

PRA RENCANA PABRIK

**GLISERIN DARISPENT SOAP LYE
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
DOUBLE EFFECT EVAPORATOR**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

RENITA RIZKY MELVIANI NIM. 09.14.030



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013**

PRA RENCANA PABRIK
GLISERIN DARISPENT SOAP LYE
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN ALAT UTAMA
DOUBLE EFFECT EVAPORATOR

SKRIPSI

Disusun Oleh :

RENITA RIZKY MELVIANI NIM. 09.14.030



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2013

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK GLISERIN DARI SPENT SOAP LYE KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

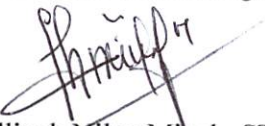
Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :


RENITA RIZKY M. 09.14.030

Malang, 23 Juli 2013

Menyetujui,
Dosen Pembimbing I


Faidliyah Nilna Mihah, ST, MT
NIP. P 1030400392

Mengetahui,
Dosen Pembimbing II


Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP. Y 1030100370

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia


Jimmy, ST, MT
NIP. Y 1039900330




BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : RENITA RIZKY MELVIANI
NIM : 0914030
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK GLISERIN DARI
SPENT SOAP LYE

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


Hari : Selasa
Tanggal : 23 Juli 2012
Nilai : B+

Ketua Jurusan,



Jimmy, ST, MT
NIP.Y. 1039900330


Sekretaris Jurusan,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.Y. 1030400400


Anggota Penguji,

Penguji Pertama,



M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP.Y. 1030400400

Penguji Kedua,



Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y. 1039700306

PERNYATAAN KEASLIAN ISI SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RENITA RIZKY MELVIANI

NIM : 09.14.030

Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia S-1

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul :

**“ PRA RENCANA PABRIK GLISERIN DARI
SPENT SOAP LYE “**

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

Malang, Juli 2013

Yang membuat pernyataan,



RENITA RIZKY MELVIANI

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul “*Pra Rencana Pabrik Gliserin Dari Spent Soap Lye*” dengan baik.

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

Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT., selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT., selaku Dekan FTI ITN Malang.
3. Bapak Jimmy, ST, MT., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Ibu Faidliyah Nilna M., ST, MT., selaku dosen pembimbing Skripsi I.
5. Ibu Rini Kartika D., ST, MT., selaku dosen pembimbing Skripsi II.
6. Rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya Skripsi ini.

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

Malang, Juli 2013

Penyusun

INTISARI

Pra Rencana Pabrik Gliserin ini akan didirikan di Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur dengan criteria sebagai berikut:

1. Kapasitas bahan baku : 50.000 ton/tahun
2. Waktu operasi : 330 hari/tahun
3. Bahan baku : *spent soap lye*
4. Bahan pembantu : HCl, FeCl₃, Al₂(SO₄)₃, NaOH, Karbon aktif
5. Produk utama : gliserin 98%
6. Produk samping : -
7. Utilitas
 - Kebutuhan air : 13100685,77340 kg/jam
 - Kebutuhan steam : 3274769,058 kg/jam
 - Kebutuhan listrik : 297,4092 KW
 - Kebutuhan bahan bakar : 12830,9041 liter/hari
8. Organisasi perusahaan
 - Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
 - Struktur : Garis dan Staff
 - Jumlah karyawan : 371 orang
9. Analisa ekonomi
 - ROI_{BT} : 61%
 - ROI_{AT} : 37%
 - POT_{BT} : 1,4 tahun
 - POT_{AT} : 2,14 tahun
 - BEP : 31,01%

Dari hasil perhitungan analisa ekonomi, dari segala segi teknis maupun nonteknis, maka Pabrik Gliserin ini layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI	iv
KATA PENGANTAR	v
INTISARI	vi
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
BAB I PENDAHULUAN	I-1
1.1. Latar Belakang.....	I-1
1.2. Sifat-sifat Bahan Baku dan Produk.....	I-2
1.3. Analisa Pasar	I-4
1.4. Lokasi Pabrik.....	I-5
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II-1
2.1. Macam-macam Proses.....	II-1
2.2. Uraian Proses.....	II-6
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
6.1. Perhitungan Luas Pemanasan.....	VI-1
6.2. Perhitungan Dimensi Tube.....	VI-6
6.3. Perhitungan Dimensi Evaporator.....	VI-8
6.4. Perhitungan Dimensi Man Hole	VI-12
6.5. Perhitungan Dimensi Pipa	VI-14
6.6. Perhitungan Dimensi Gasket, Bolting dan Flange tangki	VI-24
6.7. Perhitungan Dimensi Penyangga.....	VI-31
6.8. Spesifikasi Duple Effect Evaporator.....	VI-40
BAB VII INSTRUMEN DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1

7.1. Instrumentasi	VII-1
7.2. Keselamatan Kerja	VII-2
7.3. Material Safety Data Sheet Bahan-Bahan	VII-5
BAB VIII UTILITAS	VIII-1
8.1. Unit Penyediaan Air	VIII-1
8.2. Unit Penyediaan Steam	VIII-4
8.3. Unit Pembangkit Listrik	VIII-5
8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar	VIII-6
BAB IX TATA LETAK PABRIK	IX-1
9.1. Tata Letak Pabrik	IX-1
9.2. Tata Letak Peralatan Proses	IX-4
9.3. Pembagian Areal Tanah	IX-7
BAB X STRUKTUR ORGANISASI	X-1
10.1. Bentuk Perusahaan	X-1
10.2. Struktur Organisasi Perusahaan	X-2
10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab	X-4
10.4. Jadwal Jam Kerja	X-9
10.5. Jaminan Sosial	X-10
10.6. Status Karyawan dan Sistem Upah	X-12
10.7. Perincian Tenaga Kerja	X-12
10.8. Gaji Karyawan	X-14
BAB IX ANALISA EKONOMI	XI-1
BAB XII KESIMPULAN	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS	
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data impor gliserin tahun 1997-2006.....	I-2
Tabel 1.2. Data kenaikan impor gliserin pada tahun 1997-2006.....	I-4
Tabel 2.1. Pemilihan proses.....	II-5
Tabel 7.1. Instrumentasi pada peralatan.....	VII-2
Tabel 7.1. Alat-alat keselamatan kerja pabrik gliserin.....	VII-5
Tabel 9.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik	IX-7
Tabel 10.1. Jadwal kerja pegawai shift	X-10
Tabel 10.2. Jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja.....	X-13
Tabel 10.3. Daftar gaji karyawan perbulan	X-14

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Lokasi Pabrik Gliserin.....	I-9
Gambar 2.1. Blok diagram pembuatan gliserin dari spent soap lye	II-1
Gambar 2.2. Blok diagram pembuatan gliserin dari propilen via alil klorida.....	II-3
Gambar 2.1. Blok diagram pembuatan gliserin dari propilen via alil akrolein ...	II-4
Gambar 9.1. Tata letak Pabrik Gliserin.....	IX-2
Gambar 9.2. Tata letak peralatan proses Pabrik Gliserin.....	IX-5
Gambar 10.1. Struktur Organisasi perusahaan	X-3

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

1.1.1. Tujuan perancangan

Kebutuhan terhadap bahan kimia mengalami kenaikan dengan pesat, salah satu bahan kimia yang mengalami tingkat kebutuhan yang cukup tinggi ialah gliserin. Gliserin atau yang juga dikenal dengan nama gliserol adalah bahan kimia yang memiliki banyak manfaat, baik dibidang farmasi, kosmetik makanan maupun minuman. Oleh karena itu, dirancang pabrik gliserin untuk memenuhi permintaan pasar.

1.1.2. Kegunaan produk gliserin

- Sebagai bahan baku maupun bahan pembantu dalam industri makanan dan minuman.
- Sebagai bahan baku maupun bahan pembantu dalam industri farmasi dan kosmetik.
- Sebagai bahan pembungkus dan pengemas yang aman.
- Sebagai pelumas dalam alat industri jika minyak tidak ada.
- Fungsi lainnya ialah sebagai campuran semen, sabun, detergen, asal dan kertas.

1.1.3. Perkembangan Industri Gliserol

Gliserin pertama kali diidentifikasi pada tahun 1770 oleh Scheele, yang diproduksi dengan pemanasan zaitun minyak dan litharge. Pada 1784, ia mengamati bahwa substansi yang sama dapat diproduksi dari minyak nabati dan lemak hewani lainnya, seperti lemak dan mentega. Di tahun 1811, Chevreul mencetuskan nama modern gliserin dari bahasa Yunani "glyceros", yang berarti manis. Pada 1836, Pelouze telah menentukan rumus untuk gliserin, dan akhirnya Berthelot dan Luce menerbitkan rumus struktural pada tahun 1883. Nitrogliserin ditemukan pada tahun 1847 oleh Sobrero, di mana senyawa ini berbahaya karena tidak stabil. Di tahun 1863 Alfred Nobel menunjukkan kemampuan peledak nitrogliserin, dan pada tahun 1866 ia menemukan dinamit. Sejarah gliserin erat kaitannya dengan sejarah pembuatan sabun karena salah satu sumber komersial pertama dari gliserin adalah dibuat dari *soap lye*. Di tahun 1870-an, paten AS pertama untuk pembuatan gliserin dari *soap lye* dengan

penyulingan dikeluarkan. Proses ini dikembangkan lebih lanjut oleh Runcorn pada tahun 1883^[9]. Sebelum tahun 1940-an, sabun dibuat dengan proses tradisional dari saponifikasi lemak melalui penambahan natrium atau kalium hidroksida dan air. Gliserin yang dibebaskan dari proses ini biasanya tetap bersama sabun. Karena tingginya permintaan gliserin untuk menghasilkan peledak untuk perang, maka ada motivasi kuat untuk menghilangkan gliserin selama produksi sabun. Hingga saat ini *soap lye* terus menjadi bahan baku umum untuk membuat gliserin.

Tabel 1.1. Data impor gliserin tahun 1997-2006

Tahun	Impor (kg)
1997	45.768
1998	31.336
1999	84.128
2000	59.266
2001	232.252
2002	743.260
2003	1.357.929
2004	358.972
2005	827.000
2006	1.290.587

Sumber: Biro Pusat Statistik Surabaya

1.2. Sifat-Sifat Bahan Baku dan Produk

1.2.1. Bahan Baku

A. *Spent Soap Lye*

- Berbentuk cairan dengan komposisi:

6-16% gliserin

10-12% garam

39-40% air

0,3-0,8% NaOH

0,4% lemak

- Merupakan *by-product* atau produk samping dari industri pembuatan sabun

Spent Soap Lye memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: cairan	- Rumus kimia	: $C_3H_4(OH)_3$
- Titik didih	: $290^{\circ}C$		
- Densitas	: $1,261 \text{ g/cm}^3$		
- Viskositas	: $1,412 \text{ Pa}\cdot\text{s}$		

B. *Asam Klorida*

Asam klorida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: cairan	- Rumus kimia	: HCl
- Titik didih	: $-46^{\circ}C$	- Berat molekul	: $36,49 \text{ g/mol}$
- Titik lebur	: $51^{\circ}C$		
- Densitas	: $1,18 \text{ g/cm}^3$		
- Viskositas	: $1,9 \text{ mPa}\cdot\text{s}$		

C. *Ferriklorida*

Ferriklorida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: padatan	- Rumus kimia	: $FeCl_3$
- Titik didih	: $316^{\circ}C$	- Berat molekul	: $161,21 \text{ g/mol}$
- Titik lebur	: $306^{\circ}C$	- Kelarutan	: larut dalam air
- Spesifik gravity	: 2,9		

D. *Aluminium Sulfat*

Aluminium sulfat memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: serbuk	- Rumus kimia	: $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$
- Titik didih	: $770^{\circ}C$	- Berat molekul	: $161,21 \text{ g/mol}$
- Spesifik gravity	: 1,69	- Kelarutan	: tidak larut dalam alkohol

E. *Natrium Hidroksida*

Natrium hidroksida memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: padatan	- Rumus kimia	: $NaOH$
- Titik didih	: $1388^{\circ}C$	- Berat molekul	: 40 g/mol
- Titik lebur	: $323^{\circ}C$	- Kelarutan	: larut dalam air
- Spesifik gravity	: 2,13		



F. Karbon Aktif

Karbon aktif memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: serbuk	- Rumus kimia	: C
- Titik didih	: 4827°C	- Berat molekul	: 12,01 g/mol
- Spesifik gravity	: 0,2-0,75	- Kelarutan	: tidak larut dalam air

1.2.2. Produk

Produk yang didapat adalah gliserin, dengan sifat-sifat yang dimiliki yaitu:

Sifat fisika		Sifat kimia	
- Bentuk	: cairan	- Rumus kimia	: $C_3H_4(OH)_3$
- Titik didih	: 290°C	- Berat molekul	: 92,09 g/mol
- Titik lebur	: 17,8°C		
- Densitas	: 1,261 g/cm ³		
- Viskositas	: 1,412 Pa·s		

1.3. Analisa Pasar

Untuk mendirikan Pabrik Gliserin pada tahun 2013 diperlukan data lengkap tentang nilai impor Gliserin. Dari tabel 1.1 dapat diproyeksikan untuk mendapatkan data-data yang diperlukan pada tahun 2013

$$F = P (1 + i)^n \dots\dots\dots(1.1)$$

Di mana:

F = jumlah kebutuhan gliserin pada tahun 2013

P = data impor tahun 2006

i = nilai kenaikan impor tiap tahun

n = selisih tahun (2013-2006)

Tabel 1.2. Data kenaikan impor gliserin pada tahun 1997-2006

Tahun	Impor (kg)	Kenaikan (%)
1997	45.768	-31.53
1998	31.336	168.47
1999	84.128	-29.55
2000	59.266	291.88
2001	232.252	33.91
2002	743.260	336.66
2003	1.357.929	-73.56
2004	358.972	130.36
2005	827.000	55.99
2006	1.290.587	-31.53
Rata-rata (% per tahun)		98,07



Dari tabel 1.2. diketahui rata-rata kenaikan impor setiap tahunnya adalah 98,07%, sehingga konsumsi pada tahun 2013 diperkirakan:

$$\begin{aligned}
 F &= 1.290.587 (1 + 98,07\%)^7 \\
 &= 1.290.587 (1 + 0,9807)^7 \\
 &= 1.290.587 (119,5913) \\
 &= 154.272.800,729 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi peluang kapasitas produksi pabrik baru pada tahun 2013 adalah sebesar 154.272.800,729 kg/tahun atau 154.272,800 ton/tahun, sehingga dari peluang kapasitas yang didapat maka kapasitas pabrik gliserin diambil 50.000 ton/tahun.

1.4. Lokasi Pabrik

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

Lokasi suatu pabrik harus dipertimbangkan berdasarkan teknis pengoperasian pabrik serta sudut ekonomis dari perusahaan tersebut yang dapat mempengaruhi lancar atau tidaknya jalan produksi. Pada dasarnya daerah pengoperasian suatu pabrik akan ditentukan oleh 4 faktor utama, sedangkan lokasi yang tepat pada dari pabrik tersebut akan ditentukan oleh beberapa faktor khusus.

Dengan mempertimbangkan faktor – faktor diatas maka direncanakan untuk mendirikan pabrik Gliserin dari Spent Soap Lye di daerah Kecamatan Tarik, Mojokerto, Jawa Timur.

1.4.1. Faktor Utama

a. Bahan Baku

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

Hal – hal yang perlu diperhatikan dari bahan baku adalah:

- Letak sumber bahan baku diperoleh dari pabrik sabun yang banyak berada di daerah Sidoarjo dan Surabaya.
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber dapat diandalkan pengadaannya.
- Cara memperoleh dan membawa bahan baku ke pabrik (transportasi).

- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.

b. Pemasaran

Produk utama pabrik berupa gliserin yang sebagian besar digunakan sebagai bahan baku maupun pembantu di industri kosmetik, industri makanan dan industri kesehatan. Dimana lokasi pabrik dekat dengan pusat industri-industri tersebut serta pelabuhan dan jalur darat yang baik untuk memudahkan mengirim produk tersebut ke daerah lain.

c. Utilitas

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

- Air

Air merupakan kebutuhan yang penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber yaitu air kawasan, air sungai di sekitar pabrik, dan air dari PDAM. Untuk itu perlu diperhatikan mengenai :

- ✓ Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani kebutuhan pabrik.
- ✓ Kualitas sumber air yang tersedia.
- ✓ Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil tiga sumber, yaitu air kawasan, air sungai dan air PDAM. Air kawasan diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin).

- Listrik dan Bahan Bakar

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

- Ada atau tidaknya listrik di daerah tersebut.
- Jumlah listrik di daerah tersebut.

- Harga tenaga listrik.
- Persediaan tenaga listrik di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

d. Keadaan Geografis dan Iklim

Lokasi yang direncanakan merupakan daerah bebas banjir, gempa dan angin topan. Sehingga keamanan bangunan pabrik terjamin. Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Keadaan alam.
- Keadaan alam yang menyulitkan konstruksi akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin.
- Kecepatan dan arah angin pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut yang akan mempengaruhi peralatan.
- Gempa bumi yang pernah terjadi.
- Kemungkinan perluasan di masa yang akan datang.

I.4.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Daerah Sidoarjo dan sekitarnya merupakan kawasan daerah industri yang telah berkembang dengan cepat, sehingga sarana transportasi darat telah cukup memadai, sedangkan transformasi laut dapat dilakukan melalui sungai yang kemudian dapat dilanjutkan ke laut.

b. Buangan Pabrik

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

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

c. Tenaga Kerja

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

d. Peraturan Pemerintah dan Peraturan Daerah

Hal-hal yang perlu ditinjau:

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada.
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut.

e. Site Karakteristik dari Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah:

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah dan fasilitas lainnya.

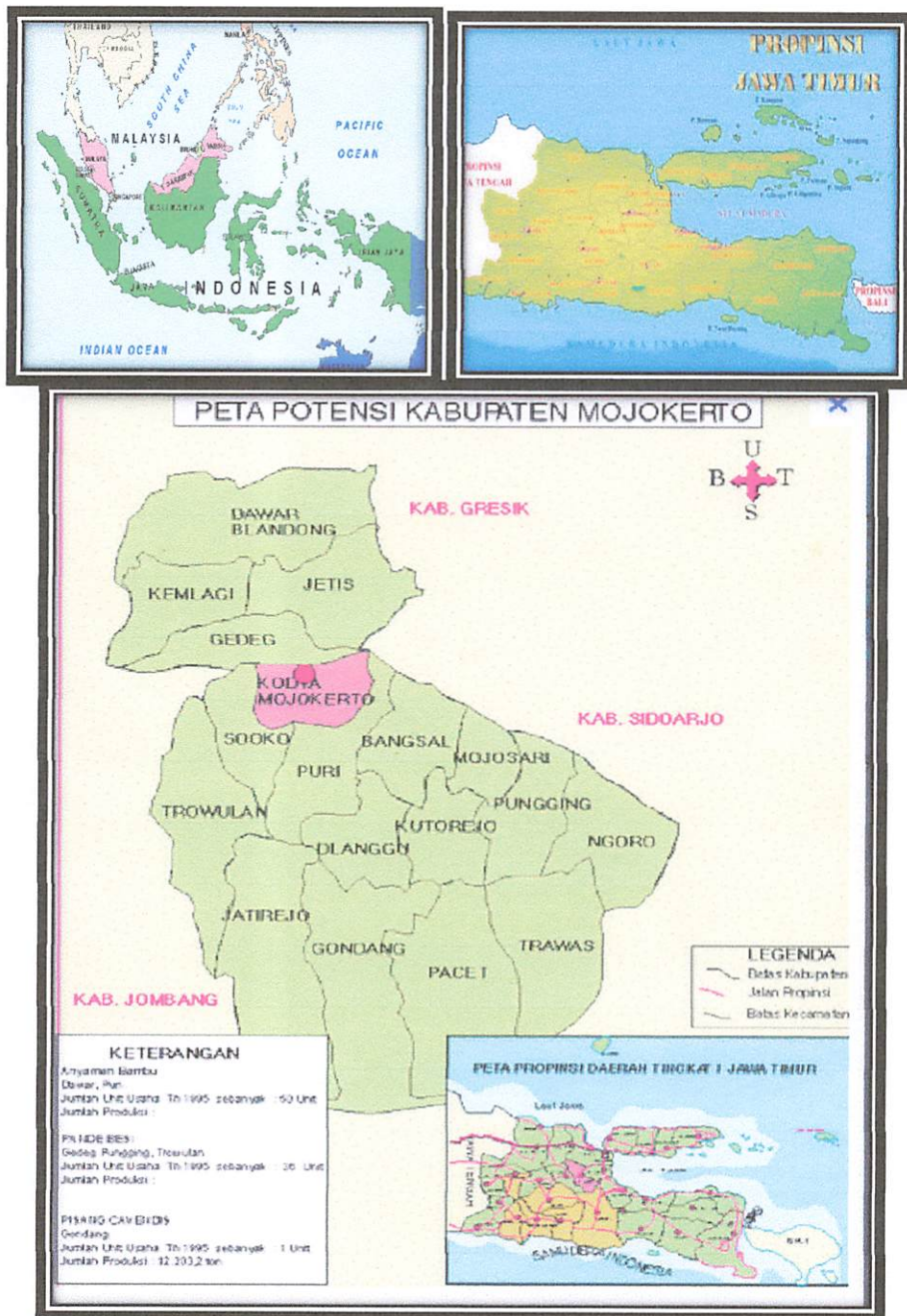
f. Keadaan lingkungan masyarakat

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

Berdasarkan faktor – faktor diatas, maka pabrik Gliserin dari Spent Soap Lye ini direncanakan didirikan di daerah Mojokerto, 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 penyimpan 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.



Gambar 1.1. Lokasi Pabrik Gliserin

BAB II

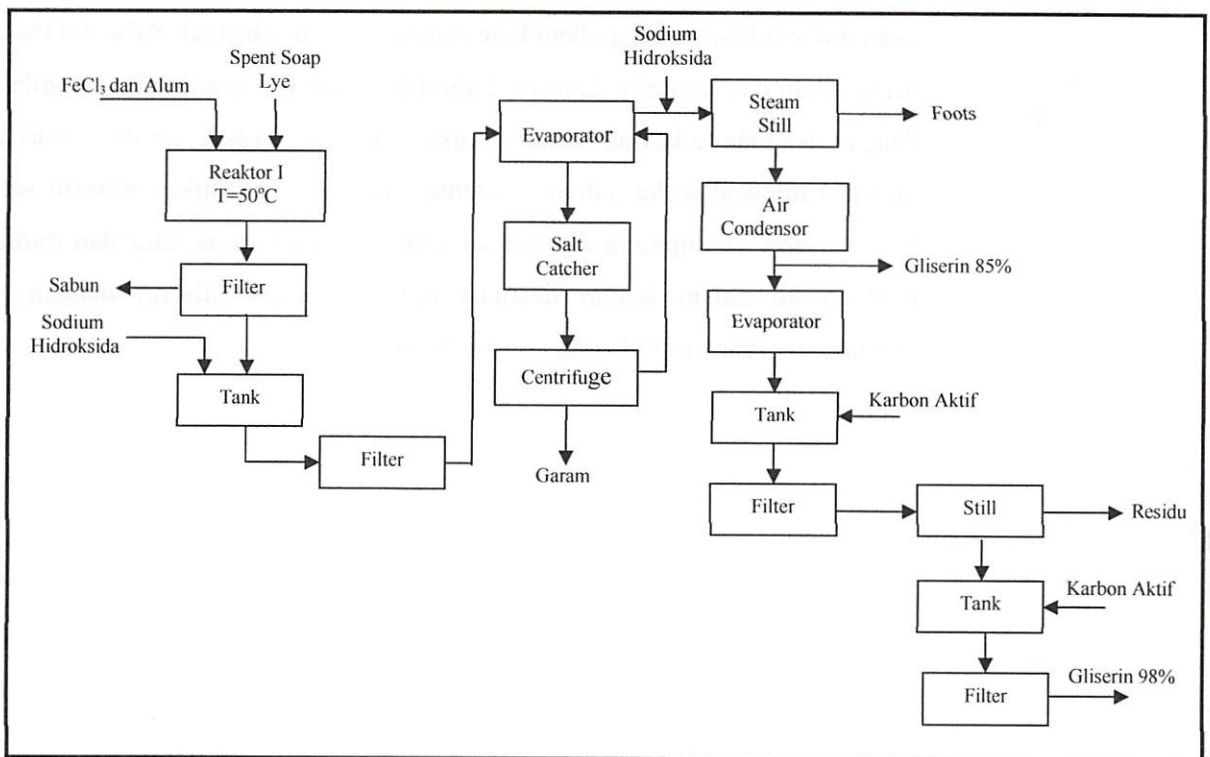
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Macam-macam Proses

Proses pembuatan gliserin ada tiga macam, yaitu:

1. Pembuatan gliserin dari *spent soap lye*.
2. Pembuatan gliserin dari propilen via alil klorida.
3. Pembuatan gliserin dari propilen via akrolein.

2.1.1 Pembuatan gliserin dari spent soap lye



Gambar 2.1. Blok diagram pembuatan gliserin dari spent soap lye

Reaksi:



Pabrik sabun dibuat dengan proses hidrolisis antara air dan lemak (proses hidrolisis) dan mereaksikan asam lemak dan larutan basa (proses saponifikasi), antara lain Natrium Hidroksida (NaOH), Kalium Hidroksida (KOH) dan Amonium Hidroksida (NH₄OH). Hasil reaksi akan membentuk dua lapisan, yaitu lapisan sabun pada bagian atas dan lapisan *spent soap lye* pada bagian bawah, *spent soap lye* mengandung gliserin.

