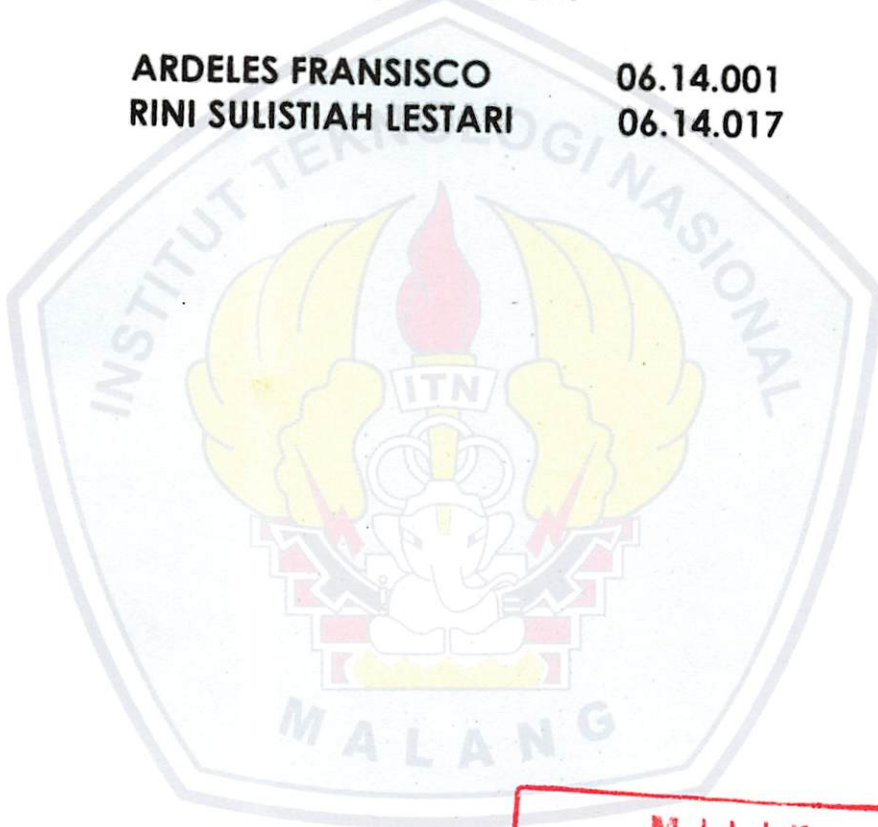


**PRA RENCANA PABRIK PHENOL DARI CUMENE  
HIDROPEROKSIDA DENGAN PROSES CUMENE  
KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN**

**Disusun Oleh:**

**ARDELES FRANCISCO                    06.14.001**  
**RINI SULISTIAH LESTARI            06.14.017**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
SEPTEMBER 2010**

PERENCANAAN SISTEM ENERGI DAN LAIN-LAIN  
KONDISI DAN PERENCANAAN SISTEM ENERGI  
KONDISI DAN PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

PERENCANAAN SISTEM ENERGI

# LEMBAR PERSETUJUAN

## PRA RENCANA PABRIK PHENOL DARI CUMENE HIDROPEROKSIDA DENGAN PROSES CUMENE

KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana

Pada Jenjang Strata I (S-1)

Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh

**ARDELES FRANSISCO**                      06.14.001

**RINI SULISTIAH LESTARI**                06.14.017

Malang, September 2010


Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

  
**Ir. Muyassaroh, MT**  
NIP.Y. 1039700306

Menyetujui,

Dosen Pembimbing


  
**Jimmy, ST. MT**  
NIP.Y.103.9900.330

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


Nama Mahasiswa : Ardeles Fransisco  
NIM : 06.14.001  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia ( S-1 ) / Teknik Kimia  
Judul Skripsi : **PRA RENCANA PABRIK PHENOL DARI  
CUMENE HIDROPEROKSIDA DENGAN  
PROSES CUMENE KAPASITAS 19.000  
TON/TAHUN**

Dipertahankan dihadapan tim penguji Skripsi jenjang Strata Satu ( S-1 ) pada :


