

# **PRA RENCANA PABRIK**

**KALSIUM KLORIDA ( $\text{CaCl}_2$ )  
DARI BATU KAPUR ( $\text{CaCO}_3$ ) DAN ASAM KLORIDA ( $\text{HCl}$ )  
DENGAN PROSES NETRALISASI  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
EVAPORATOR**

**SKRIPSI**

**Disusun Oleh :**

**WIKE WAHYUNINGTYAS**

**0914027**



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

BERIKUT HIMPUNAN ATAS

(1000) ANINDIA MURBAN

(1000) ANINDIA MASA HAD (1000) RUPAH UTAS 1000

REABILITASI SIKUTI KAGHRI  
MURATVOT 003.00 BATHANAN

BUNTI TALA MASAPOVADIA  
KOTAMOLAYO

1841112

: 0000 000000

YOLKTON

DAYTONALPTEK 1000

ANINDIA MASA HAD 1000  
REABILITASI SIKUTI KAGHRI  
MURATVOT 003.00 BATHANAN  
1841112

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK**

**KALSIUM KLORIDA ( $\text{CaCl}_2$ )  
DARI BATU KAPUR ( $\text{CaCO}_3$ ) DAN ASAM KLORIDA ( $\text{HCl}$ )  
DENGAN PROSES NETRALISASI  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
EVAPORATOR**

**SKRIPSI**

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

**Disusun Oleh :**

**WIKE WAHYUNINGTYAS      0914027**

Malang, 30 Juli 2013



Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Jimmy, ST, MT  
NIP Y 1039900330

Menyetujui,  
Dosen Pembimbing

Ir. Harimbi Setyawati, MT  
NIP 196303071992032002

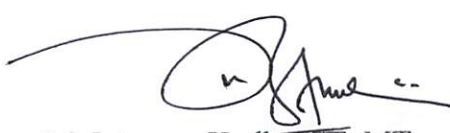
**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : WIKE WAHYUNINGTYAS  
NIM : 0914027  
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA  
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK KALSIUM KLORIDA  
(CaCl<sub>2</sub>) DARI BATU KAPUR (CaCO<sub>3</sub>) DAN ASAM  
KLORIDA (HCl) DENGAN PROSES NETRALISASI  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN


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

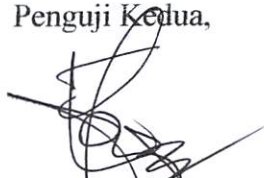
Hari : Selasa  
Tanggal : 23 Juli 2013  
Nilai : B<sup>+</sup>

  
Ketua,  
  
Jimmy, ST, MT  
NIP Y 1039900330

Sekretaris,  
  
M. Istnaeny Huda, ST, MT  
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,  
  
Jimmy, ST, MT  
NIP Y 1039900330

Penguji Kedua,  
  
Elvianto Dwi Daryono, ST, MT  
NIP P 1030000351

## PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : WIKE WAHYUNINGTYAS  
NIM : 0914027  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

### PRA RENCANA PABRIK

**KALSIUM KLORIDA ( $\text{CaCl}_2$ )  
DARI BATU KAPUR ( $\text{CaCO}_3$ ) DAN ASAM KLORIDA ( $\text{HCl}$ )  
DENGAN PROSES NETRALISASI  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
EVAPORATOR**

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

Malang, 30 Juli 2013

Yang membuat pernyataan,

  
METERAI  
TEMPEL  
PAJAK MENCAKUPIN BANGSA  
TGL. 20  
68ADEAAF000232742  
ENAM RIBU RUPIAH  
6000 DUP

WIKE WAHYUNINGTYAS

## KATA PENGANTAR

Dengan memnjatkan puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida dari Batu Kapur dan Asam Klorida dengan Proses Netralisasi, Kapasitas Produksi 50.000 Ton/Tahun”** dengan baik.

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

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak Jimmy, ST, MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT, selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini.

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

Malang, 20 Juli 2013

**Penyusun**

## INTISARI

Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida dari Batu Kapur dan Asam Klorida dengan Proses Netralisasi ini mengambil lokasi pendirian di Krakatau Industrial Estate Cilegon, Banten, dengan criteria sebagai berikut:

- Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun
- Waktu operasi : 330 hari
- Bahan utama : batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ )
- Bahan pembantu : asam klorida ( $\text{HCl}$ )
- Utilitas : air, steam, listrik dan bahan bakar
- Organisasi Perusahaan
  - ✓ Bentuk : perseroan terbatas
  - ✓ Struktur : garis dan staff
  - ✓ Karyawan : 217 orang
- Analisa ekonomi
  - ✓ TCI : Rp. Rp249,558,460,718
  - ✓  $\text{ROI}_{AT}$  : 28%
  - ✓ POT : 2,63 tahun
  - ✓ BEP : 40,13%
  - ✓ IRR : 23,04%

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida dari Batu Kapur dan Asam Klorida layak untuk didirikan.

## DAFTAR ISI

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



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Komposisi batu kapur .....	I-3
Tabel 1.2.	Data Impor Kalsium Klorida Tahun 2006-2010 di Indonesia .....	I-6
Tabel 2.1.	Seleksi Proses Pembuatan Kalsium Klorida .....	II-4
Tabel 7.1.	Instrumentasi Peralatan Pabrik .....	VII-4
Tabel 7.2.	Alat-Alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Kalsium Klorida .....	VII-7
Tabel 9.1.	Perincian Luas Pabrik .....	IX-9
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Karyawan Pabrik .....	X-8
Tabel 10.2.	Daftar Jumlah Karyawan .....	X-10
Tabel 10.3.	Daftar Upah (Gaji) Karyawan.....	X-12
Tabel 11.1.	Cash Flow untuk NPV Selama 10 Tahun .....	XI-11
Tabel 11.2.	Cash Flow untuk IRR.....	XI-11

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Blok Diagram Pembuatan Kalsium Klorida dengan Proses Solvay .....	II-1
Gambar 1.2.	Blok Diagram Pembuatan Kalsium Klorida dari Batu Kapur dan Asam Klorida .....	II-2
Gambar 9.1.	Peta Lokasi Pabrik Kalsium Klorida.....	IX-5
Gambar 9.2.	Tata Letak Bangunan Pabrik Kalsium Klorida .....	IX-6
Gambar 9.3.	Tata Letak Peralatan Pabrik Kalsium Klorida .....	IX-8
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pabrik Kalsium Klorida .....	X-15
Gambar 11.1.	Grafik Break Even Point .....	XI-8
Gambar 11.2.	Grafik BEP pada Keadaan Shut Down Rate.....	XI-10

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Kalsium klorida dengan rumus kimia  $\text{CaCl}_2$  merupakan salah satu jenis garam yang terdiri dari unsur kalsium (Ca) dan klor (Cl). Garam ini berwarna putih dan mudah larut dalam air yaitu 740 g/L pada  $20^\circ\text{C}$ . Kalsium klorida tidak berbau, tidak berwarna, dan tidak mudah terbakar. Kalsium klorida termasuk dalam tipe ion halida, dan padat (serbuk) pada suhu kamar. Karena sifat higroskopisnya, kalsium klorida harus disimpan dalam kontainer kedap udara rapat tertutup.<sup>[1]</sup>

Kalsium klorida dapat dihasilkan dari hasil samping pembuatan  $\text{NaCO}_3$  dengan proses Solvay atau dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dengan penambahan asam klorida (HCl) yang dikenal dengan proses netralisasi. Batu kapur digunakan dalam pembuatan kalsium klorida karena batu kapur merupakan batuan yang mengandung kalsium (Ca) yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ).<sup>[2]</sup> Selain itu batu kapur merupakan bahan baku yang tersedia banyak dan murah. Batu kapur di Indonesia juga tersedia dalam jumlah yang banyak dan tersebar hampir merata di seluruh Indonesia.

### **1.2. Sejarah Perkembangan Industri Kalsium Klorida**

Kalsium klorida ditemukan pada abad ke 15, tetapi mendapatkan perhatian pada abad ke 18. Pembuatan secara luas dilakukan dengan metode Solvay yang ditemukan oleh Ernest Solvay pada pertengahan tahun 1800. Pada era ini, kalsium klorida digunakan untuk kontrol debu dan pengurangan es. Selain itu, juga pada proses pembuatan makanan dan perusahaan konstruksi.<sup>[3]</sup>

Selanjutnya produksi  $\text{CaCl}_2$  dengan proses Solvay mulai ditinggalkan dan pada tahun 1981 ditemukan metode pembuatan kalsium klorida dengan mereaksikan batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida (HCl) dengan paten nomor 4.299.809 pada 10 November 1981. Proses ini awalnya dikembangkan di Benua Eropa oleh TETRA Technologies, Inc.<sup>[4]</sup>

### 1.3. Penggunaan Kalsium Klorida

Kegunaan kalsium klorida antara lain sebagai berikut:

1. Sebagai zat pengeringan

Digunakan sebagai pengering tabung untuk menghilangkan uap air karena sikap higroskopisnya dan dapat digunakan untuk mengikat partikel debu dan menjaga kelembaban pada permukaan jalan beraspal.

2. Sebagai zat pencair es (*De-icing*) dan penekanan titik beku

Digunakan untuk mencegah terbentuknya es dan untuk mencairkan es pada permukaan jalan dengan menekan titik beku.

3. Sebagai sumber ion kalsium

Digunakan untuk meningkatkan kekerasan agar mengurangi erosi beton pada kolam renang.

4. Sebagai zat aditif dalam industri makanan

Digunakan sebagai zat aditif dan zat pengawet pada makanan dan minuman bir.

5. Dalam bidang kedokteran

Digunakan untuk suntikan pengobatan hipokalsemia (berkurangnya kadar kalsium dalam tubuh).

6. Sebagai zat aditif

Digunakan sebagai zat aditif dalam pemrosesan plastic, pipa, dan semen.<sup>[5]</sup>

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

#### 1.4.1. Bahan baku

1. Batu Kapur<sup>[6]</sup>

Rumus molekul	: $\text{CaCO}_3$
Berat molekul	: 100,09 g/mol

a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk	: batuan
- Warna	: keabu-abuan
- Titik lebur	: 772°C
- Spesifik gravity	: 2,125

## b. Sifat-sifat kimia

- Dapat diperoleh secara alami dalam bentuk barang tambang berupa kapur.

- Bereaksi dalam air



- Bereaksi dengan asam sulfat membebaskan  $\text{CO}_2$



Tabel 1.1. Komposisi batu kapur oleh PT. Hamzah, Banten <sup>[7]</sup>

No	Komponen	% massa
1	$\text{CaCO}_3$	98,12%
2	$\text{CaO}$	0,42%
3	$\text{MgO}$	0,39%
4	$\text{SiO}_2$	0,24%
5	$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,02%
6	$\text{MgCO}_3$	0,81%

2. Asam Klorida <sup>[6]</sup>

Rumus molekul : HCl

Berat molekul : 36,5 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : cairan

- Warna : tidak berwarna

- Titik didih : 50,5°C

- Densitas Uap : 1,17915 g/mL

- Tekanan Uap : 1,16

- Spesifik gravity : 16 kPa ( 20°C)

- Konsentrasi dipasaran : 30% - 37 %

## b. Sifat- sifat kimia

- Larut sempurna dalam air

- Bersifat volatil (mudah menguap)

3. Kalsium Oksida<sup>[6]</sup>

Rumus molekul : CaO

Berat molekul : 56,08 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : serbuk
- Warna : putih
- Titik didih : 2570°C
- Densitas uap : 2,5 g/cm<sup>3</sup>
- Spesifik gravity : 3,32

## b. Sifat-sifat kimia

- Kelarutan di air : larut dalam air membentuk Ca(OH)<sub>2</sub>

*1.4.2. Produk utama*1. Kalsium Klorida <sup>[6]</sup>

- Rumus molekul : CaCl<sub>2</sub>
- Berat molekul : 110,98 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : kristal
- Warna : putih
- Titik didih : 1600°C
- Titik lebur : 782°C
- Spesifik gravity : 2,15

## b. Sifat-sifat kimia

- Kelarutan : Mudah larut dalam alkohol
- Kelarutan di air : 740 g/L pada 20°C

*1.4.3. Produk samping*1. Air <sup>[11]</sup>

- Rumus kimia : H<sub>2</sub>O
- Berat molekul : 18,02 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : cairan
- Warna : tidak berwarna
- Titik didih : 100°C
- Densitas : 1 g/mL
- Tekanan uap : 2,3 kPa pada 28°C
- Densitas uap : 0,62
- Spesifik gravity : 1

## b. Sifat-sifat kimia

- Bersifat polar
- Pelarut yang baik bagi semua senyawa organik
- Memiliki pH antara 5 -7

2. Karbon Dioksida <sup>[6]</sup>Rumus kimia : CO<sub>2</sub>

## a. Sifat- sifat fisika

- Bentuk : gas
- Warna : tidak berwarna
- Titik didih : -78,5°C
- Titik beku : -56,6°C
- Densitas uap (1 atm) : 1,53
- Tekanan uap (70°F) : 856 psia

## b. Sifat- sifat kimia

- Kelarutan : Larut sempurna dalam air

3. Magnesium Klorida<sup>[6]</sup>Rumus molekul : MgCl<sub>2</sub>

Berat molekul : 203,33 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : Cair
- Titik didih : 117.78°C
- Spesifik gravity : 1.59
- pH : 7

## b. Sifat-sifat kimia

- Kelarutan : Mudah larut dalam air dan metanol

4. Magnesium Hidroksida<sup>[6]</sup>Rumus molekul : Mg(OH)<sub>2</sub>

Berat molekul : 58,32 g/mol

## a. Sifat-sifat fisika

- Bentuk : serbuk
- Warna : putih
- Titik lebur : 340°C

## b. Sifat-sifat kimia

- Kelarutan : sulit larut dalam air

**1.5. Perkiraan Kapasitas Produksi**

Untuk memenuhi kebutuhan kalsium klorida, Indonesia masih harus mengimpor dari Negara lain. Berikut data impor kalsium klorida di Indonesia.

Tabel 1.1. Data Impor kalsium klorida tahun 2006-2010 di Indonesia<sup>[8]</sup>

Tahun	Jumlah (kg)	Nominal (USD)	Kenaikan (%)
2006	5.941.930	1.652.860	-
2007	11.498.270	2.318.890	94
2008	8.677.630	1.996.470	-25
2009	10.080.435	2.229.570	16
2010	10.555.870	2.418.170	5

(Sumber : Biro Pusat Statistik, Surabaya)

Dilihat dari tabel 1.1. dapat dihitung prosentase impor Kalsium Klorida untuk kebutuhan industri di Indonesia yaitu pertumbuhan impor pada tahun 2006-2010 adalah 22% untuk tiap tahunnya, maka kebutuhan Kalsium Klorida akan bertambah dari tahun ke tahun sehingga pabrik Kalsium Klorida ini layak untuk didirikan.

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan suatu perencanaan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai impor, ekspor, dan konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.

Untuk memperkirakan kapasitas produksi pabrik baru pada tahun 2015 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (1.1):

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

Dimana:

F = jumlah kapasitas yang diperkirakan (tahun 2015)

P = data terakhir = 10.555.870kg = 10.555,87 ton

I = kenaikan rata-rata = 22 % = 0,22

n = rencana pendirian pabrik = 2015 – 2010 = 5

Perkiraan impor pada tahun 2015 sebesar :

$$F = 10.555,87 (1 + 0,22)^5$$

$$= 29.077,8491 \text{ ton/tahun}$$



Sehingga diperoleh kapasitas produksi untuk tahun 2015 adalah

Kapasitas 2015 = Impor 2015 + Ekspor

Kapasitas 2015 = 29.077,8491 + (60% x 29.077,8491)

= 29.077,8491 + 17.446,7095

= 46.524,5586 ton/tahun  $\approx$  50.000 ton/tahun

Berdasarkan dari perhitungan peluang kapasitas produksi maka Pabrik Kalsium Klorida yang akan didirikan pada tahun 2015 ditetapkan mempunyai kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun.



## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

#### 2.1. Seleksi Proses

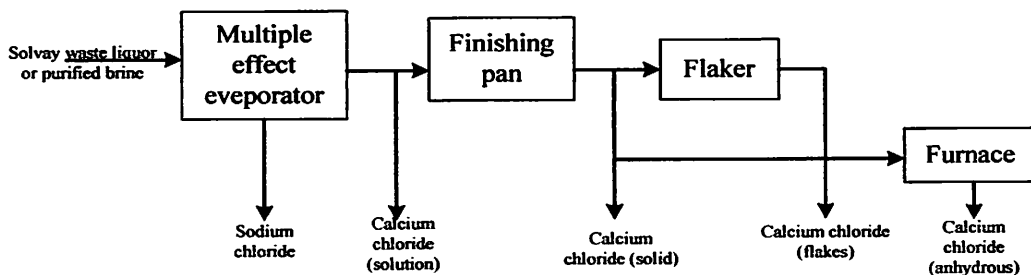
Pembuatan kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dapat dilakukan dengan 2 proses yaitu:

1. Hasil recycle ammonia dalam Proses Solvay
2. Proses pembuatan dari batu kapur (limestone) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ )

##### 2.1.1. Proses Solvay

Metode yang paling umum untuk menghasilkan kalsium klorida “sintetik” adalah Proses Solvay. Bahan baku dasar yang digunakan adalah batu kapur dan larutan garam (natrium klorida) dengan katalis ammonia.

Natrium karbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), juga dikenal dengan nama soda abu dapat diproduksi dengan Proses Solvay. Soda abu ini dapat digunakan dalam pemrosesan gelas, sabun, detergen, pulp dan kertas. Proses ini melibatkan banyak reaksi dan konsentrasi kalsium klorida yang dihasilkan dari proses ini juga rendah yaitu sekitar 10-13%. Adapun diagram Proses Solvay pembuatan natrium karbonat dengan kalsium klorida sebagai produk sampingnya adalah sebagai berikut:



Gambar 2.1. Pembuatan Kalsium Klorida <sup>[2]</sup>

Tahapan proses dan reaksi yang terjadi pada Proses Solvay pembuatan soda abu dengan kalsium klorida sebagai produk samping:

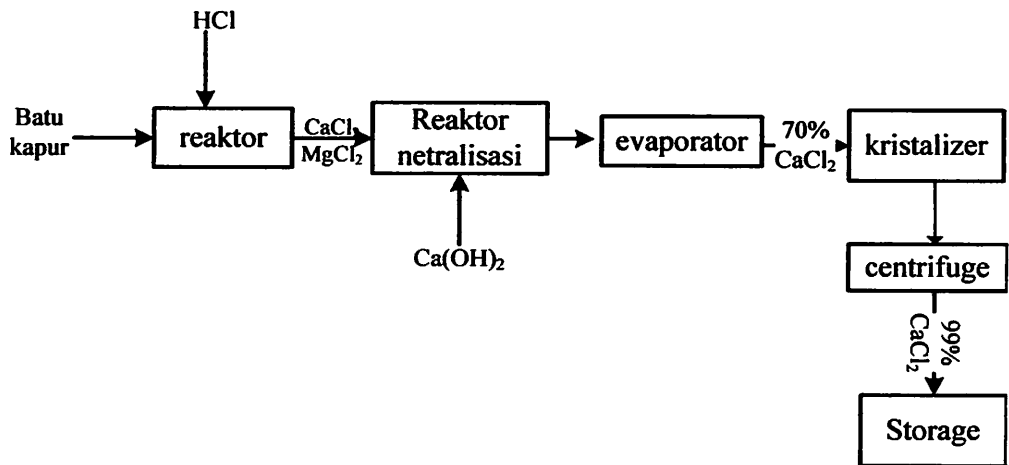
- a) Menambahkan gas ammonia ke dalam brine
- b) Kalsinasi batu kapur di dalam *lime kiln* untuk memproduksi kalsium oksida  $\text{CaO}$  dan karbon dioksida  $\text{CO}_2$ .
- c) Mereaksikan amoniak dan brine dengan  $\text{CO}_2$  yang dihasilkan pada tahap sebelumnya untuk menghasilkan natrium bikarbonat ( $\text{NaHCO}_3$ ) dan ammonium klorida ( $\text{NH}_4\text{Cl}$ ).

- d)  $\text{NaHCO}_3$  dan  $\text{NH}_4\text{Cl}$  dipisahkan dengan filter kemudian  $\text{NaHCO}_3$  dikalsinasi dengan tambahan panas sehingga terjadi reaksi:
- $$2 \text{NaHCO}_3 \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$$
- e)  $\text{NH}_4\text{Cl}$  dari filter direaksikan dengan  $\text{CaO}$  untuk menghasilkan kalsium klorida pada ammonia recovery, dengan reaksi:
- $$2\text{NH}_4\text{Cl} + \text{CaO} \rightarrow 2\text{NH}_3 + \text{CaCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$$
- f)  $\text{NH}_3$  yang dihasilkan dalam bentuk gas ditampung kembali untuk direcycle dan digunakan pada tahapan a.
- g)  $\text{CaCl}_2$  yang dihasilkan berupa larutan dengan kandungan 10 – 13% kalsium klorida kemudian dievaporasi dan dikeringkan sehingga menghasilkan produk granular.<sup>[9]</sup>

### 2.1.2. Proses pembuatan dari batu kapur (limestone) dan asam klorida (HCl)

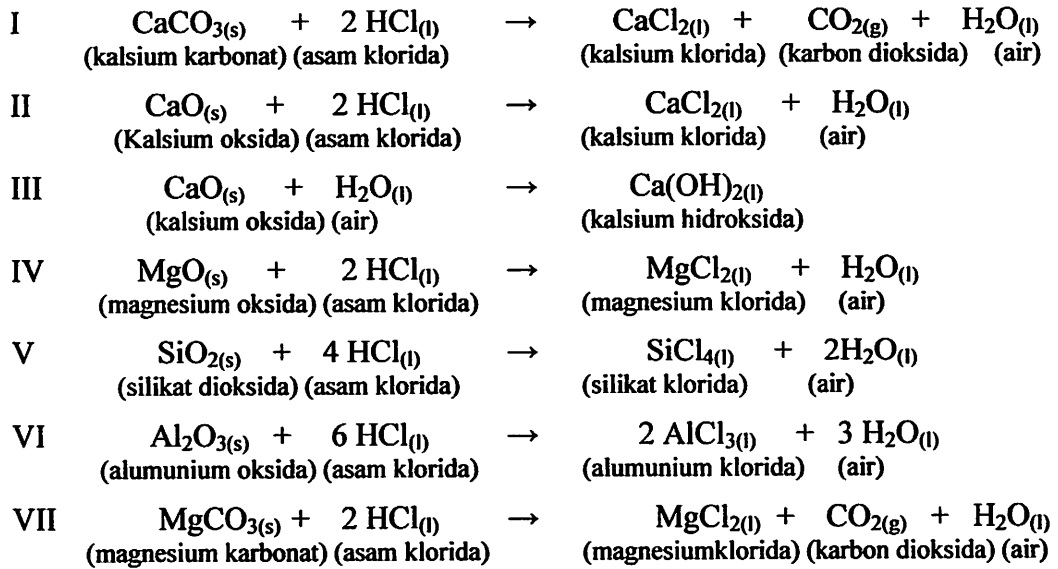
Batu kapur (limestone) merupakan batuan yang mengandung kalsium (Ca) yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ).

Proses ini merupakan proses pembuatan kalsium klorida yang paling umum digunakan di seluruh dunia, karena bahan baku yang tersedia banyak dan murah. Salah satu industri yang memproduksi kalsium klorida dengan metode ini adalah Tetra Chemical Europe Industri.



Gambar 2.2. Proses Pembuatan Kalsium Klorida dari Batu Kapur dan Asam Klorida

Batu kapur direaksikan dengan larutan asam klorida menghasilkan kalsium klorida, magnesium klorida, karbon dioksida dan air. Reaksi yang terjadi:



Asam klorida dicampur dengan batu kapur dalam reaktor pada temperatur ruang sekitar 30-50°C dan tekanan 3-5 bar. Adapun konsentrasi asam klorida yang digunakan adalah 33% dan konsentrasi  $\text{CaCl}_2$  dalam larutan yang dihasilkan adalah 40%. Semakin tinggi konsentrasi asam klorida yang digunakan, maka semakin tinggi produk kalsium klorida yang dihasilkan. Dalam proses ini, senyawa magnesium hidroksida ( $\text{Mg(OH)}_2$ ) juga dihasilkan sebagai produk samping dengan penambahan larutan alkali. Proses penguapan lebih lanjut juga diperlukan untuk menghilangkan kadar air dalam kalsium klorida sehingga kalsium klorida yang dihasilkan lebih murni. Kemudian proses pengeringan dibutuhkan untuk menghasilkan produk dalam bentuk serbuk. <sup>[10]</sup>

## 2.2. Seleksi Proses

Tabel 2.1. Seleksi proses pembuatan kalsium klorida

Parameter	Proses pembuatan kalsium klorida	
	Solvay	Netralisasi
- Bahan baku	Batu kapur dan NaCl	Batu kapur dan HCl
- Bahan pembantu reaksi	amoniak	Ca(OH) <sub>2</sub>
- Kondisi operasi:		
➤ Suhu	100°C	30 – 60°C
➤ Tekanan	–	3 – 5 bar
➤ Yield	10 – 13%	32 – 40%
➤ Kemurnian produk	77%	99%
- Investasi	Tinggi	Rendah

Berdasarkan uraian di atas, maka proses yang dipilih untuk pembuatan kalsium klorida (CaCl<sub>2</sub>) adalah proses netralisasi (pembuatan kalsium klorida dari batu kapur dan asam klorida). Hal ini disebabkan oleh:

1. Yield dan kemurnian produk yang dihasilkan lebih tinggi.
2. Suhu reaksi lebih rendah
3. Menghasilkan produk utama berupa CaCl<sub>2</sub> sedangkan untuk Proses Solvay, CaCl<sub>2</sub> yang dihasilkan merupakan hasil pengolahan lanjut dari produk samping.

## 2.3. Uraian Proses

Proses pembuatan kalsium klorida yaitu:

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

### 1) Tahap persiapan

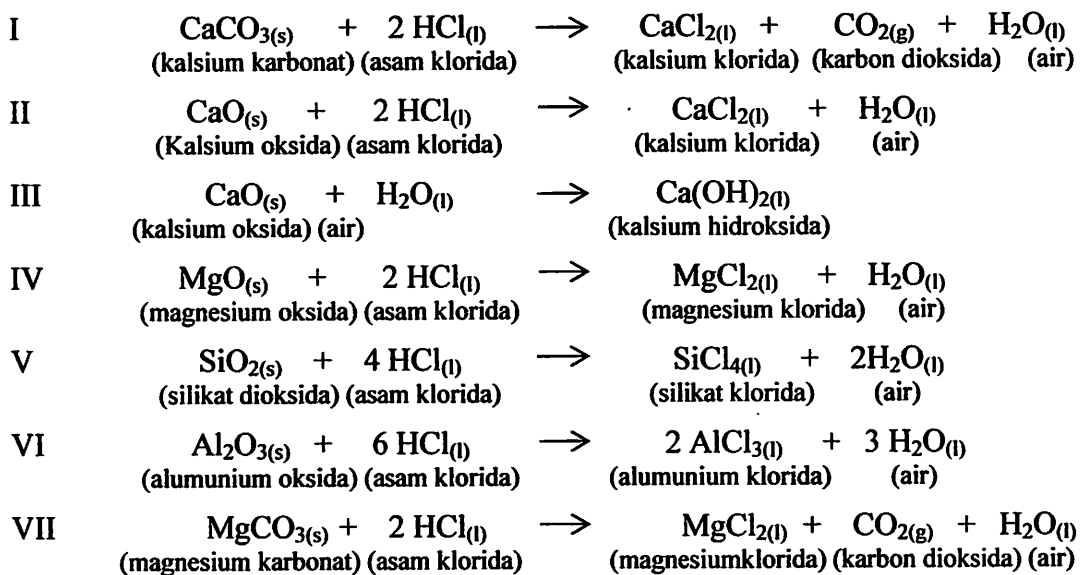
Persiapan bahan baku meliputi persiapan bahan padat dan bahan cair. Bahan cair adalah asam klorida (HCl) 33% yang disimpan dalam tangki penyimpanan (F-111). Selanjutnya HCl 33% diencerkan menjadi 30% dalam tangki pengenceran (M-113) dan selanjutnya dinaikkan suhunya menjadi 30°C di heater (E-127).