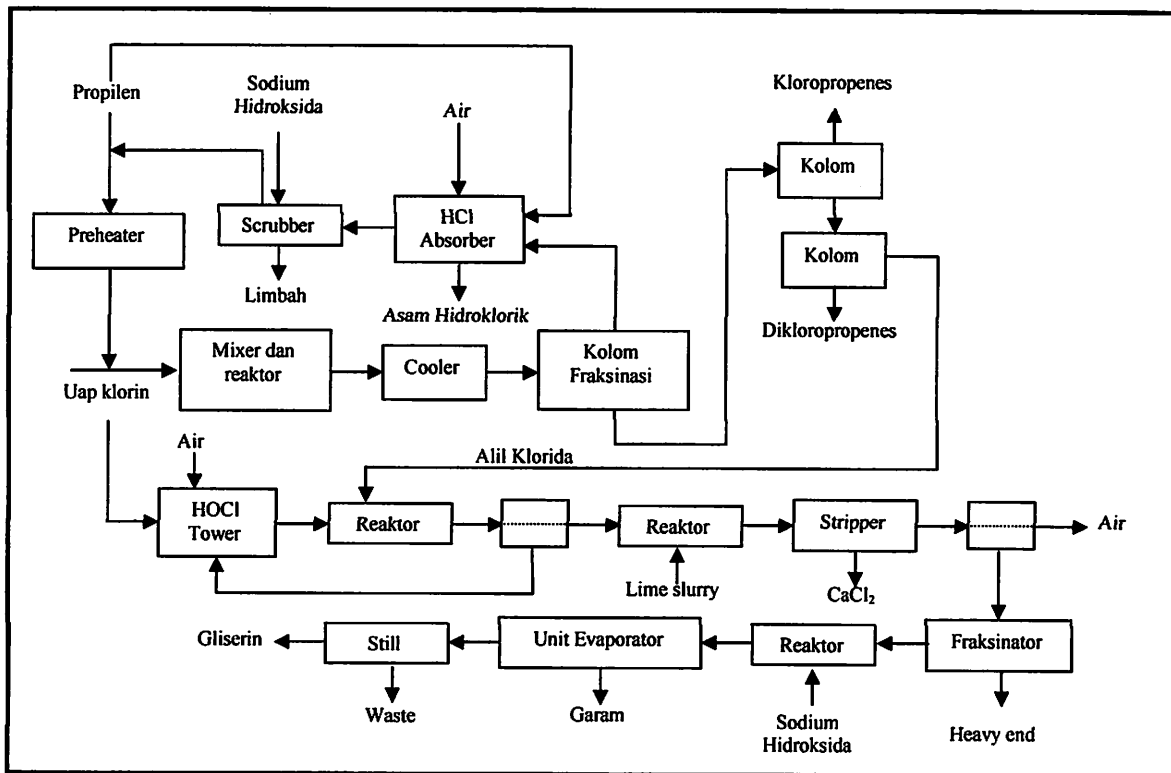
Sebagai hasil samping pembuatan sabun, *spent soap lye* dapat digunakan untuk membuat gliserin. Untuk membuat gliserin, *spent soap lye* mengalami proses *treatment* terlebih dahulu karena masih mengandung gliserin, sisa alkali, air dan impuritis lainnya.

Setelah proses *treatment*, *spent lye* dipekatkan dengan menggunakan evaporator sehingga didapatkan konsentrasi gliserin sebanyak 80%, 4-11% garam, 0,1% sabun dan impuritis lainnya. Lalu dilewatkan ke dalam kolom destilasi pada dengan tekanan dibawah kondisi vakum berkisar 40-50 mmHg. Dari kolom destilasi dilewatkan ke dalam kondensor untuk menghasilkan gliserin sebanyak 85% gliserin, selanjutnya dipekatkan kembali dalam evaporator dan dimurnikan kembali ke dalam kolom destilasi hingga didapat gliserin dengan tingkat kemurnian sebanyak 98% dan yield sebesar 90%.



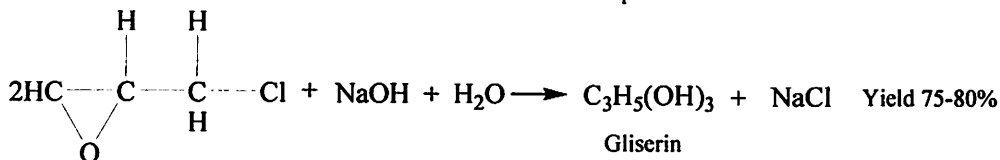
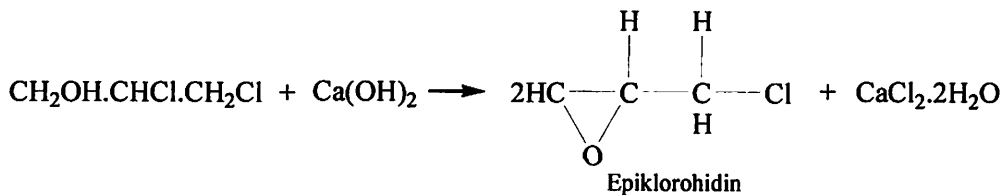
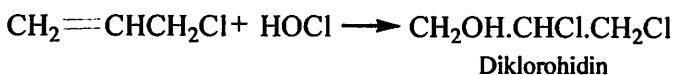
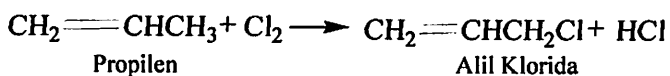
2.1.2 Pembuatan gliserin dari propilen via alil klorida

Blok diagram:



Gambar 2. 2. Pembuatan gliserin dari propilen via alil klorida

Reaksi:



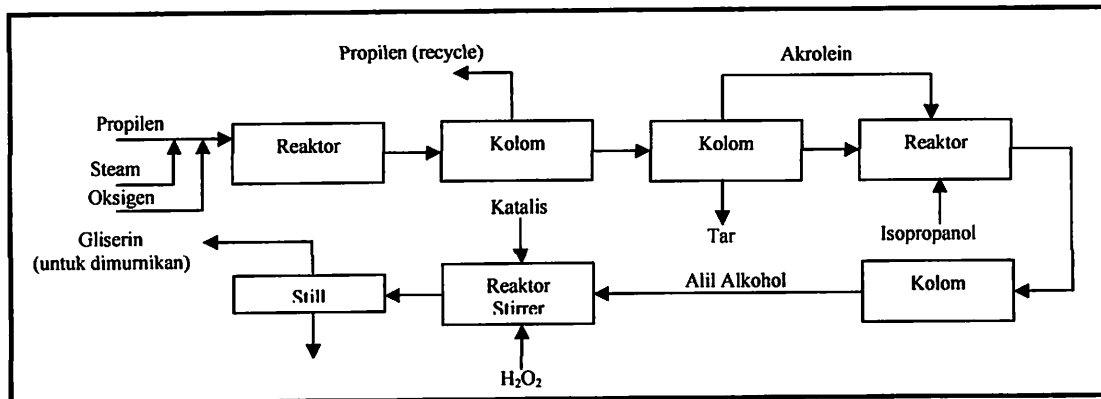
Gas propilen kering dilewatkan pada preheater dengan temperatur 400°C dan dicampur klorin dengan perbandingan mol 4:1 dalam *mixing jet* pada tekanan 60 psi dan temperatur 20°C. Campuran uap kemudian dimasukkan kedalam reaktor dengan suhu 400-500°C. Reaktor harus tetap dijaga pada suhu tersebut, karena reaksi yang terjadi ialah reaksi eksodermis dengan tekanan 15 psig.

Campuran yang keluar dari reaktor didinginkan dalam *cooler* dan dilanjutkan pada kolom fraksinasi. Dari kolom fraksinasi didapat hasil berupa alil klorida yang kemudian direaksikan dengan asam hipoklorida yang menghasilkan diklorohidrin. Lalu diklorohidrin direaksikan kembali dengan soda milk epiklorohidrin. Campuran produk epiklorohidrin dipisahkan dalam kolom destilasi untuk mendapatkan konsentrasi 98% (murni).

Gliserin adalah produk dari epiklorohidrin yang dihidrolisa dengan soda kaustik 10% dalam reaktor *stirrer*. Dalam waktu 30 menit dan temperatur 150°C gliserin akan terbentuk. Untuk memurnikan gliserin, maka digunakan eaporator dan destilasi.

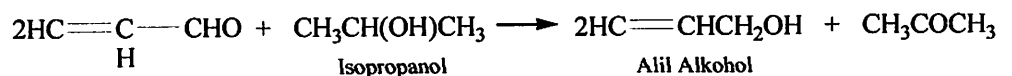
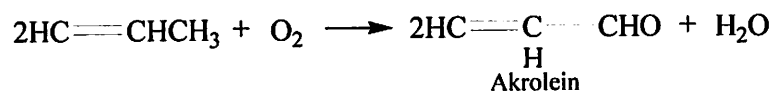
2.1.3 Pembuatan gliserin dari propilen via akrolein

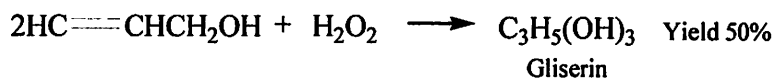
Blok digram:



Gambar 2.3. Pembuatan gliserin dari propilen via alil akrolein

Reaksi:





Propilen dioksidasi pada fase uap untuk mendapatkan akrolein. Akrolein kemudian direaksikan dengan isopropil alkohol dan aseton. Katalis yang digunakan pada reaksi oksidasi ialah hidrogen peroksida.

Propilen dan steam dicampur dengan oksigen lalu direaksikan didalam reaktor. Kondisi operasi ialah pada tekanan 2 atm dan suhu 350°C. Kemudian terbentuklah akrolein. Katalis magnesia dan seng oksida digunakan dalam reaksi oksidasi antara akrolein dengan dengan isopropanol dalam fase uap. Reaksi terjadi pada suhu 400°C dan menghasilkan alil alkohol dan aseton.

Alil alkohol kemudian direaksikan dengan 2dua molar larutan hidrogen peroksida pada temperatur 60-70°C selama dua jam. Untuk memurnikan gliserin yang dihasilkan digunakan destilasi dan katalis yang terbawa *direcycle*.

Pemilihan Proses

Dari ketiga proses di atas digunakan beberapa pertimbangan yang meliputi aspek proses, operasi dan ekonomi. Perbandingan proses pembuatan gliserin dari masing-masing proses:

Tabel 2.1. Pemilihan proses

Parameter	Proses pembuatan gliserin		
	Dari Spent soap lye	Dari propilen via alil klorida	Dari propilen via akrolein
1. Bahan baku	Spent soap lye	Propilen via alil klorida	Propilen via akrolein
2. Aspek teknis			
- Temperatur	50°C	150°C	60-70 °C
- Tekanan	0,1053 atm	15 atm	2 atm
- Yield	90%	75-80%	50%
- Konversi	±98%	±98%	±80-90%
3. Aspek ekonomi			
- Investasi	Rendah	Tinggi	Tinggi

Dalam perencanaan pabrik gliserin ini dipilih proses pembuatan gliserin dari spent soap lye, hal ini dikarenakan:

1. Bahan baku mudah didapat.
2. Yield dan konversi yang dihasilkan lebih tinggi.
3. Operasi berlangsung pada tekanan dan suhu yang rendah, sehingga biaya produksi murah.

2.2. Uraian Proses

Uraian pembuatan proses gliserin dari spent soap lye dibagi menjadi 5 tahap, yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku

a. Spent soap lye

Spent soap lye yang berasal dari pabrik sabun, diangkut menggunakan truk menuju tangki spent soap lye (F-111).

b. Aluminium sulfat [$Al_2(SO_4)_3$]

Aluminium sulfat yang dibeli dari pabrik aluminium sulfat diangkut dengan menggunakan truk tangki dan disimpan dalam bin aluminium sulfat (F-115).

c. Asam klorida (HCl)

Asam klorida yang dibeli dari pabrik asam klorida diangkut dengan menggunakan truk tangki dan disimpan dalam bin asam klorida. HCl yang digunakan ialah HCl 32% (F-113).

d. Ferriklorida ($FeCl_3$)

Ferriklorida yang dibeli dari pabrik ferriklorida diangkut dengan menggunakan truk tangki dan disimpan dalam bin ferriklorida (F-114).

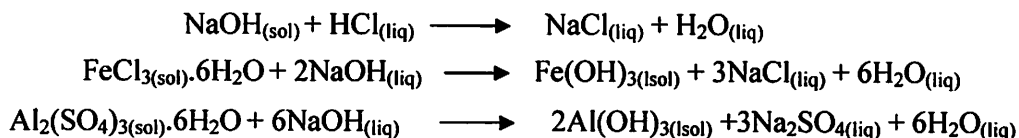
e. NaOH

Natrium hidroksida yang dibeli dari pabrik natrium hidroksida diangkut dengan menggunakan truk tangki dan disimpan dalam bin natrium hidroksida (F-121).

Spent soap lye yang sudah disimpan dalam tangki dialirkan menuju reaktor (R-110) dengan bantuan pompa (L-112). $Al_2(SO_4)_3$ (F-115), HCl (F-113) dan $FeCl_3$ (F-114) dipersiapkan untuk menuju reaktor (R-110).

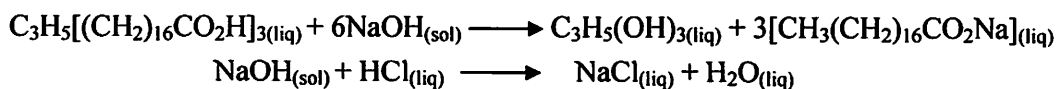
2. Tahap reaksi

Spent soap lye dari tangki penampung (F-111) dan HCl dari bin penyimpanan (F-113) dialirkan kedalam reaktor (R-110) yang alirannya diatur oleh *flow controller* (FC). Sedangkan FeCl₃ dan Al₂(SO₄)₃ dialirkan menuju reaktor (R-110) diatur dengan *weight controller* (WC). Sehingga terjadi reaksi berikut pada reaktor (R-110):



Pada reaktor (R-110) dipasang *temperature controller* (TC) untuk mengatur suhu agar tetap berada pada 50°C. Hasil dari reaktor (R-110) dialirkan menggunakan pompa (L-116) menuju *thickener* (H-117) untuk memisahkan antara larutan dan endapannya.

Setelah dipisahkan dari endapannya, larutan dipompa menuju reaktor (R-120). Pada reaktor (R-120) juga dialiri NaOH dari bin NaOH (F-121) dan *steam* dari pengolahan *steam*. NaOH digunakan untuk menghilangkan sisa-sisa asam dalam larutan. Pada reaktor (R-120) dipasang *temperature controller* (TC) untuk mengatur suhu agar tetap berada pada 60°C. Reaksi yang terjadi di reaktor (R-120) adalah sebagai berikut:



Larutan yang dihasilkan dari reaktor (R-120) dipompa (L-122) menuju *rotary vakum filter* (H-123).

3. Tahap pemurnian produk

Filtrat yang terbentuk dari *rotary vakum filter* (H-123) dipompa (L-124) menuju evaporator (V-130) yang sebelumnya telah dipanaskan oleh *heater* (E-125). Larutan masuk evaporator (V-130) pada suhu 150°C. Untuk menjaga suhu di evaporator badan I tetap 128,4745°C dan badan II tetap 144,7578°C digunakan *temperature controller* (TC).

Uap hasil evaporasi masuk ke *barometik condensor* (E-133) dengan bantuan jet ejector (G-134). Pada *barometik condensor* (E-133) dimasukkan air pendingin untuk menyerap uap hasil evaporasi tersebut yang kemudian dialirkan ke *cooling tower water return*.

Larutan yang dihasilkan dari evaporator (V-130) kemudian dipompa (L-132) menuju *centrifuge* (H-135) untuk memisahkan antara larutan dan kristal garam. Selanjutnya larutan dipompa (E-132) menuju heater (E-137) hingga suhu larutan 150°C. menuju kolom destilasi (D-140). Untuk hasil atas dari destilasi (D-140) yang berupa uap dikondensasikan ke dalam *condenser* (E-141) . uap yang diubah menjadi cairan ditampung sementara di dalam *accumulator* (F-143). Perbandingan aliran massa larutan refluks dan yang dialirkan dengan pompa (L-142) menuju *mixer* (M-150) diatur dengan *ratio controller* (RC).

Sedangkan hasil bawah dipompa (L-142) menuju *reboiler* (E-146) yang dilengkapi dengan *temperature controller* (TC) untuk menjaga suhu tetap konstan. Uap yang keluar dari *reboiler* (E-146) direfluks ke kolom destilasi (D-140) sedangkan larutannya dialirkan sebagai *waste*.

Dalam *mixer* (M-150) dialirkan karbon aktif untuk proses *bleaching*. Larutan yang keluar dari *mixer* (M-150) kemudian dipompa (L-151) menuju *rotary vakum filter* (H-152) untuk memisahkan antara larutan dan karbon aktif. Dari *rotary vakum filter* (H-152), larutan kemudian dipompa (L-153) menuju kolom destilasi (D-160) yang telah dipanaskan terlebih dahulu dengan *heater* (E-154). Kolom destilasi (D-160) dilengkapi dengan pompa vakum (G-164).

Untuk hasil atas dari destilasi (D-160) yang berupa uap dikondensasikan ke dalam *condenser* (E-161) uap yang diubah menjadi cairan ditampung sementara di dalam *accumulator* (F-162). Perbandingan aliran massa larutan refluks dan yang dialirkan dengan pompa (L-165). Untuk hasil atas dari destilasi (D-160) menuju *reboiler* (E-166) yang telah dialirkan steam pemanas. Untuk menjaga suhu reboiler tetap stabil, digunakan *temperature controller* (TC). Uap dari *reboiler* direfluks kedalam kolom destilasi (D-160) sedangkan larutannya dialirkan dengan pompa (L-167) menuju cooler (E-169).

4. Tahap penanganan produk

Hasil bawah destilasi (D-160) menghasilkan gliserin dengan konsentrasi sebesar 98% yang dipompa menuju *cooler* (E-169) hingga temperatur gliserin mencapai 28°C, selanjutnya hasil gliserin dari *cooler* (E-169) dimasukkan dalam tangki penampung (E-170) sebagai produk akhir yang siap dipasarkan.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas pabrik = 50.000 ton/ tahun

Kapasitas produksi = $50000 \frac{\text{ton}}{\text{thn}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ ton}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$

= 6313,1313 kg/jam

Waktu operasi = 330 hari/ tahun, 24 jam/ hari

Satuan massa = kg/ jam

Basis perhitungan = 129.295,3966 kg/jam

1. REAKTOR

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
a. Dari storage <i>spent soap lye</i>		Gliserin	6504,1621
Gliserin	6504,1621	NaCl	21889,5212
NaCl	19121,3198	H ₂ O	105289,0745
H ₂ O	100821,0614	tripalmitat	178,4657
Tripalmitat	178,4657	Sabun	764,8528
Sabun	764,8528	Impuritis	66,7216
NaOH	1892,7873	Fe(OH) ₃	323,2385
Impuritis	12,7475	2Al(OH) ₃	64,6477
b. Dari bin FeCl ₃			
FeCl ₃	323,2385		
c. Dari bin alum			
Al ₂ (SO ₄) ₃	64,6477		
d. Dari bin HCl			
HCl	1727,1684		
H ₂ O	3616,2589		
Impuritis	53,9740		
Total	135080,6840	Total	135080,6840

2. THICKENER

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Gliserin	6504,1621	a. Sebagai Waste	
NaCl	21889,5212	Gliserin	130,0832
H ₂ O	105289,0745	NaCl	437,7904
tripalmitat	178,4657	H ₂ O	2105,7815
Sabun	764,8528	Tripalmitat	174,8963
Impuritis	66,7216	Sabun	749,5557
Fe(OH) ₃	323,2385	Impuritis	65,3871
2Al(OH) ₃	64,6477	Fe(OH) ₃	316,7737
		2Al(OH) ₃	63,3547
		b. Menuju ke reaktor II	
		Gliserin	6374,0788
		NaCl	21451,7308
		H ₂ O	103183,2931
		Tripalmitat	3,5693
		Sabun	15,2971
		Impuritis	1,3344
		Fe(OH) ₃	6,4648
		2Al(OH) ₃	1,2930
Total	135080,6840	Total	135080,6840

3. REAKTOR

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari thickener			
NaOH	0,4783		
Gliserin	6374,0788	Gliserin	6374,4
NaCl	21451,7308	NaCl	21451,7
H ₂ O	103183,2931	H ₂ O	103183,2
Tripalmitat	3,5693	sisa Tripalmitat	0,3
Sabun	15,2971	Sabun	18,6
Impuritis	1,3344	Impuritis	1,3
Fe(OH) ₃	6,4648	Fe(OH) ₃	6,4
2Al(OH) ₃	1,2930	2Al(OH) ₃	1,2
Total	131037,5395	Total	131037,5395

4. ROTARY VAKUM FILTER

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari reaktor II		Filtrat	Cake
Gliserin	6374,4455	6374,4455	-
NaCl	21451,7308	21451,4728	0,2580
H ₂ O	103183,2931	103183,2931	-
sisa Tripalmitat	0,3569	-	0,3569
Sabun	18,6210	-	18,6210
Impuritis	1,3344	-	1,3344
Fe(OH) ₃	6,4648	-	6,4648
2Al(OH) ₃	1,2930	-	1,2930
Air pencuci	26207,5079	26206,2767	1,2311
		157215,4881	29,5593
Total	157245,0474	157245,0474	

5. DOUBLE EFFECT EVAPORATOR

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
a. Dari Rorary vakum filter		a. Menuju centrifuge	
Gliserin	6374,4455	Gliserin	6374,4455
NaCl	21451,4728	H ₂ O	1159,4133
H ₂ O	129389,5698	NaCl _(liq)	445,2147
		NaCl _(sol)	21006,2581
		b. Sebagai vapor kondensat	
		H ₂ O	64115,0783
		c. Ke barometrik kondensor	
		H ₂ O	64115,0783
TOTAL	157215,4881	TOTAL	157215,4881

6. CENTRIFUGE

Neraca Panas

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari Double effect evaporator		a. Menuju destilasi	
Gliserin	6374,4455	Gliserin	6246,9566
H ₂ O	1159,4133	H ₂ O	1136,2250
NaCl _(liq)	445,2147	NaCl _(liq)	436,3104
NaCl _(sol)	21006,2581	b. Sebagai waste	
		Gliserin	127,4889
		H ₂ O	23,1883
		NaCl _(liq)	8,9043
		NaCl _(kristal)	21006,2581
Total	28985,3315	Total	28985,3315

7. DESTILASI

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
a. Menuju destilasi		a. Sebagai destilat	
Gliserin	6246.9566	Gliserin	6237.3274
H ₂ O	1136.2250	H ₂ O	1100.7048
NaCl _(liq)	436.3104	b. Sebagai Bottom	
		Gliserin	9.6292
		H ₂ O	35.5202
		NaCl	436.3104
TOTAL	7819.4920	TOTAL	7819.4920

8. MIXER

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari destilat			
Gliserin	6237,3274	Gliserin	6237,3274
H ₂ O	1100,7048	H ₂ O	1100,7048
Karbon Aktif	29,3853	Karbon Aktif	29,3853
Total	7367,4176	Total	7367,4176

9. ROTARY VAKUM FILTER

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari mixer		Filtrat	Cake
Gliserin	6237,3274	6236,7779	0,5495
H ₂ O	1100,7048	1100,6079	0,0970
Karbon Aktif	29,3853	-	29,3853
Air pencuci	1473,4835	1471,1915	2,2921
		8808,5772	32,3238
Total	8840,9011	8840,9011	

10. DESTILASI

Neraca Massa

Komposisi bahan masuk (kg/jm)		Komposisi bahan keluar (kg/jm)	
Dari Rotary Vakum Filter II		a. Sebagai destilat	
Gliserin	6236,7779	Gliserin	49,9089
H ₂ O	2571,7993	H ₂ O	2445,5367
		b. Sebagai Bottom	
		Gliserin	6186,8690
		H ₂ O	126,2626
Total	8808,5772	Total	8808,5772

BAB IV

NERACA PANAS

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
1442080,278	7489722,870
312,7139	2529250,2087
636,6120	
21030,0232	
62212250,3002	
6367209,8734	6367209,8734
Total	Total

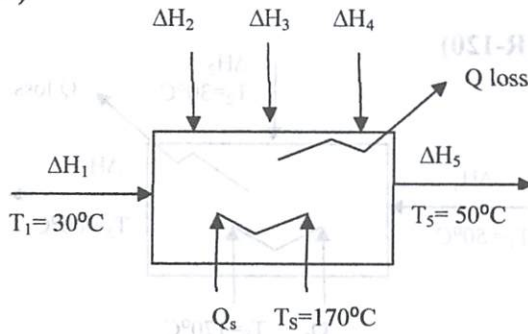
Kapasitas = 50.000 ton/tahun

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Suhu referensi = 25°C

Satuan = kkal/jam

1. REAKTOR (R-110)



Neraca panas total :

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

Di mana:

ΔH_1 : panas yang terkandung pada reaktan spent soap lye masuk

ΔH_2 : panas yang terkandung pada reaktan $FeCl_3$ masuk

ΔH_3 : panas yang terkandung pada reaktan Al_2SO_4 masuk

ΔH_4 : panas yang terkandung pada reaktan HCl masuk

ΔH_5 : panas yang terkandung pada produk yang keluar

ΔH_R : panas reaksi dalam reaktor

Q_s : panas steam yang dibutuhkan

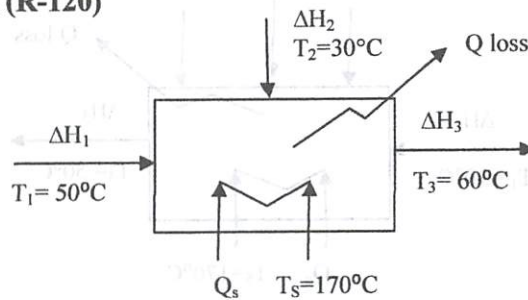
Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
74160100,270	6669010,8143
0,8282	32708607,0200
7084044,0316	2529257,2263
102018242,1208	102018242,1208
Total	Total



Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	1442980,2178	ΔH_5	34897728,8710
ΔH_2	312,7139	ΔH_R	25595620,5087
ΔH_3	636,6120	Qloss	3183860,4937
ΔH_4	21030,0235		
Qs	62212250,3062		
Total	63677209,8734	Total	63677209,8734

2. REAKTOR (R-120)



Neraca panas total :

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

Di mana:

ΔH_1 : panas yang terkandung pada reaktan spent soap lye masuk

ΔH_2 : panas yang terkandung pada reaktan FeCl_3 masuk

ΔH_3 : panas yang terkandung pada produk yang keluar

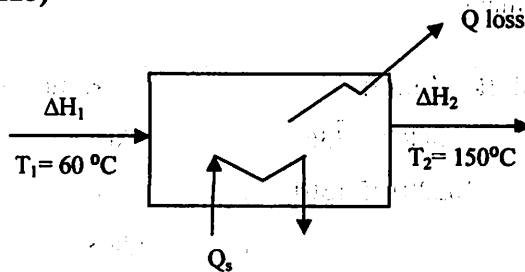
ΔH_R : panas reaksi dalam reaktor

Q_s : panas steam yang dibutuhkan

Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	34169100,2370	ΔH_3	66969010,8145
ΔH_2	0,8582	ΔH_R	32798607,0560
Qs	70849444,0316	Qloss	5250927,2563
Total	105018545,1268	Total	105018545,1268

3. HEATER (E-125)



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

Dimana :

ΔH_1 : panas yang terkandung pada feed yang masuk

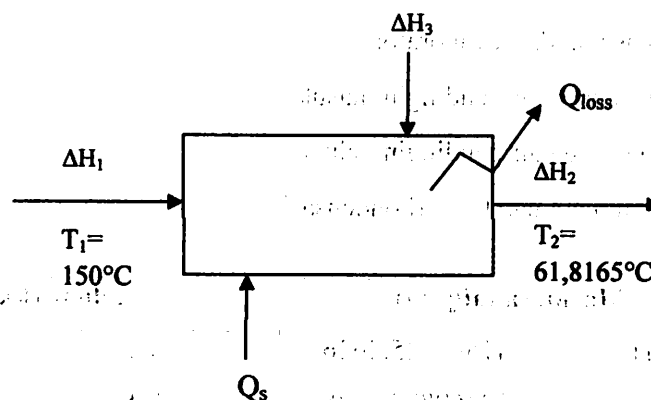
ΔH_2 : panas yang terkandung pada produk yang keluar

