diameter luar pipa	: 1,050 in
Kapasitas pompa	: 139,2987 lpm
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Fungsi - Menghilangkan gas-gas impuritis dalam air umpan boiler dengan menggunakan panas dari steam

$$\text{Densitas} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\text{Densitas air} = 62,16$$

$$= 134,4623 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Volume air} = 3,8076 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\frac{101,5352}{90\%} = 101,5352 \text{ m}^3$$

- Tangki berbentuk silinder horizontal

$$\text{Ditentukan } L_s = 1,5 \text{ d}$$

maka :

$$101,5352 = 3,14 / 4 \times d^2 \times 1,5 \text{ d}$$

$$101,5352 = 1,1775 \text{ d}^3$$

$$\text{d} = 4,4179 \text{ m}$$

$$\text{jadi } L_s = 1,5 \text{ d}$$

$$= 6,6269 \text{ m}$$

Spesifikasi deaerator :

dengan menggunakan panas dari steam

$$\text{Diameter} : 4,4179 \text{ m}$$

$$\text{Kapasitas} : 101,54 \text{ m}^3$$

Bahan konstruksi : Carbon steel
 Jumlah : 1 buah

14. Pompa (L-244)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa air bersih dari deaerator ke boiler
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Rate feed : 3.791,13 kg/jam = 8.357,92 lb/jam
 ρ_{H_2O} : 995,68 kg/m³ = 62,155 lb/ft³ =
 $\mu_{H_2SO_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s
 Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm (14,696 psi)
 Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed}/\rho_{\text{feed}} = 134,4701 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0373528 \text{ ft}^3/\text{s} = 139,29874 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{0,37} = 23,41 \text{ mm} \\ &= 0,9218 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS3/4" sch 40

$$\begin{aligned} d_i &= 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft} = 0,0209 \text{ m} \\ d_o &= 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft} \\ A &= 0,0003 \text{ m}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2 \quad t = 0,113 \text{ in} \end{aligned}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$\begin{aligned} v &= \text{rate volumetrik}/A = 10,0851 \text{ ft/s} = 3,074 \text{ m/s} \\ N_{\text{Re}} &= \frac{d_i v \rho}{\mu} = 79.997,79 \quad (\text{turbulent}) \end{aligned}$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{\text{Re}} = 0,000200$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulent
 = 1,0

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 2,599 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 2,7089 \text{ J/kg}$$

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_f = 0,75$

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2} = 10,63 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = K_v \frac{v^2}{2} = 0,8032 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2} = 1,775 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 21,466 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad (1)$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -70,4992 \text{ J/kg}$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich. 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 82,940 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 87,3436931 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,1171298016 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-244)

Fungsi	: memompa air dari aerator ke boiler
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pipa	: 0,824 in
Diameter luar pipa	: 1,050 in
Kapasitas pompa	: 139,2987 lpm
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

15. Bak Heater (F-232)

Fungsi = Menampung air untuk bak air lunak dan steam kondensat

$$\text{Rate} = 23.753,75 \text{ kg/jam} = 52.367,51 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Densitas} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{52367,51}{62,1581} \\ &= 842,488585 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2340 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,006627 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,40440 \text{ in}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= 23,857 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam} \\ &= 71,57 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{71,57}{90\%} = 79,52$$

Direncanakan jumlah bak air bersih = 1

$$\text{Volume bak} = \frac{79,52}{1} = 79,52$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T) = 5 : 4 : 3

maka :

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$

$$79,52 = 60 r^3$$

$$r = 1,10 \text{ m}$$

$$P = 5 \times 1,10 = 5,4922 \text{ m} = 18,02 \text{ ft}$$

$$L = 4 \times 1,10 = 4,3938 \text{ m} = 14,42 \text{ ft}$$

$$T = 3 \times 1,10 = 3,2953 \text{ m} = 10,811 \text{ ft}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 18,02 ft

Lebar : 14,42 ft

Tinggi : 10,81 ft

Volume : 79,52 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

16. Pompa (L-233)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : memompa air bersih dari bak penampung ke heater

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : 23.753,75 kg/jam = 52.367,51 lb/jam

$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$: 995,68 kg/m³ = 62,155 lb/ft³ =

$\mu_{\text{H}_2\text{SO}_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm (14,696 psi)

Jumlah : 1 buah

B. Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetik} &= \text{Rate feed}/\rho_{\text{feed}} = 842,5374 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,2340382 \text{ ft}^3/\text{s} = 872,791912 \text{ lb/mnt} \end{aligned}$$

C. Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14 (Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan *Carbon Steel*

$$\begin{aligned} d_{i\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37} = 61,92 \text{ mm} \\ &= 2,4380 \text{ in} \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS3/4" sch 40

$$d_i = 2,469 \text{ in} = 0,2058 \text{ ft} = 0,0627 \text{ m}$$

$$d_o = 2,875 \text{ in} = 0,240 \text{ ft}$$

$$A = 0,0031 \text{ m}^2 = 0,0332 \text{ ft}^2 \quad t = 0,203 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik}/A = 7,0390 \text{ ft/s} = 2,1455 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 167.302,40 \quad (\text{turbulent})$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor } (f) = 16/N_{Re} = 0,000096$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulent

$$= 1,0$$

a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,266 \text{ J/kg}$$

b. Friction sepanjang pipa

$$\text{asumsi panjang pipa } (L) = 15 \text{ m} = 4,5721 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2d_i} = 0,2106 \text{ J/kg}$$

c. Friction elbow 90° untuk 3 elbow

$$\text{Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis, 1997), } K_f = 0,75$$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 5,1786 \text{ J/kg}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

asumsi:

- pipa dirancang dengan ketinggian ($z_2 - z_1 = 5$ m)
- diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad (1)$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -55,7127 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 5,7 \text{ m} \quad (1)$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson. 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

F. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich. 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 65,544 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 432,478647 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,5799633196 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-233)

- Fungsi : memompa air dari bak penampung ke heater
 Tipe : *Centrifugal Pump*
 Jumlah stage : *Single stage*
 Kecepatan putaran : 3500 rpm
 Effisiensi : 85%

3. T_C dan t_C

$$F_C = 0,5 \text{ (non minyak bumi)}$$

$$T_C = 302 + 0,5 \times 302 - 176 = 365 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_C = 86 + 0,5 \times 302 - 86 = 194 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Memilih ukuran DPHE yang standart (Kern tabel 6.2 hal 110) 2 x 1 1/4" IPS 40

Kesimpulan Sementara Perancangan (Kusnarjo, tabel 2.1 dan tabel 2.2)

Bagian Annulus (udara)		Bagian Pipe (Steam)	
$A_{an} = 1,19 \text{ in}^2 = 0,0083 \text{ ft}^2$		$A_p = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$	
$de = 0,915 \text{ in} = 0,0763 \text{ ft}$		$a'' = 0,3450 \text{ ft}^2$	
$de' = 0,40 \text{ in} = 0,0333 \text{ ft}$		$di = 1,38 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$	
		$do = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$	

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian Annulus (air)	Bagian Pipe (Steam)
----------------------	---------------------

Daya pompa	:	0,5 hp
Diameter dalam pipa	:	2,469 in
Diameter luar pipa	:	2,875 in
Kapasitas pompa	:	872,7919 lpm
Bahan konstruksi	:	carbon steel
Jumlah	:	1 buah

7. Heat Exchanger (E-230)

Dasar Perancangan

Fungsi	=	memanaskan air untuk disuplai ke peralatan proses (water spray dan reaktor)
Tipe	=	DPHE 2 × 1 1/4" IPS sch. 40
Dasar pemilihan	=	designnya sederhana, luas pemindahan panas besar dan pressure drop-nya kecil

Faktor kekotoran (R_d) minimal = 0,003 BTU/jam ft²°F

Jumlah = 1 buah

Menghitung heat balance

Massa air	=	10.774,630 kg = 23.753,751 lb
Cp air	=	0,00827307 kkal/kg.°C = 8,2731 Btu/lb.F°
t_2	=	80 °C = 176 °F ; T_1 = 150 °C = 302 °F
t_1	=	30 °C = 86 °F ; T_2 = 150 °C = 302 °F

$$\begin{aligned} \text{air umpan } Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 23.753,751 \times 8,2731 \times 90 \\ &= 17.686.473,626 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Steam : menggunakan steam dengan $T = 150$ °C

$$Q = 59.107,596 \text{ Btu/jam}$$

λ steam pada 150 °C = 906,17416 Btu/jam

$$\text{massa steam yang dibutuhkan} = \frac{Q}{\lambda} = \frac{59107,596}{906,174} = 65,228 \text{ lb/jam}$$