Hari : Kamis  
Tanggal : 19 Agustus 2010  
Nilai : **B+**

Ketua,  
  
**Ir. Muyassaroh, MT.**  
NIP.Y. 1039700306

Penguji Pertama


  
**Ir. Bambang Susila Hadi**  
NIP.Y. 103.9000.210

Sekretaris,

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

Anggota Penguji,

Penguji Kedua

  
**Elvianto Dwi Daryono, ST. MT**  
NIP. P. 103.0000.351

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

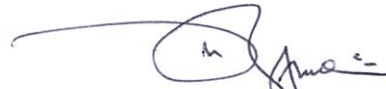
Nama Mahasiswa : Rini Sulistiah Lestari  
NIM : 06.14.017  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia ( S-1 ) / Teknik Kimia  
Judul Skripsi : **PRA RENCANA PABRIK PHENOL DARI  
CUMENE HIDROPEROKSIDA DENGAN  
PROSES CUMENE KAPASITAS 19.000  
TON/TAHUN**

Dipertahankan dihadapan tim penguji Skripsi jenjang Strata Satu ( S-1 ) pada :

Hari : Kamis  
Tanggal : 19 Agustus 2010  
Nilai : **B**

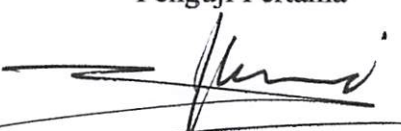
Ketua,  
  
  
**Ir. Muyassaroh, MT.**  
**NIP.Y. 1039700306**

Sekretaris,


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

Anggota Penguji,

Penguji Pertama

  
**Ir. Bambang Susila Hadi**  
**NIP.Y. 103.9000.210**

Penguji Kedua

  
**Elvianto Dwi Daryono, ST. MT**  
**NIP. P. 103.0000.351**

## **PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : ARDELES FRANSISCO  
Nim : 06.14.001  
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul *“Pra Rencana Pabrik Phenol dari Cumene Hidroperoksida dengan Proses Cumene Kapasitas 19000 Ton/Tahun”* adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, September 2010

Yang membuat pernyataan,

**Ardeles Fransisco**

## **PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : RINI SULISTIAH LESTARI  
Nim : 06.14.017  
Jurusan/Prog. Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul *“Pra Rencana Pabrik Phenol dari Cumene Hidroperoksida dengan Proses Cumene Kapasitas 19000 Ton/Tahun”* adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, September 2010

Yang membuat pernyataan,

**Rini Sulistiah Lestari**

## **KATA PENGANTAR**

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“PRA RENCANA PABRIK PHENOL DARI CUMENE HIDROPEROKSIDA DENGAN PROSES CUMENE KAPASITAS 19.000 TON/TAHUN”**

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

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

1. Bapak Dr.Ir.Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak IR. Sidik Noertjahjono,MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Ibu Ir. Muyassaroh, MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Jimmy, ST. MT, selaku Dosen Pembimbing
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Rekan-rekan yang telah banyak membantu menyelesaikan skripsi ini.

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

Malang, Maret 2006

Penyusun



## ABSTRAKSI

Phenol atau asam karbolat atau benzenol adalah zat kristal tak berwarna yang memiliki bau khas. Rumus kimianya adalah  $C_6H_5OH$  dan strukturnya memiliki gugus hidroksi (-OH) yang berikatan dengan cincin fenil. Phenol merupakan senyawa Kristal yang tak berwarna dan meleleh pada suhu  $40^\circ C$  dan di perdagangkan dalam bentuk padatan dengan kemurnian 95%. Proses yang digunakan proses cumene dengan bahan baku Cumene Hidroperoksida (CHP) dengan penambahan katalis asam akan mengurai membentuk phenol dan aseton. Proses produksi phenol adalah dengan menguraikan CHP dengan katalis asam sulfat dengan 4 buah reaktor dengan suhu  $68^\circ C$ ,  $67^\circ C$ ,  $60^\circ C$ ,  $130^\circ C$ , selama 420 s pada reaktor 1, 2, 3 dan 865 s pada reaktor 4 dengan tekanan operasi 1 atmosfer. Produk campuran phenol, aseton, asam sulfat dan cumene (impurities) kemudian di netralkan dengan penambahan natrium hidroksida, kemudian masuk kedalam dekanter untuk memisahkan garam yang terbentuk. Produk yang berupa campuran phenol dan aseton dan sisa air kemudian masuk kedalam kolom distilasi I untuk memisahkan komponen aseton. Kemudian kemudian hasil bawah dimasukkan kedalam kolom distilasi II untuk memisahkan cumene (impurities) dan air. Sedangkan phenol turun sebagai produk bawah dengan kemurnian 95%. Phenol dapat digunakan sebagai antiseptik dan merupakan komponen utama pada antiseptik dagang, triklorofenol atau dikenal sebagai TCP (trichlorophenol). Pabrik phenol ini akan didirikan di kecamatan Rembang Pasuruan, dengan