Q_s : steam untuk memanaskan bahan

Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	66969010,81	ΔH_2	1072497444
Q_s	1061975668	Q_{loss}	56447233,92
Total	1128944678	Total	1128944678

4. DOUBLE EFFECT EVAPORATOR (V-130)



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

Dimana :

ΔH_1 : panas bahan yang masuk evaporator

ΔH_2 : panas bahan yang keluar dari evaporator

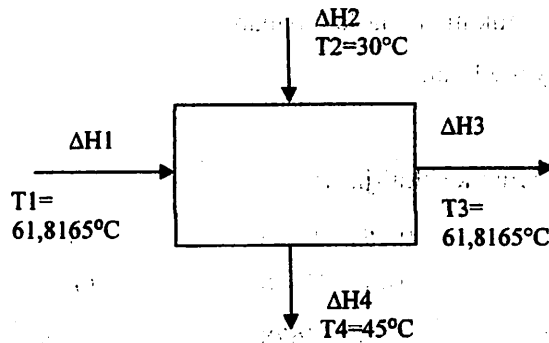
ΔH_3 : panas bahan yang keluar evaporator

Qs : steam untuk memanaskan bahan

Qloss : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	40088296,3361	ΔH_2	41566245,4626
Qs	10220125,1301	ΔH_3	828222,6873
		Qloss	30214,0001
		Kondensat	7883739,3161
Total	50308421,4662	Total	105018545,1268

5. BAROMETRIK KONDENSOR (F-133)



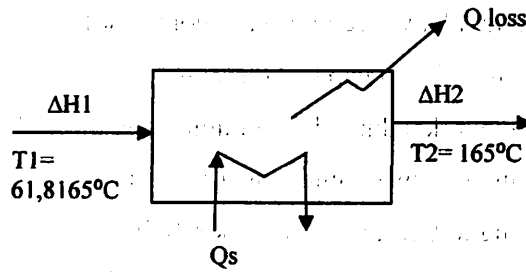
Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4$

Dimana :

- ΔH_1 : panas uap dari evaporator
- ΔH_2 : panas pada air pendingin masuk
- ΔH_3 : panas pada air pendingin keluar
- ΔH_4 : kandungan uap tak terkondensasi

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	41566245,4626	ΔH_3	4156624,5463
ΔH_2	12469873,6388	ΔH_4	49879494,5551
Total	54036119,1014	Total	54036119,1014

6. HEATER (E-137)



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

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada feed yang masuk

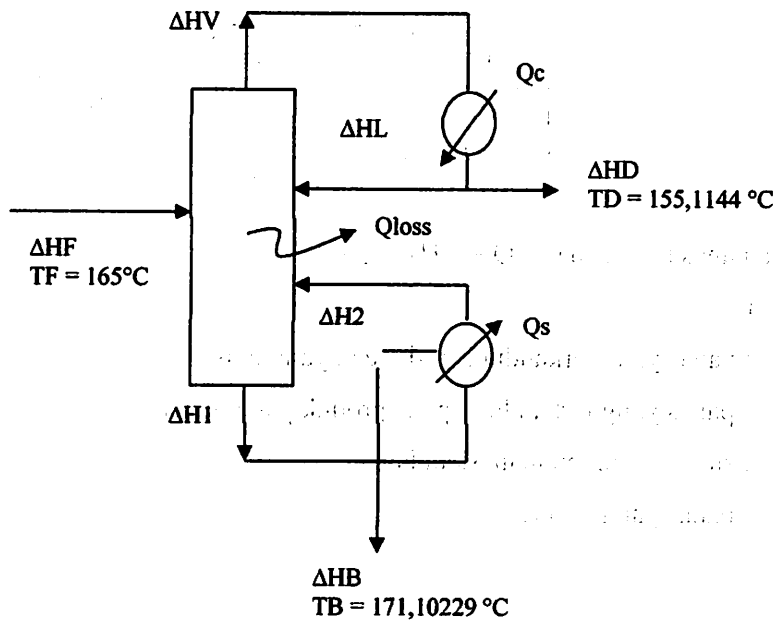
ΔH_2 = panas yang terkandung pada produk yang keluar

Q = steam untuk memanaskan bahan

Qloss = panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	4156624,5463	ΔH_2	7573688,2319
Qs	3815678,856	Qloss	398615,1701
Total	7972303,4020	Total	7972303,4020

7. DESTILASI (D-140)



Dimana :

ΔH_F : panas yang dibawa feed masuk kolom destilasi

ΔH_V : panas yang terbawa uap ke kondensor

ΔH_L : panas yang terkandung dalam liquid yang direfluks

ΔH_D : panas yang terbawa liquid keluar kondensor

ΔH_1 : panas yang terbawa liquid masuk reboiler

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam uap yang direfluks

ΔH_B : panas yang terbawa produk bottom keluar dari reboiler

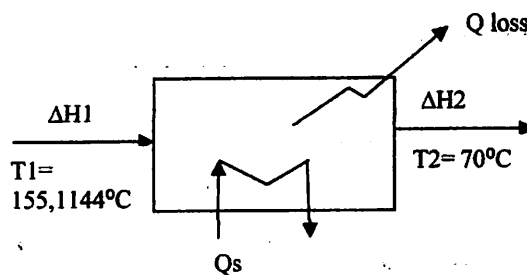
Q_C : panas yang diserap air pendingin

Q_R : panas yang diberikan steam

Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_F	7573688,2319	ΔH_L	53714876,3789
Q_r	228398487,8117	ΔH_B	17548353,8932
		Q_c	163483454,1982
		Q_{loss}	1225491,5734
Total	235972176,0436	Total	235972176,0436

8. HEATER (E-154)



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

Dimana :

ΔH_1 : panas yang terkandung pada feed yang masuk

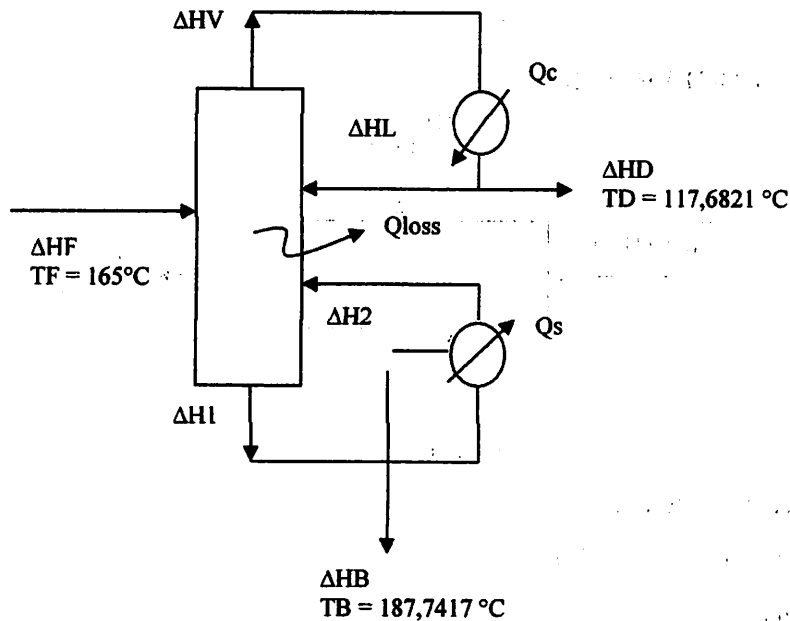
ΔH_2 : panas yang terkandung pada produk yang keluar

Q : steam untuk memanaskan bahan

Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	9027375,23	ΔH_2	26185104,16
Q_s	18535892,31	Q_{loss}	1378163,377
Total	27563267,54	Total	27563267,54

9. DESTILASI (D-160)



Dimana :

ΔH_F : panas yang dibawa feed masuk kolom destilasi

ΔH_V : panas yang terbawa uap ke kondensor

ΔH_L : panas yang terkandung dalam liquid yang direfluks

ΔH_D : panas yang terbawa liquid keluar kondensor

ΔH_1 : panas yang terbawa liquid masuk reboiler

ΔH_2 : panas yang terkandung dalam uap yang direfluks

ΔH_B : panas yang terbawa produk bottom keluar dari reboiler

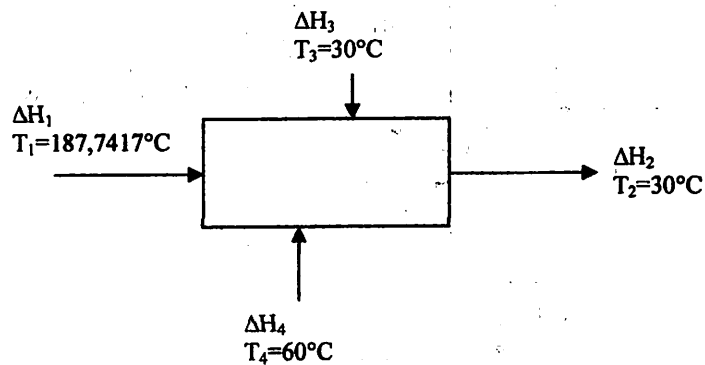
Q_C : panas yang diserap air pendingin

Q_R : panas yang diberikan steam

Q_{loss} : panas yang hilang

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
ΔH_L	26185104,1633	ΔH_L	10645975,7595
Qr	129288506,5930	ΔH_B	7030346,2957
		Qc	136452362,5791
		Qloss	1344962,1220
Total	155473610,7563	Total	155473610,7563

10. COOLER (E-169)



Neraca panas total :

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

dimana :

ΔH_1 : panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 : panas yang terkandung bahan keluar

ΔH_3 : panas dari air pendingin masuk

ΔH_4 : panas dari air pendingin keluar

Masuk (Kkal/jam)	Keluar (Kkal/jam)
$\Delta H_1 = 7030346,296$	$\Delta H_2 = 19465,01667$
$\Delta H_3 = 1168480,213$	$\Delta H_4 = 8179361,492$
Total = 8198826,509	Total = 8198826,509

No	Nama	Kode	Type	Dimensi	Bahan	Jml
17	Destilasi	D-140	Sieve tray	Tray = 17 Di = 83,5, in: Do = 84 in: ts = 4/16 in; ha = 14,2 in; tha = 5/16	Carbon steel SA-53	1
18	Akumulator	F-143	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished	Tha/b = 4/16 in; Ha/b = 11,4016 in; Ts = 3/16 in; Tinggi tangki = 126,8707 in; Di = 77,6250 in; Do = 78 in; Tinggi silinder = 104,0675 in;	Carbon steel SA-53	1
18	Reboiler	E-146	Shell and tube heat exchanger	Shell: IDS = 17 ¼; Bs = 12 in; ΔP keten = 10 psi; ΔP perhit = 3 psi; Tube: Jumlah tube = 158; Pt = 12 in; Panjang = 144 ft; Do = ¾ in; BWG = 16; ΔP keten = 2 psi; ΔP perhit = 1 psi;	Carbon steel SA-53	1
19	Pompa	L-142	Centrifuge	Kapasitas= 26 gpm □ pompa = 3 HP; □ motor = 3 HP;	Commersial steel	1

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

No	Nama	Kode	Type	Dimensi	Bahan	Jumlah
1	Tangki penampung Spent Soap Lye	F-111	Fixed roof	Tha = ¼ in; Ha = 69,1738 in; Ts = 3/16 in; Di = 239,6250 in; Do = 240 in; Ls = 428,6113 in;	Carbon steel SA-53	1
2	Bin HCl	F-113	Silinder tegak dengan tutup bawah conical 120°C	Thb = 3/16 in; Hb = 55,3174 in; Ts = 3/16 in; Di = 191,625 in; Do = 192 in; Ls = 428,6113 in;	High Alloy Steel SA-167 grade 3 type 304	1
3	Bin FeCl ₃	F-114	Silinder tegak dengan tutup bawah conical 120°C	Thb = 3/16 in; Hb = 29,3366 in; Ts = 3/16 in; Di = 101,625 in; Do = 102 in; Ls = 181,7741 in;	Carbon steel SA-53	1
4	Bin Al ₂ (SO ₄) ₃	F-115	Silinder tegak dengan tutup bawah conical 120°C	Thb = 3/16 in; Hb = 13,7482 in; Ts = 3/16 in; Di = 41,6250 in; Do = 48 in; Ls = 85,1857 in;	Carbon steel SA-53	1
5	Bin NaOH	F-121	Silinder tegak dengan tutup bawah conical 120°C	Thb = 3/16 in; Hb = 3,3558 in; Ts = 3/16 in; Di = 11,6250 in; Do = 12 in; Ls = 20,7933 in;	High Alloy Steel SA-167 grade 3 type 304	1
6	Thickener	H-117	Silinder tegak	Thb = 0,1875 in; Ts = 3/16 in;	Carbon steel SA-53	1

7	Reaktor	R-120	Silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas standar dished dan tutup bawah conical	$T_{ha} = 3/16$ in; $H_a = 20,3997$ in; $T_{hb} = 3/16$ in; $H_b = 37,9970$ in; $T_s = 3/16$ in; $D_i = 131,6250$ in; $D_o = 132$ in; $L_s = 255,8342$ in; Jenis pengaduk = aksial turbine Power motor = 22 Hp; Putaran = 90 rpm;	Carbon steel SA-53	1
8	Rotary vakum filter	H-123	Rotary drum vakum filter	$D = 1$ m; $L = 1,2525$ m; $A = 3,9349$ in ² ;	Carbon steel SA-53	1
9	Pompa	L-112	Centrifuge	Kapasitas= 565 gpm η pompa = 5 HP; η motor = 7 HP;	Commercial steel	2
10	Pompa	L-116	Centrifuge	Kapasitas= 268 gpm η pompa = 2 HP; η motor = 5 HP;	Commercial steel	2
11	Pompa	L-122	Centrifuge	Kapasitas= 573 gpm η pompa = 6 HP; η motor = 9 HP;	Commercial steel	2
12	Pompa	L-124	Centrifuge	Kapasitas= 687 gpm η pompa = 9 HP; η motor = 12 HP;	Commercial steel	2
13	Pompa	L-132	Centrifuge	Kapasitas= 127 gpm η pompa = 2 HP; η motor = 4 HP;	Commercial steel	2
14	Centrifuge	H-135	Screen bowl decanter	η motor = 21 HP	Carbon steel SA-53	1
15	Jet Ejektor	G-134	Menggunakan steam	$W_a = 31,4152$	Carbon steel SA-53	1
16	Pompa	L-137	Centrifuge	Kapasitas= 34 gpm η pompa = 1 HP; η motor = 2 HP;	Commercial steel	2
17	Destilasi	D-140	Sieve tray	Tray = 17 $D_i = 83,5$, in;	Carbon steel SA-53	1

23	Rotary vakum filter	H-152	Rotary drum vakum filter	D = 12 in; L = 5,6787 in; A = 35,6622 ft ² ;	Carbon steel SA-53	1
24	Pompa	L-154	Centrifuge	Kapasitas= 32 gpm η pompa = 2 HP; η motor = 2 HP;	Commercial steel	1
25	Destilasi	D-160	Sieve tray	Tray = 17 Di = 83,5 in; Do = 84 in; ts = 4/16 in; ha = 14,2 in; tha = 7/16	Carbon steel SA-53	1
26	Akumulator	F-162	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished	Tha/b = 3/16 in; Ha/b = 12 in; Ts = 2/16 in; Tinggi tangki = 132 in; Di = 53,75 in; Do = 54 in; Tinggi silinder = 74,6587 in;	Carbon steel SA-53	1
27	Pompa	L-163	Centrifuge	Kapasitas= 26 gpm η pompa = 3 HP; η motor = 3 HP;	Commercial steel	1
28	Pompa	L-165	Centrifuge	Kapasitas= 27 gpm η pompa = 3 HP; η motor = 4 HP;	Commercial steel	1
29	Pompa	L-167	Centrifuge	Kapasitas= 23 gpm η pompa = 2 HP; η motor = 2 HP;	Commercial steel	1
30	Cooler	E-169	Double pipe heat exchanger	DPHE = 2 ½ x 1 ½" IPS sch 40 Bagian annulus : a _{an} = 2,63 in ² ; de = 2,02 in ² ; de' = 0,81 in ² Bagian pipa : a _p = 1,5 in ² ; di = 2,88 in ² ; do = 2,469 in ² ; a'' = 0,735 ft ² /ft	Carbon steel SA-53	1
31	Tangki	E-170	Silinder	do = 132 in ;	Carbon steel	10

				Do = 84 in; ts = 4/16 in; ha = 14,2 in; tha = 5/16		
18	Akumulator	F-143	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished	Tha/b = 4/16 in; Ha/b = 11,4016 in; Ts = 3/16 in; Tinggi tangki = 126,8707 in; Di = 77,6250 in; Do = 78 in; Tinggi silinder = 104,0675 in;	Carbon steel SA-53	1
19	Reboiler	E-146	Shell and tube heat exchanger	Shell: IDS = 17 1/4; Bs = 12 in; ΔP keten = 10 psi; ΔP perhit = 3 psi; Tube: Jumlah tube = 158; Pt = 12 in; Panjang = 144 ft; Do = 3/4 in; BWG = 16; ΔP keten = 2 psi; ΔP perhit = 1 psi;	Carbon steel SA-53	1
20	Pompa	L-142	Centrifuge	Kapasitas = 26 gpm η pompa = 3 HP; η motor = 3 HP;	Commercial steel	1
21	Pompa	L-144	Centrifuge	Kapasitas = 27 gpm η pompa = 1 HP; η motor = 2 HP;	Commercial steel	1
22	Mixer	F-113	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished	Silinder: Tinggi silinder = 106,2954 in; Tha/b = 4/16 in; Ha/b = 10,3766 in; Di = 71,6250 in; Do = 72 in; H = 127,0486 in Pengaduk: Power = 3 HP; Putaran = 90 rpm	Silinder: Carbon steel SA-53 Pengaduk: Axial turbine pada blade 45° angle	1

	penampung produk		tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish dan tutup bawah plate	$d_i = 130,1260 \text{ in ;}$ $t_{ha} = 2/16 \text{ in ;}$ $h_a = 19,6255 \text{ in ;}$ $H = 214,9123 \text{ in ;}$	SA-53	
--	------------------	--	--	--	-------	--

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

- Nama : Evaporator
- Fungsi : Menguapkan air yang terkandung dalam larutan dengan konsentrasi 17,699% menjadi 96%
- Jenis : Double effect evaporator
- Type : Short tube vertical (calandria) dengan bagain atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical.
- Bahan Konstruksi : Shell and tube exchanger, dimana pada tube mengalir fluida yang akan dipekatkan, sedangkan pada bagian shell mengalir steam yang berfungsi sebagai media pemanas.
- Prinsip Kerja : Evaporator merupakan alat penguap atau pemekatan larutan yang terdiri dari silinder besar (shell) dan didalamnya terdapat pipa-pipa kecil (tube). Liquida dengan konsentrasi 17,699% masuk kedalam tube evaporator I dan steam yang digunakan sebagai pemanas berada didalam shell. Sehingga terjadi kontak tidak langsung antara steam dan liquida yang akhirnya sebagian liquid (H_2O) akan menguap dan sebagian liquida akan turun melalui take down untuk keluar ke evaporator II sehingga akan terjadi kontak langsung antara steam dal liquida, sebagian liquida akan menguap dan sebagian akan turun melalui down take untuk keluar sebagai liquida dengan konsentrasi yang lebih pekat (96 %).



6.1. Perhitungan Luas Pemanas

Kondisi operasi:

Jumlah larutan masuk (F) = 157.215,4815 kg/jm = 346.597,25054 lb/jm

Karena nilai F terlalu besar, oleh sebab itu alat utama dibuat menjadi 5.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah larutan masuk (F)} &= 157.215,4815 \text{ kg/jm} : 5 \\ &= 31.443,0963 \text{ kg/jm} \\ &= 69.319,4501 \text{ lb/jm} \end{aligned}$$

$$X_{\text{feed}} = 0,1770$$

$$X_1 = 0,2899$$

$$X_2 = 0,96$$

$$\text{Suhu larutan masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ campuran} = 3,77407 \text{ kJ/kg.K} = 0,9014 \text{ btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$U_1 = 3123 \text{ W/m}^2.\text{K} = 550 \text{ btu/jm.ft}^2$$

$$U_2 = 1987 \text{ W/m}^2.\text{K} = 350 \text{ btu/jm.ft}^2$$

$$P_{\text{steam}} = 791,7 \text{ kPa} = 11,4619 \text{ Psia}$$

$$T_{s1} \text{ (T steam effect I)} = 170^\circ\text{C} = 338^\circ\text{F}$$

Step 1

$$\begin{aligned} \text{BPR}_2 &= 1,78x_2 + 6,22(x_2)^2 \\ &= (1,78 \times 0,96) + [6,22 \times (0,96^2)] \\ &= 7,4412^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{T pada P di effect II} = 54,3753^\circ\text{C} = 129,8755^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \text{BPR}_2 + \text{T pada P di effect II} \\ &= (7,4412 + 129,8755)^\circ\text{F} = 137,3167^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Step 2

$$F \cdot X_f = L_2 \cdot X_2 + (V_1 + V_2)$$

$$(69.319,4501 \times 0,1770) = (L_2 \times 0,96) + 0$$

$$12.268,8495 = 0,96 \cdot L_2$$

$$12.780,0515 \text{ lb/jm} = L_2$$

$$(V_1 + V_2) = F - L_2$$

$$= (69.319,4501 - 12.780,0515) \text{ lb/jm}$$

$$= 56.539,3986 \text{ lb/jm}$$



Asumsikan bahwa $V_1 = V_2$, sehingga:

$$V_1 = V_2 = 56.539,3986 \text{ lb/jm} : 2 = 28.269,6993 \text{ lb/jm}$$

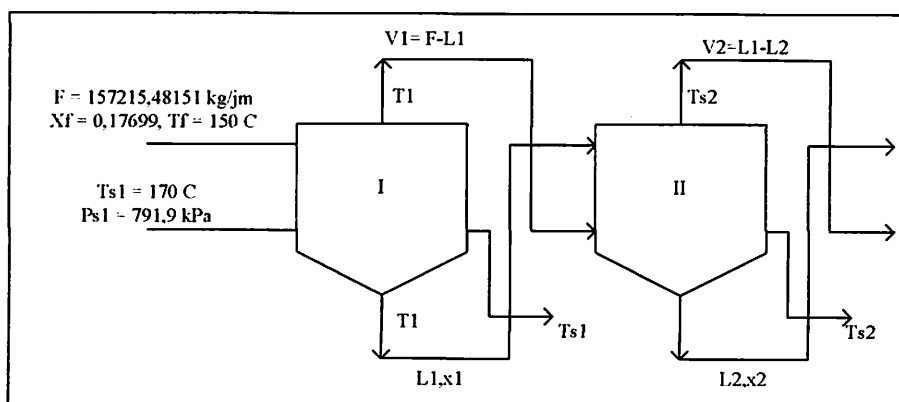
Total kesetimbangan effect I dan II:

(1) $F = V_1 + L_1$, maka:

$$\begin{aligned} L_1 &= F - V_1 = (69.319,4501 - 28.269,6993) \text{ lb/jm} \\ &= 41.049,7508 \text{ lb/jm} \end{aligned}$$

(2) $L_1 = V_2 + L_2$, maka:

$$\begin{aligned} L_2 &= L_1 - V_2 = (41.049,7508 - 28.269,6993) \text{ lb/jm} \\ &= 12.780,0515 \text{ lb/jm} \end{aligned}$$



Step 3

$$\begin{aligned} \text{BPR}_1 &= 1,78x_1 + 6,22(x_1)^2 \\ &= (1,78 \times 0,2899) + [6,22 \times (0,2899^2)] \\ &= 1,0385^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BPR}_2 &= 1,78x_2 + 6,22(x_2)^2 \\ &= (1,78 \times 0,96) + [6,22 \times (0,96^2)] \\ &= 7,4412^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma\Delta T_{\text{available}} &= T_{s1} - T_2 - (\text{BPR}_1 + \text{BPR}_2) \\ &= 338^\circ\text{F} - 137,3167^\circ\text{F} - (1,0385 + 7,4412)^\circ\text{F} \\ &= 192,2036^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Gunakan pers. 8.5-6 pada Geankoplis hal.505, untuk mendapatkan:

$$\Delta T_1 = \Sigma\Delta T_{\text{available}} \times \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2}$$

$$= 192,2036^{\circ}\text{F} \times \frac{1/550}{1/550 + 1/350}$$

$$= 74,7459^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_2 = \Sigma \Delta T_{\text{available}} - \Delta T_1 = (192,2036 - 74,7459)^{\circ}\text{F}$$

$$= 117,4578^{\circ}\text{F}$$

Menentukan boiling point setiap effect:

$$T_1 = T_{s1} - \Delta T_1 = (338 - 74,7459)^{\circ}\text{F} = 263,2541^{\circ}\text{F}$$

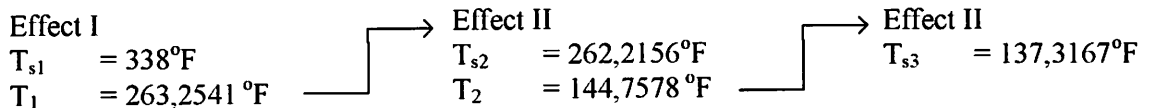
$$T_{s1} = 338^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = T_1 - \text{BPR}_1 - \Delta T_2$$

$$= (263,2541 - 1,0385 - 117,4578)^{\circ}\text{F} = 144,7578^{\circ}\text{F}$$

$$T_{s2} = T_1 - \text{BPR}_1 = (264,14372 - 1,03853)^{\circ}\text{F} = 262,2156^{\circ}\text{F}$$

$$T_{s3} = T_2 - \text{BPR}_2 = (144,7578 - 7,4412)^{\circ}\text{F} = 137,3167^{\circ}\text{F}$$



Step 4

Kapasitas panas liquid: $C_p = 4,19-2,35 \cdot x$ kJ/kg.K, sehingga:

$$C_{pF} = 4,19-2,35 \cdot x_f \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 4,19-2,35(0,1799) \text{ kJ/kg.K} = 3,77407 \text{ kJ/kg.K} = 0,9014 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$C_{pL1} = 4,19-2,35 \cdot x_{L1} \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 4,19-2,35(0,28986) \text{ kJ/kg.K} = 3,50884 \text{ kJ/kg.K} = 0,8381 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$C_{pL2} = 4,19-2,35 \cdot x_{L2} \text{ kJ/kg.K}$$

$$= 4,19-2,35(0,96) \text{ kJ/kg.K} = 1,93400 \text{ kJ/kg.K} = 0,4619 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