Bahan padat adalah bongkahan batu kapur dengan komposisi CaCO<sub>3</sub>, CaO, MgO, SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, MgCO<sub>3</sub> yang disimpan dalam storage batu kapur (F-115) selanjutnya

diangkut menggunakan belt conveyor (J-116) menuju hammer mill (C-117) untuk dihancurkan hingga mencapai ukuran 0,5 mm. selanjutnya batu kapur dibawa menggunakan bucket elevator (J-118) menuju reaktor (R-110).

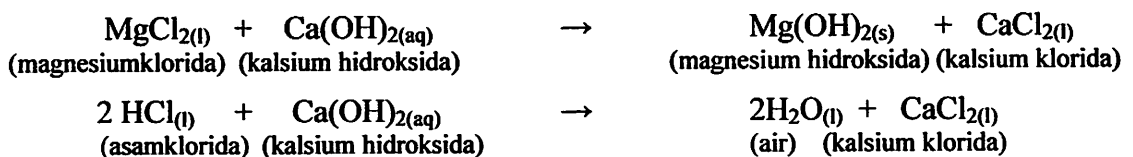
## 2) Tahap reaksi

Asam klorida dengan konsentrasi 30% pada suhu 30°C dan batu kapur dengan komposisi  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{MgCO}_3$  di dalam reaktor (R-110) bereaksi pada suhu 30°C dan tekanan 3 bar (2,9607 atm). Reaksi berlangsung selama 1 jam dengan konversi reaksi 95% dan impuritis yang terkandung dalam batu kapur juga ikut bereaksi. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:



Hasil reaksi kemudian dialirkan ke heater (E-122) untuk dinaikkan suhunya menjadi 60°C. Selanjutnya dialirkan ke reaktor netralisasi (R-120) pada kondisi operasi 60°C tekanan 1 atm dan konversi reaksi 98% dengan ditambahkan susu kapur untuk menetralkan dan mengendapkan. Dalam reaktor ini, terjadi proses netralisasi  $\text{Ca(OH)}_2$  hingga mencapai pH 6. Hasil dari reaksi ini adalah terbentuknya endapan  $\text{Mg(OH)}_2$ .

Reaksi yang terjadi dalam reaktor ini adalah:



3) *Tahap pemisahan dan pemurnian*

Produk dari reaktor netralisasi (R-120) adalah campuran dari liquid dan padatan yang selanjutnya dialirkan ke rotary vaccum filter (H-132) dengan menggunakan pompa (L-131). Selanjutnya liquid dipisahkan dari padatannya dengan menggunakan rotary vaccum filter (H-132), dimana bahan yang dimasukkan akan diputar dengan kecepatan 1 rpm dalam kondisi vakum. Hasil yang keluar berupa cake sebagai hasil samping dan filtrat sebagai hasil utamanya dengan konsentrasi 36,76%.

Filtrat dengan konsentrasi 36,76% selanjutnya dialirkan dengan pompa (L-133) ke evaporator (V-130A) untuk dipekatkan dan dikurangi kadar airnya sampai 49,11% dan setelah itu dialirkan ke evaporator (V-130B) untuk dipekatkan dan dikurangi kadar airnya sampai 70% . Evaporator (V-130A) menggunakan panas yang berasal dari steam pada suhu 120°C dan tekanan operasi 1 atm. Sedangkan untuk evaporator (V-130B) menggunakan panas yang berasal dari uap air pada suhu 106,5329°C dan tekanan operasi 0,3 atm.

Hasil dari evaporator (V-130B) merupakan larutan pekat dengan konsentrasi 70% pada suhu 82,1775°C dipompa ke kristalizer (X-140) kemudian dengan penurunan suhu hingga 40°C secara mendadak maka akan terbentuk kristal  $\text{CaCl}_2$ . Kristal yang terbentuk dipisahkan dengan mother liquornya dengan menggunakan centrifuge (H-142) dengan kecepatan putaran 1000 rpm.

4) *Tahap penanganan produk*

Kristal  $\text{CaCl}_2$  yang dihasilkan dibawa ke bin penampung (F-145) dengan menggunakan belt conveyer (J-143) dan bucket elevator (J-144). Selanjutnya produk dikemas dalam kemasan ukuran 25 kg menggunakan mesin pengemas (P-146). Selanjutnya produk disimpan dalam gudang penyimpanan produk (F-146).

### BAB III

### NERACA MASSA

Pabrik ini dibangun dengan kapasitas produksi = 50.000 ton/tahun  
Kapasitas produksi = 50.000 ton/tahun : 330 hari/tahun  
= 151,5152 ton/hari x 1000 kg/jam  
= 151515,1515 kg/jam : 24 jam/hari  
= 6313,1313 kg/jam

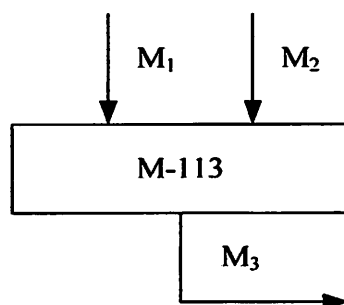
Basis bahan baku = 6000,0037 kg/jam  
Komposisi batu kapur terdiri dari:

Komponen	Kadar
CaCO <sub>3</sub>	98,12%
CaO	0,42%
MgO	0,39%
SiO <sub>2</sub>	0,24%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,02%
MgCO <sub>3</sub>	0,81%
Total	100,00%

Disimpan pada kondisi  $T = 27^{\circ}\text{C}$  dan  $P = 1 \text{ atm}$  dalam fase padat

#### 1. Tangki Pengenceran (M-112)

Fungsi : Untuk mengencerkan asam klorida (HCl) 33% menjadi 30%



Keterangan :

- $M_1$  = Aliran air (H<sub>2</sub>O) dari utilitas (kg/jam)
- $M_2$  = Aliran asam klorida (HCl) 33% dari tangki penyimpanan (kg/jam)
- $M_3$  = Aliran asam klorida (HCl) 30% menuju reaktor (kg/jam)

Neraca massa total :  $M_1 + M_2 = M_3$

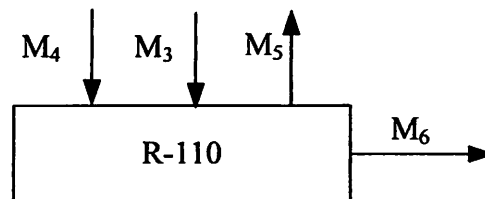


**Aliran Neraca Massa Pada Tangki Pengenceran**

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari utilitas (M<sub>1</sub>)</b>			<b>Ke reaktor (M<sub>3</sub>)</b>		
H <sub>2</sub> O	=	1343,5753	HCl 30%	=	4433,7985
			H <sub>2</sub> O 70%	=	10345,5298
<b>Dari tangki penyimpanan (M<sub>2</sub>)</b>					
HCl 30%	=	4433,7985			
H <sub>2</sub> O 63%	=	9001,9545			
<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>14779,3283</b>	<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>14779,3283</b>

**2. Reaktor (R-110)**

Fungsi : Untuk mereaksikan asam klorida (HCl) 30% dengan batu kapur (CaCO<sub>3</sub>)

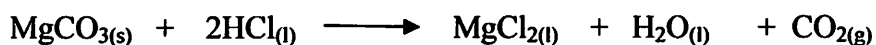
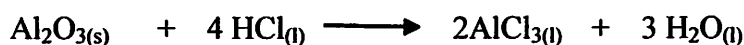
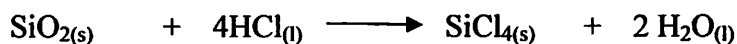
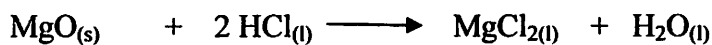
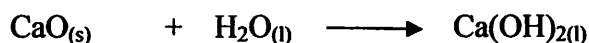
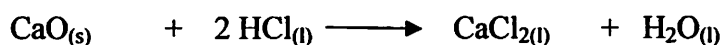


Keterangan:

- M<sub>3</sub> = Aliran asam klorida (HCl) 30% dari tangki pengencer (kg/jam)
- M<sub>4</sub> = Aliran batu kapur (CaCO<sub>3</sub>) dari hammer mill (kg/jam)
- M<sub>5</sub> = Aliran karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) menuju tangki penampung (kg/jam)
- M<sub>6</sub> = Aliran produk menuju reaktor netralisasi (kg/jam)

Neraca massa total :  $M_3 + M_4 = M_5 + M_6$

Reaksi yang terjadi:

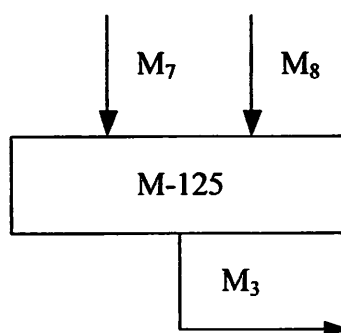


### Aliran Neraca Massa Pada Tangki Reaktor

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari tangki pengenceran (M<sub>3</sub>)</b>			<b>Ke tangki penampung (M<sub>5</sub>)</b>		
HCl	=	4433,7985	CO <sub>2</sub>	=	2483,8280
H <sub>2</sub> O	=	10345,5298			
<b>Dari hammer mill (M<sub>4</sub>)</b>			<b>Ke reaktor netralisasi (M<sub>6</sub>)</b>		
CaCO <sub>3</sub>	=	5887,2036	CaCO <sub>3</sub>	=	294,3602
CaO	=	25,2000	Ca(OH) <sub>2</sub>	=	1,6649
MgO	=	23,4000	MgO	=	1,1700
SiO <sub>2</sub>	=	14,4000	SiO <sub>2</sub>	=	0,7200
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	1,2000	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,0600
MgCO <sub>3</sub>	=	48,6000	MgCO <sub>3</sub>	=	2,4300
			HCl	=	211,1333
			CaCl <sub>2</sub>	=	6249,2958
			MgCl <sub>2</sub>	=	104,6459
			SiCl <sub>4</sub>	=	38,6962
			AlCl <sub>3</sub>	=	2,9833
			H <sub>2</sub> O	=	11388,3445
<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>20779,3320</b>	<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>20779,3320</b>

### 3. Tangki Pelarut ( M-125)

Fungsi : Untuk melarutkan kalsium oksida (CaO) dengan air (H<sub>2</sub>O)

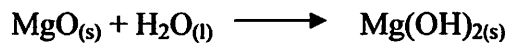


Keterangan:

- M<sub>7</sub> = Aliran kalsium oksida(CaO) dari tempat penyimpanan (kg/jam)
- M<sub>8</sub> = Aliran air (H<sub>2</sub>O) dari utilitas (kg/jam)
- M<sub>9</sub> = Aliran susu kapur (CaOH<sub>2</sub>) menuju reaktor netralisasi (kg/jam)

Neraca massa total : M<sub>7</sub> + M<sub>8</sub> = M<sub>9</sub>

Reaksi yang terjadi:

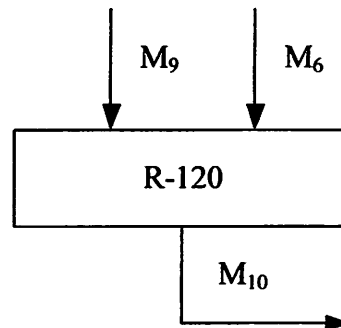


**Aliran Neraca Massa Pada Tangki Pelarut**

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari tempat penyimpanan (M<sub>7</sub>)</b>			<b>Ke reaktor netralisasi (M<sub>9</sub>)</b>		
CaO	=	229,1497	Ca(OH) <sub>2</sub>	=	302,7817
MgO	=	0,3831	Mg(OH) <sub>2</sub>	=	0,5541
H <sub>2</sub> O	=	9,8881			
<b>Dari utilitas (M<sub>8</sub>)</b>					
H <sub>2</sub> O	=	63,9149			
<b>Total</b>	=	<b>303,3358</b>	<b>Total</b>	=	<b>303,3358</b>

**4. Reaktor Netralisasi (R-120)**

Fungsi : Untuk menetralkan magnesium klorida (MgCl<sub>2</sub>) sampai pH 6



Keterangan:

- M<sub>6</sub> = Aliran produk dari reaktor (R-110) (kg/jam)
- M<sub>9</sub> = Aliran susu kapur dari tangki pelarut kalsium oksida CaO (kg/jam)
- M<sub>10</sub> = Aliran produk menuju evaporator (kg/jam)

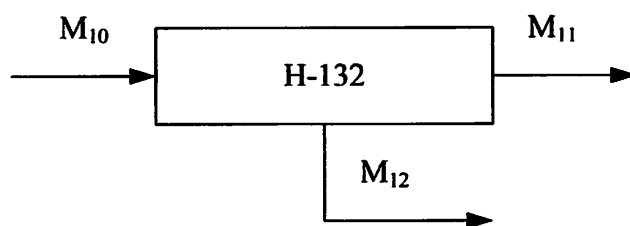
Neraca massa total : M<sub>6</sub> + M<sub>9</sub> = M<sub>10</sub>

### Aliran Neraca Massa Pada Reaktor Netralisasi

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari reaktor (M<sub>6</sub>)</b>			<b>Ke rotary vaccum filter (M<sub>10</sub>)</b>		
CaCO <sub>3</sub>	=	294,3602	CaCO <sub>3</sub>	=	294,3602
MgO	=	1,1700	MgO	=	1,1700
SiO <sub>2</sub>	=	0,7200	SiO <sub>2</sub>	=	0,7200
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,0600	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,0600
MgCO <sub>3</sub>	=	2,4300	MgCO <sub>3</sub>	=	2,4300
HCl	=	211,1333	HCl	=	4,2227
CaCl <sub>2</sub>	=	6249,2958	CaCl <sub>2</sub>	=	6683,5933
MgCl <sub>2</sub>	=	104,6459	MgCl <sub>2</sub>	=	2,0929
SiCl <sub>4</sub>	=	38,6962	SiCl <sub>4</sub>	=	38,6962
AlCl <sub>3</sub>	=	2,9833	AlCl <sub>3</sub>	=	2,9833
Ca(OH) <sub>2</sub>	=	1,6649	H <sub>2</sub> O	=	11490,5800
H <sub>2</sub> O	=	11388,3445	Ca(OH) <sub>2</sub>	=	14,4975
<b>Dari tangki pengenceran (M<sub>9</sub>)</b>			Mg(OH) <sub>2</sub>	=	63,4337
Ca(OH) <sub>2</sub>	=	302,7817			
Mg(OH) <sub>2</sub>	=	0,5541			
<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>18598,8398</b>	<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>18598,8398</b>

#### 5. Rotary Vacum Filter (H-141)

Fungsi : Untuk memisahkan cake dari filtrat serta mencucinya



Keterangan:

- M<sub>10</sub> = Aliran produk dari reaktor netralisasi (kg/jam)
- M<sub>11</sub> = Aliran cake ke waste proses (kg/jam)
- M<sub>12</sub> = Aliran filter ke evaporator (kg/jam)

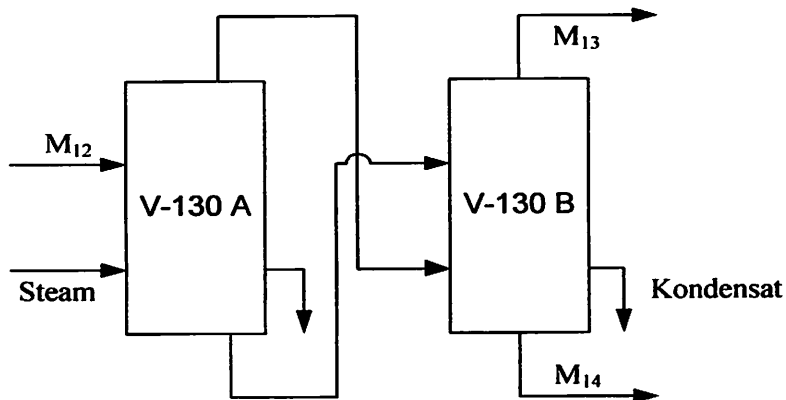
Neraca massa total : M<sub>10</sub> = M<sub>11</sub> + M<sub>12</sub>

## Aliran Neraca Massa Pada Rotary Vacum Filter

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari reaktor netralisasi (M<sub>10</sub>)</b>			<b>Ke waste proses (M<sub>11</sub>)</b>		
CaCO <sub>3</sub>	=	294,3602	CaCO <sub>3</sub>	=	294,3602
MgO	=	1,1700	MgO	=	1,1700
SiO <sub>2</sub>	=	0,7200	MgCO <sub>3</sub>	=	2,4300
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,0600	Ca(OH) <sub>2</sub>	=	14,4975
MgCO <sub>3</sub>	=	2,4300	Mg(OH) <sub>2</sub>	=	63,4337
HCl	=	4,2227	SiO <sub>2</sub>	=	0,7200
CaCl <sub>2</sub>	=	6683,5933	CaCl <sub>2</sub>	=	334,1797
MgCl <sub>2</sub>	=	2,0929	HCl	=	0,2111
SiCl <sub>4</sub>	=	38,6962	H <sub>2</sub> O	=	574,5290
AlCl <sub>3</sub>	=	2,9833	MgCl <sub>2</sub>	=	0,1046
H <sub>2</sub> O	=	11490,5800	SiCl <sub>4</sub>	=	38,6962
Ca(OH) <sub>2</sub>	=	14,4975	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,0600
Mg(OH) <sub>2</sub>	=	63,4337	AlCl <sub>3</sub>	=	0,1492
			<b>Ke evaporator (M<sub>12</sub>)</b>		
			CaCl <sub>2</sub>	=	6349,4137
			HCl	=	4,0115
			H <sub>2</sub> O	=	10916,0510
			MgCl <sub>2</sub>	=	1,9883
			AlCl <sub>3</sub>	=	2,8341
<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>18598,8398</b>	<b>Total</b>	<b>=</b>	<b>18598,8398</b>

## 6. Evaporator (V-130)

Fungsi : memekatkan konsentrasi kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) menjadi 70%



Keterangan:

- $M_{12}$  = Aliran filtrat dari rotary vacuum filter (kg/jam)
- $M_{13}$  = Aliran uap air ke Barometik kondensor (kg/jam)
- $M_{14}$  = Aliran produk  $\text{CaCl}_2$  menuju kristalizer (kg/jam)

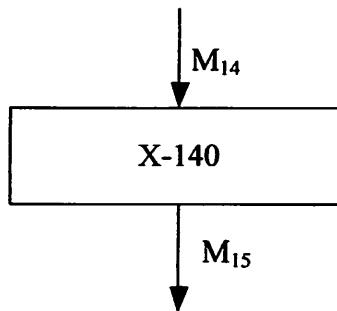
Neraca massa total :  $M_{12} = M_{13} + M_{14}$

### Aliran Neraca Massa Pada Evaporator

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<b>Dari reaktor netralisasi (<math>M_{12}</math>)</b>		<b>Ke barometik kondensor (<math>M_{13}</math>)</b>	
$\text{CaCl}_2$	= 6349,4137	$\text{H}_2\text{O}$	= 3857,3724
HCl	= 4,0115		
$\text{H}_2\text{O}$	= 10916,0510	<b>Ke kristalizer (<math>M_{14}</math>)</b>	
$\text{MgCl}_2$	= 1,9883	$\text{CaCl}_2$	= 6349,4137
$\text{AlCl}_3$	= 2,8341	$\text{MgCl}_2$	= 1,9883
		$\text{AlCl}_3$	= 2,8341
		$\text{H}_2\text{O}$	= 2716,3549
		<b>Kondensat</b>	
		$\text{H}_2\text{O}$ uap	= 4342,3237
		HCl	= 4,0115
<b>Total</b>	= <b>17274,2986</b>	<b>Total</b>	= <b>17274,2986</b>

### 7. Kristalizer (X-140)

Fungsi : Untuk mengkristalkan  $\text{CaCl}_2$  dan memisahkan kandungan air



Keterangan:

- $M_{15}$  = Aliran produk dari evaporator (kg/jam)
- $M_{14}$  = Aliran produk  $\text{CaCl}_2$  menuju centrifuge (kg/jam)

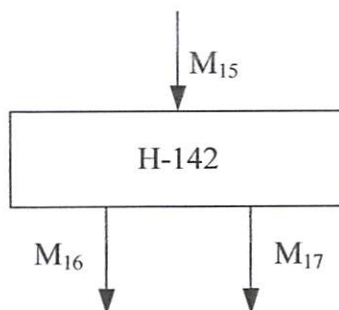
Neraca massa total :  $M_{14} = M_{15}$

#### Aliran Neraca Massa Pada Kristalizer

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
<b>Dari evaporator (<math>M_{14}</math>)</b>			<b>Ke centrifuge (<math>M_{15}</math>)</b>		
$\text{CaCl}_2$	=	6349,4137	$\text{CaCl}_2$	=	6349,4137
$\text{MgCl}_2$	=	1,9883	$\text{MgCl}_2$	=	1,9883
$\text{AlCl}_3$	=	2,8341	$\text{AlCl}_3$	=	2,8341
$\text{H}_2\text{O}$	=	2716,3549	$\text{H}_2\text{O}$	=	2716,3549
<b>Total</b>	=	<b>9070,5909</b>	<b>Total</b>	=	<b>9070,5909</b>

### 8. Centrifuge (H-142)

Fungsi: Untuk memisahkan padatan  $\text{CaCl}_2$  dengan  $\text{H}_2\text{O}$  sisa



Keterangan :

- $M_{16}$  = Aliran produk dari kristalizer(kg/jam)
- $M_{17}$  = Aliran mother liquor menuju waste proses (kg/jam)
- $M_{18}$  = Aliran produk menuju conveyer (kg/jam)

Neraca massa total :  $M_{15} = M_{16} + M_{17}$

#### Aliran Neraca Massa Pada Centrifuge

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<b>Dari kristalizer (<math>M_{15}</math>)</b>		<b>Ke waste process (<math>M_{16}</math>)</b>	
$\text{CaCl}_2$	= 6349,4137	$\text{H}_2\text{O}$	= 2689,1913
$\text{MgCl}_2$	= 1,9883	$\text{MgCl}_2$	= 1,9684
$\text{AlCl}_3$	= 2,8341	$\text{AlCl}_3$	= 2,8058
$\text{H}_2\text{O}$	= 2716,3549	$\text{CaCl}_2$	= 63,4941
		<b>Ke bin (<math>M_{17}</math>)</b>	
		$\text{H}_2\text{O}$	= 27,1635
		$\text{MgCl}_2$	= 0,0199
		$\text{AlCl}_3$	= 0,0283
		$\text{CaCl}_2$	= 6285,9195
<b>Total</b>	= <b>9070,5909</b>	<b>Total</b>	= <b>9070,5909</b>





## BAB IV NERACA PANAS

kapasitas produk = 50.000 ton/tahun  
= 6313,1313

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Satuan operasi = kkal/jam

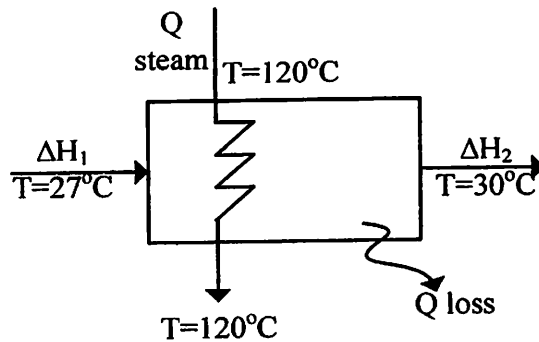
Suhu referensi = 25 °C = 298,15 K

Data kapasitas panas (Perry's edisi 7, halaman 2-162)

Komponen	BM	Cp (kkal/kmol.K)	ΔHf (kkal/kmol)
CaCO <sub>3</sub>	100,09	19,68 + 0,01189T - 307600/T <sup>2</sup>	-289,54
CaO	56,08	10 + 0,00484T - 108000/T <sup>2</sup>	-151,7
MgO	40,32	10,86 + 0,001197T - 208700/T <sup>2</sup>	-143,84
SiO <sub>2</sub>	60,06	10,87 + 0,008712T - 241200/T <sup>2</sup>	-203,35
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101,94	22,08 + 0,008971T - 522500/T <sup>2</sup>	-399,09
MgCO <sub>3</sub>	84,43	16,9	-261,7
HCl	36,47	6,70 + 0,00084T	-39,85
CaCl <sub>2</sub>	110,99	16,9 + 0,00386T	-190,6
MgCl <sub>2</sub>	95,29	17,3 + 0,00377T	-153,22
SiCl <sub>4</sub>	169,89	32,4	-150
AlCl <sub>3</sub>	133,39	31,2	-163,8
CO <sub>2</sub>	44,02	10,34 + 0,00274T - 195500/T <sup>2</sup>	-94,052
H <sub>2</sub> O	18,02	1	-68,3174
Ca(OH) <sub>2</sub>	74,10	21,4	-235,98
Mg(OH) <sub>2</sub>	58,34	18,2	-221,9

### 1. Heater (E-115)

Fungsi : untuk memanaskan HCl 30% dari suhu 27°C menjadi 30°C



persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

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

dimana:  $\Delta H_3$  = kandungan panas bahan dari reaktor asam (kcal/jam)

$Q_{\text{steam}}$  = panas yang dibutuhkan dari uap air (kcal/jam)

$\Delta H_5$  = kandungan panas bahan keluar heater (kcal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang (kcal/jam)

suhu bahan masuk = 27 °C = 300,2 K

suhu bahan keluar = 30 °C = 303,2 K

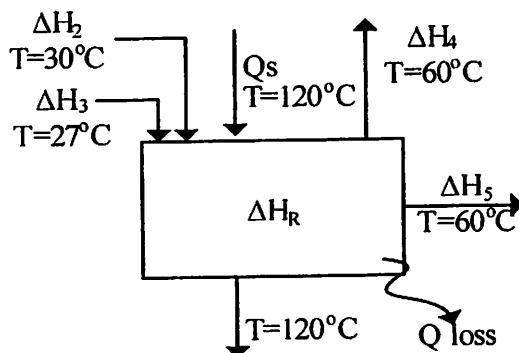
suhu referensi = 25 °C = 298,2 K

**Neraca panas pada heater produk reaktor asam**

Panas masuk (kcal/jam)		Panas keluar (kcal/jam)	
$\Delta H_1$	= 2930,8321	$\Delta H_2$	= 7096,8079
$Q_{\text{steam}}$	= 4310,8086	$Q_{\text{loss}}$	= 144,8328
<b>Total</b>	<b>= 7241,6407</b>	<b>Total</b>	<b>= 7241,6407</b>