Γ_{LMTD}

$$\Gamma_1 = T_2 - t_1 = 302 - 86 = 216 \text{ °F}$$

$$\Gamma_2 = T_1 - t_2 = 302 - 176 = 126 \text{ °F}$$

$$\Gamma_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 166,9770 \text{ °F}$$

<p>1. Menghitung N_{Re}</p> <p>$G_m = \text{massa bahan}/A_m$ $= 2.874.403,4838 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$</p> <p>$\mu = 0,020274 \text{ cp}$ $= 0,020274 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}$</p> <p>$N_{Re} = \frac{de \times G_m}{\mu \times 2,42}$</p> <p>2. Mencari faktor panas (J_H) $J_H = 400 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$ [2]</p> <p>3. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_i</p> <p>$cp = 0,24098 \text{ BTU/lb}_m.\text{°F}$</p> <p>$k = 0,0168$ [2]</p> <p>$h_o = J_H \left(\frac{k}{de} \right) \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_r} \right)^{1/4}$ $= 7.797,8044$</p>	<p>1'. Menghitung N_{Re}</p> <p>$G_p = \text{massa bahan}/A_{ap}$ $= 6.261,8528 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$</p> <p>$\mu = 0,0145 \text{ cp}$ (Kern, hal. 876)</p> <p>$N_{Re} = \frac{di \times G_{ap}}{\mu \times 2,42}$</p> <p>2'. Mencari faktor panas (J_H) $J_H = -$</p> <p>3'. Mencari harga koefisien film perpindahan panas h_{io}</p> <p>$h_{io} = 1500 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$</p>
--	---

Mencari tabanan oipa bersih

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 41,9335795 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Spesifikasi Heat Exchanger (E-230)

Fungsi	: memanaskan udara sebelum masuk belt conveyer dryer
Tipe	: DPHE 2 x 1 1/4" IPS SCH 40
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 53 Grade B
Rate feed	: 23.753,751 lb/jam
Rate Steam	: 65,2276 kg/jam
Jumlah hair pin	: 1 buah
Diameter luar pipa	: 0,1383 ft
Diameter dalam pipa	: 0,1150 in
Panjang	: 24 ft
Jumlah	: 1 buah

18. Bak Air Pendingin (F-251)

Fungsi = Menampung air sanitasi

Mencari tahanan pipa terpakai

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \text{ sehingga } U_D = 37,25 \text{ BTU/J.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari panjang pipa ekonomis (L)

panjang yang paling ekonomis dicari dengan standarisasi panjang pipa dan dicari over design yang terkecil

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = 9,5036 \text{ ft}^2$$

Dapat dilihat luas pemanasan (A) < 120 ft², maka pemilihan DPHE tepat.

$$L = A/a^n = 27,5466 \text{ ft}$$

Larga L

(ft)	n (hairpin)	L baru	A baru	U _D baru	Rd baru	over design
12	2,2955 = 1	24	8,28	4,275	0,2101	4,00%
15	1,8364 = 1	30	10,35	8,550	0,0931	4,21%
20	1,3773 = 1	40	13,80	6,413	0,1321	5,67%

berdasarkan over design terkeci di peroleh hairpin 3 dengan panjang pipa 12 ft

Evaluasi Δp

Bagian annulus (udara)	Bagian pipa (Steam)
<p>1. N_{Re} dan friksi (f)</p> $N_{Re\text{ ann}} = \frac{de' G_{\text{ann}}}{\mu 2.42} = 813.692,71$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\text{ ann}})^{0,42}} = 0,0044$ <p>2. Δp karena panjang pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4fG_{\text{ann}}^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \rho$ $= 0,8920 \text{ psi}$ $v = \frac{G_{\text{ann}}}{\rho \cdot 3600} = 13,111 \text{ ft/s}$ $P_n = \frac{n v^2}{2gc} \times \frac{\rho}{144} = 1,0636 \text{ psi}$	<p>1'. N_{Re} dan friksi</p> $N_{Re\text{ p}} = \frac{di G_p}{\mu 2.42} = 20.521,889$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(N_{Re\text{ p}})^{0,42}} = 0,0076$ <p>2'. Δp pipa</p> $\Delta p_L = \frac{4fG_p^2 L}{2 \times 4,18 \times 10^8 \rho^2 de' \times 144} \times \rho$ $= 0,0001 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$ <p>memadai</p>

$$\begin{aligned}
 \text{Rate} &= 2.510,478 \text{ kg/jam} = 5.534,60 \text{ lbm/jam} \\
 \text{Densitas} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1581 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Viskositas} &= 0,8007 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lbm/ft.s} \\
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5.534,60}{62,1581} \\
 &= 89,0406318 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0247 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 0,000700 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,04274 \text{ in}^3/\text{s} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 12 \text{ jam} \\
 \text{Volume air} &= 2,5214 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} \\
 &= 30,2564 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan :

- 90% bak berisi air

$$\text{Volume bak} = \frac{30,2564}{90\%} = 33,6182$$

- Bak berbentuk persegi panjang dengan rasio :

$$\text{Panjang (P) : lebar (L) : tinggi (T)} = 5 : 4 : 3$$

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bak} &= P \times L \times T \\
 33,6182 &= 60 r^3 \\
 r &= 0,8244 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$N_{Re} = \frac{d_i v \rho}{\mu} = 52.974,36 \quad (\text{turbulent})$$

D. Menentukan Friction Loss

$$\text{friction factor (f)} = 16/N_{Re} = 0,000302$$

Dari Geankoplis (1997) hal. 93 diperoleh nilai α untuk aliran turbulen = 1,0

- a. Kontraksi dari storage (F-111B) ke pipa

$$k_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 0,55$$

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2\alpha} = 1,139 \text{ J/kg}$$

- b. Friction sepanjang pipa

$$\text{asumsi panjang pipa (L)} = 20 \text{ m} = 6,0961 \text{ ft}$$

$$F_f = \frac{4fLv^2}{2di} = 2,3918 \text{ J/kg}$$

- c. Friction elbow 90° untuk 6 elbow

$$\begin{aligned}
 P &= 5 \times 0,8244 = 4,1220 \text{ m} = 13,52 \text{ ft} \\
 L &= 4 \times 0,8244 = 3,2976 \text{ m} = 10,819 \text{ ft} \\
 T &= 3 \times 0,8244 = 2,4732 \text{ m} = 8,114 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dimensi bak :

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 13,52 ft

Lebar : 10,82 ft

Tinggi : 8,11 ft

Volume : 30,2564 m³

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1

9. Pompa (L-252)**L. Dasar Perancangan**

Fungsi : memompa air bersih ke bak air pendingin

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate feed : 2.510,48 kg/jam = 5.534,60 lb/jam

 $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$: 995,68 kg/m³ = 62,155 lb/ft³ = $\mu_{\text{H}_2\text{SO}_4, 98\%}$: 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Kondisi operasi : 30 °C, 1 atm (14,696 psi)

Jumlah : 1 buah

Menentukan Rate Volumetrik dan Kecepatan fluida

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetrik} &= \text{Rate feed} / \rho_{\text{feed}} = 89,0458 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0247349 \text{ ft}^3/\text{s} = 92,243319 \text{ lb/mnt}
 \end{aligned}$$

Dimensi Pipa

Menentukan diameter optimum pipa menggunakan persamaan 5.14

(Coulson & Richardson's, 1997), dimana bahan pipa yang digunakan

Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 d_{\text{optimum}} &= 293 (\text{rate feed})^{0,53} (\rho)^{-0,37} = 18,82 \text{ mm} \\
 &= 0,7409 \text{ in}
 \end{aligned}$$

standarisasi di menggunakan App A-5 (Geankoplis, 1997) IPS 4" sch 40

$$d_i = 0,824 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft} = 0,0209 \text{ m}$$

$$d_o = 1,05 \text{ in} = 0,088 \text{ ft}$$

$$A = 0,0003 \text{ m}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2 \quad t = 0,113 \text{ in}$$

Pengecekan laju dan jenis aliran fluida

$$v = \text{rate volumetrik} / A = 6,6783 \text{ ft/s} = 2,0356 \text{ m/s}$$

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_f = 0,75$

$$h_f = nK_f \frac{v^2}{2} = 9,323 \text{ J/kg}$$

d. Friction Gate valve = 1 Gate

Dari tabel 2.10-1 hal 93 (Geankoplis. 1997), $K_v = 0,17$

$$h_v = nK_v \frac{v^2}{2} = 0,3522 \text{ J/kg}$$

e. Ekspansi dari pipa ke Mixer (M-119)