Mencari harga entalpi (H) pada masing-masing effect untuk air 0°C

Effect I

$$H_1 = H_{vs2} (\text{sat. entalpi uap pada } T_{s2}) + 1,884 \text{ BPR}_1$$

$$= 1168,3312 \text{ Btu/lb} + 1,884(1,0385^{\circ}\text{F}) = 1170,2877 \text{ Btu/lb}$$

$$\lambda_{s1} = H_{vs1} (\text{sat. entalpi uap pada } T_{s1}) - H_{l_{s1}} (\text{sat. entalpi uap pada } T_{s1})$$

$$= (1190,32000 - 309,20800) \text{ Btu/lb} = 881,1120 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

Effect II

$$H_2 = H_{vS3} (\text{sat.entalpi uap pada } T_{S3}) + 1,884 \text{ BPR}_2$$

$$= 1120,7998 \text{ Btu/lb} + 1,884(7,44115^\circ\text{F}) = 1134,8190 \text{ Btu/lb}$$

$$\Delta s_2 = H_{vS2} (\text{sat.entalpi uap pada } T_{S2}) - H_{lS2} (\text{sat.entalpi uap pada } T_{S2})$$

$$= (1168,33115 - 230,93796) \text{ Btu/lb} = 937,3932 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$V_1 = F - L_1 = 69319,4501 \text{ lb/jm} - L_1 \dots\dots\dots(1)$$

$$V_2 = L_1 - L_2 \dots\dots\dots(2)$$

$$L_2 = 12780,0515 \text{ lb/jm}$$

Effect I

$F C_p (T_F - 0) + S \lambda_{s1} = L_1 C_p (T_1 - 0) + V_1 \cdot H_1$, substitusikan nilai yang didapat:

$$69319,4501 \times 0,90142 (86-0) + S(881,1120) =$$

$$L_1 \times 0,8381(263,25415-0) + (69319,4501 - L_1) \times 1170,28774$$

Dari perhitungan di atas didapat:

$$S = \frac{75749900,0482 - 949,6620 \cdot L_1}{881,11200}$$

Effect II

$L_1 C_p (T_1 - 0) + V_1 \lambda_{s2} = L_2 C_p (T_2 - 0) + V_2 H_2$, substitusikan nilai yang didapat:

$$L_1 \times 0,8381 (263,2542-0) + (69319,4501 - L_1) \times 937,39319 =$$

$$12780,0515 \times 0,46193 (144,7578-0) + (L_1 - 12780,0515) \times 1134,81897$$

Dari perhitungan di atas didapat:

$$L_1 = 40309,5160 \text{ lb/jm} = 18284,2765 \text{ kg/jm}$$

Nilai-nilai yang didapat kemudian dimasukkan pada persamaan (1) dan (2), sehingga didapat harga sesungguhnya:

$$L_1 = 40309,5160 \text{ lb/jm} = 18284,2765 \text{ kg/jm}$$

$$L_2 = 12780,0515 \text{ lb/jm} = 5796,9933 \text{ kg/jm}$$

$$S = 42525,2627 \text{ lb/jm} = 19289,3326 \text{ kg/jm}$$

$$V_1 = 29009,9341 \text{ lb/jm} = 13158,8198 \text{ kg/jm}$$

$$V_2 = 27529,4645 \text{ lb/jm} = 12487,2832 \text{ kg/jm}$$

Step 5

Menghitung nilai q di kedua effect:

$$q_1 = S \times \lambda s_1 = (42525,2627 / 3600) \times (881,1120 \times 1000) \\ = 10408199,7906 \text{ W}$$

$$q_2 = V_1 \times \lambda s_2 = (29009,9341 / 3600) \times (937,3932 \times 1000) \\ = 7553809,6197 \text{ W}$$

Menghitung nilai luas area di kedua effect:

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \times \Delta T_1} = \frac{10408199,7906}{550 \times 74,74585} = 253,1779 \text{ ft}^2 = 23,5216 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 \times \Delta T_2} = \frac{7553809,6197}{350 \times 117,45777} = 183,7453 \text{ ft}^2 = 17,0709 \text{ m}^2$$

$$A_1 = A_2 = 30 \text{ m}^2 \text{ (memenuhi syarat short tube vertikal pada Ulrich hal.94)}$$

$$\text{Steam ekonomi} = \frac{V_1 + V_2}{S} = 1,3295$$

(Semua perhitungan di atas, sama seperti cara di *Geankoplis hal.505-5011*)

6.2. Perhitungan Dimensi Bagian Pemanas (Tube)

Dan *table 10 hal 843 Kern*, dirancang dimensi pemanas dengan menggunakan tube dengan ukuran 1 in 16 BWG 1 ¼ in pitch. susunan regibga.

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{DI} = 0,870 \text{ in} = 0,0725 \text{ ft}$$

$$a' = 0,594 \text{ in} = 0,0495 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft/ft}^2$$

$$A = 30 \text{ m}^2 = 322,9095 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang tube} = 6 \text{ ft}$$

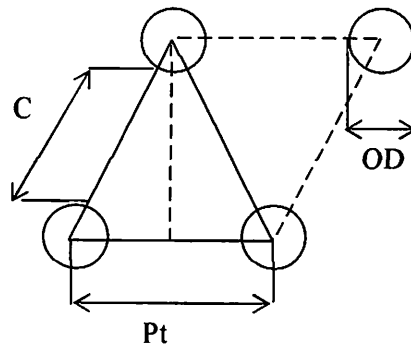
$$\text{Luas per tube} = \pi \cdot \text{ID} \cdot L$$

$$= 3,14 \times 0,0725 \text{ ft} \times 6 \text{ ft}$$

$$= 1,3659 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{\text{Luas per tube}} = \frac{322,9095 \text{ ft}^2}{1,3659 \text{ ft}^2} = 236,4102 \text{ buah}$$

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (triangular pitch)



Susunan tube triangular distandartkan menggunakan *Kern table 9 hal 842* dan didapat ukuran 1 in OD 1 1/4 in triangular pitch

$$IDS = 23,5$$

$$N_t \text{ Standart} = 241$$

$$N_t \text{ Teoritis} = 236,4102$$

$$U_D \text{ trial} = 200 \text{ Btu/jm.ft}^2.\text{°F}$$

(U_D antara 200-700 Btu/jm.ft².°F, dicoba 200 Btu/jm.ft².°F dahulu)

$$U_D \text{ Koreksi} = \frac{N_t \text{ teoritis}}{N_t \text{ standart}} \times U_D \text{ trial} = \frac{236,4102}{241} \times 200$$

$$= 196,1911 \text{ Btu/Jm.ft}^2.\text{°F}$$

$$Pt = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft}$$

Jika $N_t = 241$ buah, maka:

$$\text{Luasan triangular pitch} = 241 \times (0,08333^2) \sin 60 = 0,5101 \text{ ft}^2$$

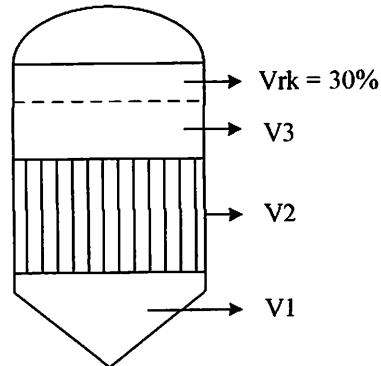
Safety factor untuk diareter shell penempatan tube = 10%

$$\text{Jari-jari penempatan tube} = \frac{IDS}{2} = \frac{23,25}{2} = 11,6250 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari penempatan tube + shell} = 1,1 + 11,6250 = 12,7250 \text{ in}$$

6.3. Perhitungan Dimensi Evaporator

6.3.1. Menentukan dimensi evaporator



Dimana : V_1 = Volume tutup bawah

V_2 = Volume liguida dalam pipa

V_3 = Volume liguida diatas tube

L_c = tinggi silinder

D = Diameter calandria

V_{rk} = Volulme ruang kosong

Kapasitas larutan = 15.7215,48151 kg/jam = 346.597,25054 lb/jam

Suhu bahan masuk = 30° C = 86° F

ρ campuran = 1106,00115 kg/m³ = 69,04526 lb/ft³

Dimensi silinder

Direncanakan lama pemisahannya 1 jam, sehingga:

$$\text{Volume liguid} = \left(\frac{346.597,25054 \text{ lb/jam}}{69,04526 \text{ lb/ft}^3} \times 1 \text{ Jam} \right) : 5 = 1003,9711 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan :

$$V_{rk} = 20\%$$

$$\text{Volume total} = \frac{100}{80} \times 1003,9711 \text{ ft}^3 = 1254,9639 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume total} = V \text{ conical} + V \text{ shell} + V \text{ dish}$$

$$1254,9639 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{24} \cdot \frac{d^3}{\text{tg } 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \cdot 1,5d + 0,0847d^3$$

$$1254,9639 \text{ ft}^3 = 0,07557 \text{ di}^3 + 1,17809 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1254,9639 \text{ ft}^3 = 1,33836 \text{ d}^3$$

$$\begin{aligned}
 d_i &= 9,7878 \text{ ft} \\
 d_i &= 117,4551 \text{ in} \\
 V_{\text{shell}} &= 1,17809 d_i^3 = 1,17809 (9,7878)^3 \\
 &= 1104,6807 \text{ ft}^3 = 1908946,3705 \text{ in}^3 \\
 V_{\text{shell}} &= \frac{\pi}{24} \cdot d_i^2 \cdot L_{L.S} \\
 1104,6807 \text{ ft}^3 &= 75,2042 L_{L.S} \\
 L_{L.S} &= 14,6891 \text{ ft} = 235,2972 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal silinder

Diketahui:

$$D_i = 9,7878 \text{ ft} = 117,4551 \text{ in}$$

$$f = 9000$$

$$E = 0,8$$

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

Mencari tekanan design (Di)

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho (H - 1) \\
 &= 69,0453 \text{ lb/ft}^3 \times (14,6891 \text{ ft} - 1) \\
 &= 945,1669 \text{ lb/ft}^2 = 6,5637 \text{ psia} \\
 P_{\text{operasi}} &= 15,33208 \text{ kPa} = 2,2237 \text{ psia} \\
 P_{\text{design}} &= (6,5637 + 2,2237) \text{ psia} = 8,7874 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_i \times d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C \\
 &= \frac{8,7874 \times 117,4551}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1342 \text{ in} = \frac{2,1476}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi di baru

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 117,4551 + 2 (3/16) \\
 &= 117,8301 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari *table 5.7 Brownel & Young hal 90* didapat :

$$D_o = 120 \text{ in}$$

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$120 = d_i + 2 (3/16)$$

$$d_i = 119,6250 \text{ in} = 9,9686 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi silinder

$$L_s = 1,5 d_i$$

$$= 1,5 \times 119,6250 \text{ in}$$

$$= 179,4375 \text{ in} = 14,9530 \text{ ft}$$

Menentukan ruang uap (Lru)

$$L_{ru} = 2 \cdot \text{tinggi tube} = 2 \cdot 6 \text{ ft} = 12 \text{ ft}$$

6.3.2. Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

Dari *table 5.7 hal 90, Brownel & Young* dengan OD 120 in dan $t_s = 3/16$ in, didapat:

$$I_{cr} = 7 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 114 \text{ in}$$

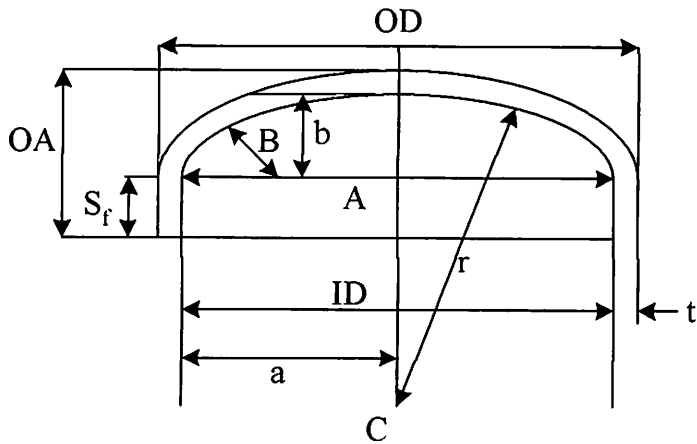
Dari *table 5.6 hal 88 Brownel & Young*, didapat :

$$S_f = 2$$

a) Menentukan tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{f \cdot E - 0,6 D_i} + C \\ &= \frac{0,885 \times 8.7874 \times 114}{(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 117,4551)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1856 \text{ in} \approx \frac{2,9704}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

b) Menentukan tinggi tutup atas



$$\begin{aligned} AB &= 1/2 (di) - 1cr \\ &= 1/2 \cdot 119,6250 - 7 \frac{1}{4} = 52,5625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - 1cr \\ &= 114 - 7 \frac{1}{4} = 106,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{106,7500^2 - 52,5625^2} = 92,9126 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = (114 - 92,9126) \text{ in} = 21,0874 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= tha + b - sf \\ &= 3/16 \text{ in} + 21,0874 \text{ in} - 2 \text{ in} \\ &= 19,2731 \text{ in} = 1,6061 \text{ ft} \end{aligned}$$

c) Menentukan tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = 0,169 \times di = 0,169 \times 203,5 \text{ in} = 34,39150 \text{ in}$$

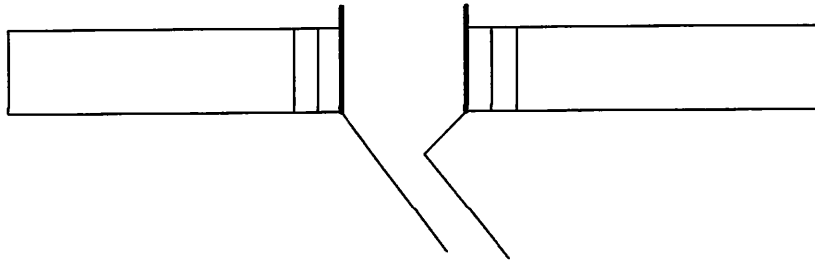
d) Menentukan tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned} thb &= \frac{Pi \times di}{2 (f.E - 0,6 \cdot Di) \cos 1/2 \alpha} + C \\ &= \frac{8,7874 \times 119,6250}{2 (9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874) \cos(60)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,2086 \text{ in} = \frac{3,3374}{16} \text{ in} \approx \frac{4}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

e) **Menentukan tinggi total evaporator**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total (H)} &= L_s + OA + h_b \\ &= 179,4375 \text{ in} + 19,2731 \text{ in} + 34,39150 \text{ in} \\ &= 218,9272 \text{ in} = 18,2439 \text{ ft} = 5,5608 \text{ m} \end{aligned}$$

f) **Perhitungan Down take**



Direncanakan pan masakan calandria dengan pipa downtake di tengah

$$\begin{aligned} \text{Diameter down take} &= 0,25 \text{ diameter shell (Hugot hal 664)} \\ &= 0,25 \times \text{di shell} \\ &= 0,25 \times 119,6250 \text{ in} = 29,9063 \text{ in} \end{aligned}$$

6.4. **Perhitungan Dimensi Man Hole**

Man hole

Man hole dirancang untuk pemeriksaan atau pembersihan bagian dalam dari evaporator. Direncanakan man hole dengan diameter 20 in, Flange untuk man hole digunakan type 150 lb forged slip-on flanges (168). *Brownell & Young hal 222.*

- | | |
|-------------------------------------|--------------|
| 1. Ukuran nominal pipa (NPs) | = 20 in |
| 2. Do flange (A) | = 27 ½ in |
| 3. Ketebalan flange (T) | = 1 11/16 in |
| 4. Do dari pembesaran permukaan (R) | = 23 in |
| 5. D pusat dari dasar (E) | = 22 in |
| 6. Panjang (L) | = 2 7/8 in |
| 7. Jumlah lubang baut | = 20 buah |
| 8. D lubang | = 1 ¼ in |
| 9. D baut | = 1 1/8 in |

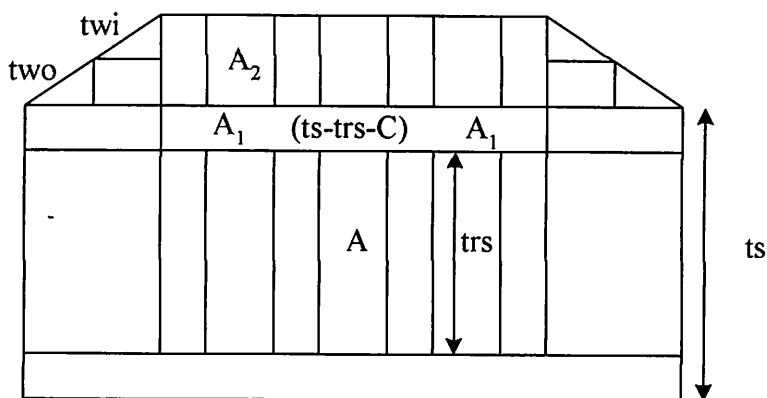
10. Bolt circle = 25
 11. D luar bore (B) = 20,19 in

Tutup Man Hole

Dipilih standart 150 lb blind flange (168), *Brownell & Young hal 222*

1. Ukuran nominal pipa (NPs) = 20 in
 2. Do Flange (A) = 27 ½ in
 3. Tebal Flange minimum (T) = 1 11/16 in
 4. Do dari pembesaran permukaan = 23 in
 5. Do lubang = 1 ¼ in
 6. Jumlah lubang baut = 20 buah
 7. D baut = 1 1/8 in
 8. Bolt circle = 25

Perhitungan perlu tidaknya penguat pada manhole



- Do Man hole = 20 in
 Di Man hole = 19,25 in
 Din Man hole = 2 × Do Man hole = 2 × 20 in = 40 in

Asumsi :

- t_{wo} = tebal pengelasan luar = 3/16 in
 t_{wi} = tebal pengelasan dalam = 3/16 in
 t_p = 3/16 in
 t_s = 3/16 in
 t_n = 12/16 in

Diketahui :

t_{min} = (terkecil diantara t_s , t_n dan t_p) = 3/16 in

$$t_n = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ = 20 \text{ in} - 19,25 \text{ in} = 0,75 \text{ in}$$

$$t_{womin} = 0,5 \times t_{min} \\ = 0,5 \times 3/16 \text{ in} = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{womin}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \text{ min}} = 0,7 \times t_{min} \\ = 0,7 \times 3/16 \text{ in} = 0,13125 \text{ in}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in} \\ = \frac{1,1689}{16} \text{ in} \approx \frac{2}{16} \text{ in}$$

$$C_{lubang} = 0$$

$$t_m = \frac{P_i \cdot d_{in}}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 40}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0869 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0731 \text{ in} \times 40 = 2,9221 \text{ in}$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) (d_{in}) = (3/16 - 0,0731 - 1/16) (40) = 2,0779 \text{ in}$$

$$A_2 = 2 \left\{ (t_n - t_m - c) (2 1/4 t_n + t_p) \right\} \\ = 2 \left\{ (0,75 - 0,0869 - 1/16) (2 1/4 \cdot 0,75 + 3/16) \right\} = 2,2522 \text{ in}$$

$$A_1 + A_2 = (2,0779 + 2,2522) \text{ in} = 4,3300 \text{ in}$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat

6.5. Perhitungan Dimensi Pipa / Lubang

Pipa steam masuk

$$\text{Suhu steam masuk} = 170^\circ\text{C} = 338^\circ\text{F}$$

$$\text{Massa steam masuk (S)} = 42525,2627 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{ steam}} = \frac{1}{V_f} = \frac{1}{0,01780} = 56,1798 \text{ lb/ft}^2$$

(Kern, fig.7 hal. 817)

$$\mu_{\text{ steam}} = 0,01490 \text{ cp} = 0,00001 \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}$$

(Kern, fig.15 dan 16 hal.824-825)

$$\text{Flow rate } (\phi) = \frac{42525,2627}{56,17978} = 756,9497 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2103 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus fig 14-2 hal 496 didapat:

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3,9 (\phi f)^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 (0,2103)^{0,45} \cdot (56,1798)^{0,13} = 3,2640 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, table 11 hal 844 diperoleh :

Ukuran pipa nominal = 4 in sch 40

Di = 4,02600 in = 0,3355 ft

Do = 4,5000 in = 0,3750 ft

Cek terhadap asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (V)} &= \frac{\phi}{A} = \frac{\phi}{\pi/4 \text{ Di}^2} \\ &= \frac{0,21026}{\pi/4 \cdot (0,3355)^2} = 2,3797 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{Di} \cdot \rho \cdot V}{\mu} \\ &= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 56,1798 \text{ lb/ft}^3 \times 2,3797 \text{ ft/dtk}}{0,00001} \\ &= 4492888,7419 \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar.

Perhitungan perlu tidaknya penguat pada pipa steam masuk

Diameter lubang = 4 in

Di pipa steam = 4,0260 in = 0,3355 ft

Do pipa steam = 4,5000 in = 0,3750 ft

Din pipa steam = 2 × Do = 9,0000 in = 0,7499 ft

Asumsi :

t_{wo} = tebal pengelasan luar = 3/16 in

t_{wi} = tebal pengelasan dalam = 3/16 in

tp = 3/16 in

ts = 8/16 in

tn = Do lubang – Di lubang = 0,0395 ft
= 0,4740 in = $\frac{8}{16}$ in

Diketahui:

$$t_{\min} = 3/16 \text{ in (terkecil diantara } t_s, t_n \text{ dan } t_p)$$

$$t_{wo \min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \min} = 0,7 \times t_{\min} = 0,7 \times 3/16 = 0,13125 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \min}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat maksimum

$$D_p = 2 \times d_{in \max} = 2 \times 9,0000 \text{ in} = 18,0000 \text{ in}$$

$$D_i = 119,6250 \text{ in}$$

$$P_i = 8,7874 \text{ psia}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f.E - 0,6.P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in}$$

$$t_m = \frac{P_i \cdot d_{in}}{2(f.E - 0,6.P_i)} = \frac{8,78745 \times 9,000}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0055 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,06731 \text{ in} \times 9,0000 \text{ in} = 0,6575 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) \cdot (d_{in}) = (8/16 - 0,0731 - 1/16) (9,0000) = 0,4675 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 \{ (t_n - t_m - c) (21/4 t_n + t_p) \}$$

$$= 2 \{ (8/16 - 0,0055 - 1/16) (21/4 \cdot 8/16 + 3/16) \} = 1,0183 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 0,4675 \text{ in}^2 + 1,0183 \text{ in}^2 = 1,4858 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat

Pipa feed masuk

$$\text{Suhu feed masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah feed masuk} = 69319,4501 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 69,0453 \text{ lb/ft}^3$$

Dari tabel 4.7 Ulrich hal 91, untuk evaporator type short tube maka range viskositas maksimum adalah $0,01 \text{ pa.s} = 0,00671797 \text{ lb/ft.s}$

$$\mu \text{ campuran} = 5,2 \text{ cp} = 5,2 \times 0,00671797 \text{ lb/ft.s} = 0,0035 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Flow rate } (\varphi) = \frac{369319,4501}{69,0453} = 1003,9711 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2789 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus fig 14.2 hal 496 didapat :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (\varphi)^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,2789)^{0,45} \cdot (69,0453)^{0,13} = 3,8071 \text{ in}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11 hal 844 diperoleh:

Ukuran pipa nominal	= 4 in sch 40
Di	= 4,0260 in = 0,3355 ft
Do	= 4,5000 in = 0,3750 ft

Cek terhadap asumsi

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\varphi}{A} = \frac{\varphi}{\pi/4 D_i^2}$$

$$= \frac{0,2789}{\pi/4 \cdot (0,3355)^2} = 3,1563 \text{ ft/dt}$$

$$N_{re} = \frac{D \cdot \rho \cdot V}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 69,0453 \text{ lb/ft}^3 \times 3,1563 \text{ ft/dt}}{0,0035}$$

$$= 20985,3730$$

$N_{re} > 2100$, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar

Perhitungan perlu tidaknya penguat pada pipa feed masuk

Diameter lubang	= 4 in
Di pipa feed	= 4,0260 in = 0,3355 ft
Do pipa feed	= 4,5000 in = 0,3750 ft
Din	= 9 in

Asumsi

t_{wo}	= tebal pengelasan luar	= 3/16 in
t_{wi}	= tebal pengelasan dalam	= 3/16 in
t_p	=	3/16 in
t_s	=	3/16 in

Diketahui :

t_{min}	= (terkecil diantara t_s , t_n dan t_p) = 3/16 in
t_n	= Do lubang - Di lubang = 0,0395 ft = 0,4740 in = $\frac{8}{16}$ in

$$t_{wo \min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \min} = 0,7 \times t_{\min} = 0,7 \times 3/16 = 0,13125 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \min}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat maksimum

$$D_p = 2 \times d_{in \max} = 2 \times 9,0000 \text{ in} = 18,0000 \text{ in}$$

$$D_i = 119,6250 \text{ in}$$

$$D_{in} = 9,0000 \text{ in}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in}$$

$$t_m = \frac{P_i \cdot d_{in}}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,78745 \times 9,000}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0055 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \text{ Jika } D_p = 2 \times d_{in} = 0,0731 \text{ in} \times 9,0000 \text{ in} = 0,6575 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) \cdot (d_{in}) = (3/16 - 0,0731 - 0) (9,0000) = 0,4675 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 \{ (t_n - t_m - c) (2\frac{1}{4} t_n + t_p) \}$$

$$= 2 \{ (8/16 - 0,0055 - 1/16) (2\frac{1}{4} \cdot 8/16 + 3/16) \} = 1,0183 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 0,4675 + 1,0183 = 1,4858 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat.