### 2. Reaktor (R-110)

Fungsi: untuk mereaksikan  $\text{CaCO}_3$  dengan HCl menjadi  $\text{CaCl}_2$



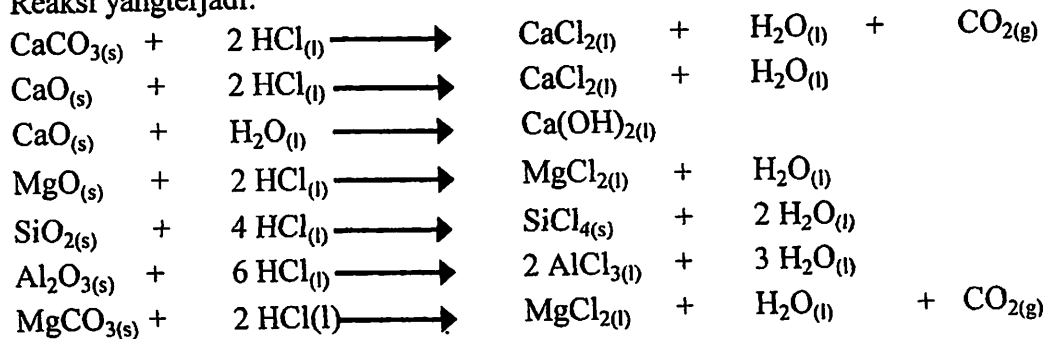
persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

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

- dimana:  $\Delta H_2$  = kandungan panas dari heater HCl (kkal/jam)  
 $\Delta H_3$  = kandungan panas dari hammer mill (kkal/jam)  
 $Q_{\text{steam}}$  = panas yang dibutuhkan dari steam (kkal/jam)  
 $\Delta H_4$  = kandungan panas  $\text{CO}_2$  keluar dari reaktor (kkal/jam)  
 $\Delta H_5$  = kandungan panas bahan keluar dari reaktor (kkal/jam)  
 $Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang (kkal/jam)  
 $\Delta H_R$  = panas yang timbul akibat terjadinya reaksi (kkal/jam)

Reaksi yang terjadi:



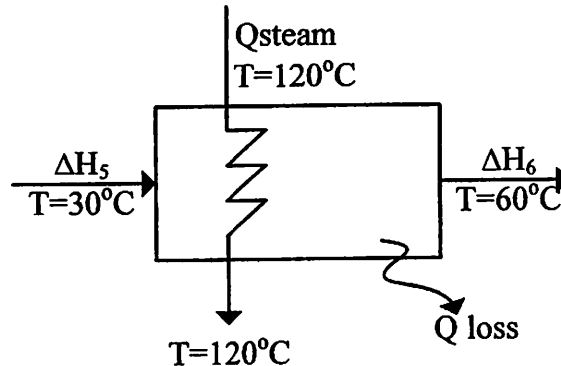
Suhu HCl masuk reaktor = 30 °C = 303,15 K  
 suhu batu kapur masuk reaktor = 27 °C = 300,15 K  
 Suhu produk keluar reaktor = 30 °C = 303,15 K  
 Suhu  $\text{CO}_2$  keluar reaktor = 30 °C = 303,15 K

#### Neraca panas pada reaktor

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_2$	= 2373,7817	$\Delta H_4$	= 8886,0051
$\Delta H_3$	= 7096,8079	$\Delta H_5$	= 2539,3478
$Q_s$	= 8525,6979	$Q_c$	= 5671,1202
		$Q_{\text{loss}}$	= 899,8144
<b>Total</b>	<b>= 17996,2875</b>	<b>Total</b>	<b>= 17996,2875</b>

## 2. Heater (E-122)

Fungsi : untuk memanaskan liquida dari reaktor asam dari suhu  $30^{\circ}\text{C}$  menjadi  $60^{\circ}\text{C}$



persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_5 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_6 + Q_{\text{loss}}$$

dimana:  $\Delta H_5$  = kandungan panas bahan dari reaktor asam (kkal/jam)

$Q_{\text{steam}}$  = panas yang dibutuhkan dari uap air (kkal/jam)

$\Delta H_6$  = kandungan panas bahan keluar heater (kkal/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang (kkal/jam)

suhu bahan masuk =  $30^{\circ}\text{C}$  =  $303,2\text{ K}$

suhu bahan keluar =  $60^{\circ}\text{C}$  =  $333,2\text{ K}$

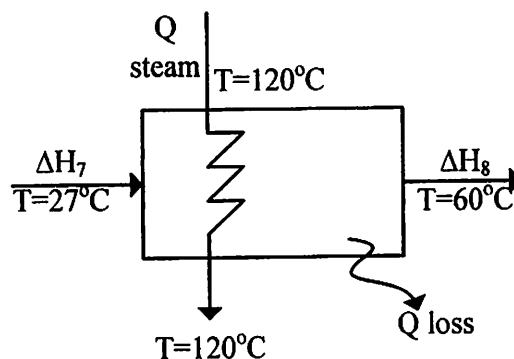
suhu referensi =  $25^{\circ}\text{C}$  =  $298,2\text{ K}$

**Neraca panas pada heater produk reaktor asam**

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_5$	= 8886,0051	$\Delta H_6$	= 62371,1666
$Q_{\text{steam}}$	= 54758,0424	$Q_{\text{loss}}$	= 1272,8810
<b>Total</b>	<b>= 63644,0475</b>	<b>Total</b>	<b>= 63644,0475</b>

## 3. Heater (E-127)

Fungsi : untuk menaikkan suhu susu kapur dari  $27^{\circ}\text{C}$  menjadi  $60^{\circ}\text{C}$



persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_7 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_8 + Q_{\text{loss}}$$

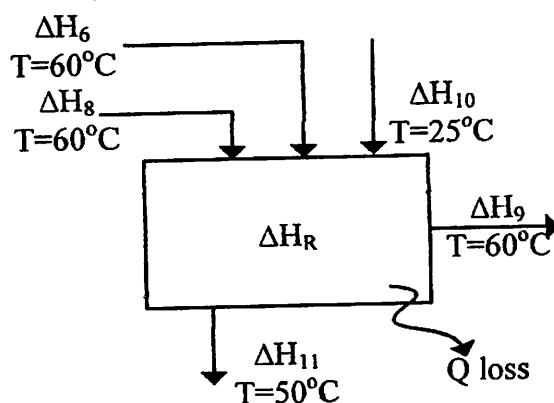
$\Delta H_7$	=	kandungan panas susu kapur (kkal/jam)
$Q_{\text{steam}}$	=	panas yang dibutuhkan dari uap air (kkal/jam)
$\Delta H_8$	=	kandungan panas bahan keluar heater (kkal/jam)
$Q_{\text{loss}}$	=	panas yang hilang (kkal/jam)
temperatur bahan masuk	=	27 °C = 300,15 K
temperatur bahan keluar	=	60 °C = 333,15 K
temperatur referensi	=	25 °C = 298,15 K

#### Neraca panas pada heater susu kapur

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_7$	= 175,2317	$\Delta H_8$	= 3066,5556
$Q_{\text{steam}}$	= 2953,9066	$Q_{\text{loss}}$	= 62,5828
<b>Total</b>	<b>= 3129,1384</b>	<b>Total</b>	<b>= 3129,1384</b>

#### 4. Reaktor Netralisasi (R-120)

Fungsi: untuk menetralkan  $\text{MgCl}_2$  hingga pH 6



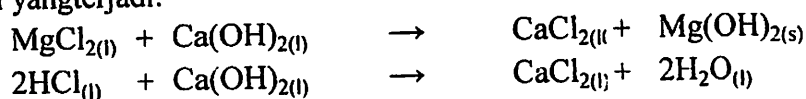
persamaan neraca panas:

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar}$$

$$\Delta H_6 + \Delta H_8 + \Delta H_R = \Delta H_9 + Q_c + Q_{\text{loss}}$$

- dimana:
- $\Delta H_6$  = kandungan panas bahan dari heater [E-122] (kkal/jam)
  - $\Delta H_8$  = kandungan panas susu kapur dari heater [E-127] (kkal/jam)
  - $\Delta H_R$  = panas yang timbul akibat terjadinya reaksi (kkal/jam)
  - $\Delta H_9$  = kandungan panas bahan keluar dari reaktor netralisasi (kkal/jam)
  - $Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang (kkal/jam)
  - $Q_c$  = panas yang diserap pendingin  $\Delta H_{11} - \Delta H_{10}$  (kkal/jam)

Reaksi yang terjadi:



menghitung kandungan bahan yang masuk ke dalam reaktor netralisasi

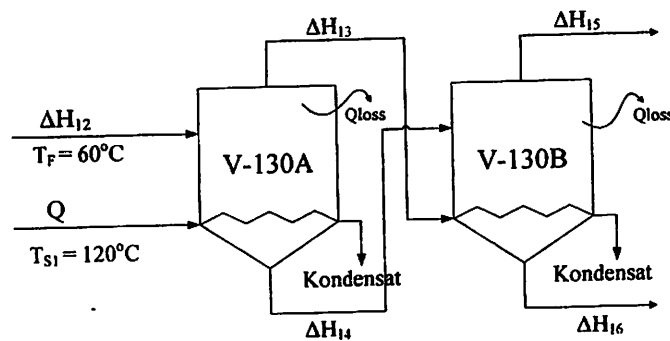
suhu bahan masuk	=	60 °C = 333,15 K
Suhu produk keluar reaktor	=	60 °C = 333,15 K

### Neraca panas pada reaktor

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/ja
$\Delta H_6 = 62371,1666$	$\Delta H_9 = 63793,9559$
$\Delta H_8 = 3066,5556$	$Q_c = 1785,5352$
$\Delta H_R = 1480,1259$	$Q_{loss} = 1338,3570$
<b>Total = 66917,8481</b>	<b>Total = 66917,8481</b>

### 5. Evaporator (V-130)

Fungsi : untuk menguapkan air dan meningkatkan konsentrasi CaCl<sub>2</sub>



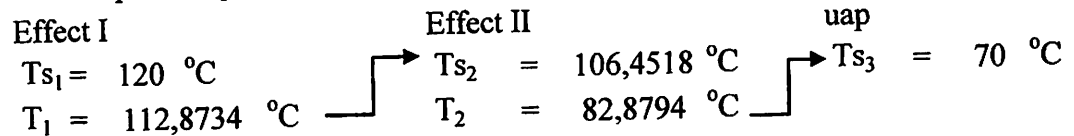
Saturated steam yang digunakan yaitu pada suhu 120°C dengan tekanan 198,54 kPa

Tekanan operasi pada effect II = 38,55 kPa

Massa total masuk evaporator = 17274,2986 kg/jam

konsentrasi CaCl<sub>2</sub> diharapkan = 70%

Suhu uap dan liquid pada evap:



#### Neraca panas pada Effect I

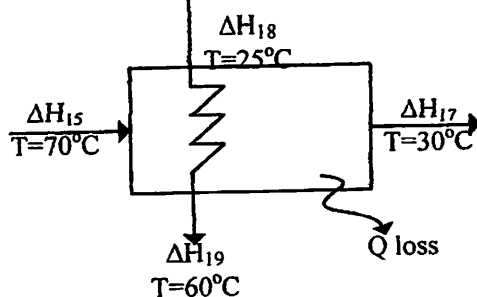
Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{12} = 154007,5691$	$\Delta H_{13} = 2802948,8616$
$Q_s = 3490465,4379$	$\Delta H_{14} = 216826,4710$
	Kondensat = 608625,8630
	$Q_{loss} = 16071,8114$
<b>Total = 3644473,0070</b>	<b>Total = 3644473,0070</b>

#### Neraca panas pada Effect II

Panas masuk (kkal/jam)	Panas keluar (kkal/jam)
$\Delta H_{13} = 2802948,8616$	$\Delta H_{15} = 2444107,1489$
$\Delta H_{14} = 216826,4710$	$\Delta H_{16} = 111705,0039$
	Kondensat = 356619,7117
	$Q_{loss} = 107343,4681$
<b>Total = 3019775,3326</b>	<b>Total = 3019775,3326</b>

### 6. Barometric Condensor Evaporator (E-124)

Fungsi : Mengembunkan uap air yang terbentuk pada Evaporator



persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{15} = H_{17} + Q_c$

dimana:  $\Delta H_{15}$  = kandungan panas uap dari evaporator (kkal/jam)

$\Delta H_{17}$  = kandungan panas uap tak terkondensasi (kkal/jam)

$Q_{loss}$  = panas yang hilang (kkal/jam)

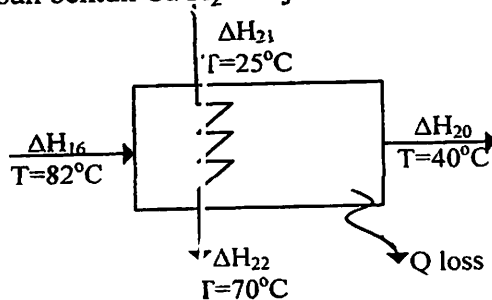
$Q_c$  = panas yang diserap pendingin  $(\Delta H_{19} - \Delta H_{18})$  (kkal/jam)

#### Neraca Panas pada Barometric Condensor Evaporator

Panas Masuk (kkal/jam)		Panas Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_{15}$	= 2444107,1489	$Q_c$	= 2199696,4340
		$\Delta H_{17}$	= 244410,7149
<b>Total</b>	<b>= 2444107,1489</b>	<b>Total</b>	<b>= 2444107,1489</b>

### 7. kristalizer (X-140)

Fungsi : Untuk mengubah bentuk  $\text{CaCl}_2$  menjadi kristal dan memisahkan kandungan



persamaan neraca panas:

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_{16} = \Delta H_{20} + Q_c + Q_{loss}$

dimana:  $\Delta H_{16}$  = kandungan panas bahan dari evaporator (kkal/jam)

$\Delta H_{20}$  = kandungan panas bahan keluar kristalizer (kkal/jam)

$Q_{loss}$  = panas yang hilang (kkal/jam)

$Q_c$  = panas yang diserap pendingin  $(\Delta H_{22} - \Delta H_{21})$  (kkal/jam)

suhu bahan masuk = 82 °C = 356 K

suhu bahan keluar = 40 °C = 313,2 K

suhu referensi = 25 °C = 298,2 K

## Neraca panas pada kristalizer

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_{16}$	= 68923,8497	$\Delta H_{20}$	= 24254,9218
		Q <sub>c</sub>	= 43290,4509
		Q <sub>loss</sub>	= 1378,4770
<b>Total</b>	= 68923,8497	<b>Total</b>	= 68923,8497





## **BAB V**

### **SPEKIFIKASI ALAT**

#### **1. Tangki penampung HCl 33% (F-111)**

Fungsi	: untuk menyimpan HCl 33% selama 2 hari
type	: silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah flathead (mendatar)
Bahan konstruksi	: HAS SA 240 grade M type 316
Jumlah tangki	: 6 buah
Volume tangki	: 3576,6538 ft <sup>3</sup>
Diameter dalam (di)	: 178,7500 in
Diameter luar (do)	: 180 in
Tebal silinder (ts)	: 5/8 in
tinggi silinder (Ls)	: 268,1250 in
Tebal tutup atas (tha)	: 1/4 in
Tinggi tutup atas (ha)	: 30,2088 in
Tinggi storage (H)	: 298,3338 in

#### **2. Pompa HCl (L-112)**

Fungsi	: untuk memompa HCl 33% menuju tangki pengenceran
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1,5 hp
Kapasitas	: 402,3735 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 3 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

#### **3. Tangki pengenceran (M-113)**

Fungsi	: untuk mengencerkan HCl 33% menjadi 30%
type	: silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conicle

Bahan konstruksi	: HAS SA 240 grade M type 316
diameter luar (do)	: 96 in
diameter dalam (di)	: 95,3750 in
tinggi silinder (Ls)	: 143,0625 in
tebal silinder (ts)	: 5/16
tinggi reaktor (H)	: 186,7133 in
tebal tutup atas (tha)	: 3/16
tinggi tutup atas (ha)	: 16,1184 in
tebal tutup bawah (thb)	: 3/16
tinggi tutup bawah (hb)	: 27,5324 in
Type pengaduk	: axial turbin 4 blades sudut 45°
diameter impeller (di)	: 31,7917 in
lebar blade (W)	: 5,4046 in
panjang blade (L)	: 10,5972 in
jumlah pengaduk (n)	: 1 buah
daya	: 1 Hp

#### 4. Pompa HCl 30% (L-114)

Fungsi	: untuk memompa HCl 30% menuju heater (E-115)
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1 hp
Kapasitas	: 455,7303 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 2,5 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

#### 5. Heater (E-115)

Fungsi	: memanaskan HCl 30% sebelum masuk reaktor (R-110)
Tipe	: Shell and Tube
Bahan Konstruksi	: HAS SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 14779,3283 kg/jam

Steam yang digunakan : 99,8782 kg/jam

**Bagian Shell**

- Diameter dalam (IDs) : 10 in

- B : 5 in

- N : 2

**Bagian Tube**

- OD : 1,5 in, 8 BWG

- Panjang (L) : 5 ft

- susunan : segi empat (square)

- Pt : 1,16 in

- di : 1,1700 in

- de : 0,7 in

Jumlah : 1 buah

**6. Storage Batu Kapur (F-116)**

Fungsi : untuk menyimpan batu kapur

Waktu tinggal : 30 hari

Kapasitas : 1809,8042 m<sup>3</sup>

Panjang : 20 m

Tinggi : 10 m

Lebar : 15 m

jumlah : 1 buah

**7. Belt Conveyor (J-117A)**

Fungsi : Untuk mengangkut batu kapur dari storage (F-116) ke hammer mill (C-117B)

Kapasitas : 6721,5838 kg/jam

Residence time : 10 detik

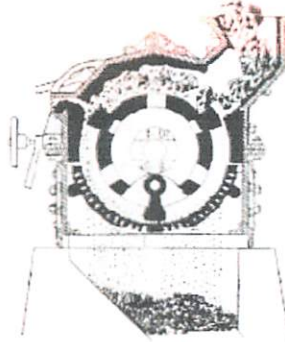
Panjang Belt : 10 meter

Kecepatan : 1 meter/detik

Power motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

### 8. Hammer Mill (C117B)



Fungsi	: Untuk memperkecil ukuran batu kapur hingga 0,5 mm
Daya	: 3 hp
Jumlah	: 1 buah

### 9. Bucket Elevator (J-118)

Fungsi	: Untuk mengangkut batu kapur menuju reaktor
Type	: countinuous bucket elevator
Kapasitas	: 2,1773 ton/jam
Ukuran	: 6 x 4 x 4,5 in
lebar	: 7 in
Kecepatan	: 57,4826 ft/min
Daya motor	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

### 10. Reaktor (R-110)

Dapat dilihat pada perancangan alat utama oleh Maria Assumpta Nogo Ole

### 11. Tangki penampung CO<sub>2</sub> (F-119)

Fungsi	: untuk menyimpan CO <sub>2</sub> dari reaktor (R-110) selama 1 minggu
type	: silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished
Bahan konstruksi	: HAS SA 167 grade 3 type 301
Jumlah tangki	: 3 buah

Volume tangki	: 6336,2491 ft <sup>3</sup>
Diameter dalam (di)	: 167 in
Diameter luar (do)	: 168 in
Tebal silinder (ts)	: 1/2 in
tinggi silinder (Ls)	: 250,5 in
Tebal tutup atas (tha)	: 3/8 in
Tinggi tutup atas (ha)	: 28,2230 in
Tinggi storage (H)	: 306,9460 in

## 12. Pompa (L-121)

Fungsi	: untuk mengalirkan produk dari reaktor (R-110) menuju reaktor netralisasi (R-120)
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1,5 hp
Kapasitas	: 452,9981 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 3 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

## 13. Heater (E-122)

Fungsi	: Memanaskan produk dari Reaktor asam (R-110) sebelum masuk Reaktor netralisasi (R-120)
Tipe	: Shell and Tube
Bahan Konstruksi	: HAS SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 18295,5040 kg/jam
Steam yang digunakan	: 105,9550 kg/jam
<i>Bagian Shell</i>	
- Diameter dalam (IDs)	: 8 in
- B	: 8 in
- N	: 2
<i>Bagian Tube</i>	
- OD	: 1 in, 14 BWG
- Panjang (L)	: 16 ft

- susunan	:	Segi tiga
- Pt	:	1,25 in
- di	:	0,834 in
- de	:	0,72 in
Jumlah	:	1 buah

#### 14. Storage CaO (F-123)

Fungsi	:	untuk menyimpan batu kapur (CaO)
Waktu tinggal	:	30 hari
Kapasitas	:	51,6117 m <sup>3</sup>
Panjang	:	6 m
Tinggi	:	3 m
Lebar	:	4 m
jumlah	:	1 buah

#### 15. Belt Conveyor (J-124)

Fungsi	:	Untuk mengangkut CaO dari storage (F-123) ke tangki pelarut CaO (M-125)
Kapasitas	:	239,4209 kg/jam
Recidence time	:	10 detik
Panjang Belt	:	10 meter
Kecepatan	:	1 meter/detik
Power motor	:	1 Hp
Jumlah	:	1 buah

#### 16. Tangki Pelarut CaO (M-125)

Fungsi	:	untuk melarutkan CaO menjadi Ca(OH) <sub>2</sub>
type	:	silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conical $\alpha = 120^\circ$
Bahan konstruksi	:	HAS SA 240 grade M type 316
diameter luar (do)	:	22 in
diameter dalam (di)	:	21,6250 in
tinggi silinder (Ls)	:	32,4375 in

tebal silinder (ts)	: 3/16 in
tinggi reaktor (H)	: 42,3347 in
tebal tutup atas (tha)	: 3/16 in
tinggi tutup atas (ha)	: 3,6546 in
tebal tutup bawah (thb)	: 3/16 in
tinggi tutup bawah (hb)	: 6,2426 in
Type pengaduk	: axial turbin 4 blades sudut 45°
diameter impeller (di)	: 7,2083 in
lebar blade (W)	: 1,2254 in
panjang blade (L)	: 2,4028 in
jumlah pengaduk (n)	: 1 buah
daya	: 1 Hp

#### 17. Pompa (L-126)

Fungsi	: untuk mengalirkan produk dari tangki pelarut CaO (M-125) menuju reaktor netralisasi (R-120)
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1 Hp
Kapasitas	: 4,8447 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 3/8 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

#### 18. Heater (E-127)

Fungsi	: menaikkan suhu susu kapur dari 27°C menjadi 60°C sebelum masuk Reaktor (R-120)
Tipe	: Shell and Tube
Bahan Konstruksi	: HAS SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	: 85,2059 kg/jam
Steam yang digunakan	: 1,5764 kg/jam
Bagian <i>Shell</i>	
- Diameter dalam (IDs)	: 8 in

- B	: 2 in
- N	: 2
<i>Bagian Tube</i>	
- OD	: 3/4 in 14 BWG
- Panjang (L)	: 16 ft
- susunan	: Segi tiga
- Pt	: 1,83 in
- di	: 0,9200 ft
- de	: 0,73 in
Jumlah	: 1 buah

#### 19. Reaktor Netralisasi (R-120)

Fungsi	: Untuk menetralkan produk dari (R-110) hingga pH 6
type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan sudut puncak 90°
Bahan konstruksi	: HAS SA 240 grade M type 316
<i>Dimensi reaktor</i>	
diameter luar (do)	: 96 in
diameter dalam (di)	: 95,3750 in
tinggi silinder (Ls)	: 123,9602 in
tebal silinder (ts)	: 5/16
tinggi reaktor (H)	: 187,7661 in
tebal tutup atas (tha)	: 4/16
tinggi tutup atas (ha)	: 16,1184 in
tebal tutup bawah (thb)	: 5/16 in
tinggi tutup bawah (hb)	: 47,6875 in
<i>Dimensi pengaduk</i>	
Type pengaduk	: axial turbin 4 blades sudut 45°
diameter impeller (di)	: 31,7917 in
Jarak dari dasar tangki	: 22,5721 in



Tebal blade (j)	: 7,9479 in
lebar blade (W)	: 5,4046 in
panjang blade (L)	: 7,9479 in
Diameter poros	: 1,3622 in
Panjang poros	: 1295,4544 in
jumlah pengaduk (n)	: 1 buah
daya	: 8,5 Hp

*Dimensi jaket pendingin*

Bahan konstruksi	: HAS SA 240 grade M type 316
diameter luar ( $do_j$ )	: 102 in
diameter dalam ( $di_j$ )	: 101,6250 in
tinggi jaket ( $L_j$ )	: 5,6585 ft
tebal jaket ( $ts_j$ )	: 3/16
tebal tutup bawah jaket ( $t_{hb_j}$ )	: 3/16
tinggi tutup bawah jaket ( $hb_j$ )	: 48,3537 in

**20. Pompa (L-131)**

Fungsi	: untuk mengalirkan produk dari reaktor netralisasi (R-120) menuju rotary vaccum filter (H-132)
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1,5 Hp
Kapasitas	: 656,7839 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 3 1/2 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

**21. Rotary Vaccum Filter (H-132)**

Fungsi	: untuk memisahkan filtrat kalsium klorida ( $CaCl_2$ ) dari cake
Tipe	: Continuous Rotary Vacuum-drum Filter
Volume bahan	: 7,6704 ft <sup>3</sup> /putaran
Luas cake	: 17,1029 m <sup>2</sup>

Diameter	: 1 m
Daya total	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah

## 22. Pompa (L-133)

Fungsi	: untuk mengalirkan produk dari RVF (H-132) menuju Evaporator (V-140)
type	: pompa centrifugal
Bahan	: commercial steel
Daya	: 1,5 Hp
Kapasitas	: 431,5707 ft <sup>3</sup> /jam
Ukuran pipa	: 3 in sch. 80
Jumlah	: 1 buah

## 23. Evaporator (V-130A/B)

Dapat dilihat pada perancangan alat utama oleh Wike Wahyuningtyas

## 24. Barometric Kondensor (E-134)

Fungsi	: Mengembunkan uap air yang terbentuk pada Evaporator
Type	: Wet Air Parrarel Current Condensor
Diameter kondensor	: 2,89025 ft
Diameter pipa	
- Pendingin masuk	: 3,5 in sch 80
- Pendingin keluar	: 5 in sch 80
- Uap masuk	: 1,5 in sch 40
Bahan	: Carbon steel SA 240 grade M type 316
Jumlah	: 1 buah

## 25. Jet Ejector (G-135)

Fungsi	: Membuat kondisi vakum pada Evaporator (V-130B)
Type	: Single-stage Jet Ejector dengan steam
Bahan	: Carbon Steel