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 = 1$$

$$h_{ex} = k_{ex} \frac{v^2}{2\alpha} = 2,072 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga jumlah friction loss } \Sigma F &= h_c + F_f + h_f + h_v + h_{ex} \\ &= 15,278 \text{ J/kg} \\ &= 0,007 \text{ btu/lb} \end{aligned}$$

E. Kerja Pompa (W_s) dan Head Pompa (H)

- asumsi:
- pipa dirancang dengan ketinggian (z) 5 m
 - diameter pipa masuk dan keluar sama

$$0 = \frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{\rho_2 - \rho_1}{\rho} + \Sigma F + W_s \quad (1)$$

(Perry's edisi 7, hal 12-15) Sehingga diperoleh konsentrasi air = 2,5 gpm/ft³

Volume yang dibutuhkan = *rate volumetric* / konsentrasi air

$$\begin{aligned} &= \frac{11,102 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^3} \\ &= 4,4408 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = \pi/4 \times d^2 \times L_s$$

$$\text{Ditentukan } L_s = 3 d$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = \left(\frac{\pi}{4} D^2 L_s \right)$$

$$4,4408 = 2,355 d^3$$

$$d^3 = 1,8857 \text{ ft}^3$$

$$d = 1,2354 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{jadi } L_s &= 3 d \\ &= 3 \times 1,2354 \\ &= 3,7063 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$W_s = -\left(\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F\right) = -64,3118 \text{ J/kg}$$

$$H = -W_s/g = 6,6 \text{ m} \quad (1)$$

Dari gambar 5.6 hal 182 (Coulson and Richardson, 1993) dapat diambil kesimpulan bahwa pompa bertipe *Centrifugal single stage* 3500 rpm

c. Daya Pompa

efisiensi pompa berdasarkan tabel 4-20 (Ulrich, 1984) untuk centrifugal pump maks. = 85%

$$W_p = -W_s/\eta = 75,661 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya Pompa} &= W_p \times \text{Rate feed} = 52,7624999 \text{ J/s atau (Watt)} \\ &= 0,0707556656 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pump (L-231)

Fungsi	: memompa air bersih ke bak klorinasi (F-250)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 85%
Daya pompa	: 1 hp
Diameter dalam pipa	: 0,824 in
Diameter luar pipa	: 1,050 in
Kapasitas pompa	: 92,2433 lpm
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 buah

d. Cooling Tower (P-250)

Fungsi	: Mendinginkan dan menampung air pendingin
Rate	: 2.510,4777 kg/jam = 5.534,5991 lbm/jam
Densitas	: 995,68 kg/m ³ = 62,158 lbm/ft ³
Viskositas	: 0,8007 cp = 0,0005 lbm/ft.s = 0,0008 kg/m.s
Rate Volumetric	$= \frac{\text{Rate air}}{\text{Densitas air}} = \frac{5534,5991}{62,1581}$
	$= 89,0406 \text{ ft}^3/\text{jam}$
	$= 0,0007 \text{ m}^3/\text{s} = 11,102 \text{ gpm}$
Suhu wet bulb udara (70% kelembapan)	= 25 °C
Suhu air masuk menara	= 30 °C
Suhu air pendingin	= 25 °C

rencanakan menggunakan cooling tower jenis Counter Flow Induced Draft

$$\begin{aligned} \text{Luas} &= \pi/4 \times d^2 \\ &= 10,783 \end{aligned}$$

Dari *fig. 12-15, Perry's edisi 7, hal 12-17* diperoleh persen standart tower performance adalah 90% maka :

Hp fan/Luas tower area adalah 0,0410 Hp/ft²

$$\begin{aligned} \text{Hp fan} &= 0,0410 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{Luas tower area} \\ &= 0,0410 \text{ Hp/ft}^2 \times 10,783 \text{ ft}^2 \\ &= 0,4421 \text{ HP} \\ &= 0,5 \text{ HP} \end{aligned}$$

2. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain - lain. Perincian kebutuhan listrik :

A. Perincian Kebutuhan Listrik Proses Produksi Pabrik Gelatin

No.	KODE	PERALATAN	Hp
1	J-112A	Belt Conveyor	0,5
2	C-113	Jaw Crusher	2,5
3	J-112B	Belt Conveyor	0,5
4	B-114	Belt Conveyor Dryer	2,25
5	J-112C	Belt Conveyor	0,5
6	C-116	Tumbling Mill	12
7	J-112D	Belt Conveyor	0,5
8	L-118A	Pompa Centrifugal	0,25
9	M-119	Mixer	109
10	L-118B	Pompa Centrifugal	2
11	R-110	Reaktor	74
12	L-128	Pompa Centrifugal	3,5
13	H-122	Sentrifugal Separator	7,5
14	J-123	Screw Conveyor	1
15	R-120	Ekstraktor	320
16	L-131A	Pompa Separator	0,5
17	H-132	Sentrifugal Separator	6
18	M-133	Mixer	35,5
19	L-131C	Pompa Separator	1
20	L-141	Pompa Separator	1
21	J-143	Belt Conveyor	0,5
22	B-140	Spray Dryer	0,5
Total			581,00

B. Perincian Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas Pabrik Gelatin

No.	KODE	PERALATAN	Hp
1	L-211	Pompa Sentrifugal	2
2	L-213	Pompa Sentrifugal	2
3	L-221	Pompa Sentrifugal	2,5
4	L-231	Pompa Sentrifugal	4
5	L-242	Pompa Sentrifugal	1
6	L-252	Pompa Sentrifugal	1
7	L-221	Pompa Sentrifugal	1
8	L-231	Pompa Sentrifugal	1
9	L-233	Pompa Sentrifugal	1
10	L-242	Pompa Sentrifugal	0,5
11	L-244	Pompa Sentrifugal	0,5
12	L-252	Pompa Sentrifugal	0,5
13	L-246	Cooling Tower	1
Total			18

Jadi total kebutuhan untuk motor penggerak

$$= 581 + 18$$

$$= 599 \text{ HP} \times 0,7457 \text{ kWh/HP}$$

$$= 446,6743 \text{ kWh}$$

C. Perincian Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Untuk keperluan penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal tanah dengan menggunakan rumus:

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$

Dimana : L = Lumen Outlet

A = Luas Daerah (ft²)

F = Foot Candle

U = Koefisien Utilitas (0,8)

D = Efisiensi rata - rata

penerangan

No.	Lokasi	Luas (m ²)	Luas (ft ²)	Candle	Lumen
1	Taman, Halaman, Jalan	1.596	17.178,78	25,00	429.470
2	Gedung Utama	1.875	20.181,84	25,00	504.546,03
3	Ruang Proses	5.955	64.097,53	20,00	1.281.950,6
4	Pos Satpam	145	1.560,73	20,00	31.214,58
5	Parkir Tamu	270	2.906,19	10,00	29.061,85
6	Parkir Karyawan	264	2.841,60	10,00	28.416,03
7	Storage NaOH	14	153,86	5,00	769,28
8	Storage CH ₃ COOH	5	53,82	10,00	538,18
9	Storage H ₂ SO ₄	26	283,39	10,00	2.833,85
10	Storage Tulang Ikan	17	184,90	20,00	3.698,03
11	Storage produk	340	3.659,64	10,00	36.596,41
12	Pemadam Kebakaran	243	2.615,57	30,00	78.467,00
13	Utilitas	255	2.744,73	20,00	54.894,61
14	Boiler	167	1.797,53	10,00	17.975,29
15	Pengolahan Limbah	255	2.744,73	10,00	27.447,30
16	Power Plant	155	1.668,37	10,00	16.683,66
17	Transportasi	203	2.185,02	10,00	21.850,21
18	Bengkel	225	2.421,82	30,00	72.654,63
19	Kantin	135	1.453,09	20,00	29.061,85
20	Mushola	120	1.291,64	10,00	12.916,38
21	Rencana Perluasan Pabrik	4.826	51.945,37	5,00	259.726,84
Total		201.061,93	3.125.062,28		2.940.772,15

Untuk halaman, taman, pengolahan air, pengolahan limbah, proses produksi lokasi bahan baku dan gudang produksi, akan digunakan proses produksi lampu mercury 250 watt dengan output lumen 10.000.