Pipa Produk Keluar

$$\text{Suhu larutan keluar evaporator} = 62,64324^\circ\text{C} = 144,75784^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah larutan keluar evaporator (L}_2) = 12780,0515 \text{ lb/jm}$$

$$\rho \text{ campuran} = 69,04526 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,12284 \text{ cp} = 0,0001 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Flow rate } (\varphi) = \frac{12780,0515}{69,0453} = 185,0967 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0514 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Asumsi: aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus fig 14.2 hal 496 didapat :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (\varphi)^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,0514)^{0,45} \cdot (69,0453)^{0,13} = 1,7889 \text{ in}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11 hal 844 diperoleh

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

$$\text{Di pipa produk keluar} = 2,0670 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$\text{Do pipa produk keluar} = 2,3800 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

Cek terhadap asumsi

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\varphi}{A} = \frac{\varphi}{\pi/4 \cdot \text{Di}^2} = \frac{0,0514}{\pi/4 \cdot (0,1722)^2} = 2,2076 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{D \cdot \rho \cdot V}{\mu} \\ &= \frac{0,1722 \text{ ft} \times 69,0453 \text{ lb/ft}^3 \times 2,2076 \text{ ft/dtk}}{0,0001} \\ &= 319000,2468 \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar

Perhitungan perlu tidaknya penguat pada pipa produk keluar

$$\text{Diameter lubang} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Di pipa produk keluar} = 2,0670 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

$$\text{Do pipa produk keluar} = 2,3800 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$\text{Din} = 2 \times 2,3800 \text{ in} = 4,7600 \text{ in}$$

Asumsi:

$$t_{wo} = \text{tebal pengelasan luar} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_{wi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_p = 3/16 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{\min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n \text{ dan } t_p) = 3/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_n &= \text{Do lubang} - \text{Di lubang} \\ &= 2,3800 - 2,0670 = 0,3130 \text{ in} = 5/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{wo \min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \min} = 0,7 \times t_{\min} = 0,7 \times 3/16 = 0,13125 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \min}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat maksimum

$$D_p = 2 \times \text{din max} = 2 \times 4,7600 \text{ in} = 9,5200 \text{ in}$$

$$D_i = 119,6250 \text{ in}$$

$$D_n = 4,7600 \text{ in}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in}$$

$$t_m = \frac{P_i \cdot d_{in}}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,78745 \times 4,7600}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0029 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0731 \text{ in} \times 4,7600 \text{ in} = 0,34773 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) \cdot (d_{in}) = (3/16 - 0,0731 - 1/16) (4,7600) = 0,2473 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 \{ (t_n - t_m - c) (2 \frac{1}{4} t_n + t_p) \}$$

$$= 2 \{ (5/16 - 0,0029 - 0) (2 \frac{1}{4} \cdot 5/16 + 3/16) \} = 0,4416 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 0,2473 + 0,4416 = 0,6889 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat

Lubang/pipa kondensat keluar

$$\text{Suhu kondensat keluar} = 62,64324^\circ\text{C} = 144,75784^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah kondensat keluar (V}_2) = 27529,4645 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 57,6567 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,12284 \text{ cp} = 0,0001 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Flow rate } (\varphi) = \frac{27529,4645}{57,6567} = 477,4720 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1326 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus fig 14.2 hal 496 didapat :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (\varphi)^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,1326)^{0,45} \cdot (57,6567)^{0,13} = 2,6617 \text{ in}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11 hal 844 diperoleh

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 3 \text{ in sch 40}$$

$$D_i \text{ pipa kondensat} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$D_o \text{ pipa kondensat} = 3,5000 \text{ in} = 0,29166 \text{ ft}$$

Cek terhadap asumsi

$$\text{Kecepatan linear (V)} = \frac{\varphi}{A} = \frac{\varphi}{\pi/4 D_i^2}$$

$$= \frac{0,1326}{\pi/4 \cdot (0,2557)^2} = 2,5849 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{D \cdot \rho \cdot V}{\mu} \\
 &= \frac{0,2557 \text{ ft} \times 57,6567 \text{ lb/ft}^3 \times 2,5849 \text{ ft/dtk}}{0,0001} \\
 &= 462957,6864
 \end{aligned}$$

$Nre > 2100$, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar

$$\text{Diameter lubang} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Di pipa kondensat} = 3,0680 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{Do pipa kondensat} = 3,5000 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

Asumsi :

$$t_{wo} = \text{tebal pengelasan luar} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_{wi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 3/16 \text{ in}$$

$$t_p = 3/16 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{\min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n \text{ dan } t_p) = 3/16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_n &= \text{Do lubang} - \text{Di lubang} \\
 &= 3,5000 - 3,0680 = 0,4320 \text{ in} = 7/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{wo \min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \min} = 0,7 \times t_{\min} = 0,7 \times 3/16 = 0,13125 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \min}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat maksimal

$$D_p = 2 \times d_{in \max} = 2 \times 7,000 \text{ in} = 14,0000 \text{ in}$$

$$D_i = 119,6250 \text{ in}$$

$$D_{in} = 7,0000 \text{ in}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in}$$

$$t_m = \frac{P_i \cdot d_{in}}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,78745 \times 7,0000}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0043 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0,0731 \text{ in} \times 7,0000 \text{ in} = 0,5114 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) \cdot (d_{in}) = (3/16 - 0,0731 - 1/16) (7,0000) = 0,3636 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 \{(t_n - t_{rn} - c)(2\frac{1}{4} t_n + t_p)\}$$

$$= 2 \{(7/16 - 0,0043 - 1/16)(2\frac{1}{4} \cdot 7/16 + 3/16)\} = 0,8469 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 0,3636 + 0,8469 = 1,2106 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat

Pipa steam keluar

$$\text{Suhu feed masuk} = 127,8976^\circ\text{C} = 262,2156^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah steam masuk} = 42525,2627 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{ steam}} = \frac{1}{V_f} = \frac{1}{0,01711} = 58,4454 \text{ lb/ft}^2$$

(Kern, fig.7 hal. 817)

$$\mu_{\text{ steam}} = 0,12284 \text{ cp} = 0,00001 \text{ lb/ft} \cdot \text{ dtk}$$

$$\text{Flow rate } (\varphi) = \frac{42525,2627}{58,4454} = 727,6072 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2021 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Peter and Timmerhaus fig 14.2 hal 496 didapat :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (\varphi)^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,2021)^{0,45} \cdot (58,4454)^{0,13} = 3,2229 \text{ in}$$

Standarisasi ukuran pipa dari Kern, tabel 11 hal 844 diperoleh:

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 4 \text{ in sch 40}$$

$$D_i = 4,0260 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$D_o = 4,5000 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft}$$

Cek terhadap asumsi

$$\text{Kecepatan linear } (V) = \frac{\varphi}{A} = \frac{\varphi}{\pi/4 D_i^2}$$

$$= \frac{0,2021}{\pi/4 \cdot (0,3355)^2} = 2,2874 \text{ ft/dtk}$$

$$\text{Nre} = \frac{D \cdot \rho \cdot V}{\mu}$$

$$= \frac{0,3355 \text{ ft} \times 58,4454 \text{ lb/ft}^3 \times 2,2874 \text{ ft/dtk}}{0,00001}$$

$$= 4492888,7419$$

$\text{Nre} > 2100$, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar

Perhitungan perlu tidaknya penguat pada pipa feed masuk

$$\begin{aligned} \text{Diameter lubang} &= 4 \text{ in} \\ \text{Di pipa feed} &= 4,0260 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft} \\ \text{Do pipa feed} &= 4,5000 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft} \\ \text{Din} &= 9,0000 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi

$$\begin{aligned} t_{wo} &= \text{tebal pengelasan luar} = 3/16 \text{ in} \\ t_{wi} &= \text{tebal pengelasan dalam} = 3/16 \text{ in} \\ t_p &= 3/16 \text{ in} \\ t_s &= 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} t_{\min} &= (\text{terkecil diantara } t_s, t_n \text{ dan } t_p) = 3/16 \text{ in} \\ t_n &= \text{Do lubang} - \text{Di lubang} = 0,4740 \text{ in} = \frac{8}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{wo \min} = 0,5 \times t_{\min} = 0,5 \times 3/16 = 0,09375 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai

$$t_{wi \min} = 0,7 \times t_{\min} = 0,7 \times 3/16 = 0,13125 \text{ in}$$

$t_{wi} > t_{wi \min}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat maksimum

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times d_{\text{in max}} = 2 \times 9,0000 \text{ in} = 18,0000 \text{ in} \\ D_i &= 119,6250 \text{ in} \\ D_{\text{in}} &= 9,0000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{rs} = \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,7874 \times 119,6250}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0731 \text{ in}$$

$$t_{rn} = \frac{P_i \cdot d_{\text{in}}}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} = \frac{8,78745 \times 9,000}{2(9000 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 8,7874)} = 0,0055 \text{ in}$$

$$A = t_{rs} \text{ Jika } D_p = 2 \times d_{\text{in}} = 0,0731 \text{ in} \times 9,0000 \text{ in} = 0,6575 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - c) \cdot (d_{\text{in}}) = (3/16 - 0,0731 - 1/16) (9,0000) = 0,4675 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \{ (t_n - t_{rn} - c) (2 \frac{1}{4} t_n + t_p) \} \\ &= 2 \{ (8/16 - 0,0055 - 1/16) (2 \frac{1}{4} \cdot 8/16 + 3/16) \} = 1,0183 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 0,4675 + 1,0183 = 1,4858 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat.



6.6. Perhitungan Dimensi Gasket, Bolting dan Flange pada tangki

Do evaporator = 120 in
 Di evaporator = 119,6250 in
 ts = 3/16 in

Pemilihan:

Gasket pada tangki

Bahan : Asbestos
 Tebal : 1/8 in
 Faktor gasket (m) : 2
 Design stress seating minimal: 1600 psi

(Dari Brownell, hal 228)

Bolting pada tangki

Bahan : SB 160
 Stress : 15000 psi

(Dari Brownell, hal 340)

Flange pada tangki

Bahan : Carbon steel SA-53
 Stress : 9000

(Dari Brownell, hal 340)

a. Perhitungan Gasket pada tangki

Menentukan lebar gasket

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - (Pxm)}{Y - P(m+1)}}$$

(Brownell, hal 226)

Dimana:

do = diametr luas gasket (in)
 di = diameter dalam gasket (in)
 P = tekanan dalam shell (8,7874 psia)
 y = 1600 psia
 m = factor gasket (2)

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{1600 - (8,7874 \times 2)}{1600 - 8,7874(2+1)}} = 1,0028$$

asumsi di gasket = 120 in (sama dengan Do shell), maka:

(Brownell, hal 226)

$$D_o = 1,0028 \times 120 \text{ in} = 120,3346 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar minimum gasket} &= \frac{1}{2} (D_o - D_i) = \frac{1}{2} (120,3346 - 120) \\ &= 0,1673 \times 16/16 \\ &= 2,67665/16 \\ &= 3/16 \text{ (asumsi)} \end{aligned}$$

(Brownell, hal 242)

Perhitungan beban gasket

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

(Brownell, hal 240)

Dimana :

B = Lebar efektif gasket

y = yield = 1600 psi

N = tebal gasket = 3/16 (asumsi)

G = $d_{\text{rata-rata gasket}}$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_i + \text{tebal gasket} \\ &= 120 \text{ in} + 3/16 \text{ in} \\ &= 120 \text{ } 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$b_o = \frac{n}{2}$ diketahui bahwa :

$b_o \leq 1/4 \text{ in}$ apabila $b_o = b$

$$b_o = \frac{3/16}{2} = 0,0094 \text{ in}$$

$b = b_o = 0,2500 \text{ in}$

(Brownell, hal 229, fig 12.12)

maka :

$$\begin{aligned} Wm_2 &= \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,2500 \times 120 \text{ } 3/16 \times 1600 \\ &= 150955,5000 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban untuk menjaga sambungan

$$\begin{aligned}
 H_p &= 2b\pi \times G \times p \times m \\
 &= 2 \times 0,2500 \times 3,14 \times 120 \frac{3}{16} \times 8,7874 \times 2 \\
 &= 3316,2612 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 240)

Beban karena tekanan dalam

$$\begin{aligned}
 H &= \pi/4 \times G^2 \times P \\
 &= 3,14/4 \times (120 \frac{3}{16})^2 \times 8,7874 \\
 &= 99643,2853 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{m_1} &= H + H_p \\
 &= 99643,2853 \text{ lb} + 3316,2612 \text{ lb} \\
 &= 102959,5465 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$W_{m_1} < W_{m_2}$, maka beban yang mengontrol dalam operasi adalah W_{m_2}

*(Brownell, hal 240)***b. Perhitungan baut tangki**Menghitung luas minimum baut area (A_{m_2})

$$\begin{aligned}
 A_{m_2} &= \frac{W_{m_2}}{f_b} \\
 f_b &= 15000 \text{ psia} \\
 A_{m_2} &= \frac{150955,5000}{15000} = 10,0637 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 240)

Ukuran baut optimum

Dari Brownell, hal 188 ; dicoba ukuran baut 1 in, root area = 0,5510 in²

$$N = \frac{A_m}{\text{Root area}} = \frac{10,0637}{0,5510} = 18,2644 = 19 \text{ buah}$$

- Ukuran nominal baut : 1 in
- Root area : 0,5510 in²
- Bolt Spacing (BC) : 2 1/4 in
- Jarak radial minimum (R) : 1 3/8 in
- Jarak dari tepi (E) : 1 1/16 in
- Nut Dimension : 1 5/8 in
- Radius Fillet maksimum (r) : 7/16 in

Pengecekan lebar gasket

$$\begin{aligned} Ab \text{ actual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 19 \times 0,5510 \text{ in}^2 = 10,4690 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 188)

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} W &= \frac{Ab.\text{actual} \times f.\text{allowable}}{2 \times Y \times G \times \pi} \\ &= \frac{10,4690 \times 15000}{2 \times 1600 \times 120,1875 \times 3,14} = 0,1300 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell, hal 243)

Karena $W = 0,1300 < \text{lebar gasket yang telah ditentukan} = 3/16 \text{ in}$, maka lebar gasket memadai.

c. Perhitungan flange tangki

Diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned} A &= \text{bolt circle flange (A)} \\ &= C + 2E \end{aligned}$$

$$C = 2(1,415 g_o + R) + D_{\text{gasket}}$$

Dimana $g_o > 5/8 \text{ in}$

(Brownell, hal 243)

Diambil $g_o = 0,95$

$$\begin{aligned} C &= 2(1,415 \times 0,95 + 1 \frac{1}{4}) + 120 \\ &= 125,1885 \text{ in} \end{aligned}$$

$$E = 1 \frac{5}{16}$$

$$\begin{aligned} A &= D_o = 125,1885 \text{ in} + (2 \times 1 \frac{5}{16}) \\ &= 127,8135 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{2} (A m_2 + A b) \times \text{fall} \\ &= \frac{1}{2} (10,4680 + 10,0637) \times 9000 \\ &= 92397,1500 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell, hal 243)

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G)$$

$$= \frac{1}{2} (125,1885 - 120,1875) = 2,5005 \text{ in}$$

*(Brownell, hal 243)*Moment flange

$$M_a = h_G \times W$$

$$= 2,5005 \text{ in} \times 92397,1500 \text{ lb}$$

$$= 231039,0736 \text{ in.lb}$$

*(Brownell, hal 243)*Untuk kondisi operasi

$$W = Wm_2$$

$$= 150955,5000 \text{ lb}$$

*(Brownell, hal 243)*Tekanan hidrostatik pada daerah flange (H_D)

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

$$B = \text{OD shell} = 120 \text{ in}$$

$$P = 8,7874 \text{ psia}$$

$$H_D = 0,785 \times (120)^2 \times 8,7874$$

$$= 99332,6284 \text{ lb}$$

*(Brownell, hal 243)*Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_D

$$h_D = \frac{1}{2} (C - B)$$

$$= \frac{1}{2} (125,1885 - 120)$$

$$= 2,5942 \text{ in}$$

*(Brownell, hal 243)*Moment Komponen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 99332,6284 \text{ psi} \times 2,5942 \text{ in} = 257693,6711 \text{ lb.in}$$

(Brownell, hal 243)

Perbedaan antara beban baut flange dengan daya hidrostatik total

$$\begin{aligned}
 H_G &= W - H = Wm_2 - H \\
 &= (150955,5000 - 99643,2853) \text{ lb} \\
 &= 51312,2147 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

*(Brownell, hal 243)*Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_G

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2} (C - G) \\
 &= \frac{1}{2} (125,1885 - 120,1875) \\
 &= 2,5005 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*(Brownell, hal 243)*Komponen moment ken M_G

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \\
 &= 51312,2147 \times 2,5005 \\
 &= 128306,1928 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

*(Brownell, hal 243)*Perbedaan antar gaya hidrostatik total dengan hidrostatik dalam area flange

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \\
 &= (99643,2853 - 99332,6284) \text{ lb} \\
 &= 310,6569 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 243)

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) \\
 &= \frac{1}{2} (2,5942 + 2,5005) \\
 &= 2,5474 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*(Brownell, hal 244)*Komponen Moment (M_T)

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \\
 &= 310,6569 \text{ lb} \times 2,5474 \text{ in} \\
 &= 791,3598 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

*(Brownell, hal 244)*Total moment pada kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T \\
 &= 257693,6711 + 2959,1729 + 791,3598 = 386791,2237 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

(Brownell, hal 243)

Perhitungan tebal flange

$$T = \sqrt{\frac{y \times M_{\text{maks}}}{f \times B}}$$

(Brownell, hal 244)

Dimana:

Mmaks = Mo

F = stress = 9000 psi

B = D luar evaporator = 120 in

$$K = \frac{A}{B} = \frac{D \text{ luar flange}}{D \text{ luar evaporator}} = \frac{127,8135 \text{ in}}{120 \text{ in}} = 1,0651 \text{ in}$$

Dari *Brownell, hal 238 fig 12.12* didapatkan:

$$y = 17$$

$$T = \sqrt{\frac{17 \times 386791,2237}{9000 \times 120}} = 1,9113 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi:

a. Gasket pada tangki

Bahan : asbestos

Tebal : 3/16 in

Lebar : 3/16 in

b. Bolting pada tangki

Bahan : SB – 160

Ukuran : 1 in

Jumlah : 19 buah

Bolt spacing : 2 1/4 in

Jarak radial minimum : 1 3/8 in

Jarak dari tepi : 1 1/16 in

Stress : 15000 psi

c. Flange pada tangki

Bahan : carbon steel SA-53

Stress : 9000 psi

Tebal : 2 1/2 in

Do : 127,8135 in

6.7. Menghitung dimensi penyangga

a. Berat bejana kosong

$$D_o = 120 \text{ in} = 10 \text{ ft}$$

$$D_i = 119,6250 \text{ in} = 9,9686 \text{ ft}$$

$$t_s = 3/16 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\text{Densitas bejana steel } (\rho) = 490,0723 \text{ lb/ft}^3$$

(Wikipedia, carbon steel)

$$\text{Tinggi silinder} = L_s$$

$$= 179,4375 \text{ in} = 14,9430 \text{ ft}$$

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

$$= (3,14/4) (10^2 - 9,9686^2) \times 490,0723 \times 14,9430$$

$$= 3589,6280 \text{ lb} = 1628,2446 \text{ kg}$$

b. Berat tutup bejana

Tutup atas standard dishead

$$V = 0,0847d^3$$

$$= 0,000049 [(10 \text{ ft})^3 - (9,9686)^3]$$

$$= 0,0005 \text{ ft}^3$$

$$W_{ta} = 0,0005 \times \rho$$

$$= 0,0005 \text{ ft}^3 \times 490,0723 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,2244 \text{ lb} = 0,1018 \text{ kg}$$

Tutup bawah conical

$$V = \frac{\pi}{24} \cdot \frac{d^3}{\text{tg} 1/2\alpha}$$

$$= \frac{\pi}{24} \cdot \frac{9,9686^3}{\text{tg} 1/2\alpha}$$

$$= 0,3913 \text{ ft}^3$$

$$W_{tb} = V \times \rho$$

$$= 0,3913 \text{ ft}^3 \times 490,0723 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 191,9957 = 86,9869 \text{ kg}$$

$$W_{\text{total}} = (0,2244 + 191,9957) \text{ lb} = 191,9957 \text{ lb} = 87,0887 \text{ kg}$$

c. Berat larutan evaporator

$$W_L = 69319,4501 \text{ lb} = 31443,0963 \text{ kg}$$

d. Berat tube

$$D_o = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft}$$

$$D_i = 0,870 \text{ in} = 0,0725 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{tube}} = 490,0723 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_t = (\pi/4) (D_o^2 - D_i^2) \rho \times N_t \times L$$

$$= (3,14/4) [(0,0833 \text{ ft})^2 - (0,0725)^2] \times 490,0723 \text{ lb/ft}^3 \times 241 \times 6 \text{ ft}$$

$$= 939,0998 \text{ lb} = 425,9729 \text{ kg}$$

e. Berat steam

$$W_{st(S)} = 42525,2627 \text{ lb/jam}$$

$$= 19289,3326 \text{ kg/jam}$$

f. Berat isolasi

$$\text{Pemilihan isolasi} = \text{Asbestos Fibber Standard}$$

$$\rho_{\text{asbestos}} = 29,3 \text{ lb/ft}^3$$

(Kern, hal 795)

$$\text{Asumsi tebal isolasi} = 2 \text{ in}$$

Maka:

$$D_o \text{ isolasi} = D_{\text{shell}} + 2 \text{ in}$$

$$= 120 \text{ in} + 2 \text{ in} = 122 \text{ in} = 10,1666 \text{ ft}$$

$$H = 179,4375 \text{ in} = 14,9530 \text{ ft}$$

$$W_t = (\pi/4) (D_o \text{ isolasi}^2 - D_i \text{ shell}^2) \rho \times H$$

$$= (3,14/4) [(10,1666 \text{ ft})^2 - (9,9686)^2] \times 29,3 \text{ lb/ft}^3 \times 14,9530 \text{ ft}$$

$$= 494,6788 \text{ lb} = 224,3848 \text{ kg}$$

g. Berat perlengkapan lain di shell

Diambil 18 % berat shell, maka:

$$W_p = 18 \% \times 3589,6280 \text{ lb} = 646,1330 \text{ lb} = 293,0840 \text{ kg}$$

(Brownell, hal 157)

$$\text{Maka berat total} = 100488,6135 \text{ lb}$$

$$= 45581,3361 \text{ kg}$$

Untuk faktor pengaman dipakai safety 10 % lebih besar, maka berat total menjadi:

$$\begin{aligned} W \text{ total} &= 1,1 \times 100488,6135 \text{ lb} \\ &= 110537,4749 \text{ lb} = 50139,4697 \text{ kg} \end{aligned}$$

h. Perancangan Leg Support

Untuk penahan dipilih kolom jenis I – beam dengan jumlah 4 buah.

$$\text{Beban tiap kolom} = \frac{4P_w (H - L)}{n \cdot db} + \frac{\Sigma W}{n} \quad (\text{Brownell, pers 10.76 hal 167})$$

Diaman :

- P = beban tiap kolom (lb)
- P_w = total beban permukaan karena angin (lb)
- H = tinggi vessel dari pondasi (ft)
- L = jarak antar vessel (ft)
- db = diameter bolt circle (ft)
- ΣW = berat otal (lb)

Karena tangki diletakkan didalam ruangan maka P_w = 0, sehingga

$$\begin{aligned} P &= \frac{\Sigma W}{n} \\ &= \frac{110537,4749}{4} = 27634,3687 \text{ lb} = 12534,8674 \text{ kg} \end{aligned}$$

Untuk I – Beam dicoba dengan ukuran (8 × 4)

Dari *Brownell, hal 355*, diperoleh :

- Berat = 23,0000 lb
- Area of section (A_y) = 6,7100 in²
- Depth of beam (H) = 8,0000 in
- Width of flange (B) = 4,1710 in
- R₂₋₂ = 0,8100 in
- I₂₋₂ = 4,4000 in⁴

Jarak dari base plate ke dasar kolom = L = 8 in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi leg (I)} &= \frac{1}{2} (H - L) + L \\ &= \frac{1}{2} (H) + \frac{1}{2} (L) \\ &= \frac{1}{2} (179,4375) + \frac{1}{2} (8) \\ &= 93,7188 \text{ in} = 42,5105 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi tinggi leg} = \frac{I}{r} = \frac{93,7188}{0,8100} = 115,7022 \text{ in} = 52,4822 \text{ ft}$$

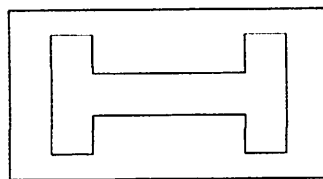
karena l/r terletak diantara 60 – 200 in maka :

$$f_c = \frac{18000}{1 + \frac{(l/r)^2}{18000}} = \frac{18000}{1 + \frac{(115,7022)^2}{18000}} = 10322,7484 \text{ psi}$$

$$A = \frac{P}{f_c} = \frac{12534,8674}{10322,7484} = 1,2143 \text{ in}^2$$

Karena A yang dibutuhkan $<$ A yang tersedia, maka I – Beam dengan ukuran tersebut memadai.

i. Dimensi Base Plate



$$H = (0,8 b + 2n)$$

$$P = (0,95 h + 2m)$$

$$P = 12534,8674 \text{ kg} = 27634,3687 \text{ lb}$$

$$\text{Luas Base Plate} = Abp = \frac{P}{f_{bp}}$$

(Brownell, pers 10.35 hal 190)

Dimana :

Abp : luas base plate (in^2)

P : beban bagi tiap-tiap base plate (lb)

f_{bp} : stress pada pondasi (psi)

direncanakan pondasi menggunakan beton, maka dari Hesse, hal 162

diperoleh $f_{bp} = 600$ psi

Sehingga:

$$Abp = \frac{27634,3687}{600} = 46,0573 \text{ in}^2$$

Menghitung panjang dan lebar dari base plate

$$Abp = P \times L$$

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

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

$$Abp = (0,8 b + 2n)(0,95h + 2m)$$

Asumsi: $m = n$

$$\begin{aligned} Abp &= (2m + (0,95 \times 3))(2m + (0,8 \times 2,330)) \\ 46,0573 &= 25,3597 + 6,6736 m + 15,2000 m + 4,0000 m^2 \\ &= 21,8736 m + 4,0000 m^2 - 20,6976 \\ &= 4,0000 m^2 + 21,8736 m - 20,6976 \end{aligned}$$

Dengan rumus ABC : $\frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4a.c}}{2.a}$

$$m = \frac{-21,8736 \pm \sqrt{(21,8736)^2 - (4 \times 4 \times (-20,6976))}}{2 \times 4} = m_1 = 0,8225$$

Maka didapatkan :

$$\begin{aligned} P &= 2m + 0,95h \\ &= (2 \times 0,8225) + (0,95 \times 8) \\ &= 9,2450 \text{ in} \sim 10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= 2n + 0,8b \\ &= (2 \times 0,8225) + (0,8 \times 4,1710) \\ &= 4,9818 \text{ in} \sim 5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$A \text{ baru} = P \times L = 10 \times 5 = 50 \text{ m}^2 > 46,057 \text{ Abp}$$

Harga m dan n baru

$$\begin{aligned} P &= 2m + 0,95 h \\ 10 &= 2m + (0,9 \times 8) \\ m &= 1,2 \\ L &= 2n + 0,8b \\ 5 &= 2n + (0,8 \times 2,330) \\ n &= 0,8316 \end{aligned}$$



$m > n$ maka m yang dijadikan acuan beban yang harus ditahan

$$F = \frac{P}{A} = \frac{27634,3687}{50} = 554,7023 \text{ lb/in}^2$$

Tebal base plate

$$T_{bp} = \sqrt{0,00015 \times F \times m^2}$$

(Hesse, pers 7.12 hal 163)

$$= \sqrt{0,00015 \times 554,7024 \times (1,2)^2} = 0,3461 \times \frac{16}{16} = \frac{5,5383}{16} \sim \frac{6}{16} \text{ in}$$

j. Dimensi Baut

$$P \text{ baut} = 12534,8674 \text{ kg} = 27634,3687 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut} = 4$$

$$P \text{ tiap baut} = \frac{27634,3687}{4} = 6908,5922 \text{ lb}$$

$$F_t \text{ baut} = \text{beban tiap baut max} = 12000 \text{ psi}$$

$$A \text{ baut} = \frac{P \text{ tiap baut}}{f_t \text{ baut}} = \frac{6908,5922}{12000} = 0,5757 \text{ in}^2$$

$$A_b = \frac{1}{4} \pi d_b^2$$

$$d_b^2 = \frac{0,5757}{\frac{1}{4}(3,14)} d_b = 0,8564 \text{ in}$$

$$d_b = 0,9254 \text{ in}$$

Standarisasi dari *Brownell, hal 188* :

$$\text{Ukuran D baut} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Bolt spacing} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Jarak radial minimum} = 1 \frac{4}{8} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance} = 1 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Nut dimension} = 1 \frac{13}{16} \text{ in}$$

k. Dimensi Lug support

Type: double Gusset Plate

Tebal Plate horizontal

Rumus :

$$t_{hp} = \frac{6 M_y}{f_{all}}$$

(*Brownell & Young, pers 10.41 hal 193*)