Steam yang dibutuhkan : 5,9058 kg/jam  
 Jumlah : 1 buah

## 26. Pompa (L-141)

Fungsi : untuk mengalirkan larutan pekat dari Evaporator (V-130B) menuju Kristallizer (X-140)  
 type : pompa centrifugal  
 Bahan : commercial steel  
 Daya : 1 Hp  
 Kapasitas : 174,6827 ft<sup>3</sup>/jam  
 Ukuran pipa : 2 in sch. 80  
 Jumlah : 1 buah

## 27. Kristalizer (X-140)

Fungsi : Untuk mengkristalkan kalsium klorida (CaCl<sub>2</sub>) dan memisahkan kandungan air  
 Type : Swenson Walker  
 Diameter : 24 in  
 Panjang : 30 ft  
 Tebal dinding : ½ in  
 Jenis pengaduk : Spiral agitator  
 Kecepatan putar pengaduk : 20 rpm  
 Jarak agitator dengan dinding : 2 in  
 Bahan konstruksi : Stainless Steel  
 Jumlah : 2 buah

## 28. Centrifuge (H-142)

Fungsi : untuk memisahkan padatan kalsium klorida (CaCl<sub>2</sub>) dari mother liquor  
 Type : Basket Centrifugal  
 Rate : 174,6827 ft<sup>3</sup>/jam  
 Diameter : 4,50 ft  
 Tinggi : 3,50 ft

Power	: 3,5 Hp, 1000 rpm
Bahan konstruksi	: Stainless Steel
Jumlah	: 3 buah

### 29. Belt Conveyor (J-143)

Fungsi	: Mengangkut produk kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari centrifuge menuju bucket elevator
Type	: Flat Belt on Continuous Plate
Kapasitas	: 6313,1313 kg/jam
Residence time	: 30 detik
Panjang Belt	: 30 meter
Kecepatan	: 1 meter/detik
Power motor	: 9,5 hp
Jumlah	: 1 buah

### 30. Bucket Elevator (J-144)

Fungsi	: Untuk mengangkut produk kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) menuju bin produk (F-145)
Type	: continuous bucket elevator
Kapasitas	: 5,05051 ton/jam
Ukuran lebar	: 6 x4 x5 in
Kecepatan	: 0,0223 ft/min
Daya motor	: 1 hp
Jumlah	: 1 buah

### 31. Bin Produk (F-145)

Fungsi	: Menampung kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) sebelum masuk ke mesin pengemas
Type	: Silinder dengan tutup bawah berbentuk conis, $\alpha = 60^\circ$
Bahan	: Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316
Pengelasan	: Double Welded Butt Joint

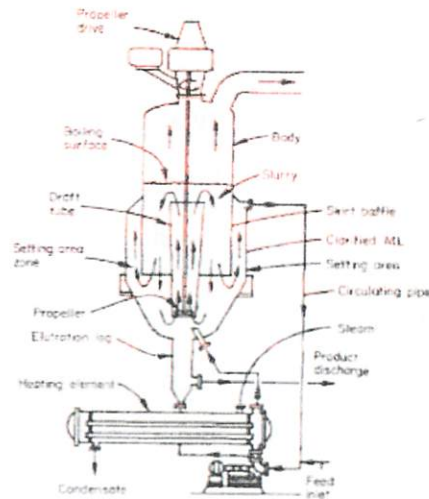
Diameter luar	: 114 in
Diameter dalam	: 113,625 in
Tebal silinder	: 3/16
tinggi tangki	: 248,9113 in
Tinggi tutup	: 98,4021 in
Tebal tutup	: 3/16
Jumlah	: 1 buah

### 32. Pengemasan (P-146)

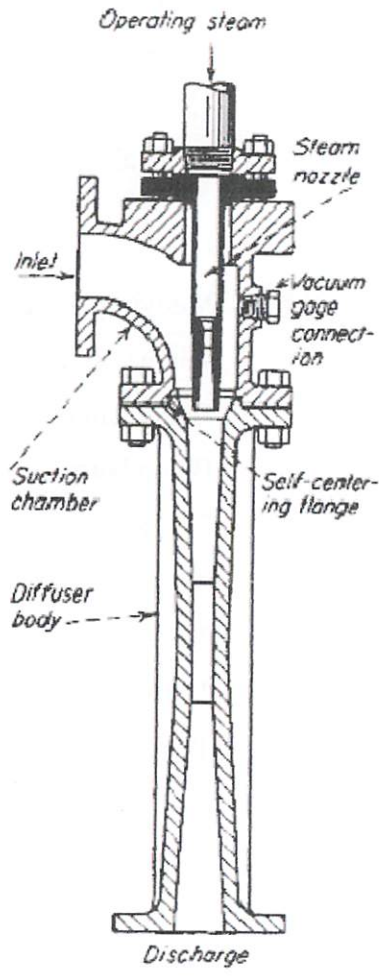
Fungsi	: Mengemas produk kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari bin produk (F-145) ke dalam karung
waktu tinggal	: 1 jam
Kapasitas bahan	: 13917,929 lb/jam
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Kapasitas mesin	: 13917,929 lb
Jumlah	: 1 buah

### 33. Gudang Produk (F-147)

Fungsi	: Menyimpan produk kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) selama 30 hari
Type	: Bangunan gudang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Waktu tinggal	: 30 hari
Panjang	: 28 m
Lebar	: 14 m
Tinggi	: 10 m
Jumlah	: 1 buah



**Swenson kristalizer**



**Jet ejector**



## BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat	: Evaporator (Wike Wahyuningtyas)
Kode alat	: V-130A
Jenis	: Double effect evaporator
Fungsi	: Untuk memekatkan larutan kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari 35,36 menjadi 70 %
Type	: Short tube vertical dengan tutup atas terbentuk standart dishd tutup bawah berbentuk conis dengan ( $\alpha = 120^\circ$ )
Bahan kontruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

### 6.1. Kondisi Operasi

Jumlah larutan masuk (F)	= 17274,2986 kg/jam = 38082,91869 lb/jam
Suhu larutan masuk	= 60 °C = 140 °F
Suhu larutan keluar	= 82,178 °C = 179,9195 °F
Suhu steam ( $T_1$ )	= 120 °C = 248 °F
Tekanan operasi	= 1 atm = 14,7 psia
Suhu kondensat keluar	= 120 °C = 248 °F
Jumlah steam masuk (S)	= 5475,2596 kg/jam = 12070,75731 lb/jam
Jumlah kondensat keluar (C)	= 5475,2596 kg/jam = 12070,75731 lb/jam
Jumlah larutan keluar (L)	= 9070,5910 kg/jam = 19997,02492 lb/jam
Jumlah uap keluar (V)	= 3857,3724 kg/jam = 8503,963193 lb/jam

Direncanakan :

Tutup atas	: Standard dishhead
Tutup bawah	: conis ( $\alpha = 120^\circ$ )
Allowable stress (f)	: 18750

(App. D, Brownel and Young, hal. 342)

Type pengelasan	: Double welded butt joint
E	: 1
Faktor korosi (C)	: 1/16 in



## 6.2. Perhitungan Luas Pemanas

$$\text{Panas steam (Q)} = \text{massa steam (S)} \times \lambda$$

Steam pada 120 °C memiliki

$$H_V = 2694,3 \text{ kJ/kg dan } H_L = 469,8 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_V - H_L$$

$$= 2694,3 - 469,8 = 2224,5000 \text{ kJ/kg}$$

maka :

$$Q = S \times \lambda$$

$$= 5475,2596 \text{ kg/jam} \times 2224,5 \text{ kJ/kg}$$

$$= 12179714,98 \text{ kJ/jam} \times \frac{1 \text{ Btu}}{1,05506 \text{ kJ}}$$

$$= 11544096,9994 \text{ Btu/jam}$$

Menghitung  $\Delta T$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$= 248 - 179,92 = 68,08 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$= 248 - 140 = 108 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial } \Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \Delta t_1 / \Delta t_2}$$

$$= \frac{68,08 - 108,00}{\ln (68,08/108,00)}$$

$$= 86,5106 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Karena fluida yang dipanaskan punya  $\mu = 1,8341 \text{ cP} = 0,001834 \text{ Pa.s}$  maka nilai  $U_D$  dapat dicari dari Gb.4 - 4 pada Ulrich, hal. 102 yaitu

$$U_D = 700 \times 0,75 = 525 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} = \frac{11544096,9994 \text{ Btu/jam}}{525,0000 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \times 86,5106 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 254,1740 \text{ ft}^2$$

Dari Ulrich tabel 4-7 hal. 94, luas pemanas di antar: 30 - 300 m<sup>2</sup> maka memenuhi syarat untuk menggunakan evaporator jenis short tube (calandria).

$$\text{Steam Ekonomi} = \frac{3857,3724 \text{ kg/jam}}{5475,2596 \text{ kg/jam}} = 0,7045$$

### 6.3. Perhitungan Dimensi Bagian Pemanas (Tube)

Dari "Kern" tabel 11 hal. 844 dirancang dimensi pemanas menggunakan tube dengan ukuran 2½ in sch 40, sehingga didapat :

- panjang tube = 10 ft
- diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,2400 ft
- diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,2057 ft
- luas pemanasan (A) = 254,1740 ft<sup>2</sup>
- susunan tube triangular pitch

Volume liquid pada tiap pipa (V<sub>1</sub>)

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{1}{4} \times \pi \left( \frac{D}{4} \right)^2 L \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,982/12)^2 \times 5 \text{ ft} \\ &= 0,0031 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Massa liquid masuk tiap pipa (m<sub>1</sub>)

$$m_1 = V \times \rho = 0,0031 \text{ ft}^3 = 89,0592 \text{ lb/ft}^3 = 0,2796 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas per-tube} &= \pi \times \text{ID} \times L \\ &= 3,14 \times 0,2057 \times 10 \\ &= 6,4605 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{\text{luas per-tube}} \\ &= \frac{254,1740}{6,4605} \\ &= 39,3429 \approx 40 \text{ buah} \end{aligned}$$

Massa total liquid masuk (m<sub>2</sub>)

$$m_2 = \text{jumlah tub} \times m_1 = 40 \times 0,2796 = 11,1856 \text{ lb}$$

Menentukan volume liquid total di dalam tube (V<sub>2</sub>)

$$V_2 = \frac{m_2}{\rho} = \frac{11,1856}{89,05918} = 0,1256 \text{ ft}^3$$

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (triangular pitch) dengan sudut 60° dari tabel 9, Kern, hal 842 penggunaan tube dengan OD 3 1/4 in

$$P_T = 1 \frac{5}{16} \text{ in} = 0,1302 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas triangular pitch} &= \frac{1}{2} P_T^2 \times \sin 60 \\ &= \frac{1}{2} \times 0,1302^2 \times \sin 60 \\ &= 0,0073 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah luasan triangular} &= \text{jumlah tube} \times \text{luas triangular pitch} \\
 &= 40 \times 0,0073 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,2936 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Safety factor untuk penempatan tube, 20\%} \\
 &= 0,2936 \times 1,2 = 0,3523 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

#### 6.4. Perhitungan Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned}
 \text{massa masuk} &= 17274,2986 \text{ kg/jam} = 38082,91869 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ larutan} &= 89,0592 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal di dalam Evaporator 1 jam, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas } (\rho)} = \frac{38082,9187}{89,0592} \\
 &= 427,6136 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 427,6136 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan volume bahan mengisi 80% volume Evaporator :

$$\text{Volume Evaporator} = \frac{427,6136}{0,8} = 534,5171 \text{ ft}^3$$

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

V Evaporator = V tutup atas + V silinder + V tutup bawah

$$534,5171 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 L_s + \frac{\pi \text{ di}^3}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha}$$

$$534,5171 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 (1,5 \text{ di}) + \frac{\pi \text{ di}^3}{24 \text{ tg } 1/2 (120)}$$

$$534,5171 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + 1,1775 \text{ di}^3 + 0,075537 \text{ di}^3$$

$$534,5171 \text{ ft}^3 = 1,3377 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 399,5682 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = 7,3654 \text{ ft} = 88,3858 \text{ in}$$

Menentukan volume larutan di dalam tutup bawah

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi \text{ di}^3}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha} = 0,0755 \text{ di}^3 \\
 &= 0,0755 (7,3654)^3 \\
 &= 30,1674 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan Volume larutan dalam badan silinder

$$\begin{aligned} V_s &= \text{Volume total} - \text{volume liquid tutup bawah} - \text{volume liquid dalam tube} \\ &= 427,6136 - 30,1674 - 0,1256 \\ &= 397,3206 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi larutan dalam (lls) dalam badan silinder

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{\pi}{4} d_i^3 \times \text{lls} \\ 397,3206 &= 0,25 \times 3,14 \times (7,3654)^2 \times \text{lls} \\ 397,3206 &= 42,5857 \text{ lls} \\ \text{lls} &= 9,3299 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi larutan di dalam tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{1/2 d_i}{\text{tg } 1/2 \alpha} = \frac{1/2 \times (7,3654)}{\text{tg } 60} = 2,126151 \text{ ft} = 25,5141 \text{ in}$$

H = tinggi liquid di dalam badan evaporator

$$\begin{aligned} &= \text{lls} + hb + \text{tinggi tube} \\ &= 9,3299 + 2,1262 + 10 \\ &= 21,4561 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Menentukan tekanan design

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atr} = 14,7 \text{ psia} \\ P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H - 1)}{144} = \frac{89,0592 \times (21,4561 - 1)}{144} \\ &= 12,6514 \text{ psia} \\ P_{\text{design}} &= (14,7 + 12,6514) - 14,7 = 12,6514 \text{ psig} \end{aligned}$$

b. Menentukan tebal silinder

- Tinggi silinder (Ls)

Tinggi silinder dibuat = 2,5 kali dari tinggi tube (Hugot, hal 500)

$$L_s = 2,5 \text{ tinggi tube} = 2,5 \times 10 = 25 \text{ ft} = 300 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{p_i d_i}{2(f.E - 0,6 p_i)} + C$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{12,6514 \times 88,3858}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} + \frac{1}{16} = 0,0998 \text{ in} \\ &= 0,0998 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1,5967}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi do :

$$\begin{aligned} do &= di + 2ts \\ &= 88,3858 + 2 \cdot (3/16) \\ &= 88,76083 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7. Brownell and Young hal 90 diperoleh :

$$\begin{aligned} do &= 120 \text{ in} \\ icr &= 7 \frac{1}{4} \\ r &= 114 \\ di &= do - 2ts \\ &= 120 - 2(3/16) \\ &= 119,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

a. Menentukan tebal dan tinggi tutup atas standard dished

- Menentukan tebal tutup atas (tha)

Dimana :  $r = di$  (dari Brownell and Young hal 528) maka :

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \times \pi \times d}{f \cdot E - 0,1 \pi} + C \\ &= \frac{0,885 \times 12,6514 \times 119,6250}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 12,6514)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1518 \times \frac{16}{16} = \frac{2,4288}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} ha &= 0,1690 \times di \\ &= 0,1690 \times 119,6250 = 20,2166 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi dan tebal tutup bawah conis

- Menentukan tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned} thb &= \frac{\pi \times di}{2(f \cdot E - 0,6 \pi) \cos 1/2 \alpha} + C \\ &= \frac{12,6514 \times 119,6250}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514) \cos 60} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1634 \times \frac{16}{16} = \frac{2,6151}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{1/2 d}{\text{tg } 1/2 \alpha} = \frac{1/2 \times 119,6250}{\text{tg } 60} = 34,5318 \text{ in}$$

### 3. Perhitungan down take

Direncanakan pan calandria dengan pipa down take di tengah diameter tangki  
 diameter downtake = 0,25 diameter shell (Hugot, hal 664)

$$\begin{aligned} D_{DT} &= 0,25 \times D_{shell} \\ &= 0,25 \times 119,6250 = 29,90625 \text{ in} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung tinggi total evaporator

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tota} &= h_a + h_b + h \text{ badan silinder} + h \text{ tube} \\ &= 20,2166 + 34,5318 + 300 + 120 \\ &= 474,7515 \text{ in} = 39,5622 \text{ ft} \end{aligned}$$

## 6.5. Perhitungan Dimensi Lubang

Ada 5 buah lubang pada perancangan evaporator ini yaitu :

1. Lubang steam masuk
2. Lubang bahan masuk
3. Lubang produk keluar
4. Lubang kondensat keluar
5. Lubang uap keluar

Perancangannya :

#### a. Lubang steam masuk

$$\text{Suhu steam masuk} = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah steam masuk} = 12070,7573 \text{ lb/jam}$$

$$S_v = 248 \text{ } ^\circ\text{F} = 0,01306 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{Kern, hal. 816})$$

$$\mu \text{ steam} = 0,0108 \quad C_p = 7,26\text{E-}06 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho \text{ steam} = \frac{1}{S_v}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{12070,75731 \text{ lb/jam}}{60,387 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 199,8900 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0555 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0555^{0,45} \times 60,3870^{0,13} \\ &= 1,8097 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{standarisasi ID} = 2,0 \text{ in sch 80}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,197915 \text{ ft} = 0,0603 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Inside Diameter (ID)} &= 1,939 \text{ in} = 0,161582 \text{ ft} = 0,0493 \text{ m} \\ \text{luas (A)} &= 0,0205 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} \text{kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0555 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0205 \text{ ft}^2} \\ &= 2,7085 \text{ ft/jam} \\ &= 0,0008 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{re}) &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,1616 \times 2,7085 \times 60,3870}{7,26\text{E-}06} \\ &= 3641637,12 > 4000 \\ &\quad (\text{memenuhi syarat turbulen}) \\ \alpha &= 1 \end{aligned}$$

(Geankoplis, hal. 60)

b. Lubang bahan masuk

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan masuk} &= 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Jumlah bahan masuk} &= 17274,2986 \text{ kg/jam} = 38082,91869 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ campuran} &= 1,4135 \text{ g/cm}^3 = 88,2448 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ campuran} &= 0,0012 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Flow rate} &= \frac{38082,91869 \text{ lb/jam}}{88,2448 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 431,5599 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,1199 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,1199^{0,45} \times 88,2448^{0,13} \\ &= 2,6880 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{standarisasi ID} = 3,0 \text{ in sch 80}$$

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= 3,500 \text{ in} = 0,291664 \text{ ft} = 0,0889 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 2,900 \text{ in} = 0,241664 \text{ ft} = 0,0737 \text{ m} \\ \text{luas (A)} &= 0,04587 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} \text{kecepatan aliran ( } v \text{ )} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,1199 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,04587 \text{ ft}^2} \\ &= 2,6134 \text{ ft/jam} \\ &= 0,0007 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (} N_{re} \text{)} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,2417 \times 2,6134 \times 88,2448}{0,0012} \\ &= 46444,05 > 4000 \\ &\quad \text{(memenuhi syarat turbulen)} \\ \alpha &= 1 \end{aligned}$$

(Geankoplis, hal. 60)

c. Lubang produk keluar

$$\begin{aligned} \text{Suhu bahan keluar} &= 82,178 \text{ } ^\circ\text{C} = 179,9195 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Jumlah bahan keluar} &= 9070,5910 \text{ kg/jam} = 19997,02492 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ campuran} &= 1,4135 \text{ g/cm}^3 = 88,2448 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ campuran} &= 0,0012 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Flow rate} &= \frac{19997,02492 \text{ lb/jam}}{88,2448 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 226,6085 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0629 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0629^{0,45} \times 88,2448^{0,13} \\ &= 2,0116 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{standarisasi ID} = 2,0 \text{ in sch 40}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,197915 \text{ ft} = 0,0603 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 2,067 \text{ in} = 0,172248 \text{ ft} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{luas (A)} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} \text{kecepatan aliran ( } v \text{ )} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0629 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\ &= 2,7016 \text{ ft/jam} \\ &= 0,0008 \text{ ft/s} \end{aligned}$$



Menghitung bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{re}\text{)} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,1722 \times 2,7016 \times 88,2448}{0,0012} \\ &= 34220,04 > 4000 \\ &\quad (\text{memenuhi syarat turbulen}) \\ \alpha &= 1 \end{aligned}$$

(Geankoplis, hal. 60)

d. Lubang kondensat keluar

$$\begin{aligned} \text{Suhu kondensat keluar} &= 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 248 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Jumlah kondensat keluar} &= 12070,75731 \text{ lb/jam} \\ \text{Sv} = 248 \text{ } ^\circ\text{F} &= 0,01306 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{Kern, hal. 816}) \\ \mu \text{ steam} &= 0,0108 \text{ Cp} = 7,2573\text{E-}06 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ steam} &= \frac{1}{\text{Sv}} \\ \text{Flow rate} &= \frac{12070,75731 \text{ lb/jam}}{60,387 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 199,8900 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0555 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran Turbulen

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0555^{0,45} \times 60,3870^{0,13} \\ &= 1,8097 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{standarisasi ID} = 2,0 \text{ in sch 80}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 2,375 \text{ in} = 0,197915 \text{ ft} = 0,0603 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 1,939 \text{ in} = 0,161582 \text{ ft} = 0,0493 \text{ m}$$

$$\text{luas (A)} = 0,0205 \text{ ft}^2$$

menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} \text{kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0555 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,0205 \text{ ft}^2} \\ &= 2,7085 \text{ ft/jam} \\ &= 0,0008 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{re}\text{)} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,1616 \times 2,7085 \times 60,3870}{7,26\text{E-}06} \\ &= 3641637,12 > 4000 \\ &\quad \text{(memenuhi syarat turbulen)} \\ \alpha &= 1 \end{aligned}$$

(Geankoplis, hal. 60)

e. Lubang uap keluar

$$\begin{aligned} \text{Suhu uap keluar} &= 82,178 \text{ } ^\circ\text{C} = 179,9195 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \text{Rate uap} &= 3857,3724 \text{ kg/jam} = 8503,963193 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ campuran} &= 0,0400 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ campuran} &= 7,26\text{E-}06 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{8503,963193 \text{ lb/jam}}{0,0400 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 212599,0798 \text{ ft}^3/\text{jam} = 59,0553 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned} \text{Sehingga: ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 59,0553^{0,45} \times 0,0400^{0,13} \\ &= 16,0842 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{standarisasi ID} &= 20,0 \text{ in sch } 20 \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 22 \text{ in} = 1,8333 \text{ ft} = 0,5588 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 21,25 \text{ in} = 1,7708 \text{ ft} = 0,5398 \text{ m} \\ \text{luas (A)} &= 7,39\text{E-}06 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

menentukan kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} \text{kecepatan aliran ( } v \text{ )} &= \frac{Q}{A} = \frac{59,0553 \text{ ft}^3/\text{jam}}{7,39\text{E-}06 \text{ ft}^2} \\ &= 7991244,9190 \text{ ft/jam} \\ &= 2219,7903 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold (N}_{re}\text{)} &= \frac{D v \rho}{\mu} \\ &= \frac{1,7708 \times 7991244,9190 \times 0,0400}{0,0000} \\ &= 77996312122,37 > 4000 \\ &\quad \text{(memenuhi syarat turbulen)} \\ \alpha &= 1 \end{aligned} \quad \text{(Geankoplis, hal. 60)}$$

### 6.6. Menentukan flange pada lubang

Ukuran flange pada lubang digunakan stand 150 lb steel weeding-neck flange (168) dari Brownell, hal 221

Tabel 6.1. Dimensi flange pada masing-masing pipa

No	Lubang	NPS	A	T	R	E	K	L	B
1.	Steam	2	6	3/4	3 5/8	3 1/6	2,38	2 1/2	2,07
2.	Bahan	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,5	2 3/4	3,07
3.	Produk	2	6	3/4	3 5/8	3 1/6	2,38	2 1/2	2,07
4.	Kondensat	2	6	3/4	3 5/8	3 1/6	2,38	2 1/2	2,07
5.	Uap	20	27 1/2	1 "11" / "16"	23	22	20	5 "11" / "16"	19,25

Dimana :

- A = Diameter luar flange (in)
- T = Tebal minimal flange (in)
- R = Diameter luar pembesaran permukaan (in)
- E = Diameter dari hubungan pada dasar (in)
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
- L = Panjang hubunga (in)
- B = Diameter dalam dari dinding pipa standard (in)

Tabel 6.2. Dimensi diameter flange

No	Lubang	NPS	Diameter lubang	Diameter baut	Sirkulasi baut	Jumlah baut
1.	Steam	2	3/4	5/8	4 3/4	6
2.	Bahan	3	3/4	5/8	6	10
3.	Produk	2	3/4	5/8	4 3/4	6
4.	Kondensat	2	3/4	5/8	4 3/4	6
5.	Uap	20	1 1/4	1 1/8	25	170

## 6.7 Menghitung Dimensi Man Hole

### a. Dimensi man hole

Sebuah man hole direncanakan dengan diameter man hole 24 in = 2 ft = 0,609  
Flange untuk man hole digunakan type standard 150 lb forged slip on-flanges

(Brownell and Young, hal. 222)

1. Ukuran nominal pipa (NPS) = 24 in
2. Do flange (A) = 32 in
3. Ketebalan flange (T) = 1 7/8 in
4. Do dari pembesaran permukaan (R) = 27 1/6 in
5. D pusat dari dasar (E) = 26 1/6 in
6. Panjang (L) = 3 1/4 in
7. Jumlah lubang baut = 20 lubang
8. Diameter lubang = 1 3/8 in
9. Diameter baut = 1 1/4 in
10. Bolt circle = 29 1/2 in
11. Diameter luar bore = 20,19 in

### b. Tutup man hole

Dipilih standard 150 lb blind flange (168) (Brownell and Young, hal. 222)

1. Ukuran nominal pipa (NPS) = 24 in
2. Do flange (A) = 32 in
3. Tebal flange minimum = 1 7/8 in
4. Do dari pembesaran permukaan (R) = 27 1/4 in
5. Diameter lubang = 1 3/8 in
6. Jumlah lubang baut = 20 buah
7. Diameter baut = 1 1/4 in
8. Bolt cycle = 29 1/2

### 6.8. Perhitungan Perlu Tidaknya Penguat Pada Lubang Dan Man Hole

Ada 6 lubang :

1. Lubang steam masuk
2. Lubang bahan masuk
3. Lubang produk keluar
4. Lubang kondensat keluar
5. Lubang uap keluar
6. Lubang manhole

Perencanaannya adalah :

- a. Lubang steam masuk

$$\text{Diameter lubang} = 2,0 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1,939 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar} = 2,375 \text{ in}$$

Asumsi :

$$\text{two} = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$\text{twi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$\text{tp} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{ts} = 3/8 \text{ in}$$

Diketahui :

$$t \text{ min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n, \text{ dan } t_p)$$

$$\begin{aligned} t_n &= D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ &= 2,4 \text{ in} - 1,939 \text{ in} \\ &= 0,436 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{two min} &= 0,5 \times t_{\text{min}} \\ &= 0,5 \times 0,436 \text{ in} \\ &= 0,2180 \text{ in} \end{aligned}$$