Lumen outlet untuk taman, halaman, jalan utilitas, ruang proses, dan gudang produk = 1.443.387,1677 lumen

Jumlah total lampu mercury yang dibutuhkan :

$$= \frac{1.443.387}{10.000} = 144,338717 = 145 \text{ Buah}$$

Untuk daerah lainnya, penerangan menggunakan lampu TL40 watt dengan output lumen 1960.

Total lumen outlet untuk daerah tersebut = 1.497.385,0 lumen

Jumlah total lampu TL 40 watt yang dibutuhkan :

$$= \frac{1.497.385}{2.000} = 748,69249 = 750 \text{ Buah}$$

Maka kebutuhan listrik untuk penerangan :

$$= \left| 145 \times 250 \right| + \left| 750 \times 40 \right|$$

$$= 66.250 \text{ Watt} = 66,25 \text{ kW}$$

$$\text{Total kebutuhan listrik seluruh pabrik} = 446,67430 + 66$$

$$= 512,92 \text{ kW}$$

Kebutuhan listrik disuplai dari generator adalah = 60%

$$= 60\% \times 512,92$$

$$= 307,75458 \text{ kW}$$

$$\text{Total listrik yang disuplay dari PLN} = 512,92 - 307,75458$$

$$= 205,16972 \text{ kW}$$

Effisiensi generator = 85%

$$\text{Power yang harus dibangkitkan oleh generator adalah :} = \frac{307,75}{85\%}$$

$$= 362,06 \text{ kW}$$

$$362,06 \text{ kVA}$$

3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar.

$$\text{Heating value (Hv)} = 18.190,350 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Densitas} = 904,0015 \text{ kg/m}^3 = 56,4364497 \text{ lb/ft}^3$$

Kebutuhan bahan bakar

$$\text{@ Boiler} = 260,710699 \text{ lb/jam} = 118,257597 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,61954464 \text{ ft}^3/\text{jam} = 130,815709 \text{ L/jam}$$

$$= 3.139,5770 \text{ L/hari}$$

@ Generator

$$\text{Tenaga generator} = 362,0642 \text{ kW} = 29650481,0 \text{ Btu/hari}$$

$$\text{Effisiensi} = 80\%$$

$$= \frac{29.650.481,0463}{80\% \times 18.190,350}$$

$$= 2.037,514 \text{ lb/hari}$$

$$= 1022,35506 \text{ L/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar total} &= 3.139,5770 + 1022,35506 \\ &= 4.161,9321 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

Tangki Bahan Bakar Boiler

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: tangki penyimpanan bahan bakar untuk boiler
Tipe	: tangki silinder dengan tutup bagian bawah dan atas berbentuk datar (flat bottomed)
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-53 grade A
Allowble stress (f)	: 10.200 lb/in ²
Tipe pengelasan	: Double welded butt joint
Faktor korosi (C)	: 1/16 = 0,063
Faktor pengelasan	: 80%
L/D	: 1
Feed	: 4.161,932 L/hari
Densitas	: 0,9040015 kg/L = 56,435 lb/ft ³
Jumlah	: 1 buah

B. Perhitungan

Tangki dirancang untuk masa penyimpanan selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 4.161,932 \times 7 \\ &= 29.133,525 \text{ L} \\ &= 1028,8351 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Jumlah tangki direncanakan sebanyak = 4 buah

$$\text{Volume} = \frac{1028,8351}{4} = 257,208784 \text{ ft}^3$$

Menghitung Volume tangki

Diasumsikan volume ruang kosong pada tangki sebesar = 15%

$$\text{Volume tangki} = \frac{257,2088}{85\%} = 302,5986 \text{ ft}^3$$

Menentukan diameter tangki (D_T)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi \times D_T^2 \times L_S}{4}$$

$$302,5986 = 0,785 D_T^3$$

$$D_T = 7,27778248 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_S)

$$\text{Volume}_{\text{liquid}} = \frac{\pi \times D_T^2 \times L_S}{4}$$

$$257,208784 = \frac{41,5784025 L_S}{6,18611511 \text{ ft}}$$

$$L_S = 6,18611511 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan design

$$P_{\text{akt}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{liquid}} = \frac{\rho g L_S}{144 \times 32,174} = 2,4244 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,696$$

$$P_{\text{akt}} = 2,424 \text{ psig}$$

$$t_s = \frac{P_{\text{akt}} D_T}{2 (f E - 0,6 P_{\text{akt}})} + C = 0,0636 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standarisasi berdasarkan tabe; 5.7 (Brownel, 1959)} = 3/16 \text{ in}$$

Standardisasi dimensi tangki dari tabel 5-7 (Brownel & Young, 1959)

$$D_O = D_T + 2t_s = 87,7084 \text{ in} = 7,309 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 (brownell, 1959) diperoleh pendekatan

$$D_O = 84 \text{ in} = 7 \text{ ft} \quad 0,75$$

$$\text{icr} = 5 \frac{1}{8} \text{ in} = 0,4271 \text{ ft}$$

$$r = 84 \text{ in} = 7 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

kemudian menentukan D_T baru berdasarkan D_O dan t_s yang diperoleh,

$$D_T = D_O - 2t_s = 83,6250 \text{ in} = 6,969 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi \times D_T^2 \times L_S}{4}$$

$$302,5986 = 38,122 L_S$$

$$L_S = 7,93756773 \text{ ft}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Bakar

Fungsi	:	tangki penyimpanan penyimpanan solar
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah flat (datar)
Bahan Konstruksi	:	carbon steel SA-53 grade A
Tipe Pengelasan	:	Double welded butt joint
Volume tangki (V_T)	:	302,599 ft³
Diameter dalam tangki (D_T)	:	6,9688 ft
Diameter Luar (D_o)	:	7 ft
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875 ft
Tinggi Silinder (L_s)	:	7,9376 ft
Waktu tinggal	:	7 hari
Jumlah tangki	:	4 buah

APPENDIKS E

ANALISA EKONOMI

Dalam pendirian suatu pabrik terdapat berbagai faktor yang perlu diperhitungkan, salah satunya yaitu perkiraan biaya yang harus dikeluarkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik dari pengadaan bahan baku sampai menjadi produk yang diinginkan dan mendatangkan keuntungan.

Pabrik Gelatin ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2015 dan akan beroperasi pada tahun 2017 sehingga harga alat yang akan digunakan diperkirakan mulai tahun 2015. Untuk memperkirakan harga peralatan diperlukan digunakan persamaan Peter & Timmerhause, hal 164 edisi keempat :

$$\text{Harga tahun } n = \frac{\text{Index harga tahun } n}{\text{Index harga tahun } x} \times \text{Harga tahun } x$$

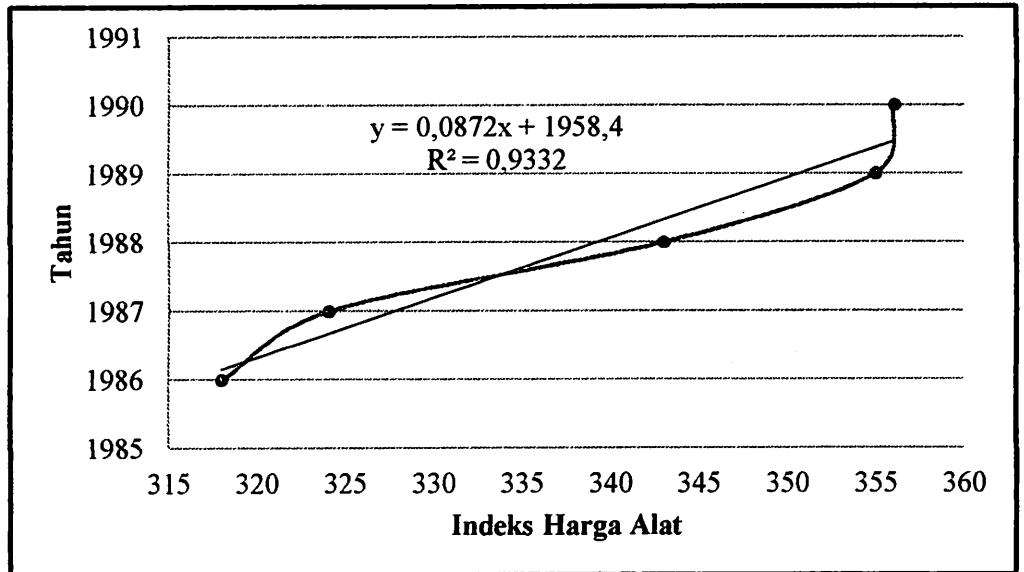
Tabel E.1. Indeks harga pada tahun sebelumnya