Dimana:

f_{all} : allowable working stress = 12000 psi

M_y : jumlah moment pada baut

$$M_y = \frac{\beta^3 \times t^2 \times P \times e \times r_o^2}{12 \cdot (1 - \mu) \cdot b \times h}$$

(*Brownell, pers 10.41 hal 193*)

$$e = \frac{1}{2} ts + \frac{1}{2} bi + 1,5$$

$$= (\frac{1}{2} \times 3/16) + (\frac{1}{2} \times 4,1710) + 1,5 = 3,6793 \text{ in}$$

$$ro = \text{jari-jari silinder luar} = 0,5 \times OD$$

$$= 0,5 \times 120 \text{ in} = 60 \text{ in}$$

$$\mu = 0,33$$

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 \cdot (1 - \mu^2)}{ro^2 \times ts^3}}$$

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 \cdot (1 - 0,33^2)}{60^2 \times (3/16)^3}}$$

$$= 0,5793$$

$$l = bi + 2db = 4,1710 + (2 \times 0,9254) = 6,0218 \text{ in}$$

$$h = \text{tinggi lug} = 5/3 \times l = 5/3 \times 6,0218 = 10,0364 \text{ in}$$

$$P = 12534,8674 \text{ kg} = 27634,3687 \text{ lb}$$

$$M = \frac{0,5793^3 \times (3/16)^2 \times 727634,3687 \times 3,6793 \times 60^2}{12 \cdot (1 - 0,33^2) \times 4,1710 \times 10,0364}$$

$$= 2871,7531$$

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times 2871,7531}{12000}} = 1,3914 \text{ in} = 1 \frac{4}{16} \text{ in}$$

Tebal plate vertikal (gusset)

$$tg = 3/8 \times thp$$

$$= 3/8 \times 1 \frac{4}{16} = 11/16 \text{ in}$$

(Brownell, hal 194)

Tinggi gusset

Rumus :

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

(Brownell fig 10.6 hal 191)

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

$$= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$= 1 \frac{1}{8} + 9 = 10,1250 \text{ in}$$

sehingga:

$$hg = 10,1250 \text{ in} + 1 \frac{1}{8} = 11,2500 \text{ in}$$

Tinggi lug

Rumus:

$$H = h_g + 2 \text{ thp}$$

(Brownell fig 10.6 hal 191)

$$= 11,2500 \text{ in} + (2 \times 1 \frac{4}{16} \text{ in}) = 15,0000 \text{ in}$$

Kesimpulan untuk dimensi lug:

$$\text{Lebar lug} = 10,1250 \text{ in}$$

$$\text{Tebal horizontal plate} = 1,8750 \text{ in} = 1 \frac{14}{16}$$

$$\text{Tebal gusset (tg)} = 0,7031 \text{ in} = 11/16$$

$$\text{Tinggi lug (H)} = 15,0000 \text{ in}$$

I. Dimensi pondasi

$$\text{Beban tiap kolom (W)} = 12534,8674 \text{ kg} = 27634,3687 \text{ lb}$$

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

Dimana :

$$P = \text{panjang base plate (10 in} = 0,8333 \text{ ft)}$$

$$l = \text{lebar base plate (5 in} = 0,4151 \text{ ft)}$$

$$t = \text{tebal base plate (6/16 in} = 0,0312 \text{ ft)}$$

$$\rho \text{ baja} = 490,0723 \text{ lb/ft}^3$$

maka:

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,8333 \text{ ft} \times 0,4151 \text{ ft} \times 0,03125 \text{ ft} \times 490,0723 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 5,2981 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban kolom penyangga

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

Dimana:

$$L = \text{tinggi kolom penyangga (179,4375 in} = 14,9530 \text{ ft)}$$

$$A = \text{Luas kolom I-beam (6,7100 in}^2 = 0,0466 \text{ ft}^2)$$

$$F = \text{factor koreksi (3,4000)}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} W_p &= L \times A \times F \times \rho \\ &= 14,9530 \text{ ft} \times 0,0466 \text{ ft}^2 \times 3,4 \times 490,0723 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 12,5514 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat total :

$$\begin{aligned} W_t &= W + W_p + W_{bp} \\ &= (110537,4749 + 5,2981 + 12,5514) \text{ lb} = 110555,3244 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$\text{Luas atas} = (20 \times 20) \text{ in}^2$$

$$\text{Luas bawah} = (25 \times 25) \text{ in}^2$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan tanah rata-rata} &= \left(\frac{20 \times 25}{2} \right) + \left(\frac{20 \times 25}{2} \right) \\ &= 512,5000 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= 512,5000 \text{ in}^2 \times 25 \text{ in} \\ &= 12812,5000 \text{ in}^3 = 7,4146 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$V = \text{volume pondasi}$$

$$\rho = \text{densitas beton}$$

$$= 115 \text{ lb/ft}^3$$

(Kern, hal. 795)

$$\begin{aligned} W &= 7,4146 \text{ ft}^3 \times 115 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 852,6837 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas Cement Sand and Gravel dengan save bearing power 5 – 10 ton/ft²

(Hesse, hal 327)

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar:

$$\begin{aligned} P &= \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}} \\ &= 217,3467 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Bearing power tanah} &= 10 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{22046}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2} \\ &= 153,097 \text{ lb/in}^2\end{aligned}$$

Kesimpulan :

Karena tekanan yang diberikan pada tanah lebih kecil dari kemampuan tanah menahan tekanan, maka pondasi dengan ukuran 20 x 20 in untuk luas atas dan 25 x 25 in untuk luas bawah dan tinggi pondasi 25 in dapat dipergunakan (aman).

6.8. Spesifikasi Double Effect Evaporator

Type:

Short tube vertical (calandria) dengan tutup atas standar dish dan tutup bawah conical.

Kondisi operasi:

$$\text{Feed masuk (F)} = 157.215,4815 \text{ kg/jm} = 346.597,25054 \text{ lb/jm}$$

$$\text{Suhu feed masuk} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$P_{\text{steam}} = 791,7 \text{ kPa} = 11,4619 \text{ Psia}$$

$$T_{\text{steam}} = 170^\circ\text{C} = 338^\circ\text{F}$$

$$X_{\text{feed}} = 17,70\%$$

$$X_{\text{keluar}} = 96\%$$

Dimensi alat:

a. Tube

- Susunan tube = tringular pitch
- Panjang tube = 6,0000 ft
- Do tube = 1 in = 0,0833 ft
- Di tube = 0,87 in = 0,0725 ft
- Jumlah tube = 237 buah

b. Silinder

- Bahan = Carbon steel SA-53
- Do silinder = 120 in = 10 ft
- Di silinder = 119,6250 in = 9,9687 ft
- Tinggi silinder = 179,4375 in = 14,9529 ft
- Tebal silinder = 3/16 in

- Tinggi tutup atas = 19,2731 in = 1,6061 ft
 - Tebal tutup atas = 3/16 in
 - Tinggi tutup bawah = 20,2166 in = 1,6847 ft
 - Tebal tutup bawah = 4/16 in
 - Tinggi total silinder = 218,9272 in = 18,2439 ft
 - Diameter down take = 29,9062 in = 2,4922 ft
- c. Perpipaan
- Pipa masuk steam = 4 in sch 40
 - Pipa feed masuk = 4 in sch 40
 - Pipa produk keluar = 2 in sch 40
 - Pipa kondensat keluar = 3 in sch 40
 - Pipa steam keluar = 4 in sch 40
- d. Man hole
- NPS = 20 in
 - Do = 20 in
 - Di = 19,2500 in
 - Tebal = 1 11/16 in
 - Panjang hubungan = 2 7/8 in
 - D hub. Pada dasar = 23 in
 - D titik pengelasan = 25 in
- e. Gasket
- Bahan = asbestos
 - Tebal = 3/16 in
 - Lebar = 3/16 in
 - Do = 120,3346 in
 - Di = 120 in
- f. Bolting
- Bahan = SB-160
 - Ukuran = 1 in
 - Jumlah = 19 buah
 - Bolt spacing = 2 ¼ in
 - Jarak radial min = 1 3/8 in

- Jarak dari tepi = 1 1/16 in
 - Nut dimension = 1 5/8 in
 - Radius Fillet maks = 7/16 in
- g. Flange
- Bahan = Carbon steel SA-53
 - Tebal = 2 ½ in
 - Do = 127,8135 in
- h. Leg support
- Jenis = I-beam (8 × 4)
 - Jumlah = 4 buah
 - Luas = 6,7100 in²
 - H = 8 in
 - b = 4,1710 in
 - R₂₋₂ = 0,8100 in
 - I₂₋₂ = 4,4 in⁴
 - Tinggi leg = 115,7022 in
- i. Base plate
- Bahan konstruksi = carbon steel
 - Tebal base plate = 6/16 in
 - Ukuran = 10 in × 5 in
 - Jumlah baut = 4 buah
 - Dimensi baut = 1 1/8 in
- j. Pondasi
- Bahan = beton
 - Ukuran atas = (20 × 20) in
 - Ukuran bawah = (25 × 25) in
 - Tinggi pondasi = 25 in

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

VII.1. Instrumentasi

Instrumentasi memiliki peranan yang penting dalam pengendalian proses suatu industri di mana instrumentasi ini merupakan suatu penunjuk (indikator), perekam atau pengontrol (controller). Adapun yang dikontrol meliputi suhu, tekanan, laju aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki dan sebagainya.

Pada pra rencana pabrik gliserin ini digunakan alat kontrol otomatis maupun manual, tergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, dan faktor ekonomi.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal-hal berikut:

- Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses seperti menjaga variabel proses pada batas aman dan mendeteksi situasi bahaya dengan membuat peringatan tanda bahaya.
- Kualitas produk yang dihasilkan akan lebih terjamin.
- Mempermudah pengoperasian alat.
- Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam instrumentasi yaitu:

- Jenis instrumentasi.
- Range yang diperlukan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang dibutuhkan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi operasi.

Instrumentasi yang digunakan di pabrik ini adalah:

- Temperature Control (TC) untuk mengatur temperatur pada alat yang beroperasi.
- Pressure Control (PC) dan Vacuum Control (VC) untuk mengatur tekanan pada alat yang beroperasi.
- Flow Control (FC) untuk mengatur rate flow feed.
- Level Indicator (LI) sebagai petunjuk dan mengatur tinggi dari bahan liquid dalam alat yang beroperasi.
- pH Control (pHC) untuk mengatur pH dari bahan liquid dalam alat yang beroperasi.

- Flow Ratio Controller (FRC) berfungsi untuk menjaga perbandingan rate bahan masuk agar tetap konstan sesuai dengan yang dibutuhkan.

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada Pra Rencana Pabrik Gliserin ini adalah:

Tabel 7.1. Instrumentasi pada peralatan

No	Kode	Nama alat	Instrumen
1	F-111	Tangki spent soap lye	LI
2	R-110	Reaktor	TC, FRC
3	F-121	Bin NaOH	pHC
4	R-120	Reaktor	TC, FRC
5	E-125	Heater	TC
6	V-130	Double effect evaporator	TC, LC
7	G-134	Jet ejector	VC
8	E-137	Heater	TC
9	E-141	Condensor	TC
10	E-146	Reboiler	TC
11	M-150	Mixer	FC
12	E-154	Heater	TC
13	L-145	Pompa vacuum	VC
14	E-161	Condensor	TC
15	E-166	Reboiler	TC
16	E-169	Cooler	TC
17	E-170	Tangki produk	LI

VII.2. Keselamatan Kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawan, juga menyangkut lingkungan dan masyarakat di sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja, sehingga kontinuitas dan keefektifan kerja dapat terjamin. Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah:

- Latar belakang pekerja

Merupakan sifat atau karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya yang dapat mempengaruhi pekerja dalam melakukan pekerjaannya, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja.

- Kelalaian pekerja

Adanya sikap gugup, tegang, mengabaikan keselamatan, dan lain-lain, akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tidak aman.

- Tindakan berbahaya mekanik maupun fisik

Tindakan yang tidak aman dari pekerja, seperti berdiri di bawah beban tersuspensi, menjalankan mesin tanpa pelindung, atau bahaya mekanis, seperti gear yang tidak dilindungi, penerangan yang tidak cukup, dan sebagainya.

- Kecelakaan

Kecelakaan dapat berupa jatuhnya pekerja, pekerja yang terbentur benda yang jatuh dari atas, dan sebagainya sehingga dapat menimbulkan luka.

Bahaya-bahaya tersebut dapat terjadi pada pabrik, sehingga harus diperhatikan cara untuk mengatasinya. Adapun cara untuk mengatasinya adalah sebagai berikut:

1. Keselamatan konstruksi

- Konstruksi bangunan, peralatan produksi, baik langsung maupun tak langsung, harus cukup kuat, serta pemilihan bahan konstruksinya harus tepat.
- Pada tempat-tempat berbahaya harus diberi peringatan yang jelas.
- Jarak antara peralatan, mesin-mesin serta alat proses harus diperhatikan.

2. Bahaya yang disebabkan oleh api, listrik, dan kebakaran

- Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang dapat menyebabkan kebakaran.
- Untuk mencegah dan mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, maka digunakan isolasi – isolasi panas, isolasi listrik dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar.

3. Memberikan penjelasan- penjelasan mengenai bahaya-bahaya yang dapat terjadi dan cara pencegahannya

4. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan, jika terjadi bahaya

5. Penyediaan alat-alat pencegah kebakaran, baik akibat listrik maupun api

6. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat memberikan kesegaran para karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan.

7. Perpipaan

Jalur proses yang terletak dibawah permukaan tanah harus lebih baik dibandingkan yang terletak diatas permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian adanya kebocoran, korosi dan perbaikan maupun penggantian.

8. Karyawan

Para karyawan terutama operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan yang dimaksudkan agar para karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun keselamatan orang lain.

9. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran

- Bangunan seperti work shop, laboratorium, dan kantor, diletakkan berjauhan dengan unit operasi.
- Antara unit yang satu dengan unit yang lain dipisahkan dengan jalan sehingga dapat meghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran.
- Pemasangan alat pemadam kebakaran disetiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

VII.2.1. Pengamanan alat

Untuk menghindari kerusakan alat, seperti peledakan atau kebakaran, maka pada alat tertentu perlu dipasang suatu pengaman, seperti safety valve, isolasi, dan pemadam kebakaran.

VII.2.2. Keselamatan kerja karyawan

Pada pra rencana pabrik Gliserin, peralatan untuk keselamatan kerja karyawan dapat dilihat pada tabel 7.3.

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pabrik gliserin

No	Nama alat pengaman	Lokasi pengamanan
1	Masker	Gudang, bagian proses
2	Topi pengaman	Bagian proses, storage
3	Sepatu pengaman	Gudang, bagian proses, storage
4	Sarung tangan	Gudang, bagian proses, laboratorium
5	Isolasi panas	Reaktor, heater, evaporator, destilasi
6	Pagar pengaman	Alat transportasi
7	Hidrant	Kantor

VII.3. Material Safety Data Sheet Bahan-Bahan

a. Gliserin

Berat molekul : 92,09 gr/mol

Titik didih : 290° C

Titik beku : 19° C

Larut dalam air, alkohol, aseton, dan dietil eter.

b. HCl

Berat molekul : 36,5 gr/mol

Titik didih : 108,58 C @ 760 mm Hg

Titik beku : -62,25°C (-80°F)

Larut dalam air dan dietil eter dan bersifat korosif terutama terhadap besi.

c. NaOH

Berat molekul : 40 gr/mol

Titik didih : 1388°C

Titik beku : 323°C

Larut dalam air dan bersifat korosif terutama terhadap besi.

d. FeCl₃

Berat molekul : 162,21 gr/mol

Titik didih : 316°C

Titik beku : 306°C

Larut dalam air dan tidak mudah terbakar.

e. $Al_2(SO_4)_3$

Berat molekul : 40 gr/mol

Titik didih : 770°C

Tidak larut dalam alkohol.

f. Karbon aktif

Berat molekul : 12 gr/mol

Titik didih : 306°C

Tidak larut dalam air dan berwarna hitam.

Daftar Bahan Kimia dan Bahan Fisika

No	Nama Bahan	Spesifikasi
1	Asam klorida	37%
2	Asam nitrat	68%
3	Asam sulfat	18M
4	Benzonitril	99%
5	Bromin	40%
6	Bromin	40%
7	Bromin	40%
8	Bromin	40%
9	Bromin	40%
10	Bromin	40%
11	Bromin	40%
12	Bromin	40%
13	Bromin	40%
14	Bromin	40%
15	Bromin	40%
16	Bromin	40%
17	Bromin	40%
18	Bromin	40%
19	Bromin	40%
20	Bromin	40%
21	Bromin	40%
22	Bromin	40%
23	Bromin	40%
24	Bromin	40%
25	Bromin	40%
26	Bromin	40%
27	Bromin	40%
28	Bromin	40%
29	Bromin	40%
30	Bromin	40%
31	Bromin	40%
32	Bromin	40%
33	Bromin	40%
34	Bromin	40%
35	Bromin	40%
36	Bromin	40%
37	Bromin	40%
38	Bromin	40%
39	Bromin	40%
40	Bromin	40%
41	Bromin	40%
42	Bromin	40%
43	Bromin	40%
44	Bromin	40%
45	Bromin	40%
46	Bromin	40%
47	Bromin	40%
48	Bromin	40%
49	Bromin	40%
50	Bromin	40%
51	Bromin	40%
52	Bromin	40%
53	Bromin	40%
54	Bromin	40%
55	Bromin	40%
56	Bromin	40%
57	Bromin	40%
58	Bromin	40%
59	Bromin	40%
60	Bromin	40%
61	Bromin	40%
62	Bromin	40%
63	Bromin	40%
64	Bromin	40%
65	Bromin	40%
66	Bromin	40%
67	Bromin	40%
68	Bromin	40%
69	Bromin	40%
70	Bromin	40%
71	Bromin	40%
72	Bromin	40%
73	Bromin	40%
74	Bromin	40%
75	Bromin	40%
76	Bromin	40%
77	Bromin	40%
78	Bromin	40%
79	Bromin	40%
80	Bromin	40%
81	Bromin	40%
82	Bromin	40%
83	Bromin	40%
84	Bromin	40%
85	Bromin	40%
86	Bromin	40%
87	Bromin	40%
88	Bromin	40%
89	Bromin	40%
90	Bromin	40%
91	Bromin	40%
92	Bromin	40%
93	Bromin	40%
94	Bromin	40%
95	Bromin	40%
96	Bromin	40%
97	Bromin	40%
98	Bromin	40%
99	Bromin	40%
100	Bromin	40%

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Gliserin ini dibagi menjadi 4 unit, yaitu:

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit pembangkit tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

VIII.1. Unit Penyediaan Air

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

a. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam sebesar 3274769,058 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10 % dan faktor keamanan 20 % sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 654953,8116 kg/jam.

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

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm

- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler juga tidak diperbolehkan:

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

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

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

b. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar 3490,8043 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:

1. Syarat fisik

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau
- Kekeruhan : kurang dari 1 mg SiO_2 /liter
- pH : netral

2. Syarat kimia

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

3. Syarat bakteriologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat mengubah sifat-sifat fisik air.
- Angka kuman :100/1ml

- Bakteri *Coli*, tidak ada dalam 100 ml

c. Air pendingin

Merupakan air yang berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Digunakan air sebagai media pendingin karena air mudah didapat, mudah dikendalikan dan dikerjakan, dapat menyerap panas, dan tidak mudah menyusut karena pendinginan.

Kebutuhan air pendingin pabrik gliserin sebesar 6481809,131 kg/jam. Sebagai media pendingin, air tidak boleh mengandung:

- Kesadahan/ *hardness*, karena dapat menyebabkan terbentuknya kerak.
- Besi, menyebabkan korosi.
- Silika, menyebabkan terjadinya kerak.
- Minyak, menyebabkan menurunnya efisiensi perpindahan panas dan terjadinya gangguan pada pembentukan *corrothion film*.
- Gas terlarut, menyebabkan terjadinya korosi.

Mengingat kebutuhan air sebagai pendingin cukup besar dan untuk menghemat pemakaian air, maka air pendingin yang telah digunakan didinginkan kembali dalam *cooling tower* sehingga dapat digunakan kembali.

Proses Pengolahan Air

- Air bersih yang berasal dari sumber air sungai dipompa (L-211) dan ditampung dalam bak skimmer (F-212). Dari bak skimmer air dipompa (L-213) ke clarifier (F-214) dan ditambahkan alum. Dari clarifier masuk ke sand filter (F-215), dari sand filter ditampung di bak air bersih (F-216). Sebagian air dari bak air bersih dipompa (L-223) ke bak air pendingin (F-224) dan sebagian lagi dipompa (L-217) ke kolom kation exchanger (D-210 A) kemudian ke kolom anion exchanger (D-210 B) yaitu untuk menghilangkan anion dan kation yang tidak diinginkan yang diperkirakan dapat mengganggu kelancaran kerja pada proses peralatan. Sebagian air lainnya dari bak air bersih dipompa ke bak klorinasi yang kemudian air dari bak klorinasi dipompa ke bak air sanitasi.
- Setelah keluar dari kation anion exchanger diharapkan kadar kation dan anion di dalam air sudah memenuhi syarat sebagai air umpan boiler yang ditampung di bak air lunak (F-218).
- Sebagian air dari bak air lunak dipompa (L-219) ke deaerator (D-221) untuk menghilangkan gas-gas impurities yang masih terikut dalam air umpan boiler

yaitu menggunakan steam sebagai pemanas. Untuk air pendingin dari bak air pendingin (F-224) yang sudah digunakan untuk proses dipompa (L-225) ke cooling tower untuk didinginkan supaya dapat dipakai lagi. Dan begitu pula dengan steam yang telah digunakan yang berupa kondensat akan dikembalikan ke bak air lunak (F-218) untuk diproses kembali.

d. Air proses

Air proses yang dibutuhkan digunakan sebagai air pencuci di alat Rotary Vacuum Filter sebesar 27680,99025 kg/jam.

VIII.2. Unit Penyediaan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan gilserin sebanyak 3274769,058 kg/jam mempunyai kondisi:

- Temperatur : 170°C
- Tekanan : 14,7 psia
- Jenis boiler : Fire tube boiler
- Fungsi : Menghasilkan steam
- Heating surface : 28108,7915 ft²
- Kapasitas boiler : 1065778,7827 Btu/jam
- Rate steam : 9385422,624 lb/jam
- Efisiensi : 85%
- Bahan bakar : Diesel oil

Zat-zat yang terkandung di dalam air boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah zat terlarut (*soluble matter*), *suspended solid*, garam-garam Ca dan Mg, silica, sulfat, asam bebas (*free acid*), oksida, dan bahan organik.

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

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

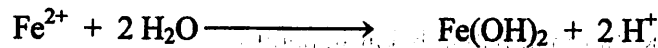
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

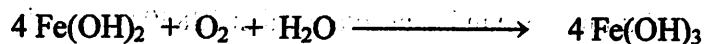
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa.

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

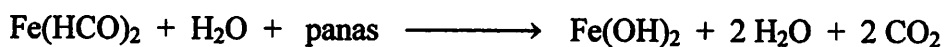
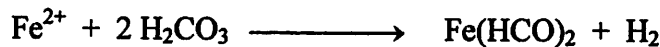


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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

Reaksi yang terjadi :



Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralizer (anion dan kation exchanger). Mula-mula air dialirkan ke dalam ion exchanger.

VIII.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pabrik gliserin ini direncanakan disediakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain.