$\text{two} > \text{two min}$ , maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{i \text{ max}} \\ &= 2 \times 1,939 \text{ in} \\ &= 3,8780 \text{ in} \\ &= 0,3232 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i \text{ tangki} &= 119,6250 \text{ in} \\ &= 9,9686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_r = 1,939 \text{ in} = 0,161582 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,05047 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 1,939}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,00082 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} A &= trs \times d_{in} = 0,05047 \text{ in} \times 1,939 \text{ in} = 0,0979 \text{ in}^2 \\ A_1 &= (ts - trs - C) \times D_{in} = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 1,939 = 0,5385 \text{ in}^2 \\ A_2 &= 2 [(tn - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} tn + tp)] \\ &= 2 [(0,436 - 0,00082 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,436) + 1/2)] \\ &= 1,2890 \text{ in}^2 \\ A_1 + A_2 &= 0,5385 + 1,2890 = 1,8275 \text{ in}^2 \\ A &< A_1 + A_2, \text{ maka tidak perlu penguat} \end{aligned}$$

b. Lubang bahan masuk

$$\begin{aligned} \text{Diameter lubang} &= 3,0 \text{ in} \\ \text{Diameter dalam} &= 2,900 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar} &= 3,500 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} two &= \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in} \\ twi &= \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in} \\ tp &= 1/2 \text{ in} \\ ts &= 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} t_{\min} &= (\text{terkecil diantara } ts, tn, \text{ dan } tp) \\ tn &= D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ &= 3,5 \text{ in} - 2,900 \text{ in} \\ &= 0,600 \text{ in} \\ two_{\min} &= 0,5 \times t_{\min} \\ &= 0,5 \times 0,375 \text{ in} \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$two > two_{\min}$ , maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{in \text{ max}} \\ &= 2 \times 2,900 \text{ in} \\ &= 5,8000 \text{ in} \\ &= 0,4833 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i \text{ tangki} &= 119,6250 \text{ in} \\ &= 9,9686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_r = 2,900 \text{ in} = 0,2417 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,05047 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 2,900}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,00122 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} A &= trs \times d_{in} = 0,05047 \text{ in} \times 2,900 \text{ in} = 0,1464 \text{ in}^2 \\ A_1 &= (ts - trs - C) \times D_r = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 2,900 = 0,9411 \text{ in}^2 \\ A_2 &= 2 [(tn - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} tn + tp)] \\ &= 2 [(0,600 - 0,00122 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,600) + 1/2)] \\ &= 2,2155 \text{ in}^2 \\ A_1 + A_2 &= 0,9411 + 2,2155 = 3,1566 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

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

c. Lubang produk keluar

$$\begin{aligned} \text{Diameter lubang} &= 2,0 \text{ in} \\ \text{Diameter dalam} &= 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar} &= 2,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} t_{wo} &= \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in} \\ t_{wi} &= \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in} \\ t_p &= 1/2 \text{ in} \\ t_s &= 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Diketahui :

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

$$\begin{aligned} t_n &= D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ &= 2,4 \text{ in} - 2,067 \text{ in} \\ &= 0,308 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{two min}} &= 0,5 \times t_{\min} \\ &= 0,5 \times 0,308 \text{ in} \\ &= 0,1540 \text{ in} \end{aligned}$$

$t_{\text{two}} > t_{\text{two min}}$ , maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{\text{in max}} \\ &= 2 \times 2,067 \text{ in} \\ &= 4,1340 \text{ in} \\ &= 0,3445 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i \text{ tangki} &= 119,6250 \text{ in} \\ &= 9,9686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_{\text{ir}} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis ( $t_{rs}$ ) :

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,65174)} \\ &= 0,05047 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tebal lubang teoritis ( $t_{rn}$ ) :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 2,067}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,00087 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times d_{\text{in}} = 0,05047 \text{ in} \times 2,067 \text{ in} = 0,1043 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - C) \times D_{\text{ir}} = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 2,067 = 0,6708 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_n - t_{rn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 2 [(0,308 - 0,00087 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,308) + 1/2)] \\ &= 0,7328 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 0,6708 + 0,7328 = 1,4036 \text{ in}^2$$

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



## d. Lubang kondensat keluar

$$\text{Diameter lubang} = 2,0 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 2,375 \text{ in}$$

Asumsi :

$$\text{two} = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$\text{twi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$\text{tp} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{ts} = 3/8 \text{ in}$$

Diketahui :

$$t \text{ min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n, \text{ dan } t_p)$$

$$t_n = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang}$$

$$= 2,4 \text{ in} - 1,939 \text{ in}$$

$$= 0,436 \text{ in}$$

$$\text{two min} = 0,5 \times t_{\text{min}}$$

$$= 0,5 \times 0,436 \text{ in}$$

$$= 0,2180 \text{ in}$$

two > two min, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$D_p = 2 \times D_{i \text{ max}}$$

$$= 2 \times 1,939 \text{ in}$$

$$= 3,8780 \text{ in} = 0,3232 \text{ ft}$$

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

$$= 9,9686 \text{ ft}$$

$$D_r = 1,939 \text{ in} = 0,1616 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis ( $t_{rs}$ ) :

$$t_{rs} = \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)}$$

$$= 0,05047 \text{ in}$$

- Tebal lubang teoritis ( $t_{rn}$ ) :

$$t_{rn} = \frac{P_i \times D_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 1,939}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)}$$

$$= 0,00082 \text{ in}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times din = 0,05047 \text{ in} \times 1,939 \text{ in} = 0,0979 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (ts - trs - C) \times Dir = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 1,939 = 0,6293 \text{ in}^2$$

$$A_2 = 2 [(tn - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} tn + tp)]$$

$$= 2 [(0,436 - 0,00082 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,436) + 1/2)]$$

$$= 1,2890 \text{ in}^2$$

$$A_1 + A_2 = 0,6293 + 1,2890 = 1,9183 \text{ in}^2$$

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

e. Lubang uap keluar

$$\text{Diameter lubang} = 20,0 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 21,250 \text{ in} = 1,7708 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 22,000 \text{ in}$$

Asumsi :

$$two = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$twi = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$tp = 1/2 \text{ in}$$

$$ts = 3/8 \text{ in}$$

Diketahui :

$$t \text{ min} = (\text{terkecil diantara } ts, tn, \text{ dan } tp)$$

$$tn = Do \text{ lubang} - Di \text{ lubang}$$

$$= 22,0 \text{ in} - 21,250 \text{ in}$$

$$= 0,750 \text{ in}$$

$$two \text{ min} = 0,5 \times t \text{ min}$$

$$= 0,5 \times 0,750 \text{ in}$$

$$= 0,3750 \text{ in}$$

$two > two \text{ min}$ , maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$Dp = 2 \times Din \text{ max}$$

$$= 2 \times 21,2500 \text{ in}$$

$$= 42,5000 \text{ in} = 3,5416 \text{ ft}$$

$$Di \text{ tangki} = 119,6250 \text{ in}$$

$$= 9,9686 \text{ ft}$$

$$Dir = 21,250 \text{ in} = 1,7708 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} \text{trs} &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,05047 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} \text{trn} &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 21,250}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,00897 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} A &= \text{trs} \times \text{din} = 0,05047 \text{ in} \times 21,250 \text{ in} = 1,0725 \text{ in}^2 \\ A_1 &= (\text{ts} - \text{trs} - C) \times \text{Dir} = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 21,250 = 6,8962 \text{ in}^2 \\ A_2 &= 2 [ (\text{tn} - \text{trn} - C) \times (2 \frac{1}{4} \text{tn} + \text{tp}) ] \\ &= 2 [ (0,750 - 0,00897 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,750) + 1/2) ] \\ &= 3,2420 \text{ in}^2 \\ A_1 + A_2 &= 6,8962 + 3,2420 = 10,1382 \text{ in}^2 \\ A &< A_1 + A_2, \text{ maka tidak perlu penguat} \end{aligned}$$

- f. Lubang manhole

$$\begin{aligned} \text{Diameter lubang} &= 24,0 \text{ in} \\ \text{Diameter dalam} &= 23,250 \text{ in} = 1,9375 \text{ ft} \\ \text{Diameter luar} &= 24,000 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{two} &= \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in} \\ \text{twi} &= \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in} \\ \text{tp} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{ts} &= 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} t_{\min} &= (\text{terkecil diantara ts, tn, dan tp}) \\ \text{tn} &= \text{Do lubang} - \text{Di lubang} \\ &= 24,0 \text{ in} - 23,250 \text{ in} \\ &= 0,750 \text{ in} \\ \text{two min} &= 0,5 \times t_{\min} \\ &= 0,5 \times 0,750 \text{ in} \\ &= 0,3750 \text{ in} \end{aligned}$$

$\text{two} > \text{two min}$ , maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{in \text{ max}} \\ &= 2 \times 23,2500 \text{ in} \\ &= 46,5000 \text{ in} = 3,8750 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i \text{ tangki} &= 119,6250 \text{ in} \\ &= 9,9686 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_{ir} = 23,250 \text{ in} = 1,9375 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

- Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 119,625}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,05047 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{P_i \times D_i}{2 (f \cdot E - 0,6 P_i)} = \frac{12,6514 \times 23,250}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,6514)} \\ &= 0,00981 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times d_{in} = 0,05047 \text{ in} \times 23,250 \text{ in} = 1,1735 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - trs - C) \times D_{ir} = (3/8 - 0,05047 - 0) \times 23,25 = 7,5453 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_n - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 2 [(0,750 - 0,00981 - 0) \times ((2 \frac{1}{4} \times 0,750) + 1/2)] \\ &= 3,2383 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 7,5453 + 3,2383 = 10,7836 \text{ in}^2$$

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

## 6.9. Perhitungan Dimensi Gasket, Bolting, Dan Flange Pada Tangki

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan 1 untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

### 1. Gasket

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

Bahan konstruksi	: Asbestos
Gasket factor (m)	: 2
Tebal	: 1/8 in
min design seating stress	: 1600 psi

## 2. Bolting

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

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 304

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000 psi

## 3. Flange

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

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade S type 304

Tensile strength mini : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

### 6.9.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

- $d_o$  = diameter luar gasket
- $d_i$  = diameter dalam gasket
- $y$  = yield stress (1600 psi)
- $p$  = internal pressure  $12,6514 + 14,7 = 27,3514$  psia
- $m$  = gasket factor (2)

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{d_i} = \frac{\sqrt{(1600 - (27,3173 \times 2)) / (1600 - 27,3173 \times (2+1))}}{1} = 1,0090$$

Asumsi Di gasket = 113,625 in , maka

$$D_o = 113,625 \times 1,0090 \text{ in} = 114,6428 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{(114,6428 - 113,625) \text{ in}}{2}$$

(Brownell and Young, hal 242,

$$= 15,51 \approx \frac{16}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = \frac{16}{16} \text{ in} = 1 \text{ in}$$

Perhitungan beban gasket ( $Wm_2$ )

$$Wm_2 = H_y = \pi \times b \times G \times y \quad (\text{Brownell and Young, hal 240})$$

Dimana :

$b$  = lebar efektif gaske

$y$  = design stress minimal = 1600 psia

$g$  = diameter rata-rata gasket

$n$  = tebal gasket = 1/8 (asumsi)

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

=  $d_i$  + tebal gasket

= 113,625 + 1/8 = 113,75 in

$b_o = n/2$

Dari Brownell, hal. 229 fig. 12.12 diketahui bahwa:

$b_o = b_o < 0,25$

$$b_o = \frac{1/8}{2} = 0,0625 \text{ in}$$

$b = b_o = 0,0625 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } Wm_2 &= H_y = \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,0625 \times 113,75 \times 1600 \\ &= 35717,5000 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja ( $Wm$ )

$$Wm_1 = H + Hp \quad (\text{Brownell and Young, hal 240})$$

- Beban untuk menjaga sambungan ( $Hp$ )

$$\begin{aligned} Hp &= 2 \times b \times \pi \times G \times p \times m \quad (\text{Brownell and Young, hal 240}) \\ &= 2 \times 0,0625 \times 3,14 \times 113,75 \times 27,3514 \times 2 \\ &= 2442,3081 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban karena tekanan dalam

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \times G^2 \times p \\ &= 3,14/4 \times (113,75)^2 \times 27,3514 \\ &= 277812,5461 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jadi beban berat pada kondisi operasi didapatkan :

$$\begin{aligned} Wm_1 &= H + Hp \\ &= 277812,5461 + 2442,3081 = 280254,8542 \text{ lb} \end{aligned}$$

$Wm_1 > Wm_2$  maka beban yang mengontrol dalam proses adalah  $Wm_1$

### 6.9.2. Perhitungan Bolting

Menghitung luas minimum baut area ( $A_m$ )

$$A_{m_1} = \frac{W_{m_1}}{fb} = \frac{280254,8542}{15000} = 18,6837 \text{ in}^2$$

(Brownell and Young, hal 240)

Ukuran baut optimum, dari Brownell hal. 188 dicoba ukuran baut

$$= 1 \frac{1}{4} \text{ in}, \text{ maka root area} = 0,89 \text{ in}^2$$

Jumlah bolting minimum (Brownell, hal. 188)

$$N = \frac{A_{m_1}}{\text{Root area}} = \frac{18,6837}{0,89} = 20,99287 \approx 21 \text{ buah}$$

Sehingga dari Brownell and Young hal. 188 diperoleh :

- Ukuran nominal baut = 1 1/8 in
- Root area = 0,693 in<sup>2</sup>
- Bolt spacing = 2 1/2 in
- Jarak radial minimum (R) = 1 1/2 in
- Jarak dari tepi (E) = 1 1/8 in
- Nut dimension = 1 13/10 in
- Radius fillet maks (r) = 7/16 in

Pengecekan lebar gasket

$$\begin{aligned} A_b \text{ actual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 21 \times 0,693 = 14,5530 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} W &= \frac{A_b \text{ actual} \times \text{Allowable}}{2 \times y \times G \times \pi} \\ &= \frac{14,5530 \times 15000}{2 \times 1600 \times 113,75 \times 3,14} = 0,1910 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena  $W = 0,1910 \text{ in} < \text{lebar gasket yang ditentukan } 10/16$ , maka lebar gasket memadai.

### 6.9.3. Perhitungan Tebal Flange

Menghitung diameter luar flange (A)

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

$$R = 1 \frac{3}{4} \text{ in dan } E = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$C = 2 \cdot (1,415 \text{ go} + R) + \text{ID gasket}$$

(Brownell and Young, hal 243)

Dimana  $g_o > 5/8$  in

Diambil  $g_o = 0,8$  in

$$\begin{aligned} C &= 2 \times ( 1,415 \times 0,8 + 1\ 3/4 ) + 119,6250 \\ &= 125,3890 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= OD = 125,3890 + ( 2 \times 1\ 1/4 ) \\ &= 125,889 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan momen

Total moment pada kondisi operasi ( $M_o$ ) =  $M_D + M_G + M_T$

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned} W &= 1/2 \cdot ( A m_1 + A_b ) f_{all} && \text{(Brownell and Young, hal 243)} \\ &= 1/2 \cdot ( 18,6837 + 14,5530 ) \times 18750 \\ &= 311593,6588 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circl

$$\begin{aligned} h_G &= 1/2 ( C - G ) && \text{(Brownell and Young, hal 243)} \\ &= 1/2 \times ( 125,3890 - 113,75 ) = 5,8195 \text{ in} \end{aligned}$$

Momen flange ( $M_a$ )

$$\begin{aligned} M_a &= h_G \times W \\ &= 5,8195 \times 311593,6588 = 1813319,2977 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Untuk kondisi operasi

$$\begin{aligned} W &= W m_1 && \text{(Brownell and Young, hal 243)} \\ &= H + H_p \\ &= 280254,8542 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung momen  $M_D$

$$M_D = H_D \times h_D$$

- Tekanan hidrostatik pada daerah flange ( $H_D$ )

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

$$\text{Dimana : } B = OD \text{ shell} = 125,9 \text{ in}$$

$$P = 27,3514 \text{ psia}$$

$$\text{Maka } H_D = 0,785 \times ( 125,9 )^2 \times 27,3514 = 340270,7446 \text{ lb}$$

- Jarak jari-jari dari bolt cicle pada  $H_D$  ( $h_D$ )

$$\begin{aligned} h_D &= 1/2 ( C - G ) \\ &= 1/2 \times ( 125,3890 - 113,75 ) = 5,8195 \text{ in} \end{aligned}$$

Momen komponen  $M_D$

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 340270,7446 \times 5,8195 = 1980205,5983 \text{ lb in} \end{aligned}$$



Menghitung komponen momen ke  $M_G$

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$h_G = 2,854 \text{ in}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$H_G = W - H = Wm_1 - H$$

$$= 280254,8542 - 277812,5461 = 2442,3081 \text{ lb}$$

Maka  $M_G = H_G \times h_G$

$$= 2442,3081 \times 2,854 = 6970,3473 \text{ lb in}$$

Menghitung komponen momen ke  $M_T$

$$M_T = H_T \times h_T$$

- Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange

$$H_T = H_D - H$$

$$= 340270,7446 - 277812,5461 = 62458,19857 \text{ lb}$$

$$h_T = 1/2 \cdot (h_D + h_G) \quad (\text{Brownell and Young, hal 243})$$

$$= 1/2 \cdot ( 5,8195 + 2,854 ) = 5,7638 \text{ in}$$

maka

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell and Young, hal 244})$$

$$= 62458,19857 \times 5,7638 = 359993,442 \text{ lb in}$$

Total momen pada kondisi operasi

$$M_O = M_D + M_G + M_T$$

$$= 1980205,5983 + 6970,3473 + 359993,442$$

$$= 2347169,3876 \text{ lb in}$$

Perhitungan tebal flange

$$T = \sqrt{("Y \times M_{\max}"/"f \times B") \quad (\text{Brownell and Young, hal 244})$$

Dimana :

$$M_{\max} = M_O$$

$$f = \text{stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$D_o \text{ flange} = 125,889 \text{ in}$$

$$B = D \text{ luar evaporator} = 120$$

$$K = \frac{A}{B} = \frac{\text{do flange}}{\text{do evaporator}} = \frac{125,889}{120} = 1,0491$$

Dari fig. 12.12, hal. 238, Brownell and Young, didapatkan

$$Y = 15$$

$$T = \frac{\sqrt{("15 \times 2347169,3876")}}{("18750 \times 120 ")} = 3,9557 \text{ in}$$

Dipakai tebal flange = 4 in

### Kesimpulan Perancangan :

#### 1. Gasket pada tangki

Bahan = Asbestos  
 Tebal = 1/8 in  
 Lebar = 16/16 in

#### 2. Bolting pada tangki

Bahan = HAS SA 193 Grade B8 type 304  
 Ukuran = 1 1/8 in  
 Jumlah = 21 buah  
 Bolt spacing (B) = 2 13/16 in  
 Jarak radial minimum R = 1 3/4 in  
 Jarak dari tepi (E) = 1 1/4 in  
 Stress = 15000

#### c. Flange pada tangki

Bahan = HAS SA 240 Grade S Type 304  
 Stress = 18750  
 Tebal = 4 in  
 OD = 125,8890 in

### 6.10. Perhitungan Sistem Penyangga Evaporator

#### a. Berat bejana kosong

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 120 \text{ in} = 9,9999 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 119,6250 \text{ in} = 9,9686 \text{ ft} \\ \text{ts} &= 3/8 \text{ in} = 0,0312 \text{ ft} \\ \text{Densitas bejana } (\rho) &= 489 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry, edisi 6, tabel 3-118}) \\ \text{Tinggi silinder (Ls)} &= 300 \text{ in} = 25 \text{ ft} \\ W_s &= (\pi/4) \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot \rho \cdot H \\ &= (3,14/4) \times (9,9999^2 - 9,9686^2) \times 489 \times 25,0 \\ &= 5988,397235 \text{ lb} = 2716,3192 \text{ kg} \end{aligned}$$

## b. Berat tutup bejana

- Tutup bawah conis

$$V = \frac{\pi \cdot (d_o^3 - d_i^3)}{24 \operatorname{tg}(1/2 \alpha)} = \frac{3,14 \times (9,9999^3 - 9,9686^3)}{24 \operatorname{tg} 60}$$

$$= 0,7059 \text{ ft}^3$$

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

$$= 0,7059 \times 489 = 345,187 \text{ lb} = 156,5758 \text{ kg}$$

- Tutup atas standard dished

$$V = 0,00049 (d_o^3 - d_i^3)$$

$$= 0,00049 \times (9,9999^3 - 9,9686^3)$$

$$= 0,00458 \text{ ft}^3$$

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

$$= 0,0046 \times 489 = 2,239263 \text{ lb} = 1,01572 \text{ kg}$$

$$W_{\text{tutup}} = W_{tb} + W_{ta}$$

$$= 156,5758 + 1,01572$$

$$= 159,0377 \text{ kg} = 350,6144 \text{ lb}$$

c. Berat larutan evaporator ( $W_L$ )

$$W_L = 17274,2986 \text{ kg/jam} = 38082,91869 \text{ lb/jam}$$

d. Berat tube ( $W_t$ )

$$\text{Diameter luar} = 2,880 \text{ in} = 0,2400 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam} = 2,469 \text{ in} = 0,205748 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{tube}} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_t = (\pi/4) \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot \rho \cdot \text{jumlah tube} \cdot L$$

$$= (3,14/4) \times (0,2400^2 - 0,205748^2) \times 489 \times 74 \times 10$$

$$= 2344,129552 \text{ lb} = 1063,29019 \text{ kg}$$

## e. Berat steam

$$W_{st} = 5475,2596 \text{ kg/jam} = 12070,75731 \text{ lb/jam}$$

## f. Berat isolasi

Pemilihan isolasi = Asbestos Fibber Standart

$$\rho_{\text{asbestos}} = 36$$

(Kern, hal 795)

$$\text{Asumsi tebal isolasi} = 3 \text{ in}$$

$$OD_{\text{isolasi}} = D_{\text{shell}} + 3$$

$$= 120 + 3 = 123 \text{ in} = 10,25 \text{ ft}$$

$$H = L_s = 25 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 W_1 &= (\pi/4) \cdot (OD \text{ isolasi}^2 - ID \text{ shell}^2) \cdot H \cdot \rho \\
 &= (3,14/4) \times (10,25^2 - 9,9686^2) \times 25 \times 36 \\
 &= 4017,4472 \text{ lb} = 1822,3021 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

g. Berat perlengkapan lain di shell

Diambil 25 % berat shell maka :

$$W_p = 25\% \times 159,0377 = 39,7594 \text{ kg} = 87,6536 \text{ lb}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Berat total} &= 159,0377 + 159,0377 + 17274,2986 + \\
 &1063,2902 + 5475,2596 + 1822,3021 + \\
 &39,7594 \\
 &= 25992,9852 \text{ kg} = 57304,13516 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor pengamananan dipakai safety 20% lebih besar,  
maka berat total menjadi

$$W_{\text{total}} = 1,2 \times 25992,9852 = 31191,5822 \text{ lb}$$

h. Perancangan leg support

Evaporator dianggap terletak di dalam ruangan sehingga tekanan angin tidak dikontrol ( $P_w = 0$ )

Untuk penahan dipilih kolom jenis I-Beam dengan jumlah 4 buah.

$$\text{Beban tiap kolom (P)} = \frac{\text{berat total}}{4} = \frac{31191,5822}{4} = 7797,8956 \text{ lb}$$

Untuk I-Beam ditrial (Brownell and Young, hal 355) dengan ukuran (12 × 5)

Didapatkan data adalah :

$$\text{Berat} = 35 \text{ lb}$$

$$\text{Luas bejana (Ay)} = 10,2 \text{ in}^2$$

$$\text{Kedalaman beam (h)} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Lebar dari flange (b)} = 5,078 \text{ in}$$

I-Beam digunakan tanpa beban eksentrik maka :

$$R_{2-2} = 0,99 \text{ in}$$

$$I_{2-3} = 10 \text{ in}^4$$

Jarak dari base plate ke dasar kolom L : 10 ft

Tinggi total silinder :  $H - L = 15 \text{ ft}$

$$l = 1/2 H + 2 \text{ 1/2 ft}$$

$$= 1/2 \times 35 + 2 \text{ 1/2 ft} = 8,5000 \text{ ft}$$

$$\frac{l}{r} = \frac{8,5000 \times 12}{0,99} = 103,0303$$

karena  $\frac{l}{r}$  terletak diantara 60 - 200 maka  $f_c = 18000$

$$\begin{aligned} f_c \text{ aman} &= \frac{18000}{1 + \frac{(l/r)^2}{18000}} \\ &= \frac{18000}{1 + \frac{(103,0303)^2}{18000}} \\ &= 11322,64 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas (A) yang dibutuhkan} &= \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{7797,8956}{11322,6365} \\ &= 0,6887 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

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

i. Dimensi base plate

$$P = 31191,5822 \text{ lb}$$

$f_c$  = stress pada penahan, digunakan beban beton yaitu  $f_c = 600 \text{ lb/in}^2$   
(Hesse, hal 162)

$$\text{- Menghitung luas base plate} = A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{31191,5822}{600} = 51,9860$$

- Menghitung panjang dan lebar dari base plate

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

Dimana :

$$\begin{aligned} \text{- } A_{bp} &= \text{luas base plate} \\ &= 51,9860 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- } p &= \text{panjang base plate, in} \\ &= 2m + 0,95h \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - l &= \text{lebar base plate, in} \\
 &= 2n + 0,8b
 \end{aligned}$$

Diasumsikan  $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 5,078 \text{ in}$$

$$h = 12 \text{ in}$$

Maka :

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

$$51,9860 = [2m + (0,95 \times 5)] \times [2n + (0,8 \times 3)]$$

$$51,9860 = (2m + 4,75) \times (2m + 2,4)$$

$$51,9860 = 4m^2 + 14,3 m + 11,4$$

$$40,5860 = 4m^2 + 14,3 m$$

$$0 = 4m^2 + 14,3 m - 15,6186$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m = \frac{(-14,3) \pm \sqrt{(14,3)^2 - (4 \times 4) \cdot (-15,6186)}}{2 \times 4}$$

$$m = 0,8770$$

$$m = -4,45$$

Diambil  $m = 0,8770$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 - \text{ Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,95h \\
 &= (2 \times 0,8770) + (0,95 \times 5) \\
 &= 6,5041 \text{ in} \approx 7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{ Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\
 &= (2 \times 0,8770) + (0,8 \times 3) \\
 &= 4,154 \text{ in} \approx 5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 7 in dan lebar base plate 6 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunal adalah 7 x 5 in dengan luas (A) = 35 in<sup>2</sup>.

Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

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

Dengan :

$$\begin{aligned}
 - f &= \text{bearing capacity, lb/in}^2 \\
 - P &= \text{beban tiap kolom} = 31191,5822 \text{ lb} \\
 - A &= \text{luas base plate} = 35 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Maka :

$$f = \frac{31191,5822}{35}$$

$$= 891,1881 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

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

*Peninjauan terhadap harga m dan n*

- Panjang base plate (p)

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

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

$$m = 0,736842$$

- Lebar base plate (l)

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

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

$$n = 1,041667$$

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

Tebal base plate

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

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

Dengan :

-  $t$  = tebal base plate, in

-  $f$  = actual unit pressure yang terjadi pada base plate  
= 891,2 psi

-  $n$  = 1 in

Tebal base plate

$$t = 0,381 \text{ in} \approx 1 \text{ in}$$

Jadi digunakan tebal base plate 1 in

j. Ukuran baut

Beban tiap baut :

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

$$= \frac{31191,5822}{4}$$

$$= 7797,8956 \text{ lb}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Dimana } f_{\text{baut}} &= \text{stress tiap baut max} \\ &= 12000 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{7797,896}{12000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0,65 \text{ in}^2$$

$$d_{\text{baut}} = 0,9098$$

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

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

$$\text{Root area (A)} = 0,419 \text{ in}^2$$

k. Dimensi lug support

Dasar Perhitungan :

Dari gambar 10.6, hal 191, Brownell diperoleh :

- Lebar Lug

$$\begin{aligned} A &= \text{lebar lug} &&= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &&&= 7/8 + 9 \text{ in} \\ &&&= 9,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \text{jarak antar gusset} &&= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ &&&= 7/8 + 8 \text{ in} \\ &&&= 8,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

- Lebar Gusset

$$\begin{aligned} \text{Lebar gusset (L)} &&&= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &&&= 2 \times ( 5 - 4/9 ) \\ &&&= 9,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas (a)} &&&= 0,5 (\text{panjang kolom} + \text{ukuran baut}) \\ &&&= 1 \times ( 7 + 4/9 ) \\ &&&= 3,2813 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate} = \frac{B}{L}$$

(Brownell & Young Hal 193)

$$= \frac{8,8750}{9,1250} = 0,97 \text{ in}$$



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

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

- Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

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

Dimana :

$$\begin{aligned} P &= \text{beban tiap baut} &&= 7797,8956 \text{ lb} \\ \mu &= \text{posson's ratio} &&= 0,3 \text{ untuk steel} \\ L &= \text{panjang horisontal plate bawah} &&= 7 \\ e^1 &= \text{nut dimension} &&= 1,438 \text{ in} \\ \gamma &= 0,565 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{7797,8956}{4\pi} \left[ (1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 7}{\pi \times 1,438} + (1 - 0,565) \right] \\ &= 2004,4019 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$thp = 0,8954 \text{ in}$$

Maka digunakan plate dengan tebal = 0,8954 in

- Tebal Plate Vertikal (Gusset)

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

$$\begin{aligned} \text{gusset min} &= \frac{3}{8} \times thp \\ &= \frac{3}{8} \times 0,8954 \\ &= 0,3358 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tinggi Gusset

$$\begin{aligned} hg &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 9,8750 + \frac{7}{8} \\ &= 10,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tinggi Lug

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Lu\xi} &= h_g + 2 \text{ thp} \\ &= 10,7500 + 2 \times 0,8954 \\ &= 12,79 \text{ in} \end{aligned}$$

- Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

>> Lug

$$\begin{aligned} \text{- Lebar} &= 9,8750 \text{ in} \\ \text{- Tebal} &= 0,8954 \text{ in} \\ \text{- Tinggi} &= 12,7908 \text{ in} \end{aligned}$$

>> Gusset

$$\begin{aligned} \text{- Lebar} &= 9,1250 \text{ in} \\ \text{- Tebal} &= 0,3358 \text{ in} \\ \text{- Tinggi} &= 10,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

1. Dimensi Pondasi

$$\begin{aligned} \text{- Beban tiap kolom (W)} &= 31191,5822 \text{ lb} \\ \text{- Beban base plate (Wbp)} &= p \times l \times t \times \rho \end{aligned}$$

Dimana :

$$p = \text{panjang base plate} = 7 \text{ in} = 0,249 \text{ ft}$$

$$l = \text{lebar base plate} = 5 \text{ in} = 0,417 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal base plate} = 1 \text{ in} = 0,083 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Maka Wbp} &= 0,248615 \times 0,417 \times 0,0833 \times 489 \\ &= 4,2212 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban kolom penyangga (Wp)

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

Dimana :

$$L = \text{Tinggi kolom} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$A = \text{Luas kolom I-Beam} = 10,2 \text{ in}^2 = 0,8500 \text{ ft}^2$$

$$F = \text{faktor koreksi} = 3,4$$

$$\text{Maka Wp} = 1 \times 0,8500 \times 3,4 \times 489 = 1413,181 \text{ lb}$$

Jadi berat total (Wt)

$$\begin{aligned} W_t &= W + W_p + W_{bp} \\ &= 31191,5822 + 1413,181284 + 4,2212 \\ &= 32608,9847 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

$$\text{Luas pondasi atas} = 20 \text{ in} \times 20 \text{ in}$$

$$\text{Luas pondasi bawah} = 25 \text{ in} \times 25 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas pondasi rata-rata} &= \frac{\text{luas pondasi atas} + \text{luas pondasi bawah}}{2} \\ &= \frac{(20 \times 20) + (25 \times 25)}{2} \\ &= 512,5 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi} &= A \times H \\ &= 512,5 \times 15 \\ &= 7687,5 \text{ in}^3 \\ &= 4,4488 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat pondasi digunakan pondasi semen stanosand, = 144 lb/ft<sup>3</sup>  
(Perry's ed 6, tabel 3-118)

$$\begin{aligned} \text{Berat pondasi} &= V \times \rho \\ &= 4,4488 \times 144 \\ &= 640,6272 \text{ lb} \\ &= 290,5865917 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan tanah :

Diasumsikan pondasi tanah adalah sement sand dan gravel dengan save bearing power maksimal 10 ton/ft<sup>2</sup> atau maksimal 22046 lb/ft<sup>2</sup>.

$$\begin{aligned} \text{Tekanan tanah} &= \frac{\text{beban pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas permukaan pondasi}} \\ &= \frac{640,6272 + 32608,9847}{512,5} \\ &= 64,8773 \text{ lb/in}^2 \\ &= 778,5354 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

Karenan tekanan pada tanah terletak di antara nilai yang diizinkan maka pond yang digunakan memadai.

## Kesimpulan Spesifikasi Evaporator

Nama alat	: <b>Evaporator (V-130)</b>
Jenis	: Double effect evaporator
Fungsi	: Untuk memekatkan larutan kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari 35,36 menjadi 70 %
Type	: Short tube vertical dengan tutup atas terbentuk standart dished tutup bawah berbentuk conis dengan ( $\alpha = 120$ )
Bahan kontruksi	: High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316
Prinsip kerja	:

Evaporator merupakan alat untuk memekatkan larutan atau penguap yang terci dari silinder besar (shell) dan didalamnya terdapat pipa-pipa kecil (tube). Larutan mas dalam tube, sedangkan steam sebagai media pemanas akan masuk di dalam shell yang disirkulasi pada shell - shell evaporator tersebut, sehingga terjadi kontak tidak langsung antara steam dengan larutan yang akhirnya sebagian air akan menguap dan larutan aka turun melalui down take untuk keluar sebagai produk dengan konsentrasi yang lebih p

## Kesimpulan dimensi alat

### 1. Tube

- Susunan pipa : triangular pitch
- Panjang pipa : 10 ft = 120 in
- Diameter dalam pipa : 2,469 in
- Diameter luar pipa : 2,88 in
- Jumlah tube : 40 buah
- NPS : 2 1/4 in sch 40

### 2. Silinder

- Bahan : HAS SA - 240 Grade M Type 316
- Diameter luar silinder : 120 in
- Diameter dalam silinder : 119,6250 in
- Tinggi silinder : 300 in
- Tebal silinder : 3/16 in
- Tinggi tutup atas : 20,2166 in
- Tinggi tutup bawah : 34,5318 in
- Tebal tutup atas : 3/16 in
- Tebal tutup bawah : 3/16 in
- Diameter downtake : 29,91 in

## 3. Perpipaan

- Pipa pemasukan steam : 2 in NPS
- Pipa pemasukan bahan : 3 in NPS
- Pipa pengeluaran kondensat : 2 in NPS
- Pipa pengeluaran produk : 2 in NPS
- Pipa pengeluaran uap : 20 in NPS

## 4. Gasket

- Bahan : Asbestos
- Tebal : 1/8 in
- Lebar : 1 in
- Diameter luar : 114,6428 in
- Diameter dalam : 113,625 in

## 5. Bolting

- Bahan : HAS SA-193 Grade B8 Type 304
- Ukuran : 1 1/4 in
- Jumlah : 21 buah

## 6. Flange

- Bahan : HAS SA-240 Grade S Type 304
- Tebal : 4 in
- OD : 125,8890 in

## 7. Leg Support

- Jenis : I-Beam (12 × )
- Luas (Ay) : 10,2 in<sup>2</sup>
- Tinggi (h) : 12 in
- Lebar (B) : 5,078 in
- $R_{2-2}$  : 0,99 in
- $I_{2-2}$  : 10 in<sup>4</sup>
- Jumlah : 4 buah

## 8. Base plate

- Bahan : Carbon steel
- Tebal base plate : 1 in
- Ukuran : 7 × 5
- Jumlah baut : 4 buah
- Ukuran diameter baut : 7/8 in

**9. Pondasi**

- Bahan : Beton
- Ukuran atas : 20 × 20
- Ukuran bawah : 25 × 25
- Tinggi pondasi : 15 in

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Dalam pabrik atau perusahaan, kelancaran sistem kerja peralatan proses yang sesuai dengan rancangan adalah suatu hal yang penting. Namun karena pada prakteknya keadaan tidak terlalu ideal, maka hal itu sulit tercapai. Operasi proses dikatakan normal jika kondisi yang telah dirancang dapat dipenuhi selama proses berlangsung.

Untuk memenuhi kinerja peralatan yang baik, dalam jangka waktu tertentu perlu dilakukan *shut down maintenance*, yaitu pemeliharaan seluruh peralatan proses untuk pembersihan dan perbaikan alat. Setelah pemeliharaan dan pembersihan selesai, maka proses bias kembali dijalankan (*start up*). Pada masa *start up* ini diharapkan pabrik dapat berjalan dengan lancar dan baik.

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai dengan yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dan peralatan proses sangatlah diperlukan adanya peralatan (instrumentasi) kontrol. Dimana instrumentasi ini merupakan suatu alat petunjuk atau indikator, suatu perekam, atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur dan dikontrol, seperti tekanan, temperatur, ketinggian cairan, kecepatan aliran dan sebagainya.

#### **7.1. Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Dengan adanya instrumentasi yang memadai, maka bagian-bagian dari pabrik yang penting memerlukan pengendalian proses. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat

pengendalian proses ini penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal.

Umumnya instrumentasi dibagi berdasarkan proses kerjanya, meliputi:

1. Proses manual

Untuk proses manual, peralatan yang digunakan hanya terdiri atas instrumentasi petunjuk dan pencatat saja.

2. Proses otomatis

Sedangkan untuk pengaturan secara otomatis, peralatan instrumentasi dihubungkan dengan suatu alat kontrol. Tahapan proses tersebut antara lain:

a. *Sensing element/primary element*

Merupakan elemen yang dapat mendeteksi adanya penyimpangan dari variabel yang diukur.

b. Elemen *pengukur*

Merupakan elemen yang menerima keluaran dari elemen primer dan melakukan penuuran. Yang termasuk dalam elemen pengukur adalah alat –alat penunjuk (indikator) dan alat pencatat.

c. Elemen *pengontrol*

Merupakan elemen yang menunjukkan harga perubahan dari variabel yang dirasakan oleh *sensing element* dan diukur oleh elemen pengukur untuk mengatur sumber tenaga yang sesuai dengan perubahan. Tenaga yang diatur dapat berupa tenaga mekanis, elektrik dan pneumatis.

d. Elemen proses

Merupakan elemen yang mengubah input ke dalam proses, sehingga variabel yang diukur tetap pada range yang diinginkan.

Pada perancangan pabrik ini, instrumentasi yang digunakan adalah alat kontrol manual dan alat kontrol otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan pertimbangan teknis maupun ekonomis. Tujuan penggunaan instrumentasi ini diharapkan akan tercapai hal-hal berikut:

- Menjaga variabel proses pada batas operasi aman
- Kualitas produksi lebih terjamin
- Memudahkan pengoperasian suatu alat



- Kondisi berbahaya dapat diketahui lebih awal dengan menggunakan alarm peringatan
- Efisiensi kerja akan meningkat

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumentasi yaitu:

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperlukan untuk pengukuran
- Ketelitian yang dibutuhkan
- Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
- Faktor ekonomi

Dengan adanya instrumentasi ini, diharapkan semua proses akan dapat berjalan dengan lancar sesuai dengan apa yang diharapkan. Pada pra rencana pabrik kalsium klorida ini dipasang beberapa alat kontrol, yaitu:

1. *Level Indikator (LI)*

Alat ini berfungsi untuk mengetahui ketinggian fluida yang ada dalam tangki penampung agar tidak melebihi batas yang ditentukan dan mengetahui masih ada tidaknya ketersediaan bahan dalam tangki

2. *Flow Controller (FC)*

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan sehingga air yang masuk ke peralatan proses tetap konstan

3. *Pressure Controller (PC)*

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan agar beroperasi pada tekanan konstan

4. *Temperature Controller (TC)*

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan suhu agar beroperasi pada suhu konstan

5. *Weight Controller (WC)*

Alat ini dipasang pada aliran solid, untuk mengatur aliran padatan agar selalu sama dan seragam

6. *pH Controller (pHC)*

dipasang pada alat yang prosesnya dipengaruhi oleh pH, agar pH selalu konstandalam alat tersebut

Secara keseluruhan, instrumentasi peralatan pabrik kalsium klorida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 7.1. Instrumentasi Peralatan Pabrik

No.	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1.	Storage HCl	F-111	<i>Level Indicator (LC)</i>
2.	Tangki pengenceran HCl	M-112	<i>Flow Controller (FC)</i>
3.	Reaktor	R-110	<i>Temperature Controller (TC)</i> <i>Pressure Controller (PC)</i> <i>Flow Controller (FC)</i>
4.	Tangki pelarut Ca(OH) <sub>2</sub>	M-125	<i>Flow Controller (FC)</i>
5.	Reaktor netralisasi	R-120	<i>Temperature Controller (TC)</i> <i>pH Controller (pHC)</i>
6.	Heater	E-122, E-127,	<i>Temperature Controller (TC)</i>
7.	Rotary vaccum filter	H-132	<i>Flow Controller (FC)</i>
8.	Evaporator	V-130	<i>Pressure Controller (PC)</i> <i>Flow Controller (FC)</i>
9.	Bin produk	F-148	<i>Weight Controller (WC)</i>

## 7.2. 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 keselamatan kerja, yaitu:

### 1. Latar belakang pekerja

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

### 2. Kelalaian kerja

Adanya sifat gugup, tegang, mengabaikan keselamatan, dan lain-lain, akan menyebabkan pekerja akan melakukan tindakan yang tak aman

### 3. Tindakan yang tidak aman dan bahaya mekanis atau 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

### 4. Kecelakaan

Kecelakaan ini dapat berupa jatuhnya pekerja, pekerja tertumbuk benda yang melayang, 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 dan 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 adanya 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 panas, isolasi listrik, dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar

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

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

#### 5. Penyediaan alat-alat pencegahan kebakaran, akibat listrik maupun api

#### 6. Ventilasi

Ruang kerja harus mendapatkan ventilasi yang cukup, sehingga pekerja dapat leluasa untuk menghirup udara segar, yang berarti ikut serta menjamin kesehatan dan keselamatan kerja

#### 7. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi. Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku, termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain
- Pemasangan alat-alat kontrol yang baik dan sesuai, yaitu *pressure control*, *level control* dan *temperature control*

#### 8. Reaktor

Hal-hal yang perlu dilakukan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi
- Pemasangan alat-alat kontrol yang baik dan sesuai, yaitu *pressure control*, *level control* dan *temperature control*

#### 9. Perpipaian

- Jalur proses yang terletak di atas permukaan tanah lebih baik daripada diletakkan di bawah tanah, karena dapat menyebabkan timbulnya bahaya akibat kebocoran dan sulit untuk mengetahui letak kebocoran
- Pengaturan dari perpipaian dan valve penting untuk mengamankan operasi. Jika terjadi kebocoran pada *check valve*, sebaiknya diatasi dengan pemasangan *block valve* di samping *check valve* tersebut
- Sebelum pipa-pipa dipasang, sebaiknya dilakukan tes hidrostatis yang bertujuan untuk mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu atau pada bagian fondasi

#### 10. Karyawan

Pada karyawan terutama operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan

#### 11. Listrik

Pada pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman berupa pemutus arus untuk mencegah jika sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat/korsleting yang dapat menyebabkan kebakaran. Juga perlu diadakan pemeriksaan adanya kabel yang terkelupas yang dapat membahayakan pekerja jika tersentu kabel tersebut

12. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran bangunan, seperti *work shop*, laboratorium dan kantor hendaknya berjauhan dengan unit operasi
- Antara unit yang satu dengan unit yang lain hendaknya dipisahkan sehingga dapat menghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran
  - Pengamanan jika terjadi kebakaran harus dilengkapi dengan baju tahan api dan alat bantu pernapasan
  - Larangan merokok di lingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan
  - Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat-tempat panas
  - Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

#### 7.2.1. Pengamanan alat

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

#### 7.2.2. Keselamatan kerja karyawan

Pada karyawan, terutama operator, perlu diberikan bimbingan atau pengarahan agar karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwa. Alat pelindung yang diperlukan pada pre rencana pabrik dapat dilihat pada table berikut:

Tabel 7.2. Alat-Alat Keselamatan Kerja pada Pabrik Kalsium Klorida

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, laboratorium
2.	Topi pengaman (helm)	Storage, unit proses
3.	<i>Earplug</i> (pengaman telinga)	Storage, unit proses
4.	Sepatu karet	Storage, unit proses
5.	Sarung tangan	Storage, laboratorium
6.	Hydrant (unit pemadam kebakaran)	Semua ruangan di area pabrik
7.	Baju khusus (jas lab)	Laboratorium

## **BAB VIII**

### **UTILITAS**

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

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

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 3 unit, yaitu :

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

#### **8.1. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment*)**

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

### 8.1.1. Air Proses

Air proses yang digunakan pada pra-rencana Pabrik Kalsium Klorida ini sebesar 1407,4902 kg/jam, digunakan pada Tangki Pengencer HCl (M-113) sebesar 1343,5753 kg/jam, dan Tangki Pelarut CaO (M-125) sebesar 63,9149 kg/jam.

### 8.1.2. Air Pendingin

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

- air merupakan materi yang mudah didapat
- mudah dikendalikan dan dikerjakan
- dapat menyerap panas
- tidak mudah menyusut karena pendinginan
- tidak mudah terkondensasi

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

- besi penyebab korosi
- silika penyebab kerak
- minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin pada pra-rencana Pabrik Kalsium Klorida ini sebesar 74636,1753 kg/jam, digunakan pada Reaktor Netralisasi (R-120) sebanyak 643,5069 kg/jam, Barometrik Kondensor (E-134) sebanyak 62848,4695 kg/jam dan Kristallizer (X-140) sebanyak 11144,1989 kg/jam.

### 8.1.3. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pabrik Kalsium Klorida sebesar 5612,9571 kg/jam, dengan temperatur 120 °C dan tekanan 28,796 psia. Air umpan boiler disediakan dengan excess 10 % sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 5 % dan faktor keamanan 5%. Kebutuhan air umpan boiler sebanyak 10246,8747 kg/jam.

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

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

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

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

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

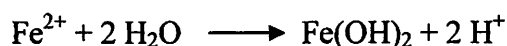
b. Tidak boleh membentuk kerak pada boiler

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.

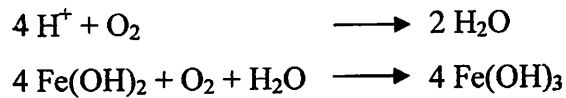
c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:

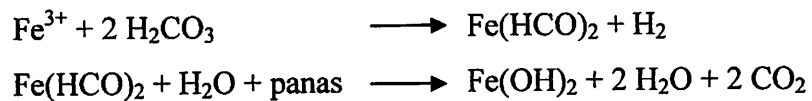




Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya  $\text{CO}_2$ , karena pemanasan dan adanya tekanan.  $\text{CO}_2$  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 menjadi  $\text{CO}_2$  lagi. Reaksi yang terjadi :



Air untuk keperluan ini harus memenuhi spesifikasi tertentu agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari *Perry's 6<sup>th</sup> ed, hal. 976*, didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi spesifikasi sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid)  $\leq 3500$  ppm
- Alkinitas  $\leq 700$  ppm
- Padatan terlarut  $\leq 300$  ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi  $\leq 0,1$  ppm
- Tembaga  $\leq 0,5$  ppm
- Oksigen  $\leq 0,007$  ppm
- Kesadahan  $\leq 0$
- Kekerusuhan  $\leq 175$  ppm
- Minyak  $\leq 7$  ppm
- Residu fosfat  $\leq 140$  ppm

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

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

#### 8.1.4. Air Sanitasi

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

##### a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm  $\text{SiO}_2$
- Tidak berasa
- Tidak berbau

##### b. Syarat kimia

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

##### c. Syarat mikrobiologis

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

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida ini adalah :

##### 1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 60 L/hari/orang

##### 2. Untuk laboratorium dan taman.

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan.

##### 3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air.

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman.

Total kebutuhan air sanitasi untuk pra-rencana Pabrik Kalsium Klorida ini sebesar 1134,3284 kg/jam.

### Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

Air kawasan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air pendingin, air umpan boiler dan air sanitasi.

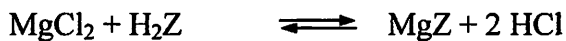
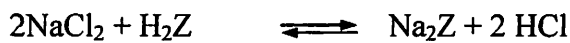
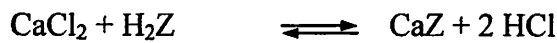
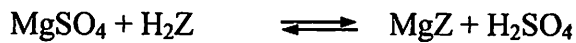
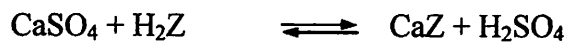
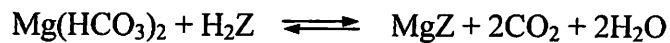
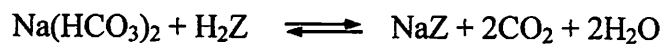
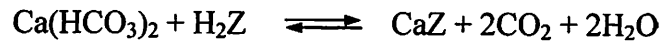
Proses pengolahan air sungai tersebut adalah sebagai berikut:

Air kawasan dengan kapasitas 2.000 L/s dipompa dengan pompa (L-211) dan ditampung dalam ke bak air bersih (F-212) dan dipompa dengan pompa (L-213) menuju tempat pengolahan sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu :

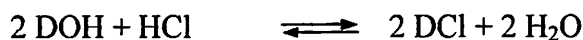
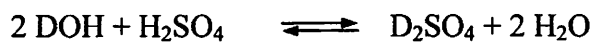
#### a. Pengolahan air proses

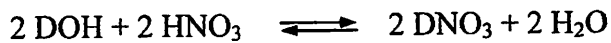
Pelunakan air proses yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit ( $H_2Z$ ) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Pompa air bersih (L-212) memompakan air dari bak air bersih (F-211) dan dipisahkan menjadi 3 aliran (air proses dan umpan boiler, air pendingin, air sanitasi). Untuk aliran yang pertama (air proses dan umpan boiler) dialirkan menuju kation exchanger (D-210A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :

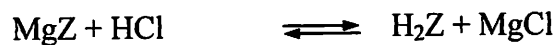
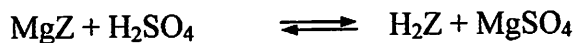
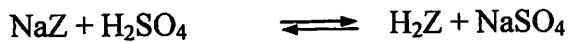


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk  $CO_2$  dan air,  $H_2SO_4$  dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang dipakai dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH). Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

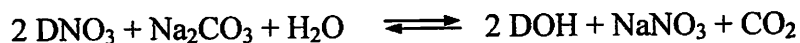
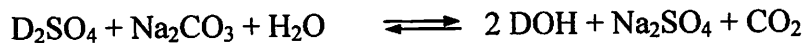




Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dengan pemeriksaan kesadahan air proses dan umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi kation exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ . Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralisasi, air proses dan umpan boiler telah terbebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan air proses dan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-221). Pompa air lunak (L-222) memompakan air dari bak air lunak dan dipisahkan menjadi 2 aliran (air proses, air umpan boiler), aliran yang pertama (air proses) langsung dialirkan ke peralatan proses. Untuk aliran yang kedua (air umpan boiler) harus dilakukan treatment lanjutan.

#### b. Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, aliran kedua dari pompa air bersih (L-213) mengalirkan air pendingin dari bak air bersih (F-212) ke bak air pendingin (F-231) kemudian didistribusikan ke peralatan dengan pompa (L-232). Setelah digunakan, air direcycle ke cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower, air direcycle ke bak air pendingin (F-231) kembali.

**c. Pengolahan air umpan boiler**

Untuk kebutuhan air umpan boiler dipakai air dari bak air lunak (F-221) yang melalui treatment lanjutan. Air lunak tersebut dipompakan oleh pompa air lunak (L-222) ke deaerator (D-223) untuk menghilangkan gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air ditampung dalam bak Boiler Feed Water (F-224), kemudian diumpankan ke boiler (Q-220) dengan pompa ke boiler (L-225). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan direcycle ke bak air lunak (F-221)

**d. Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih (F-211) dialirkan oleh pompa air bersih (L-212) menuju bak klorinasi (F-233) dan ditambahkan desinfektan klor ( $\text{Cl}_2$ ) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung kedalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-235) dengan menggunakan pompa (L-234) dan siap digunakan sebagai air sanitasi.

**8.2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik**

Listrik yang dibutuhkan pada pra-rencana Pabrik Kalsium Klorida ini adalah meliputi :

- Peralatan proses Industri = 56 Hp = 42,1105 kW
- Daerah pengolahan air = 10 Hp = 7,4570 kW
- Listrik untuk penerangan = 47,0291 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh pembangkit listrik kawasan. Sedangkan apabila suplai listrik kawasan mati, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel dengan power 128 kV.A, satu buah generator tambahan digunakan sebagai cadangan.

**8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 2303,4175 L/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah

- Mudah didapat
- Viscositasnya relatif lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9, Perry 6<sup>th</sup> ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

- Flash point = 38°C (100 °F)
- Pour point = -6°C (21,2 °F)
- Densitas = 55 lb/ft<sup>3</sup>
- Heating value = 19000 Btu/lb

### **Pengolahan Limbah**

Pada pra-rencana Pabrik Kalsium Klorida ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengelolaan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik kalsium klorida adalah :

#### **Limbah Gas.**

Limbah gas yang dihasilkan adalah karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang berasal dari reaktor (R-110). Limbah ini dapat dijual dan memiliki nilai ekonomi, sehingga untuk mengatasinya, karbon dioksida dialirkan dan ditampung dalam tangki penampung (F-119).

Selain itu, limbah gas juga berasal dari pembakaran bahan bakar yang digunakan pada unit utilitas. Untuk mengatasinya, asap yang dihasilkan dilewatkan melalui sebuah cerobong yang cukup tinggi dan disemprot dengan air untuk menangkap abu dan gas yang berbahaya, sehingga tidak mengganggu lingkungan dan masyarakat sekitarnya.

#### **Limbah Cair**

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

##### **a. Pengolahan Pendahuluan (Pre Treatment)**

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

b. Pengolahan Pertama (Primery Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut yang tidak dapat mengendap secara grafitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan Ketiga (Teriary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.