No.	Tahun	Indeks harga
1	1981	297
2	1982	314
3	1983	317
4	1984	323
5	1985	325
6	1986	318
7	1987	324
8	1988	343
9	1989	355
10	1990	356

Tabel 3. Peter & Timmerhaus, hal 163

A. Mencari indeks harga tahun

Grafik



Indeks Harga pada tahun 2014 ($y = 2014$)

$$\begin{aligned} 2014 &= 0,0872 \ x \ + \ 1958,4 \\ x &= 637,61 \end{aligned}$$

B. Menghitung harga peralatan proses

Setelah diketahui indeks harga melalui grafik diatas, maka dihitung penafsiran harga peralatan proses dengan menggunakan persamaan :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k}$$

Dimana :

C_x = Tafsiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu

C_k = Tafsiran harga alat pada tahun diketahui

I_x = Indeks harga pada tahun tertentu

I_k = Indeks harga pada tahun diketahui

Diketahui : - Indeks harga tahun 2000 = 397,00
- Indeks harga tahun 2014 = 637,61

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B} \times \frac{637,61}{397,00}$$

Tabel E.2. Daftar peralatan pabrik yang di desain:

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Kapasitas /	Bahan	Jumlah
				Dimensi	Konstruksi	
1	Storage Tulang	F-112A	Persegi	$V = 47,58 \text{ m}^3$	Beton bertulang	1
2	Belt Conveyor	J-112A	Throughed belt	$L = 10 \text{ m}$	CS	1
3	Jaw Crusher	C-113	Blake Jaw Crusher	$V = 1,31 \text{ kg/s}$	CS	1
4	Screen	H-117A	Vibrating screen	$A = 0,59 \text{ m}^2$	CS	1
5	Belt Conveyor	J-112B	Throughed belt	$L = 10 \text{ m}$	CS	1
6	Belt Conveyor Dryer	B-114	Throughed belt	$L = 10 \text{ m}$	CS	1
7	Belt Conveyor	J-112C	Throughed belt	$L = 10 \text{ m}$	CS	1
8	Heater	E-115	DPHE	$A = 1,22 \text{ m}^2$	CS	1
9	Ball Mill	C-116	Tumbling	$P = 8,709 \text{ kW}$	CS	1
10	Screen	H-117	Vibrating screen	$A = 4,37 \text{ m}^2$	CS	1
11	Belt Conveyor	J-112D	Throughed belt	$L = 10 \text{ m}$	CS	1
12	Bin	F-111B	Silinder vertikal	$V = 2,29$	CS	1
13	Storage H_2SO_4	F-111C	Silinder vertikal	$V = 151,35 \text{ m}^3$	SS	2
14	Pompa Centrifugal	L-118A	Centrifugal	$P = 0,1864 \text{ kW}$	Cast Iron	1
15	Mixer	M-119	Silinder vertikal	$V = 64,35 \text{ m}^3$	SS	1
16	Pompa	L-118B	Centrifugal	$P = 1,49 \text{ kW}$	CS	1
17	Reaktor	R-110	Silinder vertikal	$V = 63,43 \text{ m}^3$	SS	1
18	Pompa	L-121	Centrifugal	$P = 2,61 \text{ kW}$	CS	1
19	Centrifugal separator	H-122	Sedimentation	$P = 5,59 \text{ kW}$	CS	1
20	Screw Conveyor	J-123	Standard pitch	$L = 9,14 \text{ m}$	CS	1
21	Bin	F-124	Silinder vertikal	$V = 2,83 \text{ m}^3$	SS	1
22	Storage CH_3COOH	F-124	Silinder vertikal	$V = 0,34 \text{ m}^3$	SS	1
23	Ekstraktor	R-120	Silinder vertikal	$V = 2 \text{ m}^3$	SS	1
24	Pompa	L-131A	Centrifugal	$P = 0,37 \text{ kW}$	CS	1
25	Centrifugal separator	H-132	Sedimentation	$0,33 \text{ m}$	CS	1
26	Pompa	L-131B	Centrifugal	$P = 0,37 \text{ kW}$	CS	1
27	Mixer	M-133	Silinder vertikal	$V = 2,69 \text{ m}^3$	SS	1
28	Storage NaOH	F-134	Centrifugal	$V = 55,76 \text{ m}^3$	SS	1
29	Pompa	L-131C	Centrifugal	$P = 0,75 \text{ kW}$	CS	1
30	Jet ejector	X-132	Single stage	$V = 1,22$	CS	1
31	Evaporator	V-130	Silinder vertikal	$V = 2,69 \text{ m}^3$	CS	1

No	Nama Peralatan	Kode	Tipe	Kapasitas /	Bahan	Jumlah
				Dimensi	Konstruksi	
32	Heater	E-142	DPHE	A= 0,05 m ²	CS	1
33	Cyclone	H-143	Dust	A= 0,13 m ²	CS	1
34	Spray dryer	B-140	Silinder vertikal	V= 2,69 m ³	CS	1
35	Belt Conveyor	J-144	Throughed belt	L= 10 m	CS	1
36	Bin Produk	F-144	Silinder vertikal	V= 1,15 m ³	SS	1
37	Gudang produk	F-146	beton	V=387	CS	1
38	Kondensor	E-135	Horisontal	V=1,25	CS	1
39	Storage CO ₂					

Harga Alat

Menghitung harga alat dengan persamaan 1

Diketahui : - Indeks harga tahun 2000 = 397,00 (capital cost artikel,2011)

- Indeks harga tahun 2014 = 637,61

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke } B(C_{BM}) \times \frac{637,61}{397,00}$$

Nilai CBM diperoleh dari artikel capital cost dan Ulrich, 1984.

Tabel E.3. Daftar harga peralatan pabrik yang di desain:

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Storage Tulang	F-112A	5000	8.030	80.304.116
2	Belt Conveyor	J-112A	16800	26.982	269.821.829
3	Jaw Crusher	C-113	100000	160.608	1.606.082.315
4	Belt Conveyor	J-112B	16800	26.982	269.821.829
5	Belt Conveyor Dryer	B-114	16800	26.982	269.821.829
6	Belt Conveyor	J-112C	16800	26.982	269.821.829
7	Heater	E-115	4796	7.703	77.027.708
8	Ball Mill	C-116	16800	26.982	269.821.829
9	Screen	H-177A	4200	6.746	67.455.457
10	Belt Conveyor	J-112D	16800	26.982	269.821.829
11	Storage H ₂ SO ₄	F-111C	97405	312.881	3.128.808.957
12	Pompa Centrifugal	L-118A	3554	5.708	57.080.165
13	Mixer	M-119	103730	166.599	1.665.989.185

No	Nama Peralatan	Kode	C _{BM}	Harga	
				(\$)	(Rp)
14	Pompa	L-118B	3577	5.745	57.449.564
15	Reaktor	R-110	40135	64.460	644.601.137
16	Pompa	L-121	3979	6.391	63.906.015
17	Centrifugal separator	H-122	52000	83.516	835.162.804
18	Screw Conveyor	J-123	3000	4.818	48.182.469
19	Storage CH ₃ CO	F-124	2841	4.563	45.628.799
20	Ekstraktor	R-120	8591	13.798	137.978.532
21	Pompa	L-131A	3554	5.708	57.080.165
22	Centrifugal separator	H-132	34000	54.607	546.067.987
23	Mixer	M-133	103730	166.599	1.665.989.185
24	Storage NaOH	F-134	1000	1.606	16.060.823
25	Pompa	L-131C	3554	5.708	57.080.165
26	Pompa	L-141	3554	5.708	57.080.165
27	Heater	E-142	4796	7.703	77.027.708
28	Belt Conveyor	J-143	16800	26.982	269.821.829
29	Evaporator	V-130	15985	25.673	256.732.258
30	Spray dryer	B-140	97405	156.440	1.564.404.479
31	Bin Produk	F-144	6348	10.195	101.954.105
32	Jet ejector	X-132	1100	1.767	17.666.905
32	condensor	F-135	1000	1.606	16.060.823
34	Cyclone	H-143	4500	7.227	72.273.704
35	Bin	F-111B	2841	4.563	45.628.799
36	Bin	F-124	2841	4.563	45.628.799
37	Gudang Produk	F-146	3000	4.818	48.182.469
38	Screen	H-177B	3500	5.621	56.212.881
	Storage CO ₂	F-111D	2841	4.563	45.628.799
TOTAL					15.151.170.245