Total kebutuhan listrik = 297,4092 kWatt

Untuk menjamin kebutuhan kelancaran produksi maka kebutuhan untuk motor penggerak disupply oleh diesel dan listrik untuk penerangan diperoleh dari PLN. Jadi supply kebutuhan listrik:

Power factor untuk diesel = 0,8:

$$\text{Power yang dibangkitkan oleh diesel} = \frac{297,4092 \text{ kwatt}}{0,8} = 396,5456 \text{ kwatt}$$

VIII.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

a. Kebutuhan bahan bakar boiler

Untuk kebutuhan bahan bakar boiler = 4308,6796 kg / jam

b. Kebutuhan bahan bakar generator

Untuk kebutuhan bahan bakar generator = 1093,1207 L/hari

Kebutuhan bahan bakar total = bahan bakar boiler + bahan bakar generator

$$= (4308,6796 + 1093,1207) \text{ L/hari}$$

$$= 12830,9041 \text{ L/hari}$$

Kebutuhan bahan bakar total adalah 12830,9041 L/hari

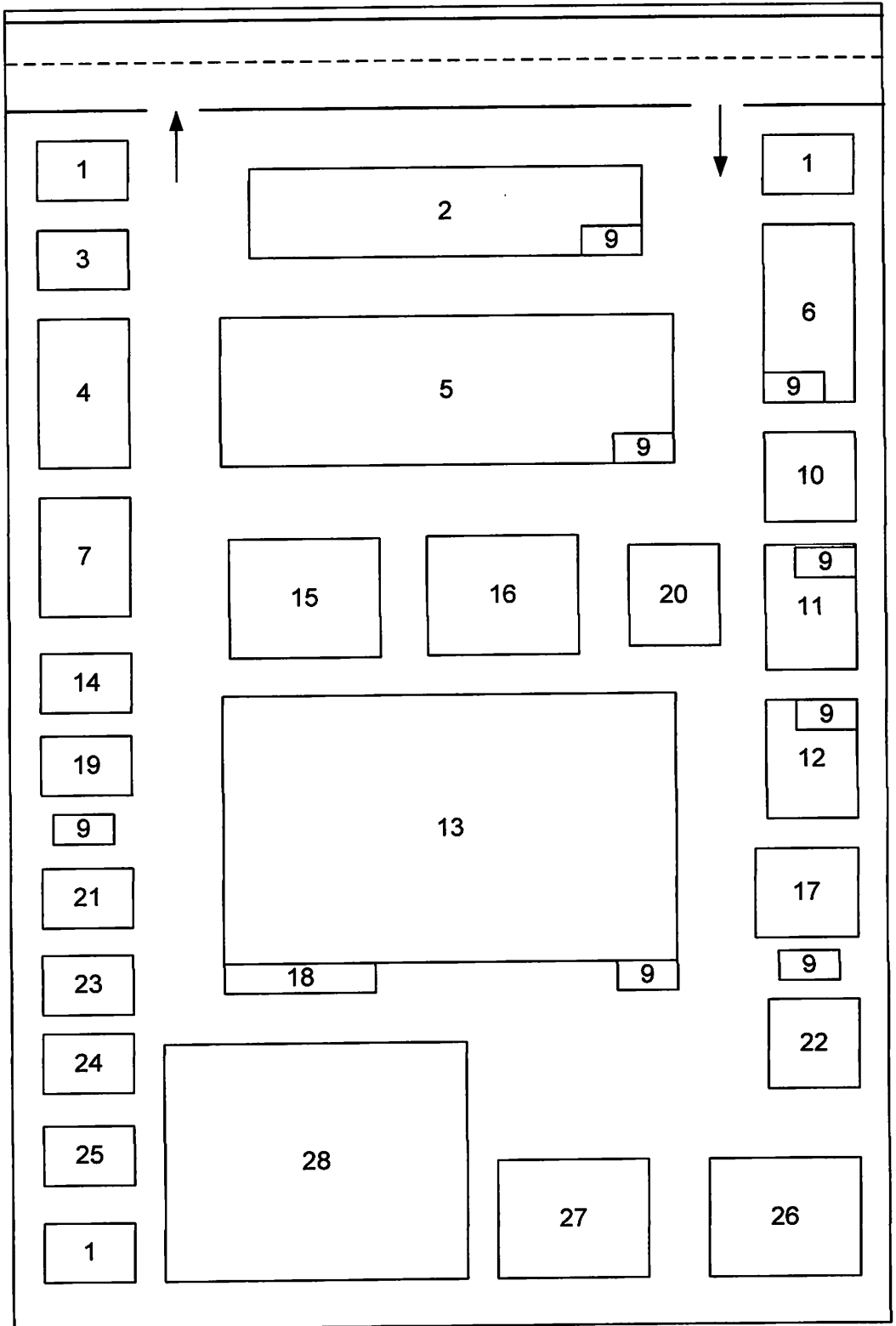
BAB IX

TATA LETAK PABRIK

9.1. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata Letak Pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang meliputi areal proses, areal penyimpanan, dan areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Hal-hal khusus yang harus diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik (plant lay out) adalah :

- Adanya ruangan yang cukup untuk gerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, tembok, dan atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan air, steam, dan lain-lain.
- Kemungkinan perluasan pabrik di masa mendatang.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti ledakan, kebakaran, timbulnya gas atau asap dan lain-lain.
- Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin).
- Ventilasi yang baik.
- Penerangan ruangan



Gambar 9.1. Tata Letak Pabrik Gliserin

Keterangan:

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
5. Kantor pusat
6. Aula
7. Musholla
8. Kantin
9. Toilet
10. Poliklinik
11. Kantor Departemen Produksi
12. Kantor Departemen Teknik
13. Area produksi
14. Pemadam kebakaran
15. Gudang bahan baku
16. Gudang produk
17. Laboratorium pengendalian mutu
18. Ruang kontrol
19. Bengkel
20. Kontrol kualitas
21. Ruang generator
22. Riset dan Pengembangan (RnD)
23. Daerah pembangkit listrik
24. Ruang bahan bakar
25. Ruang boiler
26. Area pengolahan limbah
27. Area pengolahan air
28. Area perluasan pabrik

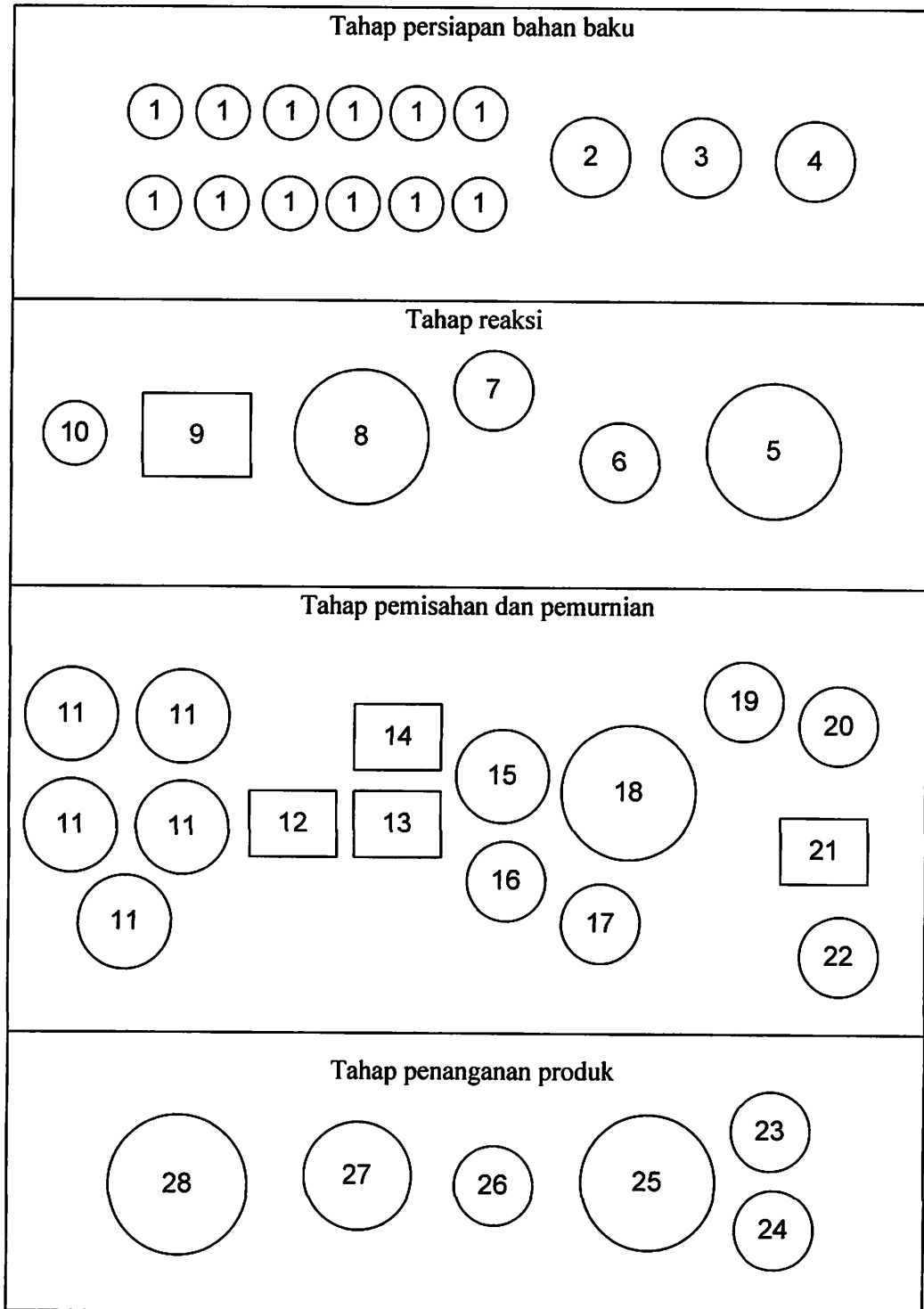
9.2. Tata Letak Peralatan Proses

Dalam pengaturan peralatan (equipment lay out) beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- Walaupun dalam ruangan penuh alat, harus diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- Letak peralatan harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Tata letak peralatan proses berdasarkan atas areal persiapan bahan baku, tahap perlakuan awal, tahap reaksi, tahap pemurnian produk dan tahap penanganan produk.

Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.2.



Gambar 9.2. Tata letak peralatan proses pabrik gliserin

Keterangan gambar

No.	Kode alat	Nama Alat
1	F-111	Tangki penyimpan spent soap lye
2	F-113	Tangki penyimpan HCl
3	F-114	Tangki penyimpan FeCl ₃
4	F-115	Tangki penyimpan Al ₂ (SO ₄) ₃
5	R-110	Reaktor
6	H-117	Thickener
7	F-121	Tangki penyimpan NaOH
8	R-120	Reaktor
9	H-123	Rotary vakum filter
10	E-125	Heater
11	V-130	Double effect evaporator
12	E-133	Barometrik kondensor
13	G-134	Jet ejektor
14	H-135	Centrifuge
15	E-137	Heater
16	E-141	Kondensor
17	F-143	Akumulator
18	D-140	Destilasi
19	E-141	Reboiler
20	M-150	Mixer
21	H-152	Rotary vakum filter
22	E-154	Heater
23	E-161	Kondensor
24	F-162	Akumulator
25	D-160	Destilasi
26	E-166	Reboiler
27	E-169	Cooler
28	E-170	Tangki penampung gliserin

9.3. Pembagian Areal Tanah

Pembagian luas tanah untuk masing-masing bangunan pada pabrik gliserin adalah sebagai berikut:

Tabel 9.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Daerah	Ukuran	Luas (m ²)	ft ²
1	Pos Keamanan	(4 x 4) x 3	48	516.6551
2	Taman	20 x 20	400	4305.4595
3	Parkir Kendaraan Tamu	10 x 10	100	1076.3649
4	Parkir Kendaraan Karyawan	20 x 10	200	2152.7297
5	Kantor pusat	50 x 50	2500	26909.1216
6	Aula	15 x 15	225	2421.8209
7	Mushollah	10 x 10	100	1076.3649
8	Kantin	10 x 10	100	1076.3649
9	Toilet	(2 x 2) x 8	32	344.4368
10	Poliklinik	8 x 8	64	688.8735
11	Kantor departemen Produksi	15 x 15	225	2421.8209
12	Kantor departemen Teknik	15 x 15	225	2421.8209
13	Area Proses Produksi	80 x 80	4800	51665.5135
14	Pemadam Kebakaran	10 x 10	100	1076.3649
15	Gudang bahan baku	30 x 30	900	9687.2838
16	Gudang produk	30 x 30	900	9687.2838
17	Laboratorium pengendalian mutu	15 x 15	225	2421.8209
18	Ruang kontrol	8 x 8	64	688.8735
19	Bengkel	15 x 30	450	4843.6419
20	Kontrol kualitas	15 x 15	225	2421.8209
21	Ruang Generator	30 x 30	900	9687.2838
22	Riset and Development	20 x 20	400	4305.4595
23	Daerah Pembangkit Listrik	20 x 20	400	4305.4595
24	Ruang Bahan Bakar	20 x 20	400	4305.4595
25	Ruang Boiler	25 x 20	500	5381.8243
26	Area Pengolahan Limbah	40 x 30	1200	12916.3784
27	Area Pengolahan Air	40 x 20	800	8610.9189
28	Area Perluasan Pabrik	50 x 100	5000	53818.2432
Total luas tanah			21483	231235,4637

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI

Pada sebuah perusahaan, organisasi dan struktur organisasi merupakan hal yang penting dalam menentukan keberhasilan dan pencapaian tujuan perusahaan. Dengan adanya organisasi di suatu perusahaan maka dapat dilihat suatu sistem birokrasi yang menggambarkan bagaimana setiap pekerjaan dilaksanakan dengan teratur dan dengan penuh tanggung jawab sehingga rencana – rencana kerja dapat dilaksanakan dengan baik serta pengawasan akan lebih mudah dilakukan.

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi – fungsi dan hubungan – hubungan yang menyatakan keseluruhan kegiatan untuk mencapai suatu tujuan. Secara fisik struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk gambar bagan yang memperlihatkan hubungan unit – unit organisasi dan garis – garis wewenang yang ada.

Dengan demikian struktur organisasi dapat didefinisikan sebagai ciri organisasi yang dapat dipergunakan untuk mengendalikan dan membedakan bagian – bagian organisasi, sehingga perilaku organisasi dapat secara efektif dan efisien tersalurkan dan terkendali arahnya untuk menuju tercapainya tujuan organisasi.

10.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik gliserin ini merupakan suatu perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT), pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan pada pertimbangan berikut:

- a. Mudah mendapatkan modal dari penjual saham.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, dimana:
 - Pemilik perusahaan adalah pemegang saham
 - Pengurus perusahaan adalah direksi dan staff
 - Perusahaan diawasi oleh dewan komisaris.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, sebab tidak terpengaruh dengan berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
- e. Efisiensi manajemen.



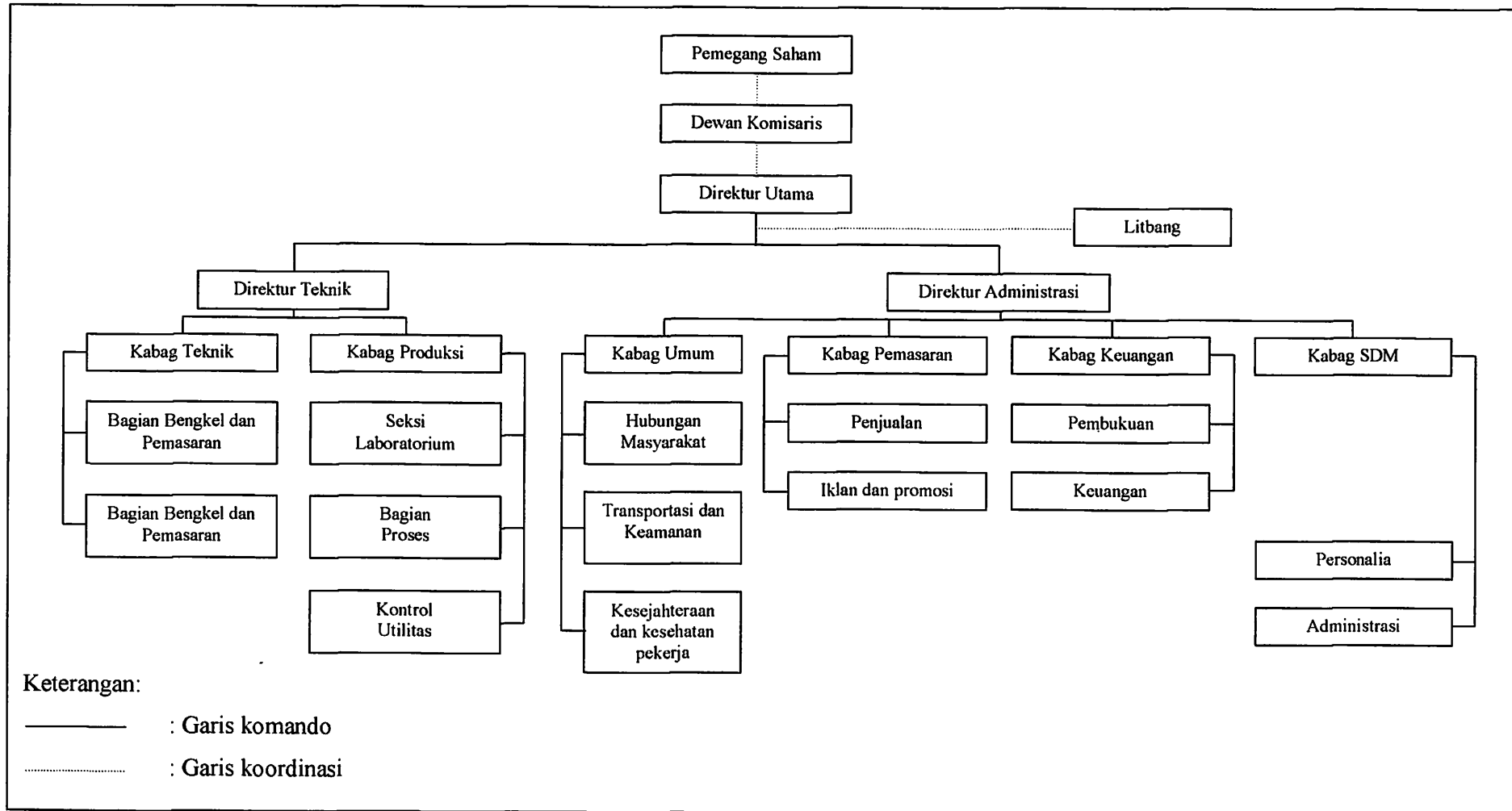
- f. Lapangan usaha luas.

10.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan ini adalah garis dan staf. Alasan pemakaian struktur ini adalah:

- a. Digunakan oleh bentuk perusahaan besar.
- b. Hubungan atasan dan bawahan tidak seluruhnya secara langsung.
- c. Pembagian tugas yang jelas.
- d. Kerjasama dan koordinasi dapat dilaksanakan dengan jelas.
- e. Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip the right on the right place.
- f. Terdapat kesatuan pemimpin dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.





Gambar 10.1 Struktur Organisasi Perusahaan

10.3. Pembagian Tugas Dan Tanggung Jawab

1. Pemegang saham

Adalah beberapa orang yang bertugas mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dengan batasan sesuai dengan jumlah saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit satu tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham dan merekalah yang memilih direktur dan dewan komisaris dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

2. Dewan komisaris

Adalah organ Perseroan yang berfungsi untuk melakukan pengawasan serta memberikan nasehat kepada direktur dalam menjalankan kepengurusannya agar sesuai dengan maksud dan tujuan serta kepentingan Perseroan.

Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh/dalam RUPS apabila bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan.

Tugas Dewan Komisaris

- a. Memberikan pendapat dan saran kepada RUPS apabila terjadi gejala menurunnya kinerja perusahaan.
- b. Memberikan nasehat kepada direktur utama dalam kepengurusan perusahaan.
- c. Melaksanakan tugas pengawasan lain yang ditetapkan dalam Anggaran dasar Perseroan.
- d. Mendorong manajemen mematuhi hukum dan ketentuan perusahaan.

Tanggungjawab Dewan Komisaris :

- a. Pengarahan strategis bisnis.
- b. Melakukan pengawasan untuk memastikan perusahaan dijalankan oleh eksekutif dan manajer terbaik, memastikan perusahaan memiliki informasi, pengendalian dan sistem audit yang mencukupi dan bekerja baik, memastikan perusahaan mematuhi hukum dan nilai-nilai yang berlaku serta mencegah dan menangani krisis dalam perusahaan.

3. **Direktur Utama**

Adalah pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris dan membawahi:

- a. Direktur teknik dan produksi.
- b. Direktur keuangan dan administrasi.

Tugas dan wewenang direktur utama:

- a. Bertanggung jawab terhadap dewan komisaris.
- b. Menetapkan kebijakan peraturan dan tata tertib baik ke luar maupun ke dalam perusahaan.
- c. Mengkoordinasi tugas dan fungsi antara direktur teknik dan produksi dengan direktur keuangan dan administrasi.
- d. Mengatur melaksanakan pemasaran yang telah ditetapkan.
- e. Melakukan pelaksanaan atas kegiatan perusahaan.
- f. Melakukan kebijaksanaan umum menurut anggaran dasar.
- g. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

4. **Penelitian dan pengembangan (Litbang)**

Litbang adalah staf direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang Litbang:

- a. Memberi nasihat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama.
- b. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan sebagainya sehingga dapat memajukan perusahaan.

5. **Direktur teknik dan produksi**

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama.

Direktur teknik dan produksi memiliki tugas sebagai berikut:

- a. Menyelenggarakan kebijaksanaan putusan direktur utama pada bidang teknik dan produksi, baik dalam hal produksi, peralatan pabrik, alat-alat produksi dan utilitas.
- b. Melaksanakan tanggung jawab Direktur Utama yang dilimpahkan kepadanya sesuai dengan anggaran dasar.

6. Direktur administrasi

Direktur administrasi bertanggung jawab kepada direktur utama. Direktur administrasi memiliki tugas sebagai berikut:

- a. Menyelenggarakan kebijaksanaan putusan dewan komisaris mengenai administrasi keuangan.
- b. Melaksanakan tanggung jawab direksi utama yang dilimpahkan kepadanya sesuai dengan anggaran dasar.

7. Kepala bagian

Kepala bagian terdiri dari:

a. Kepala bagian teknik:

- Bertanggung jawab terhadap direktur teknik dan produksi.
- Sebagai koordinator dan bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran kegiatan yang bersifat teknis.
- Merumuskan kebijaksanaan strategis dalam bidang teknik.
- Mengkoordinasi terlaksananya kegiatan operasional termasuk pemeliharaan mesin-mesin, peralatan teknik, proses serta utilitas.

Kepala bagian teknik membawahi:

Seksi bengkel dan pemeliharaan yang bertugas:

- Mengadakan perbaikan alat-alat produksi yang rusak.
- Mengadakan pemeliharaan gedung, taman dan peralatan proses produksi.

Seksi utilitas yang bertugas:

- Bertanggung jawab atas peralatan utilitas.
- Mengawasi dan mengatur pelaksanaan air untuk produksi, air sanitasi, kebutuhan bahan bakar dan listrik untuk perusahaan.

b. Kepala bagian produksi:

- Bertanggung jawab terhadap direktur teknik dan produksi.
- Sebagai koordinator dan bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran kegiatan produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

Seksi laboratorium yang bertugas:

- Mengadakan riset terhadap produk.

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, bahan penunjang dan produk agar didapatkan kualitas produk yang diinginkan perusahaan dan konsumen.

Seksi proses yang bertugas:

- Bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses produksi.
- Mengatur dan mengawasi jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana.

Seksi kontrol kualitas yang bertugas:

- Mengawasi dan mengontrol kualitas produk yang dihasilkan perusahaan sebelum dipasarkan, agar produk memiliki kualitas sesuai standar yang telah ditetapkan.

c. Kepala bagian umum

- Bertanggung jawab kepada direktur administrasi dalam bidang hubungan masyarakat, transportasi dan keamanan serta kesejahteraan dan kesehatan pekerja.

Kepala bagian umum membawahi:

Seksi hubungan masyarakat yang bertugas:

- Melaksanakan hubungan baik dengan masyarakat yang ada di luar perusahaan dan para pekerja perusahaan mulai dari keamanan, kebersihan dan pengelolaan lainnya yang berhubungan dengan pekerja dan masyarakat sekitar perusahaan.

Seksi transportasi dan keamanan yang bertugas:

- Mengatur transportasi karyawan ketempat mereka dipekerjakan.
- Mengatur dan menjaga ketertiban dan keamanan dalam lingkungan perusahaan.
- Mengawasi tiap orang yang keluar dan masuk perusahaan.

Seksi kesejahteraan dan kesehatan pekerja yang bertugas:

- Menjaga dan memperhatikan kesehatan karyawan.
- Menyediakan tempat dan tenaga ahli untuk menangani karyawan yang terluka atau memerlukan bantuan kesehatan saat jam kerja berlangsung.
- Bertugas memberikan tes kesehatan kepada karyawan baru.

d. Kepala bagian pemasaran

- Bertanggung jawab kepada direktur administrasi dalam bidang pemasaran hasil produksi perusahaan.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

Seksi penjualan yang bertugas:

- Sebagai koordinator dan bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran kegiatan pemasaran.
- Merumuskan kebijaksanaan strategis dalam bidang penjualan.
- Mengadakan negosiasi dan transaksi dengan calon investor.
- Mengembangkan marketing network.
- Merencanakan dan melaksanakan riset terhadap pasar dan produk.

Seksi iklan dan promosi yang bertugas:

- Melaksanakan dan meningkatkan kegiatan promosi agar dapat menarik minat konsumen.
- Memperkenalkan produk perusahaan kepada konsumen yang membutuhkan satau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku atau bahan pembantu.

e. Kepala bagian keuangan

- Bertanggung jawab kepada direktur administrasi dalam bidang keuangan.

Kepala bagian keuangan membawahi:

Seksi pembukuan yang bertugas:

- Membukukan segala transaksi atau aktiitas keuangan yang terjadi di perusahaan.

Seksi keuangan yang bertugas:

- Sebagai koordinator dan bertanggung jawab penuh mengenai administrasi dan pengelolaan keuangan perusahaan.
- Merumuskan kebijaksanaan strategis dalam pengelolaan keuangan.
- Mengelola keuangan, perpajakan, dan asuransi serta akuntansi perusahaan.
- Mengesahkan sebatas kewenangan bukti-bukti pengeluaran dan penerimaan sesuai dengan sistem dan prosedur keuangan yang berlaku.
- Membayar gaji pegawai.

f. Kepala bagian personalia

- Bertanggung jawab kepada direktur administrasi dalam bidang sumber daya manusia.

Seksi personalia yang bertugas:

- Penerimaan dan pemberhentian karyawan.
- Mengadakan pendidikan dan latihan kerja bagi karyawan.
- Penempatan dan kesejahteraan karyawan.

Seksi administrasi yang bertugas:

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi peralatan kantor serta masalah perpajakan dan semua masalah yang berhubungan dengan administrasi perusahaan.

10.4. Jadwal jam kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari, sisanya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Pembagian kerja untuk pegawai sebagai berikut:

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 6 hari 45 jam dalam seminggu, sedangkan hari minggu dan hari besar libur.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

- Senin-Kamis : 08.00-16.00 (Istirahat : 12.00-13.00)
- Jumat : 08.00-16.00 (Istirahat : 11.00-13.00)
- Sabtu : 07.00-12.00

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja 24, terdiri dalam 3 shift, yaitu:

- Shift 1 : Jam 06.00-14.00
- Shift 2 : Jam 14.00-22.00
- Shift 3 : Jam 22.00-06.00

Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada tabel dibawah.

Tabel 10.1 Jadwal Kerja Pegawai Shift

HARI	REGU			
	1	2	3	4
1	Pagi	Siang	Malam	-
2	Pagi	Siang	-	Malam
3	Pagi	-	Siang	Malam
4	-	Pagi	Siang	Malam
5	Malam	Pagi	Siang	-
6	Malam	Pagi	-	Siang
7	Malam	-	Pagi	Siang
8	-	Malam	Pagi	Siang
9	Siang	Malam	Pagi	-
10	Siang	Malam	-	Pagi
11	Siang	-	Malam	Pagi
12	-	Siang	Malam	Pagi

10.5. Jaminan Sosial

Kesejahteraan karyawan pabrik gliserin diberikan oleh perusahaan berupa kesejahteraan karyawan, fasilitas, pengobatan, cuti, libur resmi dan libur tidak masuk kerja.

Kesejahteraan karyawan yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Poliklinik dan ambulance
- b. Tunjangan lembur, tunjangan hari raya, tunjangan karyawan berprestasi, tunjangan hari tua dan askes.
- c. Adanya koperasi yang menyediakan bahan pokok dan pinjaman,
- d. Pemberian makan bagi seluruh karyawan.

Fasilitas yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Kendaraan roda empat bagi direktur.
- b. Kendaraan roda dua bagi kepala bagian.
- c. Kendaraan antar jemput bagi para kepala seksi dan karyawan bawahan.

Pengobatan yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan akan mendapatkan penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya.
- b. Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan.

- c. Untuk pengobatan berat diberikan pengganti biaya sebesar 50% secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotik yang bersangkutan yang telah ditentukan oleh perusahaan.

Cuti yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Bagi karyawan tetap setelah bekerja 12 bulan, berhak atas cuti tahunan paling banyak 12 hari kerja dengan mengajukan permohonan 1 minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- b. Cuti hamil selama 2 bulan dengan mengajukan permohonan secara tertulis selambat-lambatnya satu minggu sebelumnya dengan disertai surat keterangan dari dokter atau bidan yang merawat.
- c. Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

Hari libur resmi yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Libur diberikan pada hari-hari libur resmi yang telah ditetapkan pemerintah.
- b. Apabila diperlukan, karyawan dapat diminta untuk bekerja pada hari libur resmi tersebut dengan diperhitungkan sebagai kerja lembur.