kapasitas produksi 14000 ton/tahun. Bentuk Perusahaan adalah Perseroan terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk garis dan staff.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi yang ada dapat diketahui sebagai berikut :

1. - TCI = Rp. 9.061.474.023.277,88,-
  - FCI = Rp. 9.215.058.328.757,2
  - WC = Rp. 1.382.258.749.313,58
2. TPC = Rp. 5.551.426.951.501,88
3. Penjualan dan laba
  - Total Penjualan = Rp. 8.624.607.072.600,7100
  - Laba kotor = Rp. 3.073.180.121.098,8400
  - Laba bersih = Rp. 1.936.103.476.292,27
4. ROI
  - $ROI_{BT}$  = 33,3495%
  - $ROI_{AT}$  = 21,0102%
5. POT = 3,2247 Tahun
6. BEP = 45,5687%
7. IRR = 26,83%

Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik Phenol ini layak didirikan.

## DAFTAR ISI

Lembar Persetujuan.....	i
Berita Acara.....	ii
Pernyataan Keaslian Skripsi.....	iii
Kata Pengantar .....	iv
Abstraksi.....	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Tabel.....	viii
Daftar Gambar .....	ix
BAB I .....	I-1
BAB II .....	II-1
BAB III .....	III-1
BAB IV .....	IV-1
BAB V .....	V-1
BAB VI .....	VI-1
BAB VII .....	VII-1
BAB VIII .....	VIII-1
BAB IX .....	IX-1
BAB X .....	X-1
BAB XI .....	XI-1
BAB XII .....	XII-1
Daftar Pustaka	

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Data import Phenol.....	I-7
Tabel 2.1.	Data Eksport Phenol.....	I-8
Tabel 2.1.	Perbandingan Proses Pembuatan Phenol.....	II-12
Tabel 7.1.	Instrumentasi peralatan pabrik .....	VII-6
Tabel 7.2.	Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik .....	VII-13
Tabel 9.1.	Perincian Luas Tanah Bangunan.....	IX-7
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Karyawan .....	X-15
Tabel 10.2.	Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja .....	X-18
Tabel 10.3.	Daftar Upah (Gaji) Karyawan .....	X-22
Tabel D.1.	Total Kebutuhan Air Umpan Boiler.....	D-2
Tabel D.2.1.	Kebutuhan listrik pada proses produksi .....	D-76
Tabel D.2.2.	Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air .....	D-77
Tabel D.2.3.	Pemakaian listrik untuk penerangan .....	D-78
Tabel E.1.	Indeks harga alat pada tahun sebelum evaluasi.....	E-1
Tabel E.2.	Harga Peralatan Proses.....	E-4
Tabel E.3.	Harga Peralatan Utilitas .....	E-8
Tabel E.4.	Perhitungan gaji pegawai pabrik .....	E-9
Tabel E.5.	Cash flow untuk NPV selama 10 tahun dengan nilai sisa = 0.....	E-21
Tabel E.6.	Cash flow untuk IRR.....	E-22