Tabel E.4. Daftar Harga Peralatan Utilitas pada Pabrik Gelatin

No	Nama Peralatan	Kode	Jumlah	Harga	
				(\$)	(Rp)
1	Boiler	Q-240	1	69.383	693.827.560
2	Pompa	L-211	1	6.114	61.143.554
3	Bak penampung	F-212	1	2.409	24.091.235
4	Pompa	L-213	1	6.114	61.143.554
5	Bak Klorinasi	F-220	3	8.030	80.304.116
6	Pompa	L-221	1	6.114	61.143.554
7	Bak penampung	F-222	1	5.621	56.212.881
8	Cation Exchanger	D-220A	1	25.673	256.732.258
9	Anion Exchanger	D-220B	1	25.673	256.732.258
10	Bak Air Lunak	F-214	1	4.015	40.152.058
11	Pompa	L-231	1	5.708	57.080.165
12	Bak Steam	F-241	3	4.818	48.182.469
13	Pompa	L-242	1	5.708	57.080.165
14	Deaerator	D-243	1	9.090	90.904.259
15	Pompa	L-244	1	5.708	57.080.165
16	Bak Penampung	F-232	1	4.818	48.182.469
17	Pompa	L-233	1	5.708	57.080.165
18	Heater	E-230	1	4.796	47.960.000
19	Generator	P-250	1	14.455	144.547.408
20	Pompa bahan bakar		1	5.708	57.080.165
21	Tangki bahan bakar		4	22.463	224.626.673
Total					2.336.739.724

$$\begin{aligned}
\text{Harga peralatana total} &= \text{Harga peralatan proses} + \text{harga peralatan Utilitas} \\
&= 15.151.170.244,73 + 2.336.739.724,08 \\
&= 17.487.909.968,80
\end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan (*safety factor*) sebesar 20%, maka :

$$\begin{aligned}
\text{Harga peralatan total} &= 120\% \times \text{Rp. } 17.487.909.969 \\
&= \text{Rp. } 20.985.491.963
\end{aligned}$$

C. Biaya Bahan Baku

1. Limbah Tulang Ikan

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Perjam} &= 4.733,2699 \text{ kg} \\
\text{Harga LTI Per kg} &= \text{Rp. } 2500 \\
\text{Biaya per tahun} &= 4.733,2699 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times \\
&\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 2500 \\
&= \text{Rp. } \mathbf{93.718.744.302}
\end{aligned}$$

2. Asam sulfat

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Perjam} &= 2.631,9854 \text{ kg} \\
\text{Harga LTI Per kg} &= \text{Rp. } 2500 \quad (\text{http://www.alibaba.com}) \\
\text{Biaya per tahun} &= 2.631,9854 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times \\
&\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 2500 \\
&= \text{Rp. } \mathbf{52.113.311.567}
\end{aligned}$$

3. Sodium Hidroksida (NaOH)

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Perjam} &= 6,0867211 \text{ kg} \\
\text{Harga LTI Per kg} &= 3500 \quad (\text{http://www.alibaba.com}) \\
\text{Biaya per tahun} &= 6,0867211 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times \\
&\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 3500 \\
&= \text{Rp. } \mathbf{168.723.908,8864}
\end{aligned}$$

4. Asam asetat

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan Perjam} &= 1,5812 \text{ kg} \\
\text{Harga LTI Per kg} &= \text{Rp. } 5100 \quad (\text{http://www.alibaba.com}) \\
\text{Biaya per tahun} &= 1,5812 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times \\
&\quad 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp. } 5100 \\
&= \text{Rp. } \mathbf{63.866.295}
\end{aligned}$$

Total Biaya Bahan Baku

Total Bahan Baku	(Rp)
Limbah tulang ikan	Rp93.718.744.302
Asam sulfat	Rp52.113.311.567
Asam asetat	Rp63.866.295
NaOH	Rp168.723.909
total	Rp146.064.646.072

D. Biaya Utilitas

1. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Listrik per jam} &= 129,2 \text{ KWH} \\ \text{Harga listrik per KW} &= \text{Rp. } 1380 \text{ (PLN. 2012)} \\ \text{Biaya Listrik per tahun} &= 129,2400 \text{ KWH} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times 1380 \\ &= \mathbf{Rp1.412.541.504} \end{aligned}$$

2. Bahan Bakar

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Bakar per jam} &= 134,1300 \text{ L/jam} \quad 134,1316958 \text{ L/jam} \\ \text{Harga bahan bakar per L} &= \text{Rp. } 9500 \\ \text{Biaya bahan bakar per tahun} &= 134,1300 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times 9500 \\ &= \mathbf{Rp10.091.941.200} \end{aligned}$$

3. Resin

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Resin per jam} &= 10 \text{ kg/jam} \\ \text{Harga Resin per kg} &= \text{Rp. } 18000 \\ \text{Biaya Resin per tahun} &= 10,0000 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \\ &\quad \times 330 \text{ hari/tahun} \times 18000 \\ &= \mathbf{Rp1.425.600.000} \end{aligned}$$

Total Biaya Utilitas

Total Bahan Baku	(Rp)
Listrik	Rp1.412.541.504
Bahan Bakar	Rp10.091.941.200
Resin	Rp1.425.600.000
Jumlah	Rp11.504.482.704

E. Gaji Pegawai

Tabel E.5. Data Gaji Pegawai

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp.)	Gaji total (Rp.)
Direktur Utama	1	12.000.000	12.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	10.000.000	10.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	10.000.000	10.000.000
Staff Litbang (R & D)	2	8.000.000	16.000.000
Kepala Departemen	7	6.000.000	42.000.000
Kepala Divisi	19	4.000.000	76.000.000
Karyawan Proses	24	2.500.000	60.000.000
Karyawan Personalia	2	1.500.000	3.000.000
Karyawan Administrasi	2	1.500.000	3.000.000
Karyawan Humas	3	1.500.000	4.500.000
Karyawan Keamanan	8	1.500.000	12.000.000
Dokter	1	1.300.000	1.300.000
Perawat	1	1.000.000	1.000.000
Karyawan Akuntansi	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Keuangan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Penjualan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Pembelian	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Bahan Baku	3	1.000.000	3.000.000
Karyawan Utilitas	5	1.000.000	5.000.000
Karyawan Kebersihan	8	1.000.000	8.000.000
Sopir	4	1.300.000	5.200.000
Sekretaris	1	1.300.000	1.300.000
Pemadam Kebakaran	7	1.300.000	9.100.000
Karyawan Bengkel dan Perawatan	3	1.300.000	3.900.000
Karyawan Jaminan Mutu	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Pengendalian Proses	3	1.300.000	3.900.000
Karyawan Ketenagakerjaan	2	1.300.000	2.600.000
Karyawan Promosi dan Research Marketing	2	1.300.000	2.600.000
T o t a l	120		308.400.000

G. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1. Harga Peralatan	(Hp)	= Rp.	17.487.909.969
2. Instrumen dan Alat Control	6% Hp	= Rp.	1.049.274.598
3. Isolasi	8% Hp	= Rp.	1.399.032.798
4. Perpipaan terpasang	10% Hp	= Rp.	1.748.790.997
5. Perlistrikan terpasang	8% Hp	= Rp.	1.399.032.798
6. Harga FOB jumlah 1-5	(Hf)	= Rp.	23.084.041.159
7. Ongkos angkutan kapal laut	5% Hf	= Rp.	1.154.202.058
8. Harga C dan F jumlah 6-7	(Hcf)	= Rp.	24.238.243.217
9. Biaya asuransi	0,4% Hcf	= Rp.	96.952.973
10. Huga CIF, Jumlah 8-9	(Hcif)	= Rp.	24.335.196.190
11. Biaya angkut barang ke plant	10% Hci	= Rp.	2.433.519.619
12. Pemasangan alat	35% Hp	= Rp.	6.120.768.489
13. Bangunan pabrik	10% Hp	= Rp.	1.748.790.997
14. Service facilities & Yard Imp.	40% Hp	= Rp.	6.995.163.988
15. Tanah	4% Hp	= Rp.	699.516.399
16. Biaya Langsung, jmlh 10-15(DC)	DC	= Rp.	42.332.955.681

b. Biaya Tidak Langsung (IC)