# **BAB IX**

## **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

### **9.1 Lokasi Pabrik**

Keputusan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting, karena akan memengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan. Faktor-faktor yang harus diperhatikan dapat dibagi menjadi dua golongan, yaitu:

1. Faktor utama
2. Faktor khusus

#### **9.1.1. Faktor Utama**

Faktor utama yang harus diperhatikan dalam lokasi pabrik, yaitu:

1. Bahan baku

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan bahan baku, yaitu:

- Letak sumber bahan baku. Bahan baku yang digunakan yaitu batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan kalsium oksida ( $\text{CaO}$ ) yang diperoleh dari Hamzah Corporation Banten Indonesia dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) yang diperoleh dari PT. Asahimas Chemical, Jl. Raya Anyer km 122 Cilegon Banten.
- Kapasitas sumber bahan baku dan lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya
- Cara memperoleh bahan baku dan pengangkutan
- Kualitas bahan baku yang ada. Bahan baku batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) yang digunakan memiliki kemurnian 98,12% dan  $\text{HCl}$  dengan konsentrasi 37% dalam air.

2. Pemasaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan daerah pemasaran, yaitu:

- Daerah produk akan dipasarkan. Produk akan dipasarkan di perusahaan semen, keramik, logam, dan lainnya.
- Daya serap pasar dan prospek yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada



- Jarak daerah pemasaran dari lokasi dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran

### 3. Tenaga listrik dan bahan bakar

Tenaga listrik dan bahan bakar mempunyai peranan sebagai motor penggerak, penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Kemungkinan pengadaan listrik dari PLN (Perusahaan Listrik Negara)
- Sumber bahan bakar
- Harga listrik dan bahan bakar

### 4. 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 diperoleh dari beberapa sumber, yaitu:

Air kawasan industri dan air sungai

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan air, yaitu:

- Kemampuan sumber untuk melayani pabrik
- Kualitas sumber air yang tersedia
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Nilai ekonomi

### 5. Iklim

Hal-hal yang diperhatikan, yaitu:

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

#### 9.2.1. Faktor Khusus

Faktor khusus yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik, yaitu:

##### 1. Transportasi

Hal-hal yang harus diperhatikan adalah pengangkutan bahan bakar dan produk yang dihasilkan berkaitan dengan fasilitas-fasilitas yang ada, yaitu:

- Jalan raya yang dapat dilalui truk
- Sungai dan laut yang dapat dilalui kapal pengangkutan

## 2. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Mudah/sukarnya mendapatkan tenaga kerja di sekitar pabrik
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di dalam daerah tersebut
- Perburuhan dan sekitar buruh

## 3. Peraturan dan undang-undang

Hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah industri
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri di daerah tersebut

## 4. Karakteristik lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Susunan tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan serta pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unit baru

## 5. Faktor lingkungan dan sekeliling lokasi pabrik

Hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Adat istiadat/kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, politeknik dan tempat ibadah
- Fasilitas tempat hiburan dan biayanya

## 6. Pembuangan limbah

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

Berdasarkan faktor-faktor diatas daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) terletak di Krakatau Industrial Estate Cilegon, Jl. KH. Yasin Kawasan Industri Kota Cilegon.

Dasar-dasar pemilihan lokasi pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) adalah

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang cukup



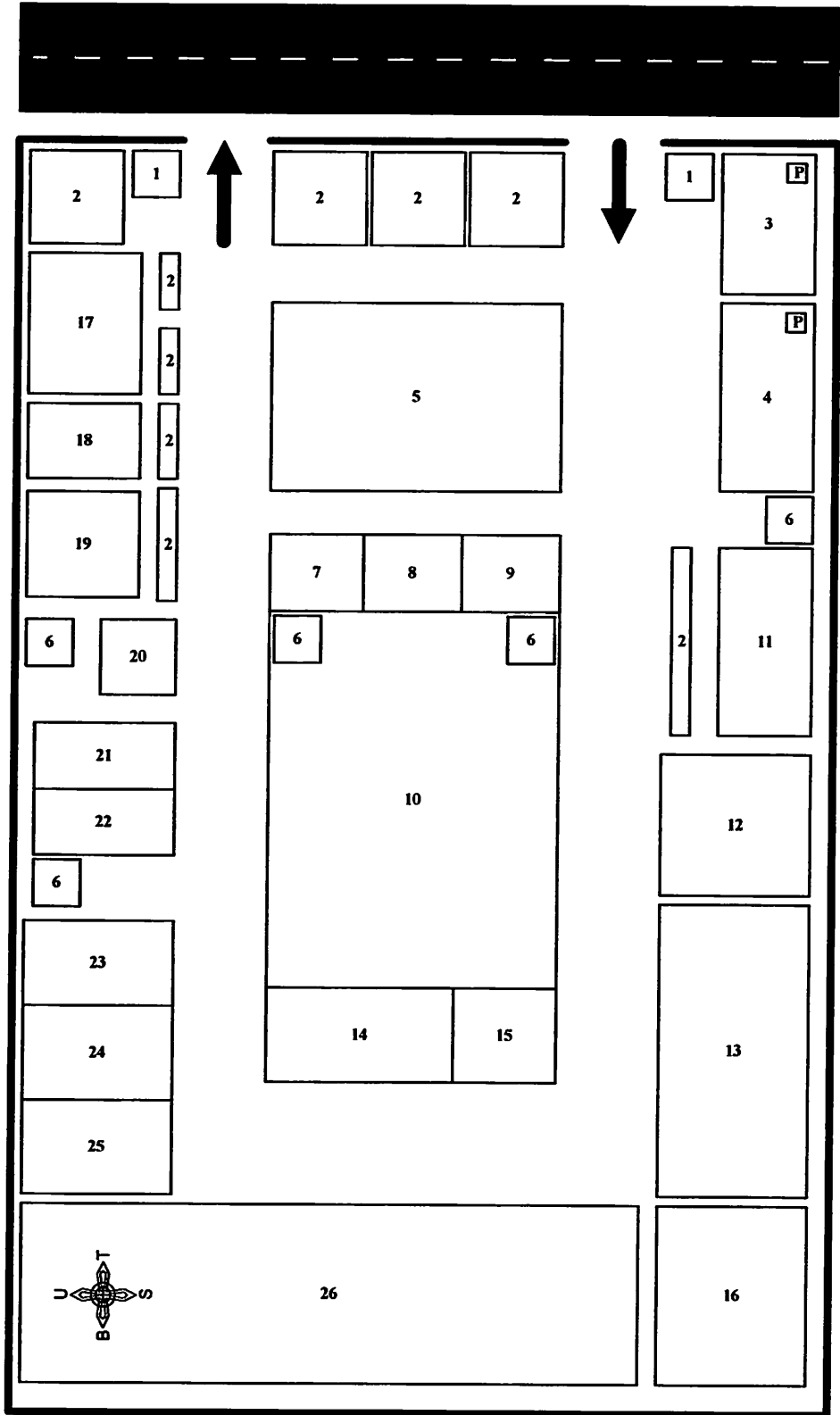
Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Kalsium Klorida

## 9.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Lay Out*)

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang meliputi areal proses, areal penyimpanan, dan area *material handling*, sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Dalam penentuan tata letak pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) hal-hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan air, steam, bahan bakar dan listrik
- Kemungkinan perluasan pabrik di masa yang akan datang
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya, seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas/asap dan lain-lain
- Adanya ruang gerak yang cukup untuk karyawan dan pemindahan barang-barang
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (*waste disposal*)
- Pondasi dari peralatan kerja (mesin-mesin)
- Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok
- Penerangan ruangan
- Ventilasi yang baik

Tata letak pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) dapat dilihat pada gambar 9.2.



Gambar 9.2. Tata Letak Bangunan Pabrik Kalsium Klorida

**Keterangan :**

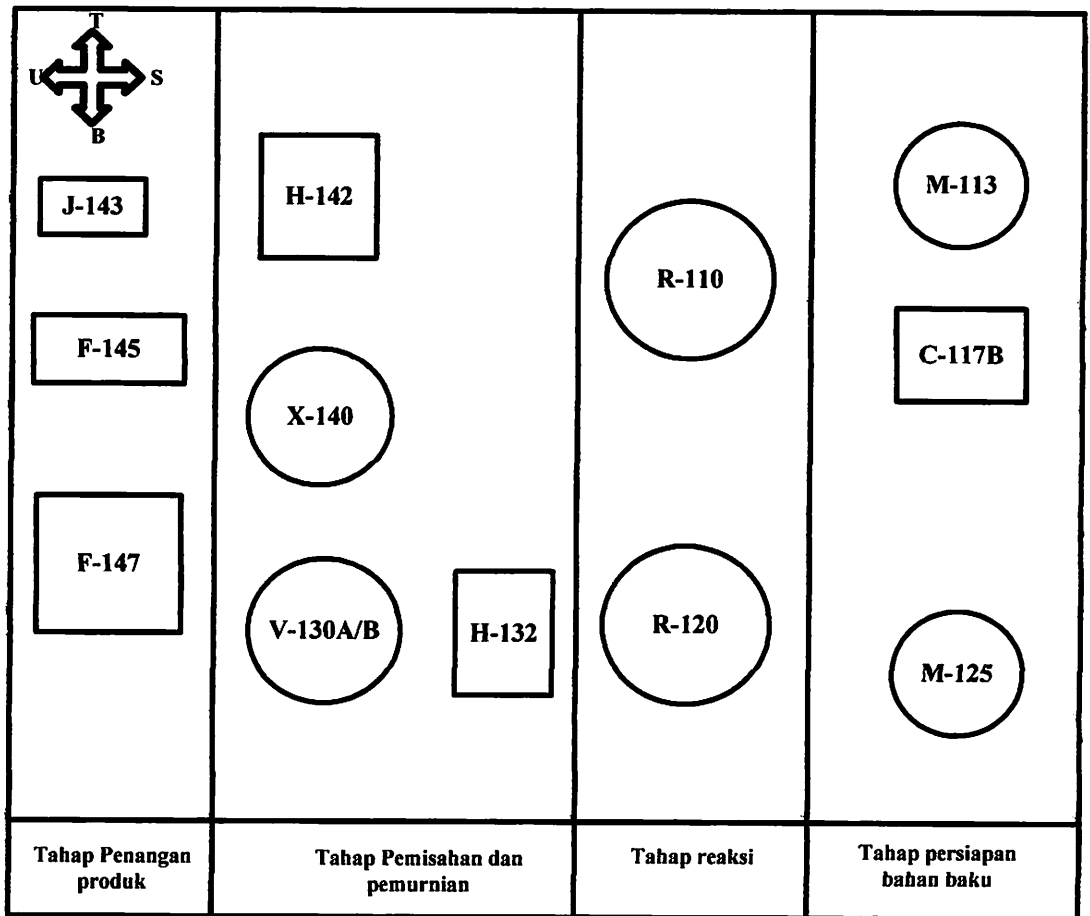
1. Pos keamanan/ penjagaan
2. Taman
3. Parkir tamu
4. Parkir karyawan
5. Kantor pusat
6. Toilet
7. Departemen produksi
8. Departemen teknik
9. Laboratorium dan pengendalian mutu
10. Area proses
11. Kantor penelitian dan pengembangan
12. Area bahan baku
13. Utilitas
14. Area produk
15. Ruang kontrol
16. Pengolahan limbah
17. Gedung serbaguna (aula)
18. Perpustakaan
19. Musholla
20. Koperasi
21. Kantin
22. Poliklinik
23. Pemadam kebakaran
24. Bengkel
25. Garasi
26. Area perluasan pabrik

**9.3. Tata Letak Peralatan Proses**

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) adalah:

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya, dengan tujuan untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan dan menjamin keselamatan
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian
- Diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan

Tata letak drai peralatan yang ada pada pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) dapat dilihat pada gambar 9.3.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik kalsium Klorida

## Keterangan:

1. M-113 : Tangki pengenceran HCl
2. C-117B : Hammer Mill
3. M-125 : Tangki pelarut CaO
4. R-110 : Reaktor
5. R-120 : Reaktor Netralisasi
6. H-132 : Rotary Vaccum Filter
7. V-130A/B : Evaporator
8. X-140 : Kristalizer
9. H-142 : Centrifuge
10. J-143 : Belt conveyor
11. F-145 : Bin Produk
12. F-146 : Gudang produk

#### 9.4. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) dari batu kapur ( $\text{CaCO}_3$ ) dan asam klorida ( $\text{HCl}$ ) dapat dilihat secara rinci pada tabel 9.2.

Tabel 9.2. Perincian Luas Pabrik

No.	Lokasi	Ukuran (m)		Jumlah	Luas ( $\text{m}^2$ )
		p	l		
1	Pos keamanan/ penjagaan	5	5	2	50
2	Taman	10	10	5	500
3	Parkir tamu	15	10	1	150
4	Parkir karyawan	10	20	1	200
5	Kantor pusat	30	20	1	600
6	Toilet	5	5	5	125
7	Departemen produksi	10	8	1	80
8	Departemen teknik	10	8	1	80
9	Laboratorium dan pengendalian mutu	10	8	1	80
10	Area proses	30	40	1	1200
11	Kantor penelitian dan pengembangan	20	10	1	200
12	Area bahan baku	15	15	1	225
13	Utilitas	30	15	1	450
14	Area produk	10	20	1	200
15	Ruang kontrol	10	10	1	100
16	Pengolahan limbah	20	15	1	300
17	Gedung serbaguna (aula)	12	15	1	180
18	Perpustakaan	8	12	1	96
19	Musholla	12	12	1	144
20	Koperasi	8	8	1	64
21	Kantin	8	15	1	120
22	Poliklinik	8	15	1	120
23	Pemadam kebakaran	10	15	1	150
24	Bengkel	10	15	1	150
25	Garasi	10	15	1	150
26	Area perluasan pabrik	20	65	1	1300
TOTAL				41	7014

Jadi pada Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida dibutuhkan tanah seluas  $7014 \text{ m}^2$ .



## **BAB X**

### **STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dimana dapat menyesuaikan diri terhadap segala sesuatu perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan antar departemen untuk mencapai suatu tujuan tertentu. Agar suatu pengelolaan perusahaan dapat menciptakan sasaran secara efektif dan hasil produksi yang besar, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaan dalam mencapai tujuan tertentu. Elemen dasar itu terdiri dari:

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

#### **10.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas

Lokasi pabrik : Krakatau Steel Industrial Estate

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Modal : Penanaman modal dalam negeri dan penanaman modal asing

Pabrik kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ) ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini digunakan dengan alasan:

1. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap

pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan

3. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik dari banyak orang
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur dan karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

## **10.2. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi perusahaan ini adalah sistem garis dan staf, alasan pemakaian sistem ini adalah:

1. Umumnya digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus dan berproduksi secara massal
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan pemerintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
3. Masing-masing kepala bagian/manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktifitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
4. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris
5. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur

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

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

### **10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab dalam Organisasi**

#### **1. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham, dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh RUPS apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseoan tersebut. Dewan komisaris dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Adapun tugas dewan komisaris, yaitu:

- Mengawasi direktur utama agar tindakan tidak merugikan perusahaan
- Menetapkan kebijakan perusahaan
- Menyetujui atau menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama
- Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasihat kepada direktur utama bila direktur utama ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan

#### **2. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan yang bertanggung jawab pada dewan komisaris dan membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan administrasi. Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- Bertanggung jawab pada dewan komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib, baik keluar maupun keluar perusahaan
- Mengkordinasikan kerjasama antara direktur teknik dan produksi dengan direktur keuangan dan administrasi
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab ata kelancaran perusahaan

#### **3. Penelitian dan Pengembangan (LITBANG)**

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi ini bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi, sehingga mampu bersaing dengan produk competitor.

Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul.

#### 4. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- Pengawasan produksi dan peralatan pabrik
- Merencanakan dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku hingga menghasilkan produk

Direktur teknik dan produksi membawahi:

##### a. Departemen Produksi

Departemen produksi bertanggung jawab di atas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produksi. Yang membawahi:

##### - Divisi Proses

Divisi proses bertanggung jawab kepada departemen produksi atas kelancaran proses. Divisi ini juga mengatur pembagian shift dan kelompok kerja sesuai spesialisasinya pada masing-masing tahapan proses dan mengendalikan kondisi operasi sesuai prosedurnya.

##### - Divisi *Quality Control* (QC) dan Laboratorium

Divisi QC dan Laboratorium bertugas menentukan proses dan langkah pemeriksaan yang dilakukan mulai dari penerimaan barang selama produksi hingga menjadi produk. Divisi ini juga menentukan identifikasi status inspeksi dan tes untuk memastikan hanya produk yang telah lulus inspeksi dan tes yang ditentukan yang dapat diproses atau dikirim.

##### - Divisi PPIC (*Production Planning and Inventory Control*)

Divisi PPIC bertugas menginventory stock yang ada digudang, proses produksi, maupun bahan baku sehingga pelaksanaan proses dan pemasukan pasar tetap berjalan dan seimbang. Selain itu, divisi PPIC juga membuat evaluasi hasil produksi, hasil penjualan dan kondisi inventory serta melakukan pengolahan data, menganalisa mengenai rencana dan realisasi produksi, sales dan inventory.

b. Departemen Teknik

Departemen teknik bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksi, yang membawahi:

- Divisi Teknik

Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan serta fasilitas yang digunakan untuk proses produksi.

- Divisi Penyediaan Air

Bertugas mensuplai air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- Divisi Listrik dan Diesel

Bertugas dalam mempersiapkan listrik, baik berasal dari PLN maupun dari diesel juga menunjang kelangsungan proses produksi.

- Divisi Bengkel dan Suku Cadang

Bertugas memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya agar peralatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

5. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur keuangan dan umum berkaitan dengan kegiatan produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan. Tugas utamanya adalah memanaajemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

Direktur keuangan dan umum membawahi:

a. Departemen Keuangan dan Administrasi

Departemen keuangan dan administrasi bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian, baik bahan baku maupun peralatan dan bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

Yang membawahi:

- Divisi Penjualan dan Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala Departemen keuangan dan administrasi mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhan pasar agar dapat dipasok setiap saat, serta melakukan promosi kepada masyarakat mengenai produk yang dihasilkan serta menangani pembelian bahan baku dan alat-alat yang menunjang proses serta pembiayaan atas perawatannya.

- Divisi Administrasi dan Keuangan

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.

- Divisi Akuntansi

Divisi ini bertugas membuat neraca keuangan dengan melakukan pencatatan dan pembukuan mengenai semua pemasukan dan pengeluaran keuangan perusahaan.

b. Departemen Sumber Daya Manusia (SDM)

Bertugas untuk merencanakan, mengelola dan mendayagunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Kepala bagian ini bertanggung jawab terhadap direktur keuangan dan umum, selain itu kepala bagian SDM juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karir dan penempatan karyawan. Yang membawahi:

- Divisi kesehatan

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga kesehatan karyawan, berbentuk klinik dengan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung, selain itu juga bertugas untuk melakukan test kesehatan bagi karyawan baru.

- Divisi transportasi

Bertugas mengatur karyawan, khususnya bagi karyawan wanita yang bekerja untuk shift malam.

- Divisi perekrutan tenaga kerja  
Bertugas mencari tenaga kerja baru dengan penyebaran iklan lowongan, pengadaan test dan pelatihan pekerja baru.
- Divisi serikat kerja  
Divisi ini berdasar atas amanat pemerintah yang mengurus serikat pekerja maupun dalam membuat perjanjian kerja.
- Divisi kesejahteraan pekerja  
Bertugas mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan pekerja, baik itu tunjangan, pemberian cuti, Jamsostek dan mengatur pensiun karyawan.
- Divisi Humas  
Departemen humas bertugas sebagai penghubung dengan lingkungan luar perusahaan, mulai dari keamanan, keindahan, taman dan pengelolaan area parkir. Tugas lainnya adalah menerima serta menyeleksi mahasiswa yang akan melaksanakan Praktek Kerja Nyata (PKN). Membawahi divisi satpam, kebersihan, taman dan parkir.

#### 10.4. Jadwal Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja dan beroperasi selama 330 hari di dalam satu tahun selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan peralatan proses produksi atau yang dikenal dengan istilah *shut down*. Sesuai dengan peraturan pemerintah dalam jumlah jam kerja untuk karyawan adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

##### 1. Untuk pegawai non shift

Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor / administrasi dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin-kamis : 08.00 – 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

##### 2. Untuk pegawai shift

Pegawai shift termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya kepala shift, operator, gudang, keamanan dan keselamatan kerja.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

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

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja secara bergilir, maka karyawan dibagi menjadi 4 regu, yaitu A, B, C, dan D. Dengan 4 regu kerja dan 3 regu kerja (shift) maka 1 regu kerja merupakan regu pengganti (cadangan). Adapun penggantian shift baru regu dapat dilihat pada tabel 10.1 dibawah ini :

Tabel 10.1 Jadwal Kerja Karyawan Pabrik

Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Regu A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
Regu B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
Regu C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
Regu D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L

### 10.5. Penggolongan dan Tingkat pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dan struktur organisasi pada pra rencana pabrik asam nitrat, yaitu:

1. Direktur utama
2. Direktur
3. Kepala Bagian
4. Kepala Divisi
5. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasinya sebagai berikut:

1. Direktur utama : Sarjana teknik kimia
2. Direktur
  - a. Direktur produksi dan teknik : Sarjana teknik kimia
  - b. Direktur keuangan dan umum: Sarjana administrasi
3. Litbang : Sarjana kimia (MIPA), Teknik Kimia, Ekonomi
4. Kepala departemen
  - a. Kabag produksi : Sarjana teknik kimia



- b. Kabag teknik : Sarjana teknik mesin
  - c. Kabag keuangan & administrasi : Sarjana ekonomi
  - d. Kabag SDM : Sarjana psikologi
5. Kepala bagian divisi
- a. Divisi proses : Sarjana teknik kimia
  - b. Divisi QC dan laboratorium : Sarjana teknik kimia, kimia (MIPA)
  - c. Divisi PPIC : Sarjana teknik kimia
  - d. Divisi teknik : Sarjana teknik mesin
  - e. Divisi penyediaan air : Sarjana teknik kimia
  - f. Divisi listrik & diesel : Sarjana teknik mesin
  - g. Divisi bengkel & suku cadang : Sarjana teknik mesin
  - h. Divisi penjualan & pembelian : Sarjana ekonomi
  - i. Divisi administrasi & keuangan : Sarjana ilmu administrasi
  - j. Divisi akuntansi : Sarjana ekonomi
  - k. Divisi kesehatan : Sarjana kedokteran
  - l. Divisi transportasi : Diploma teknik mesin
  - m. Divisi perekrutan tenaga kerja : Sarjana teknik industri
  - n. Divisi serikat pekerja : Sarjana teknik industri
  - o. Divisi humas : Sarjana psikologi dan hukum
6. Karyawan : Diploma / SMA

#### 10.6. Perencanaan Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga kerja operasional didasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada Pra Rencana Pabrik Asam Nitrat, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. proses utama
  - 1. Penyiapan bahan baku
  - 2. Tahap proses
  - 3. Tahap pemurnian
  - 4. Tahap penanganan produk
- b. Tahap tambahan atau pembantu
  - 1. Laboratorium
  - 2. Utilitas, terdiri dari pengolahan air, boiler, listrik, dan pengolahan limbah
  - 3. Pemeliharaan

#### 4. Bengkel

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga kerja operasional ada 8 tahapan proses. Dari *Vilbrant & Dryen*, Gambar 6.35 hal 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 50.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Karyawan Proses} &= 53 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times \text{Tahapan proses} \\ &= 53 \text{ orang jam/hari.tahapan proses} \times 8 \text{ Tahapan proses} \\ &= 424 \text{ orang/hari} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Karyawan Proses} &= \frac{424}{8 \text{ jam} \times 3 \text{ shift}} = 17,6667 \text{ orang/shift} \approx 18 \text{ orang/shift} \\ &= 18 \text{ orang/shift} \times 4 \text{ regu} \\ &= 72 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jumlah karyawan staf = 145 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik kalsium klorida ini adalah 217 orang.

Jumlah karyawan yang dibutuhkan ditabelkan pada tabel 10.2

Tabel 10.2 Daftar Jumlah Karyawan

No.	Bagian	Jumlah Karyawan
1	Direktur utama	1
2	Kepala litbag	1
3	Karyawan litbang	4
4	Sekretaris	2
5	Direktur produksi dan teknik	1
6	Direktur keuangan dan umum	1
7	Kepala dept. produksi	1
8	Kepala dept. teknik	1
9	Kepala dept. keuangan & administrasi	1
10	Kepala dept. SDM	1
11	Kepala divisi proses	1

12	Karyawan divisi proses	72
13	Kepala divisi QC dan laboratorium	1
14	Karyawan divisi QC dan laboratorium	9
15	Kepala divisi PPIC	1
16	Karyawan divisi PPIC	6
17	Kepala divisi teknik	1
18	Karyawan divisi teknik	5
19	Kepala divisi pengolahan air	1
20	Karyawan divisi pengolahan air	6
21	Kepala divisi listrik dan diesel	1
22	Karyawan divisi listrik dan diesel	6
23	Kepala divisi bengkel dan suku cadang	1
24	Karyawan divisi bengkel dan suku cadang	5
25	Kepala divisi penjualan dan pembelian	1
26	Karyawan divisi penjualan dan pembelian	10
27	Kepala divisi administrasi dan keuangan	1
28	Karyawan divisi administrasi dan keuangan	8
29	Kepala divisi akuntansi	1
30	Karyawan divisi akuntansi	8
31	Kepala divisi kesehatan	1
32	Karyawan divisi kesehatan	3
33	Kepala divisi transportasi	1
34	Karyawan divisi transportasi	10
35	Kepala divisi perekrutan tenaga kerja	1
36	Karyawan divisi perekrutan tenaga kerja	3
37	Kepala divisi serikat kerja	1
38	Karyawan divisi serikat kerja	2
39	Kepala divisi humas	1
40	Karyawan divisi humas	5
41	Karyawan keamanan	18

42	Karyawan kebersihan	10
43	Kepala perpustakaan	2
<b>Total</b>		<b>217</b>

### 10.7. Sistem Pengupahan Karyawan

Pada pabrik ini, sistem pengupahan berbeda-beda tergantung pada status karyawan dan tingkat pendidikan, serta besar kecilnya kedudukan, tanggung jawab dan keahliannya. Menurut status karyawan pabrik, dapat dibagi menjadi tiga golongan, dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahan pada pabrik ini adalah:

#### 1. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetapi besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir bulan.

#### 2. Upah mingguan

Upah harian diberikan kepada karyawan harian tetapi yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir pekan.