## DAFTAR GAMBAR

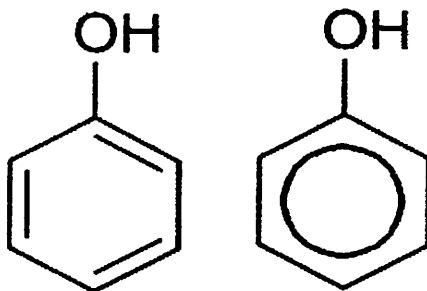
Gambar 2.1.	Blok Diagram Proses Cumene.....	II-2
Gambar 2.2.	Blok Diagram Proses Sulfonasi .....	II-4
Gambar 2.3.	Blok Diagram Proses Klorobenzena.....	II-6
Gambar 2.4.	Blok Diagram Proses Oksidasi Toluena .....	II-8
Gambar 2.5.	Blok Diagram Proses Raschig Hooker .....	II-9
Gambar 2.6.	Blok Diagram Proses Pembuatan Phenol .....	II-13
Gambar 9.1.	Lokasi Pabrik Phenol.....	IX-5
Gambar 9.2.	Tata Letak Bangunan (Lay Out) Pabrik.....	IX-9
Gambar 9.3.	Tata Letak Peralatan Pabrik.....	IX-12
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pabrik <i>Kuprisulfatpentahidrat</i> .....	X-24
Gambar E.1.	BEP .....	E-18

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Phenol atau asam karbolat atau benzenol adalah zat kristal tak berwarna yang memiliki bau khas. Rumus kimianya adalah  $C_6H_5OH$  dan strukturnya memiliki gugus hidroksil (-OH) yang berikatan dengan cincin fenil.



Proses pembuatan phenol ditemukan pada tahun 1834 yaitu dengan mengoksidasi batu bara. Phenol dapat digunakan sebagai antiseptik seperti yang digunakan Sir Joseph Lister saat mempraktikkan pembedahan antiseptik. Phenol merupakan komponen utama pada antiseptik dagang, triklorofenol atau dikenal sebagai TCP (*trichlorophenol*). Phenol juga merupakan bagian komposisi beberapa anestetika oral, misalnya semprotan kloraseptik.

Phenol merupakan senyawa Kristal yang tak berwarna dan meleleh pada suhu  $40^{\circ}C$  dan di perdagangkan dalam bentuk padatan dengan kemurnian 95%. Phenol bereaksi dengan basa kuat menghasilkan phenoksida dan phenolat. Phenol adalah senyawa yang sangat beracun seperti senyawa cresol dan juga bersifat korosif pada temperatur rendah.

Phenol berfungsi dalam pembuatan obat-obatan (bagian dari produksi aspirin), pembasmi rumput liar, dan lainnya. Phenol yang terkonsentrasi dapat mengakibatkan pembakaran kimiawi pada kulit yang terbuka. Penyuntikan phenol juga pernah digunakan pada eksekusi mati. Penyuntikan ini sering digunakan pada masa Nazi, Perang Dunia II. Suntikan phenol diberikan pada ribuan orang di kemah-kemah, terutama di Auschwitz-Birkenau. Penyuntikan ini dilakukan oleh dokter secara penyuntikan ke vena (intravena) di lengan dan jantung. Penyuntikan ke jantung dapat mengakibatkan kematian langsung.

## 1.2. Sifat-sifat Bahan Baku dan Produk

### 1.2.1. Sifat-sifat bahan baku

#### Cumene hidroperoksida

##### 1. Sifat-sifat fisika

- Rumus molekul :  $C_6H_5CH(CH_3)_2OOH$
- Berat molekul : 152,19
- Titik didih : 125 (°C)
- Densitas pada 40°C : 1,02 (g/cm<sup>3</sup>)
- Kelarutan : 1,5 g / 100 ml

##### 2. Sifat-sifat kimia

- Tidak berwarna sampai pucat kekuningan

##### 3. Ekonomi

- Harga : Rp 37 600 000,- per ton
- Produksi : Sinomchem Nanjing Corporation, China

## 1.2.2. Sifat-sifat bahan penolong

### a. Asam sulfat

#### 1. Sifat fisika

- Rumus molekul :  $\text{H}_2\text{SO}_4$
- Berat molekul : 98
- Bentuk : cairan tak berwarna
- Titik lebur :  $10,49^\circ\text{C}$
- Titik didih :  $340^\circ\text{C}$
- Densitas :  $1,834 \text{ Kg/m}^3$
- Kapasitas panas :  $0,37 \text{ Kkal/g } ^\circ\text{C}$

#### 2. Sifat kimia

- Merupakan bahan penhidrasi yang kuat, mampu menyingkirkan air dari banyak senyawa.