17. Engineering dan Supervisi	5% DC	= Rp.	2.116.647.784
18. Konstruksi	7% DC	= Rp.	2.963.306.898
Total Modal Tak Langsung (IC)	IC	= Rp.	5.079.954.682

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= 42.332.955.681 + 5.079.954.682 \\ &= \text{Rp. } 47.412.910.363 \end{aligned}$$

d. Working Capital Investmen (WCI)

$$\begin{aligned} \text{WC} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 47.412.910.363 \\ &= \text{Rp. } 4.741.291.036 \end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= 47.412.910.363 + 4.741.291.036 \\ &= \text{Rp. } 52.154.201.399 \end{aligned}$$

f. Modal Perusahaan

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri (MS)} & 60\% \text{ TCI} = \text{Rp. } 31.292.520.839 \\ \text{Modal pinjaman (MP)} & 40\% \text{ TCI} = \text{Rp. } 20.861.680.560 \end{aligned}$$

H. Penentuan Total Product Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost)

1. Bahan Baku			=	Rp.	146.064.646.07
2. Tenaga Kerja langsung (TK)			=	Rp.	3.700.800.00
3. Supervisi	10%	TK	=	Rp.	37008000
4. Utilitas			=	Rp.	11.504.482.70
5. Pemeliharaan dan Perbaikan (PP)	2%	FCI	=	Rp.	948.258.20
6. Penyediaan Operasi	10%	PP	=	Rp.	94.825.82
7. Laboratorium	10%	TK	=	Rp.	37.008.00
8. Patent dan Royalti	1%	TPC			
Jumlah Biaya Produksi Langsung			=	Rp.	162.720.100.80
				+ 1%	TPC

b. Biaya tetap (Fixed Cost/FC)

1. Depresiasi alat	10%	FCI	=	Rp.	4.741.291.036
2. Depresiasi bangunan	2%	FCI	=	Rp.	948.258.207
3. Pajak Kekayaan	2%	FCI	=	Rp.	948.258.207
4. Asuransi pabrik	0%	FCI	=	Rp.	189.651.641
5. Bunga bank	15%	MP	=	Rp.	3.129.252.084
Total Biaya tetap (Fixed Cost/FC)			=	Rp.	9.956.711.176

c. Biaya Overhead Pabrik

$$\text{Biaya Overhead Pabrik } 50\% \text{ TK} + \text{PP} = \text{Rp. } 2.324.529.104$$

d. Biaya Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

1. Biaya Administrasi	15%	PP	=	Rp.	142.238.731
2. Ongkos Distribusi dan Pemasaran	2%	TPC	=	2%	TPC
3. Research and development	2%	TPC	=	2%	TPC
4. Biaya Pengeluaran Umum (GE)			=	142.238.731 + 4%	TPC

e. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE} \\ &= 175.143.579.815 + 5\% \text{ TPC} \\ &= 184.361.662.963 \\ \text{Maka, DPC} &= \text{Rp. } 162.720.100.804 + 1\% \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 164.363.738.186 \\ \text{GE} &= \text{Rp. } 142.238.731 + 4\% \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 148.165.345 \end{aligned}$$

I. ANALISA PROFITABILITAS

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi.

$$\text{Total penjualan pertahun} = \text{Rp. } 200.001.085.524$$

$$\begin{aligned} \text{Gross Earning atau laba kotor} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total production cost} \\ &= \text{Rp. } 200.001.085.524,0 - \text{Rp. } 184.361.662.963,22 \\ &= \text{Rp. } 15.639.422.561 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 35\% \times \text{Gross Earning atau laba kotor} \quad (\text{UU No.7/1983}) \\ &= 35\% \times 15.639.422.561 \\ &= 5.473.797.896 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\ &= \text{Rp. } 15.639.422.561 \times | 1 - 0,35 | \\ &= \text{Rp. } 10.165.624.664,49 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A) :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 10.165.624.664,49 + \text{Rp. } 4.741.291.036,25 \\ &= \text{Rp. } 14.906.915.700,74 \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (Rate of Return/ROR)

ROR adalah laju pengambilan modal yang dapat dihitung dari laba dibagi modal

a. ROR sebelum pajak

$$\text{ROR} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{15.639.422.561}{47.412.910.363} \times 100\% \\
&= 32,9856\%
\end{aligned}$$

b. ROR setelah pajak

$$\begin{aligned}
\text{ROR} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
&= \frac{10.165.624.664}{47.412.910.363} \times 100\% \\
&= 21,4406\% \quad \text{dari modal investasi} \\
&= 21,4406\% \times \text{Rp. } 52154201398,78 \\
&= 11.182.187.131
\end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned}
\text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\
&= \frac{47.412.910.363}{14.906.915.701} \times 1 \text{ tahun} \\
&= 3,1806 \text{ tahun}
\end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

- a. Biaya produksi tetap (FC) = Rp. 9.956.711.176
 FC = Rp. 9.956.711.176
- b. Biaya Variabel (VC)
- Bahan Baku pertahun = Rp. 146.064.646.072
 - Biaya Utilitas pertahun = Rp. 11.504.482.704
 - Total biaya Variabel (VC) = Rp. 157.569.128.776
- c. Biaya Semi Variabel (SVC)
- Biaya Umum (GE) = Rp. 148.165.345
 - Biaya Overhead = Rp. 2.324.529.104
 - Penyediaan operasi = Rp. 94.825.821
 - Biaya Laboratorium = Rp. 37.008.000
 - Gaji Karyawan Langsung = Rp. 3.700.800.000
 - Supervisi = Rp. 370.080.000
 - Perawatan dan Pemeliharaan = Rp. 948.258.207
 - Royalti = Rp. 1.843.616.630
 - Total Biaya Semi Variabel (SVC) = Rp. 9.467.283.106
- d. Harga Penjualan (S)
- S = Rp. 200.000.005.920

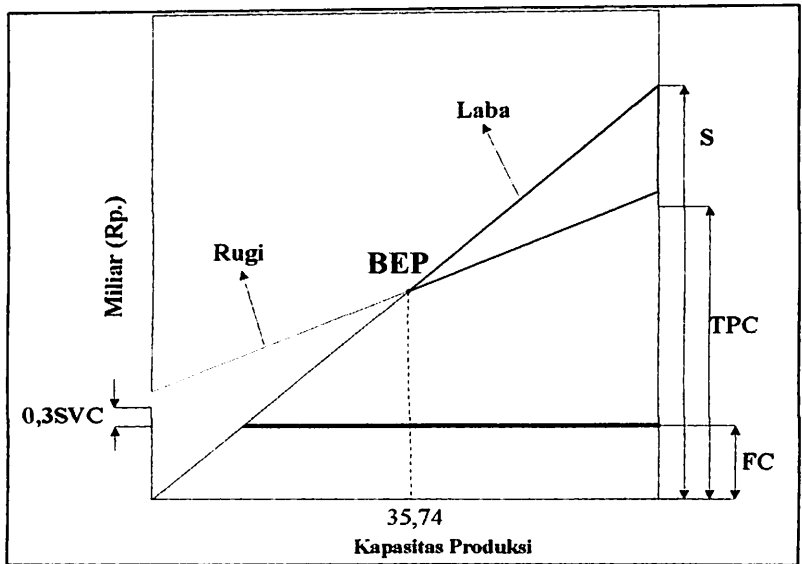
maka nilai BEP adalah

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - (0,7 \text{ SVC} - \text{VC})} \times 100\%$$

$$= 35,74\%$$

Nilai BEP dari pabrikgelatin adalah antara 30-60% sehingga nilai BEP tersebut memadai.