#### 3. Upah borongan

Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

Tabel 10.3 Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Bagian	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur utama	1	18.000.000	18.000.000
2	Kepala litbag	1	6.000.000	6.000.000
3	Karyawan litbang	4	3.500.000	14.000.000
4	Sekretaris	2	5.000.000	10.000.000
5	Direktur produksi dan teknik	1	12.000.000	12.000.000
6	Direktur keuangan dan umum	1	12.000.000	12.000.000
7	Kepala dept. produksi	1	8.000.000	8.000.000
8	Kepala dept. teknik	1	8.000.000	8.000.000
9	Kepala dept. keuangan & administrasi	1	8.000.000	8.000.000
10	Kepala dept. SDM	1	8.000.000	8.000.000
11	Kepala divisi proses	1	6.500.000	6.500.000

12	Karyawan divisi proses	72	3.500.000	252.000.000
13	Kepala divisi QC dan laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
14	Karyawan divisi QC dan laboratorium	9	3.700.000	33.300.000
15	Kepala divisi PPIC	1	6.000.000	6.000.000
16	Karyawan divisi PPIC	5	3.300.000	16.500.000
17	Kepala divisi teknik	1	6.000.000	6.000.000
18	Karyawan divisi teknik	6	3.000.000	18.000.000
19	Kepala divisi pengolahan air	1	6.000.000	6.000.000
20	Karyawan divisi pengolahan air	6	3.300.000	19.800.000
21	Kepala divisi listrik dan diesel	1	6.000.000	6.000.000
22	Karyawan divisi listrik dan diesel	6	3.300.000	19.800.000
23	Kepala divisi bengkel dan suku cadang	1	6.000.000	6.000.000
24	Karyawan divisi bengkel dan suku cadang	5	3.300.000	16.500.000
25	Kepala divisi penjualan dan pembelian	1	6.000.000	6.000.000
26	Karyawan divisi penjualan dan pembelian	10	3.300.000	33.000.000
27	Kepala divisi administrasi dan keuangan	1	6.000.000	6.000.000
28	Karyawan divisi administrasi dan keuangan	8	3.500.000	28.000.000
29	Kepala divisi akuntansi	1	6.000.000	6.000.000
30	Karyawan divisi akuntansi	8	3.300.000	26.400.000
31	Kepala divisi kesehatan	1	3.500.000	3.500.000
32	Karyawan divisi kesehatan	3	3.000.000	9.000.000
33	Kepala divisi transportasi	1	4.000.000	4.000.000
34	Karyawan divisi transportasi	10	3.500.000	35.000.000
35	Kepala divisi perekrutan tenaga kerja	1	4.000.000	4.000.000
36	karyawan divisi perekrutan tenaga kerja	3	3.000.000	9.000.000
37	Kepala divisi serikat kerja	1	4.000.000	4.000.000
38	Karyawan divisi serikat kerja	2	3.000.000	6.000.000
39	Kepala divisi humas	1	4.000.000	4.000.000
40	Karyawan divisi humas	5	3.300.000	16.500.000
41	Karyawan keamanan	18	3.000.000	54.000.000
42	Karyawan kebersihan	10	2.500.000	25.000.000
43	Kepala perpustakaan	2	2.500.000	5.000.000
<b>Total</b>		<b>217</b>	<b>225.500.000</b>	<b>805.000.000</b>

### **10.8. Jaminan Sosial**

Selain mendapatkan gaji tetap setiap bulan, para karyawan juga menerima tunjangan atau jaminan sosial yang lain yang diberikan oleh perusahaan, sehingga kesejahteraan akan lebih terjamin dan diharapkan akan bekerja lebih giat.

Tunjangan/jaminan sosial tersebut, meliputi:

1. Tunjangan tahunan

Dalam setahun sekali, karyawan mendapat tunjangan sebesar gaji setiap bulan.

2. Insentif atau bonus

Insentif atau bonus yang diberikan tergantung pada keuntungan diakhir tahun dimana jumlah insentif tersebut tergantung pada jabatan dan golongan.

3. Perumahan

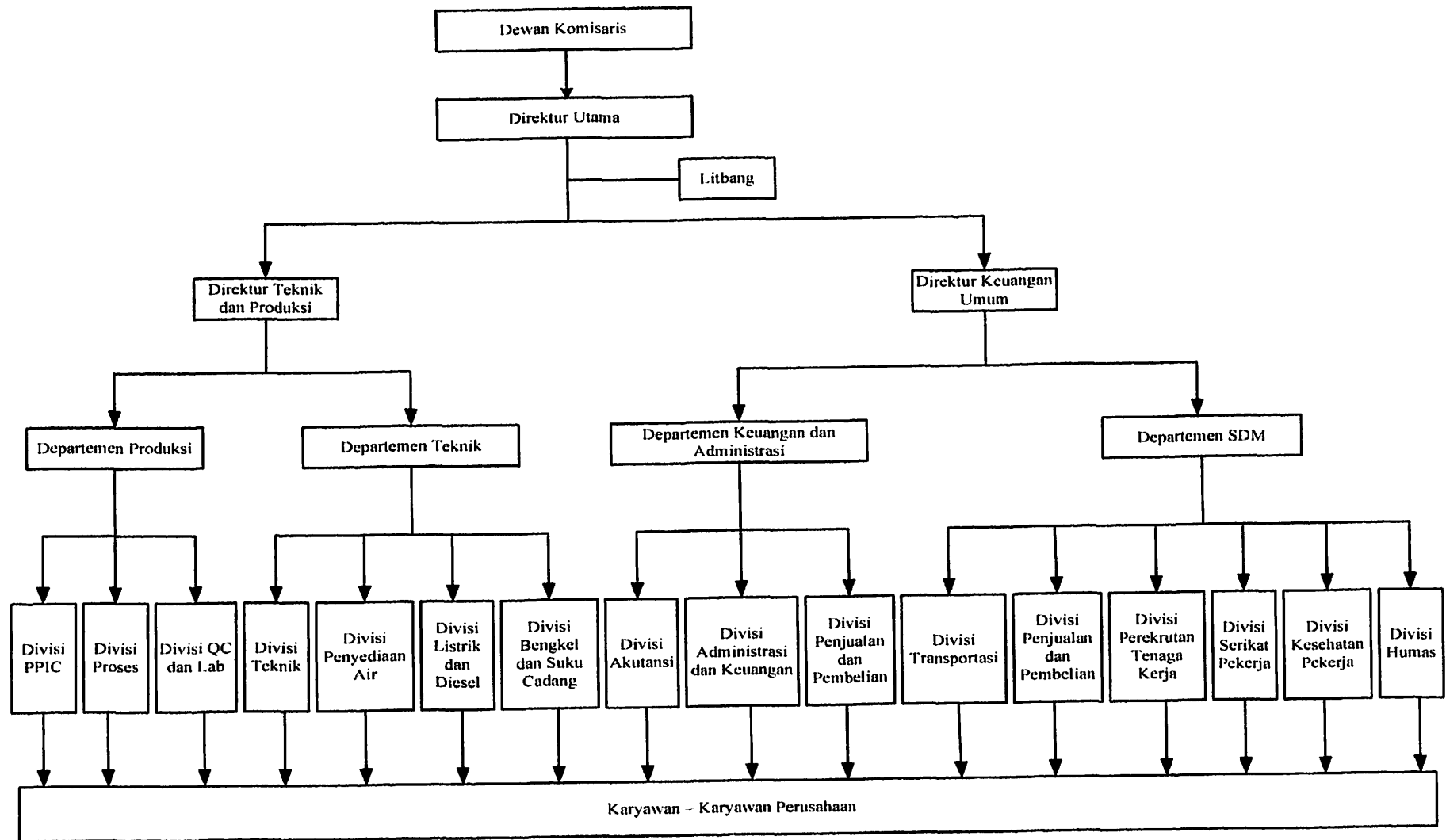
Perumahan diberikan terutama bagi karyawan yang menduduki jabatan penting, mulai dari direksi sampai kepala seksi.

4. Kesehatan

Untuk keperluan ini, perusahaan menyediakan poliklinik, yaitu untuk pengobatan para karyawan yang menderita sakit atau kecelakaan kerja dan biaya ditanggung oleh perusahaan.

5. Cuti

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



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra-Rencana Pabrik Kalsium Klorida

## BAB XI

### ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana Pabrik kalsium klorida ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik kalsium klorida tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Kalsium Klorida adalah sebagai berikut :

1. *Return of Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Internal Rate of Return* (IRR)

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

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

#### 11.1. Faktor - Faktor Penentu

##### 11.1.1. Penaksiran Modal Investasi Total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

##### a. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :



**a. Direct Cost**

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Isolasi
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

**b. Indirect cost**

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi

**b. Modal Kerja (WCI)**

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. Penentuan 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 Pengeluaran Umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

▪ 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

▪ 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 Kalsium Klorida ini didasarkan pada data harga alat yang diperoleh dari (Ulrich, 1984) dan (<http://www.matche.com/EquipCost/index.htm> - 2013).

#### A. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

##### a. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan		(E)	= Rp.	54.603.615.228
2. Instrument dan alat control	20%	E	= Rp.	10.920.723.046
3. Isolasi	8%	E	= Rp.	3.822.253.066
4. Perpipaan terpasang	20%	E	= Rp.	10.920.723.046
5. Listrik terpasang	15%	E	= Rp.	8.190.542.284
6. Harga FOB (jumlah 1-5)		(F)	= Rp.	88.457.856.670
7. Ongkos angkutan kapal laut	15%	F	= Rp.	13.268.678.501
8. Harga C dan F (jumlah 6-7)		(G)	= Rp.	101.726.535.171
9. Biaya asuransi	1,0%	G	= Rp.	1.017.265.352
10. Harga CIF (jumlah 8-9)		(H)	= Rp.	102.743.800.522
11. Biaya angkut barang ke plant	15%	H	= Rp.	15.411.570.078
12. Pemasangan alat	25%	E	= Rp.	13.650.903.807
13. Bangunan pabrik	23%	E	= Rp.	12.558.831.503
14. Service facilities	25%	E	= Rp.	13.650.903.807
15. Tanah	5%	E	= Rp.	2.730.180.761
16. Biaya langsung (DC) (jumlah 10-15)			= Rp.	160.746.190.479

##### b. Biaya Tak Langsung (IC)

17. Engineering dan Supervisi	15%	DC	= Rp.	24.111.928.572
18. Kontruksi	20%	DC	= Rp.	32.149.238.096
Total Modal Tak Langsung (IC)			= Rp.	56.261.166.668

c. Fixed Capital Investment (FCI)

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\ &= \text{Rp. } 160.746.190.479 + \text{Rp. } 56.261.166.668 \\ &= \text{Rp. } 217.007.357.146 \end{aligned}$$

d. Working Capital Investment (WCI)

$$\begin{aligned} \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 217.007.357.146 \\ &= \text{Rp. } 32.551.103.572 \end{aligned}$$

e. Total Capital Investment (TCI)

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WC} \\ &= \text{Rp. } 217.007.357.146 + \text{Rp. } 32.551.103.572 \\ &= \text{Rp. } 249.558.460.718 \end{aligned}$$

f. Modal Perusahaan

$$\begin{aligned} \text{Modal sendiri (MS)} \quad 60\% \text{ TCI} &= \text{Rp. } 149.735.076.431 \\ \text{Modal pinjaman (MP)} \quad 40\% \text{ TCI} &= \text{Rp. } 99.823.384.287 \end{aligned}$$

**B. Penentuan Total Capital Investment (TPC)**

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

- Bahan baku	= Rp.	1.702.134.114.309
- Tenaga kerja (TK)	= Rp.	9.660.000.000
- Supervisi (15% TK)	= Rp.	1.449.000.000
- Utilitas	= Rp.	26.143.962.278
- Pemeliharaan & perbaikan (PP) (8% FCI)	= Rp.	17.360.588.572
- Penyediaan operasi (15% PP)	= Rp.	2.604.088.286
- Laboratorium (15% PP)	= Rp.	2.604.088.286
- Patent dan royalti (1% TPC)	= Rp.	0,01 TPC
Biaya Produksi Langsung	= Rp.	1.761.955.841.731
		+ 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi alat (10% FCI)	= Rp.	21.700.735.715
- Depresiasi bangunan (3% FCI)	= Rp.	6.510.220.714
- Pajak kekayaan (4% FCI)	= Rp.	8.680.294.286
- Asuransi (1,0% FCI)	= Rp.	2.170.073.571

- Bunga bank (12,5% MP)	= Rp	12.477.923.036
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	= Rp.	51.539.247.322
c. Biaya Overhead Pabrik		
Biaya Overhead = 70% TK + PP	= Rp.	24.122.588.572
d. Biaya pengeluaran umum (GE)		
- Administrasi (15% PP)	= Rp.	390.613.243
- Distribusi dan pemasaran (10% TPC)	= Rp.	0,005 TPC
- Litbang (5% TPC)	= Rp.	0,005 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp.	390.613.243 + 0,01 TPC
e. Biaya produksi total (TPC)		
TPC = DPC + FC + Biaya Overhead + GE		
= Rp. 1.838.008.290.868 + 0,16 TPC		
TPC = Rp. 2.188.105.108.176		

**C. 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 sampai > Rp. 50.000.000

- a. Bunga kredit = 12,5 % per tahun
- b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
- c. Umur pabrik 10 tahun
- d. Kapasitas produksi
  - Tahun I = 60 % dari produksi total
  - Tahun II = 80 % dari produksi total
  - Tahun III = 100 % dari produksi total

**1. Laba Perusahaan**

Total penjualan per tahun	= Rp. 2.289.343.830.332	(kapasitas 100 %)
Labar kotor	= Hargr jual – Biaya produksi	
	= Rp. 2.289.343.830.332 – Rp. 2.188.105.108.176	
	= Rp. 101.238.722.157	

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 40\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 101.238.722.157 \\ &= \text{Rp. } 40.495.488.863 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp. } 103.367.874.811 - \text{Rp. } 40.495.488.863 \\ &= \text{Rp. } 60.743.233.294 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak ( $C_A$ )

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 101.238.722.157 + \text{Rp. } 21.700.735.715 \\ &= \text{Rp. } 122.939.457.871 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ )

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 60.743.233.294 + \text{Rp. } 21.700.735.715 \\ &= \text{Rp. } 82.443.969.009 \end{aligned}$$

## 2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 47\% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 28\% \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

## 2. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari labayang dihitung, dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,63 \text{ tahun} \quad (\text{App. E}) \end{aligned}$$

**3. Break Even Point (BEP)**

Merupakan titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - (0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

Dimana :

FC = Rp. 51.539.247.322

VC = Rp. 1.728.278.076.587

SVC = Rp. 298.882.528.857

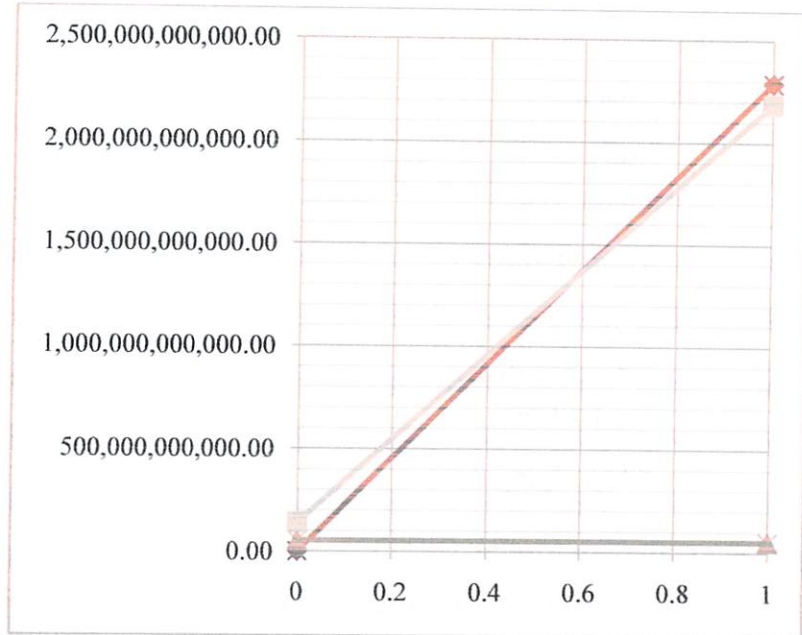
S = Rp. 2.289.343.830.332

Maka, didapatkan :

BEP = 40,13 % ( App. E )

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 40,13 % × 50.000 ton/tahun  
 = 20.066 ton/tahun

Nilai BEP untuk Pabrik Kalsium Klorida adalah 30% - 60%, sehingga nilai BEP diatas memadai.



Grafik 11.1. Break Even Point

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :  $PBi$  = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

$PB$  = keuntungan pada kapasitas 100%

$\%Kap$  = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$PBi$  = Rp 121.170.293

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$C_A$  = Laba bersih tahun pertama + depresiasi alat

= Rp 121.170.293 + Rp 21.700.735.715

= Rp 21.821.906.008

Untuk produksi tahun II kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :  $PBi$  = keuntungan pada %kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

$PB$  = keuntungan pada kapasitas 100%

$\%Kap$  = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

$PBi$  = Rp 485.945.866

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

$C_A$  = laba bersih tahun kedua + depresiasi alat

= Rp 485.945.866 + Rp 21.700.735.715

= Rp 22.186.681.581

#### 4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

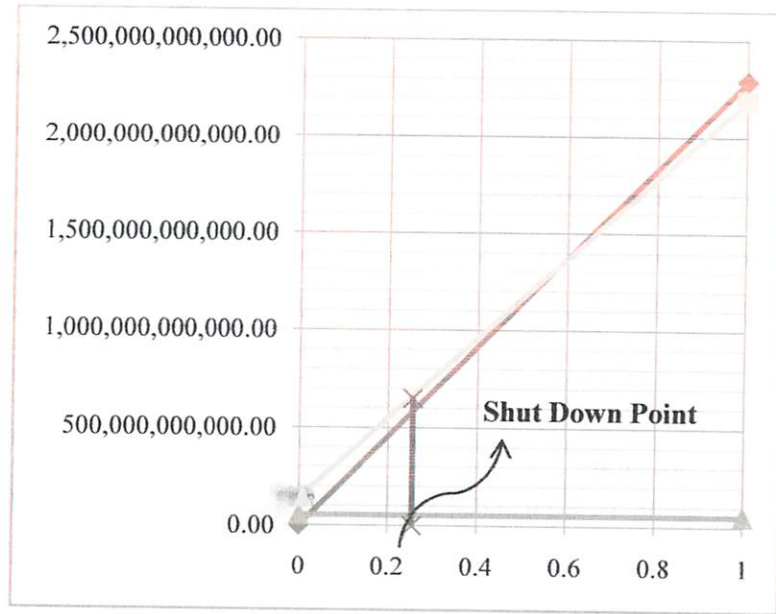
= 25,48% ( App. E )

Titik shut down point terjadi pada kapasitas penjualan

= 25,35% × Rp. 2.289.343.830.332

= Rp. 583.415.200.968





Grafik 11.2. Kapasitas pada Keadaan Shut Down Rate

**5. Net Present Value (NPV)**

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

- a. Menghitung  $C_{A0}$  (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$C_{A-2} = 40\% \times FCI \times (1+i)^2$$

$$= \text{Rp } 109.859.974.555 \text{ ( App. E )}$$

$$C_{A-1} = 60\% \times FCI \times (1+i)^1$$

$$= \text{Rp } 146.479.966.074 \text{ ( App. E )}$$

$$C_{A-0} = -(C_{A-1} - C_{A-2})$$

$$= - \text{Rp } 256.339.940.629$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana :  $F_d = \text{faktor diskon} = 1/(1+i)^n$        $C_A = \text{cash flow setelah pajak}$

$n = \text{tahun ke-}n$

$i = \text{tingkat bunga}$

Tabel 11.1 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow ( $C_A$ ) (Rp)	$F_d$ $i = 12,5\%$	NPV (Rp)
0	-256.339.940.629	$i$	-256.339.940.629
1	21.821.906.008	0,8889	19.397.249.785
2	22.186.681.581	0.7901	17.530.217.545
3	82.443.969.009	0,7023	57.903.034.475
4	82.443.969.009	0,6243	51.469.363.978
5	82.443.969.009	0,5549	45.750.545.758
6	82.443.969.009	0,4933	40.667.151.785
7	82.443.969.009	0,4385	36.148.579.364
8	82.443.969.009	0,3897	32.132.070.546
9	82.443.969.009	0,3464	28.561.840.486
10	82.443.969.009	0,3079	25.388.302.654
WCI			32.551.103.572
<b>Total</b>			<b>131.159.519.320</b>

Karena harga NPV = (+) maka pabrik *Kalsium Klorida* layak untuk didirikan.

6. IRR (Internal Rate of Return)

Tabel 11.2 Cash flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow ( $C_A$ ) (Rp)	$NPV_1$ (Rp) $i = 0,22$	$NPV_2$ (Rp) $i = 0,23$
0	-256.339.940.629	-256.339.940.629	-256.339.940.629
1	21.821.906.008	17.886.808.203	17.741.386.998
2	22.186.681.581	14.906.397.192	14.665.002.036
3	82.443.969.009	45.402.461.554	44.304.063.111
4	82.443.969.009	37.215.132.422	36.019.563.505
5	82.443.969.009	30.504.206.903	29.284.197.971
6	82.443.969.009	25.003.448.281	23.808.291.034
7	82.443.969.009	20.494.629.739	19.356.334.174
8	82.443.969.009	16.798.876.835	15.736.857.052
9	82.443.969.009	13.769.571.176	12.794.192.725
10	82.443.969.009	11.286.533.751	10.401.782.703
WCI		32.551.103.572	32.551.103.572
<b>Total</b>		<b>9.479.228.999</b>	<b>322.834.251</b>

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\ &= 23,04\% \end{aligned}$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (12,5 %) maka Pabrik Kalsium Klorida ini layak untuk didirikan.

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **12.1. Kesimpulan**

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain :

##### **a. Aspek Lokasi**

Pabrik ini didirikan di Krakatau Industrial Estate Cilegon, Jl. KH. Yasin Kawasan Industri Kota Cilegon, Propinsi Banten. Pabrik ini diperkirakan cukup menguntungkan mengingat :

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang cukup

##### **b. Aspek Sosial**

Pendirian Pabrik Kalsium klorida ini bila ditinjau dari aspek sosial dinilai menguntungkan karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja baru.
- Memberikan kesempatan kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan yang lebih baik dari sebelumnya.

##### **c. Aspek Ekonomi**

- Di Indonesia kebutuhan kalsium klorida semakin meningkat sejalan dengan meningkatnya kebutuhan industri makanan, industri plastik, semen dan farmasi yang menggunakannya sebagai tambahan.
- Dapat mengurangi kebutuhan impor kalsium klorida yang selama ini masih berasal dari luar negeri.

Ditinjau dari hal diatas maka pendirian pabrik kalsium klorida di Indonesia sangat penting karena dapat membantu program pemerintah dalam rangka meningkatkan industrialisasi dan juga dapat menambah pendapatan/devisa Negara.

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Kalsium Klorida ini dan dinilai menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

$$TCI = \text{Rp. } 249.558.460.718,-$$

$$ROI_{BT} = 47 \%$$

$$ROI_{AT} = 28 \%$$

$$POT_{BT} = 1,77 \text{ tahun}$$

$$POT_{AT} = 2,63 \text{ tahun}$$

$$BEP = 40,13 \%$$

$$IRR = 23,04 \% > \text{ bunga bank : } 12,5 \% \text{ ( layak untuk didirikan)}$$

d. Aspek Pemasaran

Produksi kalsium klorida dalam perencanaan pabrik ini diharapkan dapat memperoleh pemasaran yang baik, ini dikarenakan kebutuhan kalsium klorida semakin meningkat baik di dalam maupun di luar negeri.

## 12.2. Saran

1. Diharapkan Indonesia dapat mengembangkan industri kalsium klorida mengingat Indonesia merupakan daerah kebutuhan akan beton, plastic, makanan, farmasi, dll.
2. Diharapkan agar penggunaan kalsium klorida bisa dikembangkan lagi dalam industri kimia lainnya.
3. Dengan adanya perkembangan bioteknologi yang pesat maka disarankan untuk memproduksi kalsium klorida dengan menggunakan jenis bahan baku yang berbeda.

## DAFTAR PUSTAKA

1. Jurnal Universitas Sumatera Utara
2. Kirk R.F and Othmer D.F, "*Encyclopedia Of Chemical Technology*", Vol 4, 3<sup>rd</sup> edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
3. TETRA Chemicals Europe. "*Limestone-Hydrochloric acid Process*". [http://www.tetrachemicalseurope.com/index.asp?page\\_ID=527](http://www.tetrachemicalseurope.com/index.asp?page_ID=527)., diakses tanggal 15 Maret 2013.
4. DOW. 2001. <http://www.ams.usda.gov/AMSV1.0/getfile?dDocName=STELPRDC5067064>., diakses tanggal 10 April 2013.
5. Anonim. Kegunaan Kalisum Klorida. [www.psychologymania.com](http://www.psychologymania.com). diakses 16 Juli 2013.
6. Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 7<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
7. Hamza corp. Suplier Dan Distributor Batu Kapur (Limestone). [www.limestone.blogdetik.com](http://www.limestone.blogdetik.com). diakses 15 April 2013.
8. Biro Pusat Statistik. Surabaya.
9. Keyes, "*Industrial Chemicals*", 4<sup>th</sup> edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1975.
10. Teyssier, G. 1981. *Process for the Manufacture of Calcium Chloride*. <http://PatentUS.com>., diakses tanggal 20 maret 2013.
11. TETRA Chemicals Europe. "*Limestone-Hydrochloric acid Process*". [http://www.tetrachemicalseurope.com/index.asp?page\\_ID=527](http://www.tetrachemicalseurope.com/index.asp?page_ID=527)., diakses tanggal 15 Maret 2013.
12. Lukman Syamsuddin, "**Manajemen Keuangan Perusahaan**", Pt. Raja Grafindo Persada, Jakarta, 1994.
13. Brownell E. Lloyd, "**Process Equipment Design**", John Willey and Sons Inc, New Delhi, India, 1959.
14. Brown, G.G, "**Unit Operation**", Charles E. Tuttle Co, Tokyo, Japan, 1961.
15. Geankoplis, Christie, "**Transport Processes and Unit Operations**", 3<sup>rd</sup> Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997.

16. Hesse, H.C. and Rushton, J.H., "**Process Equipment Design**", D. Van Nostrand Co, New Jersey, 1981.
17. Hougen, A. Olaf and Watson, K.M., "**Chemical Process Principles**", 2<sup>nd</sup> Edition, John Willey and Sons Inc, New York, 1954.
18. Hugot, E, Handbook of Cane Sugar Engineering, Elseiver Publishing Co., Amsterdam, 1960.
19. Kern D.Q, "**Process Heat Transfer**", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw-Hill Inc, Singapore, 1988.
20. Mc Cabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "**Operasi Teknik Kimia**", Jilid I, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
21. Mc Cabe Warren, Smith Julian, Harriot Peter, "**Operasi Teknik Kimia**", Jilid II, PT. Gelora Aksara Pratama, Jakarta, Indonesia, 1994.
22. Perry, Robert H, "**Perry's Chemical Engineering Handbook**", 6<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.
23. Peter S. and Timmerhause, "**Plant Design and Economic for Chemical Engineering**", 4<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill, Singapore, 1991.
24. Smith, J.M, and Van Ness H.C, "**Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics**", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.
25. Ulrich D. Gael, "**A Guide to Chemical Engineering Process Design and Econimic**", John Willey and Sons Inc, New York, USA, 1984.
26. Vilbrandt and Dryden, "**Chemical Engineering Plant Design**", 4<sup>th</sup> Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, USA, 1959.
27. Walter, L. Badger ang Julis T. Banchero, "**Introduction to Chemical Engineering**", McGraw-Hill Book Company, Tokyo, 1985.