Tidak masuk kerja yang diberikan oleh perusahaan, antara lain:

- a. Karyawan dapat diberikan izin untuk tidak masuk kerja dalam hal-hal sebagai berikut:
 - Pernikahan sendiri : 2 hari
 - Pernikahan anak : 2 hari
 - Istri melahirkan : 2 hari
 - Mengkhitan/baptis anak : 2 hari
 - Keluarga meninggal : 2 hari

Dengan terlebih dahulu mengajukan permohonan tidak masuk kerja dengan bukti yang sah.

- b. Bagi karyawan yang tidak masuk kerja dengan alasan diluar yang ditentukan perusahaan harus mengisi formulir permohonan tidak masuk kerja dan mendapat persetujuan dari kepala bagian.

10.6. Status karyawan dan sistem upah

Dalam suatu pabrik atau perusahaan, sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, tingkat pendidikan, besar-kecilnya kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

1. Karyawan tetap

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 manager pabrik berdasarkan nota persetujuan manager pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

10.7. Perincian jumlah tenaga kerja

Pabrik beroperasi 330 hari dalam setahun dengan kapasitas 50.000 ton/tahun.

Kapasitas pabrik = 50.000 ton/tahun = 151,5 ton/hari

Dari Timmerhouse, fig.6-8 hal.198 diperoleh:

Jumlah karyawan pabrik gliserin adalah 53 orang.jam/hari/tahapan.

Karena ada 7 tahapan proses dalam pabrik gliserin, maka diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan} &= 53 \text{ orang.jam/hari/tahapan} \times 7 \text{ tahapan} \\ &= 371 \text{ orang.jam/hari} \end{aligned}$$

Dalam 1 shift jam kerjanya ialah 8 jam, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan} &= (371 \text{ orang.jam/hari} / 8 \text{ jam/shift}) \times 1 \text{ hari} \\ &= 46 \text{ orang/shift} \end{aligned}$$

Untuk memenuhi kebutuhan maka akan dibagi menjadi 4 regu, 3 regu bekerja dan satu regu libur. Sehingga jumlah total karyawan operasional yang dibutuhkan ialah:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan} &= 46 \text{ orang/shift} \times 3 \text{ shift} \\ &= 138 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jadi tenaga operasional yang dibutuhkan pabrik gliserin adalah 138 orang.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan nonshift} &= (371-138) \text{ orang} \\ &= 233 \text{ orang} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah karyawan seluruhnya adalah = (233 + 138) orang = 371 orang.

Tabel 10.2. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No.	Jabatan	SMP	SMA	D1-D3	S1/S2	S2/S3
1.	Direktur Utama					1
2.	Direktur Teknik					1
3.	Direktur keuangan					1
4.	Staf Litbang				1	
5.	Kepala bagian Produksi				1	
6.	Kepala bagian teknik				1	
7.	Kepala bagian umum				1	
8.	Kepala bagian keuangan				1	
9.	Kepala bagian sumber daya manusia				1	
10.	Kepala bagian pemasaran				1	
11.	Kepala seksi proses				1	
12.	Kepala seksi Laboratorium				1	
13.	Kepala seksi Kontrol dan kualitas				1	
14.	Kepala seksi Utilitas				1	
15.	Kepala seksi Bengkel dan pemeliharaan				1	
16.	Kepala seksi Personalia				1	
17.	Kepala seksi Humas				1	
18.	Kepala seksi Keamanan dan transportasi		1			
19.	Kepala seksi Kesejahteraan dan kesehatan				1	
20.	Kepala seksi Administrasi				1	
21.	Kepala seksi Pembukuan				1	
22.	Kepala seksi Keuangan				1	
23.	Kepala seksi gudang				1	
24.	Karyawan proses	190				
25.	Karyawan Laboratorium		10			
26.	Karyawan Kontrol dan kualitas			10		
27.	Karyawan Utilitas			10		
28.	Karyawan Bengkel dan pemeliharaan			15		
29.	Karyawan Personalia		10			
30.	Karyawan Humas			8		
31.	Karyawan Keamanan dan transportasi		15			
32.	Karyawan Kesejahteraan dan kesehatan			8		

33.	Karyawan Administrasi			5		
34.	Karyawan Pembukuan			5		
35.	Karyawan Keuangan			5		
36.	Karyawan gudang		10			
37.	Karyawan kebersihan	15				
38.	Sopir		8			
39.	Sekretaris			10		
40.	Karyawan pemadam kebakaran		15			
41.	Dokter				5	
Jumlah		205	68	76	19	3

10.8. Gaji Karyawan

Tabel 10.2. Daftar gaji karyawan per Bulan

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan (Rp)	Total
Direktur Utama	1	Rp 12,000,000.00	Rp 12,000,000.
Direktur Teknik	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.
Direktur keuangan	1	Rp 8,000,000.00	Rp 8,000,000.
Staf Litbang	1	Rp 3,000,000.00	Rp 3,000,000.
Kepala bagian Produksi	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala bagian teknik	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala bagian umum	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala bagian keuangan	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala bagian sumber daya manusia	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala bagian pemasaran	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala seksi proses	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala seksi Laboratorium	1	Rp 5,000,000.00	Rp 5,000,000.
Kepala seksi Kontrol dan kualitas	1	Rp 5,000,000.00	Rp 5,000,000.
Kepala seksi Utilitas	1	Rp 5,000,000.00	Rp 5,000,000.
Kepala seksi Bengkel dan pemeliharaan	1	Rp 5,000,000.00	Rp 5,000,000.
Kepala seksi Personalia	1	Rp 5,000,000.00	Rp 5,000,000.
Kepala seksi Humas	1	Rp 6,500,000.00	Rp 6,500,000.
Kepala seksi Keamanan dan transportasi	1	Rp 3,500,000.00	Rp 3,500,000.
Kepala seksi Kesejahteraan dan kesehatan	1	Rp 3,500,000.00	Rp 3,500,000.
Kepala seksi Administrasi	1	Rp 4,500,000.00	Rp 4,500,000.
Kepala seksi Pembukuan	1	Rp 4,500,000.00	Rp 4,500,000.
Kepala seksi Keuangan	1	Rp 4,500,000.00	Rp 4,500,000.
Kepala seksi gudang	1	Rp 3,500,000.00	Rp 3,500,000.
Karyawan proses	190	Rp 1,200,000.00	Rp 228,000,000
Karyawan Laboratorium	10	Rp 2,000,000.00	Rp 20,000,000
Karyawan Kontrol dan kualitas	10	Rp 2,000,000.00	Rp 20,000,000
Karyawan Utilitas	10	Rp 2,000,000.00	Rp 20,000,000

Karyawan Bengkel dan pemeliharaan	15	Rp 2,000,000.00	Rp 30,000,000.00
Karyawan Personalia	10	Rp 2,000,000.00	Rp 20,000,000.00
Karyawan Humas	8	Rp 2,000,000.00	Rp 16,000,000.00
Karyawan Keamanan dan transportasi	15	Rp 1,500,000.00	Rp 22,500,000.00
Karyawan Kesejahteraan dan kesehatan	8	Rp 1,500,000.00	Rp 12,000,000.00
Karyawan Administrasi	5	Rp 1,500,000.00	Rp 7,500,000.00
Karyawan Pembukuan	5	Rp 1,500,000.00	Rp 7,500,000.00
Karyawan Keuangan	5	Rp 1,500,000.00	Rp 7,500,000.00
Karyawan gudang	10	Rp 1,500,000.00	Rp 15,000,000.00
Karyawan kebersihan	15	Rp 1,200,000.00	Rp 18,000,000.00
Sopir	8	Rp 1,500,000.00	Rp 12,000,000.00
Sekretaris	10	Rp 2,500,000.00	Rp 25,000,000.00
Karyawan pemadam kebakaran	15	Rp 1,500,000.00	Rp 22,500,000.00
Dokter	5	Rp 2,000,000.00	Rp 10,000,000.00
T o t a l			Rp 647,500,000.00

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan menguntungkan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana pabrik Ammonium Klorida ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Gliserin tersebut. Cara untuk mengetahui jumlah investasi yang dibutuhkan oleh pabrik Gliserin dapat menggunakan beberapa cara, antara lain :

1. *Internal rate of return* (IRR)
2. *Pay out Time* (POT)
3. *Break Evevt 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.

11.1 Faktor – faktor Penentu

11.1.1 Total Capital Investment (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 Investr:ent*

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan fasilitas FCI dibagi menjadi :

a. *Direct cost*

Yaitu modal yang langsung digunakan dalam proses, meliputi:

- Pembelian peralatan
- Instalasi dan pemasangan peralatan
- Instrumentasi dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Bangunan
- Tanah

- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan

b. *Indirect cost*

Yaitu biaya atau 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.
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran.
- Utilitas.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

11.1.2 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

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

b. Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

11.1.3 Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah sesuai dengan perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada pabrik Gliserin ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter and Timmerhaus serta G.D. Ulrich.

E.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

a. Biaya Langsung (DC)

1.	Harga peralatan		(E) =	Rp. 28,384,737,475.00
2.	Instrument dan alat kontrol	20%	E =	Rp. 5,676,947,495.00
3.	Isolasi	8%	E =	Rp. 2,270,778,998.00
4.	Perpipaan terpasang	20%	E =	Rp. 5,676,947,495.00
5.	Listrik terpasang	15%	E =	Rp. 4,257,710,621.25
6.	Harga FOB	(jumlah 1-5)	(F) =	Rp. 46,267,122,084.24
7.	Ongkos angkutan kapal laut	15%	F =	Rp. 6,940,068,312.64
8.	Harga C dan F	(jumlah 6-7)	(G) =	Rp. 53,207,190,396.88
9.	Biaya asuransi	1%	G =	Rp. 532,071,903.97
10.	Harga CIF	(jumlah 8-9)	(H) =	Rp. 53,739,262,300.85
11.	Biaya angkut barang ke plant	15%	H =	Rp. 8,060,889,345.13
12.	Pemasangan alat	45%	E =	Rp. 12,773,131,863.75
13.	Bangunan pabrik	25%	E =	Rp. 7,096,184,368.75
14.	Service facilities	50%	E =	Rp. 14,192,368,737.50
15.	Tanah	5%	E =	Rp. 1,419,236,873.75
16.	Biaya langsung (DC)	(jumlah 10-15)	=	Rp. 97,281,073,489.72

b. Biaya Tak Langsung (IC)

17.	Engineering dan Supervisi	10%	DC =	Rp. 9,728,107,348.97
18.	Konstruksi	10%	DC =	Rp. 9,728,107,348.97
	Total Modal Tak Langsung (IC)		=	Rp. 19,456,214,697.94

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp}97,281,073,490 + \text{Rp}19,456,214,698 \\
 &= \text{Rp}116,737,288,188
 \end{aligned}$$

d. Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned}
 \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\
 &= 15\% \times \text{Rp}116,737,288,188 \\
 &= \text{Rp}17,510,593,228
 \end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WC} \\
 &= \text{Rp}116,737,288,188 + \text{Rp}17,510,593,228
 \end{aligned}$$

= Rp134,247,881,416

f. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS) 60% TCRp80,548,728,849

Modal pinjaman (MP) 40% TCRp53,699,152,566

Penentuan Total Production Cost (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan Baku	=	Rp.	369,005,612,477.27
- Tenaga Kerja	(TK) =	Rp.	7,770,000,000.00
- Supervisi	15% TK =	Rp.	1,165,500,000.00
- Utilitas	=	Rp.	147,442,631,608.80
- Pemeliharaan dan perbaikan (PP	7% FCI =	Rp.	8,171,610,173.14
- Penyediaan operasi	15% PP =	Rp.	1,225,741,525.97
- Laboratorium	15% PP =	Rp.	1,225,741,525.97
- Patent dan Royalti	1% TPC =	Rp.	0,01 TPC
Biaya Produksi Langsung	=	Rp.	536,006,837,311.15
			+ 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)

- Depresiasi alat	10% FCI =	Rp.	11,673,728,818.77
- Depresiasi bangunan	10% FCI =	Rp.	11,673,728,818.77
- Pajak kekayaan	20% FCI =	Rp.	23,347,457,637.53
- Asuransi	0.6% FCI =	Rp.	700,423,729.13
- Bunga bank	12.5% MP =	Rp.	6,712,394,070.79
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	=	Rp.	54,107,733,074.98

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead	TK + PP =	Rp.	13,610,610,173.14
----------------	-----------	-----	-------------------

d. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)

- Biaya Administrasi	15% PP =	Rp.	183,861,228.90
- Biaya distribusi dan pemasaran	5% TPC =	Rp.	0,005 TPC
- Biaya LITBANG	5% TPC =	Rp.	0,005 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	=	Rp.	183,861,228.90
			+ 0,1 TPC

e. Biaya Produksi Total (TPC)

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE} \\
 &= \text{Rp}603,909,041,788 + \text{TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp}678,549,485,155 \\
 \text{Maka, DPC} &= \text{Rp}536,006,837,311 \quad 0.01 \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp}542,792,332,163 \\
 \text{GE} &= \text{Rp}183,861,229 \quad 0.1 \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp}68,038,809,744
 \end{aligned}$$

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 15% untuk laba sampai Rp. 25.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 40% untuk laba > Rp. 50.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

- a. Bunga kredit sebesar 12.5%
- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi :
 - Tahun I : 60% produksi total
 - Tahun II : 80% produksi total
 - Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\begin{aligned}
 \text{Total penjualan per tahun} &= \text{Rp}750,000,035,640 \quad (\text{kapasitas } 100\%) \\
 \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\
 &= \text{Rp}750,000,035,640 - \text{Rp}678,549,485,155 \\
 &= \text{Rp}71,450,550,484 \\
 \text{Pajak penghasilar} &= 40\% \times \text{Laba kotor} \\
 &= 40\% \times \text{Rp}71,450,550,484 \\
 &= \text{Rp}28,580,220,194 \\
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\
 &= \text{Rp}71,450,550,484 - \text{Rp}28,580,220,194
 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp}42,870,330,291$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{Abt}) :

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp}71,450,550,484 + \text{Rp}11,673,728,819 \\ &= \text{Rp}83,124,279,303 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_{Aat}) :

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp}42,870,330,291 + \text{Rp}11,673,728,819 \\ &= \text{Rp}54,544,059,109 \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times \\ &= \frac{\text{Rp}71,450,550,484}{\text{Rp}116,737,288,188} 100\% = 61\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times \\ &= \frac{\text{Rp}42,870,330,291}{\text{Rp}116,737,288,188} 100\% \\ &= 37\% \quad \text{dari modal investasi} \\ &= 37\% \times \text{Rp}134,247,881,416 = \text{Rp}49,300,879,834 \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT_{BT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \text{ 1 tahun} \\ &= \frac{\text{Rp}116,737,288,188}{\text{Rp}83,124,279,303} \text{ 1 tahun} \\ &= 1.4 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{POT}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \text{ 1 tahun} \\
 &= \frac{\text{Rp116,737,288,188}}{\text{Rp54,544,059,109}} \text{ 1 tahun} \\
 &= 2.14 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC)

$$\text{FC} = \text{Rp54,107,733,075}$$

b. Biaya Variabel (VC)

$$\text{Bahan Baku pertahun} = \text{Rp342,202,105,448}$$

$$\text{Biaya Utilitas pertahun} = \text{Rp55,342,782,317}$$

$$\text{Total Biaya Variabel (VC)} = \text{Rp397,544,887,765}$$

c. Biaya Semi Variabel (SVC)

$$\text{Biaya Umum (GE)} = \text{Rp68,038,809,744}$$

$$\text{Biaya Overhead} = \text{Rp13,610,610,173}$$

$$\text{Penyediaan operasi} = \text{Rp1,225,741,526}$$

$$\text{Biaya laboratorium} = \text{Rp1,225,741,526}$$

$$\text{Gaji karyawan langsung} = \text{Rp6,513,600,000}$$

$$\text{Supervisi} = \text{Rp1,165,500,000}$$

$$\text{Perawatan dan Pemeliharaan} = \text{Rp8,171,610,173}$$

$$\text{Royalti} = \text{Rp6,785,494,852}$$

$$\text{Total Biaya Semi Variable (SVC)} = \text{Rp106,737,107,994}$$

d. Harga Penjualan (S)

$$\text{S} = \text{Rp750,000,035,640}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 31.01\%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 31.01% × 50,000 ton/tahun
 = 15,505 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Amonium Klorida berada diantara nilai 30-60% sehingga

nilai BEP diatas memadai.
 Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60%
 sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{100 - BEP - 100 - \% \text{ kapasitas}}{100 \text{ BEP}}$$

Dimana :

- PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
- PB = keuntungan pada kapasitas 100%
- % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PB_i}{Rp42,870,330,291} = \frac{100 \text{ 31.01\%} - 100 - 60\%}{100 - 31.01\%}$$

PBi = Rp124,664,674

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

C_A = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi alat
 = Rp124,664,674 + Rp11,673,728,819
 = Rp11,798,393,493

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80%
 keuntungan adalah :

$$\frac{PB_i}{PB} = \frac{100 - BEP - 100 - \% \text{ kapasitas}}{100 \text{ BEP}}$$

Dimana :

- PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
- PB = keuntungan pada kapasitas 100%
- % kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PB_i}{Rp42,870,330,291} = \frac{100 \text{ 0.00\%} - 100 - 80\%}{100 - 0.00\%}$$

PBi = Rp342,962,642

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua :

C_A = Laba bersih tahun kedua + Depresiasi alat
 = Rp342,962,642 + Rp11,673,728,819

$$= \text{Rp}12,016,691,461$$

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 11.53\% \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas penjualan,

$$\begin{aligned} &= 11.53\% \times \text{Rp}750,000,035,640 \\ &= \text{Rp}86,469,079,039 \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun,

(tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%) :

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\ &= 40\% \times \text{Rp}116,737,288,188 \times 1.2656 \\ &= \text{Rp}59,098,252,145 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\ &= 60\% \times \text{Rp}116,737,288,188 \times 1.1250 \\ &= \text{Rp}78,797,669,527 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\ &= -\text{Rp}78,797,669,527 - \text{Rp}59,098,252,145 \\ &= -\text{Rp}137,895,921,672 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$\begin{aligned} \text{NPV} &= C_A \times F_d \\ F_d &= \frac{1}{(1+i)^n} \end{aligned}$$

Dimana :

- F_d = Faktor diskon
- C_A = cash flow setelah pajak
- i = tingkat bunga bank
- n = tahun ke-n

Tabel E.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	Fd $i = 12,5\%$	NPV (Rp)
0	-137,895,921,672	1	-137,895,921,672
1	11,798,393,493	0.8889	10,487,460,883
2	12,016,691,461	0.7901	9,494,669,796
3	54,544,059,109	0.7023	38,308,036,027
4	54,544,059,109	0.6243	34,051,587,580
5	54,544,059,109	0.5549	30,268,077,849
6	54,544,059,109	0.4933	26,904,958,088
7	54,544,059,109	0.4385	23,915,518,300
8	54,544,059,109	0.3897	21,258,238,489
9	54,544,059,109	0.3464	18,896,211,990
10	54,544,059,109	0.3079	16,796,632,880
WCI			17,510,593,228
Total			109,996,063,440

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate Of Return)

Tabel E.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	NPV ₁ (Rp) $i = 0,22$	NPV ₂ (Rp) $i = 0,23$
0	-137,895,921,672	-137,895,921,672	-137,895,921,672
1	11,798,393,493	9,670,814,339	9,592,189,832
2	12,016,691,461	8,073,563,196	7,942,819,394
3	54,544,059,109	30,037,789,016	29,311,100,207
4	54,544,059,109	24,621,138,538	23,830,162,770
5	54,544,059,109	20,181,261,097	19,374,116,073
6	54,544,059,109	16,542,017,292	15,751,313,881
7	54,544,059,109	13,559,030,567	12,805,946,244
8	54,544,059,109	11,113,959,482	10,411,338,410
9	54,544,059,109	9,109,802,854	8,464,502,772

10	54,544,059,109	7,467,051,519	6,881,709,571
	WCI	17,510,593,228	17,510,593,228
	Total	29,991,099,456	23,979,870,712

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial ()

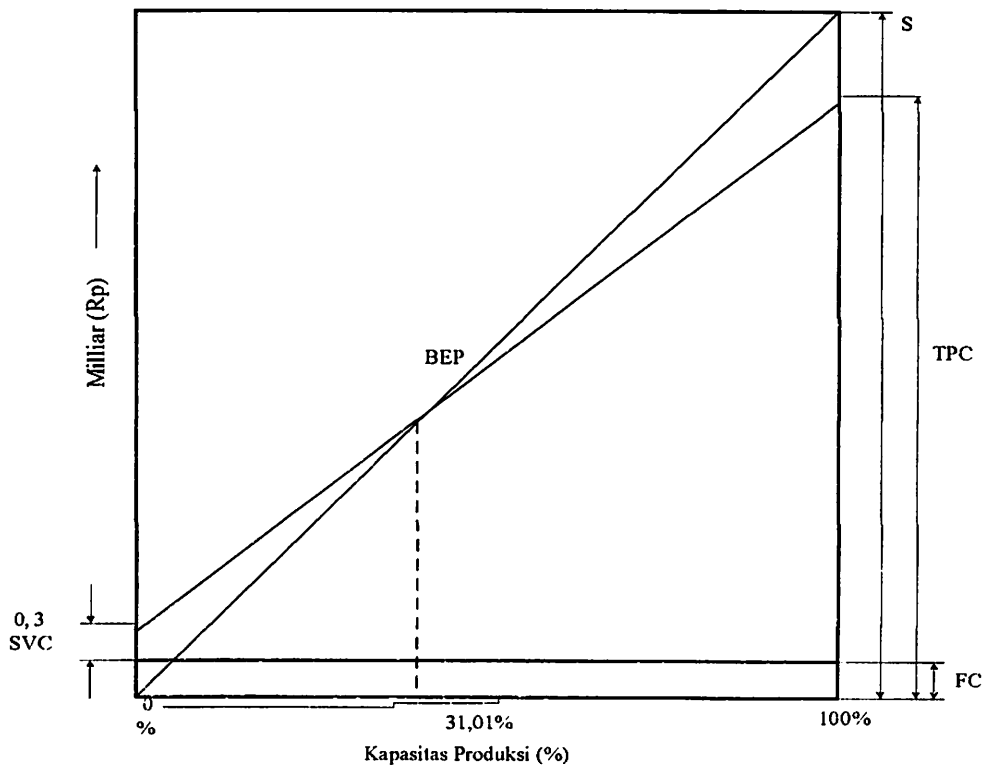
i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 IRR &= 22\% + \frac{29,991,099,456.2}{29,991,099,456 - 23,979,870,712} \times 0.2 - 0.22 \\
 &= 26.99\%
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 26.99% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (12,5 %), maka Pabrik Gliserin ini layak didirikan.



Gambar 11.1. Break Event Point Pra rencana pabrik Gliserin

BAB XII

KESIMPULAN

Berdasarkan analisa ekonomi pada Bab XI, Pra Rencana Pabrik Gliserin yang akan didirikan di Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur cukup menguntungkan. Dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun, didapatkan analisa profitabilitas sebagai berikut:

- ROI_{BT} : 61%
- ROI_{AT} : 37%
- POT_{BT} : 1,4 tahun
- POT_{AT} : 2,14 tahun
- BEP : 31,01%

Kelayakan suatu pabrik untuk dapat didirikan atau tidak, dapat ditujukan dari segi ekonomis dimana harga ROI sesudah pajak sebesar 37% lebih besar dari suku bunga yang ditentukan dan juga harga IRR sebesar 26,99% yang lebih besar dari rate bunga. Selain itu juga ditinjau dari segi teknis dan non teknis.

Dari segi teknis, proses yang dilakukan cukup menguntungkan karena mampu menghasilkan gliserin sebagai produk utama dengan kemurnian 98%. Dari segi non teknis dapat dilihat dari lokasi pabrik yang cukup baik, karena:

- Dekat dengan sumber bahan baku.
- Pemasaran produk yang mudah.
- Tersedia fasilitas air sungai.
- Tersedia tenaga kerja yang cukup.
- Iklim setempat yang mendukung.

Pemakaian *spent soap lye* sebagai bahan baku juga dimaksudkan untuk meningkatkan nilai ekonomis dari *spent soap lye*.

Dengan berbagai pertimbangan di atas, maka Pra Rencana Pabrik Gliserin dari Spent Soap Lye layak untuk didirikan. Dengan didirikannya pabrik ini diharapkan dapat menekan nilai impor gliserin untuk Indonesia dan juga untuk mengurangi tingkat pengangguran khususnya di daerah Mojokerto.





DAFTAR PUSTAKA

- Brownel, LE & Young, E.H, "Process Equipment Design", Wiley Eastern Limited, New York, 1959.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., & Clark, R.L., "Industrial Chemical", John Willey and Sons, New York, 1958.
- Geankoplis, C. J, "Transport Process and Unit Operation (3th ed)", Prentice-Hall International, Inc, New York, 1993.
- Hesse, H. C & Rushton, J. H, "Process Equipment Design (2th ed)", Van Nostrand Company Inc, New York, 1954.
- Hugot, E & Jenkins, G. H, "Handbook of Cane Sugar Engineering (4th ed)", Elsevier Publishing Company, Priceton, New York, 1960.
- Kern, D. Q, "Process Heat Transfer", Intennational Student Edition, Mc Graw International Book Company, Tokyo, 1983.
- Kusnarjo, "Ekonomi Teknik", Surabaya, 2010.
- Kusnarjo, "Utilitas Pabrik Kimia", Surabaya, 2012.
- Manulung, M., "Dasar-dasar Manajemen", Ghalia Indonesia, Jakarta, 1983.
- Material Safety Data Sheet (MSDS). "Aluminum Sulfate ($Al_2(SO_4)_3$)", www.itokindo.org, diakses tanggal 24 Maret 2013.
- Material Safety Data Sheet (MSDS). "Caustic Soda (NaOH)", www.itokindo.org, diakses tanggal 24 Maret 2013.
- Material Safety Data Sheet (MSDS). "Ferric Chloride ($FeCl_3$)", www.itokindo.org, diakses tanggal 24 Maret 2013.
- Material Safety Data Sheet (MSDS). "Glycerin", www.itokindo.org, diakses tanggal 24 Maret 2013.
- Material Safety Data Sheet (MSDS). "Hydrochloric Acid (HCl)", www.itokindo.org, diakses tanggal 24 Maret 2013.
- Mc. Cabe, W. L & Smith, J. H, "Unit Operation of Chemical Engineering (4th ed)", Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo, 1985.
- Perry, R. H, "Chemical Engineers Handbook (7th ed)", Mc Graw Hill Kagakhusa Company, Ltd, Tokyo, 1950.

- Peter, M. S, & Klaus Timmerhause, "Plant Design and Economics for Chemical Engineering Handbook (4th ed)", Mc Graw-Hill, Inc., New York, 1991.
- Ulrich, G. D, "A guide to Chemical Engineering Process Design Economic", John Wiley and Sons Inc, New York, 1984.
- Wang, L. K, "Treatment of Soap and Detergent Industry Wastes", The Cooper Union, New York, 1990.