	0	100
FC	9.956.711.176	9.956.711.176
TPC	12.796.896.108	184.361.662.963
S	0	200.000.005.920



Dalam produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang yang sesungguhnya, maka keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{|100 - BEP| - |100 - \% \text{ kapasitas}|}{|100 - BEP|}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{10.165.624.664} = \frac{|100 - 35,74\%| - |100 - 60\%|}{|100 - 35,74\%|}$$

$$PBi = 24.748.484,88$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= 24.748.484,88 + 4.741.291.036,25 \\ &= 4.766.039.521 \end{aligned}$$

Dalam produksi tahun kedua kapasitas pabrikan 80% dari kapasitas yang sesungguhnya, maka keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{|100 - BEP| - |100 - \% \text{ kapasitas}|}{|100 - BEP|}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{14.906.915.701} = \frac{|100 - 35,74\%| - |100 - 80\%|}{|100 - 35,74\%|}$$

$$PBi = 66.212.058,07$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= 66.212.058,07 + 4.741.291.036,25 \\ &= 4.807.503.094,32 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - VC} \times 100\% \\ &= 7,9326\% \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas

$$\begin{aligned} &= 7,9326\% \times 200.000.005.920 \\ &= 15.865.280.692 \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Asumsi bunga bank sebesar = 15%

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A_0} tahun ke 0 untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned}C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 47.412.910.363 \times \left| 1 + 15\% \right|^2 \\ &= \text{Rp. } 25.081.429.582 \\ C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\ &= 60\% \times \text{Rp. } 47.412.910.363 \times \left| 1 + 15\% \right|^2 \\ &= \text{Rp. } 37.622.144.373 \\ C_{A_0} &= - \left[C_{A-1} + C_{A-2} \right] \\ &= - \left[\text{Rp. } 37622144372,66 + \text{Rp. } 25081429581,78 \right] \\ &= \text{Rp. } -62.703.573.954,44\end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times \text{Fd}$$

Dimana :

C_A = Cash Flow setelah pajak

$$\text{Fd} = \text{faktor diskon} = \frac{1}{\left| 1 + i \right|^n}$$

n = tahun ke-n

i = tingkat suku bunga bank

Tabel E.6 Memperkirakan Internal Rate of Return (IRR) secara Cash flow

Tahun	Cash Flow	Fd	NPV
	(Rp.)	(I = 0,15)	(Rp.)
0	-62.703.573.954,44	1	-62703573954
1	4.766.039.521,13	0,8696	4.144.382.192
2	4.807.503.094,32	0,7561	3.635.163.020
3	14.906.915.700,74	0,6575	9.801.539.049
4	14.906.915.700,74	0,5718	8.523.077.434
5	14.906.915.700,74	0,4972	7.411.371.681
6	14.906.915.700,74	0,4323	6.444.671.027
7	14.906.915.700,74	0,3759	5.604.061.763
8	14.906.915.700,74	0,3269	4.873.097.185
9	14.906.915.700,74	0,2843	4.237.475.813
10	14.906.915.700,74	0,2472	3.684.761.577
WCI	4.741.291.036,25	0,2472	1.171.974.631
Jumlah			2.328.001.419

Karena nilai NPV (+) maka pabrik biodiesel ini layak didirikan

7. Internal Rate Of Return (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana : i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial 5%

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial 10,00%

Tahun	Cash Flow/CA	Fd	NPV ₁	Fd	NPV ₂
	(Rp)	i=0,15		i=0,25	
1	4.766.039.521	0,9524	4539085258	0,9091	4332763201
2	4.807.503.094	0,907	4360547024	0,8264	3973143053
3	14.906.915.701	0,8638	12877154260	0,7513	11199786402
4	14.906.915.701	0,8227	12263956439	0,683	10181624002
5	14.906.915.701	0,7835	11679958513	0,6209	9256021820
6	14.906.915.701	0,7462	11123770012	0,5645	8414565291
7	14.906.915.701	0,7107	10594066678	0,5132	7649604810
8	14.906.915.701	0,6768	10089587313	0,4665	6954186191
9	14.906.915.701	0,6446	9.609.130.774	0,4241	6.321.987.446
10	14.906.915.701	0,6139	9.151.553.118	0,3855	5.747.261.315
WCI	4.741.291.036	0,6139	2.910.741.406	0,3855	1.827.972.942
Jumlah			99.199.550.796	75.858.916.471	

$$\begin{aligned}
 IRR &= i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 5\% + \frac{99.199.550.796}{99.199.550.796 - 75858916471} \times (7\% - 5\%) \\
 &= 26,25\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (15 %), maka pabrik biodiesel ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Balai Besar Riset Pengolahan Produk dan Bioteknologi Kelautan dan Perikanan (BBRP2B). 2009. *Optimasi Teknik Produksi Gelatin dari Kulit Ikan Tuna*. Balai Besar Riset Pengolahan Produk dan Bioteknologi Kelautan dan Perikanan.
2. Junianto, Kiki H., Ine M, Kiki H., Ine M. 2006. *Produksi Gelatin dari Tulang dan Pemanfaatannya Sebagai Bahan Dasar Pembuatan Cangkang Kapsul*. Jurnal Penelitian Hibah Bersaing IV Tahun I.
3. Karlina, I.R. & L. Atmaja. 2009. *Ekstraksi Gelatin dari Tulang Rawan Ikan Pari (Himantura gerardi) pada Variasi Larutan Asam Untuk Perendaman*. Prosiding Kimia FMIPA-ITS.
4. Kumalasari, F.C. 2004. *Pra Rencana Pabrik Gelatin dari Tulang Sapi dengan Proses Ekstraksi, Skripsi, tidak diterbitkan*. Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang.
5. Ledwar, D.A.2000. Gelatin. In Philips, G.O. and Wiliiams, P.A. (Eds). *Handbook of hydrocolloids*. Boca Rotan:CRC Press, pp 67-86
6. Nasralhah et all. 1993. *United States Patent: Extraction Process for Gelatin*. Kraft General Foods, Inc. Northfield, Ill.
7. Nurilmala , M., M. Wahyunil, & H. Wiratmaja. 2006. *Perbaikan Nilai Tambah Limbah Tulang Ikan Tuna (Thunnus sp.)Menjadi Gelatin serta Analisis Fisika-Kimia*. Buletin Teknologi Hasil Perikanan, Vol IX Nomor 2.
8. Science Stuff. *Material Safety Data Sheet-Asam Sulfat*. diakses 11 April 2012.
9. Science Stuff. *Material Safety Data Sheet-H₂O Water*. diakses 11 April 2012.
10. Miladinov et all. 2002. *United States Patent: Gelatin Manufacturing Process and Product*. Maccord Mason PLLC 300 N. Greene Street, Suite 1600.
11. Bernegger et all. 2008. *United States Patent: Gelatin Production System*. Wilson Daniel Swayze, JR.3804 Clearwater CT.
12. Siga, M.D.W. & C.P. Suryaningsih. 2012. *Ekstraksi Gelatin dari Hidrolisa Kolagen Limbah Tulang Ikan Tuna dengan Variasi Jenis Asam dan Waktu Ekstraksi*. Laporan Penelitian Teknik –ITN Malang.
3. FMC. *Material Safety Data Sheet- Sodium Hydroxide 50% Solution*. MSDS Ref. No.: 1310-73-2-3 diakses 21 Juni 2012.

14. Seastar Chemicals Inc. *Material Safety Data Sheet- Acetic acid*. MSDS Preparation Date: 09-2011, diakses 21 Juni 2012.
15. Moy et al. 1997. *United States Patent: Continuous Process for the Preparation of Gelatin From Powered Bone, and Gelatin Obtained*. Jaques Moy, System Bio Industri, Paris: France.
16. Christensson et al. 2007. *United States Patent: Method for Producing and Purifying Gelatin*. Buchanan, Alexandria.
17. Otero, Muras et al. *Development of an User-Friendly Virtual Environment for Design and Simulation of Food Processing Plants: Application to the Valorization Process of Fish Skins to Obtain Gelatines*. Dept. Marine Food Sciences & Technology, IFREMER.
18. M.O. Nicholas, Simonot et al. 1997. *Experimental Study and Modelling of Gelatin Production from Bone Powder : Elaboration of an Overall Kinetic Scheme for the Acid Proses*. Chemical Engineering Journal, 67, 55-64.
19. Global AgriSystem Pvt. Ltd. *Gelatin*. Project profile
20. Brownell E. Lloyd, *Process Equipment Design*. Jhon Willey and Sons Inc, New Delhi, India 1959.
1. Coulson and Richardson's, *Chemical Engineering*, volume 6, 2nd edition, Departement Of Chemical Engineering, University College of Swansea.
- Geankoplis, Christie , *Transport Process dan Unit Operation*, 3rd Edition, Prentice Hall Inc, New Delhi, India 1997.
- Hesse, H.C. and Rushton, J.H., *Process Equipment Design*, D. Van Nostrand Co. New Jersey, 1981.
- Kern D.Q, *Process Heat Transfer*, 2nd Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
- Perry, Robert H, *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 7th Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 2000.
- Peter S. and Timmerhause, *Plant Design and Economic to Chemical Engineering*, 4th Edition, McGraw Hill, Singapore, 19.
1. Ulrich D. Gael, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*, John Willey and Sons Inc, New York, 1984.