#### 3. Ekonomi

- Harga : Rp 623 875 per ton
- Produksi : Hebei Baoshuo, China

### b. Natrium Hidroksida

#### 1. Sifat fisik

- Rumus molekul :  $\text{NaOH}$
- Berat Molekul : 40
- Bentuk : kristal putih
- Titik didih :  $1388^\circ\text{C}$



## 2. Sifat kimia

- Merupakan senyawa korosif

## 3. Ekonomi

- Harga : Rp 935 812 per ton
- Produksi : Baotou, China

### 1.2.3. Sifat-sifat produk

#### a. Phenol

##### 1. Sifat-sifat fisika

- Rumus molekul :  $C_6H_5OH$
- Berat molekul : 94
- Viskositas pada 30°C : 2,47 (mm<sup>2</sup>/dt)
- Titik didih : 181,84 °C
- Titik beku : 40,9 °C
- Densitas pada 30°C : 1,132 °C

##### 2. Sifat-sifat kimia

- Larut dalam etil eter, etil alkohol, carbon tetra klorida, asam asetat, gliserol dan benzene
- Kurang larut dalam paraffin hidrokarbon
- Beracun

##### 3. Ekonomi

- Harga : Rp 494.500.000,- per ton

## b. Aseton

## 1. Sifat-sifat fisika

- Rumus molekul :  $\text{CH}_3\text{COCH}_3$
- Berat molekul : 58
- Panas pembakaran : 427 Kkal/mol
- Viskositas : 0,316 Cp
- Cp liquid : 0,517 cal/g
- Titik didih : 56,1 °C
- Densitas : 0,789 g/cm<sup>3</sup>

## 2. Sifat-sifat kimia

- Tidak mudah teroksidasi

## 3. Ekonomi

- Harga : Rp 132 187 500,- per ton

Perhitungan *Gross Profit Margin* (GPM) :

	Reaktan			Produk	
	$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}(\text{CH}_3)_2\text{OO}$	$\text{H}_2\text{SO}_4$	NaOH	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	$\text{CH}_3\text{COCH}_3$
Reaksi (mol)	1	1	1	1	1
Harga (Rp)	8600	150	37	46483	7700
Jumlah	8600	150	37	46483	7700

Dari tabel diatas dapat dihitung GPM dari pabrik Phenol adalah :

$$\begin{aligned} \text{GPM} &= \text{Harga Produk (Rp)} - \text{Harga Reaktan (Rp)} \\ &= (46483 + 7700) - (8600 + 150 + 37) = \text{Rp. 45396,-} \end{aligned}$$

Maka dengan GPM (+) maka pabrik layak didirikan.

### 1.3. Kegunaan Phenol

Phenol banyak digunakan dalam berbagai macam industri, seperti :

- Industri bahan peledak
- Industri bahan perekat
- Insektisida
- Industri farmasi
- Industri glasswool
- Sebagai zat pewarna

### 1.4. Penentuan Kapasitas Produk

Kapasitas produksi suatu pabrik perlu direncanakan terlebih dahulu dalam mendirikan pabrik, hal tersebut dilakukan untuk mengantisipasi permintaan baik dalam negeri serta mengurangi laju impor phenol dalam negeri. Pabrik phenol direncanakan didirikan pada tahun 2014 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk menutupi nilai impor dari luar negeri. Untuk menghitung kapasitas menggunakan rumus :

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

Dimana :  $M_1$  = Jumlah impor pada tahun yang diinginkan

$M_2$  = Jumlah produksi pada tahun yang diinginkan

$M_3$  = Peluang Kapasitas pada tahun yang diinginkan

$M_4$  = Jumlah ekspor pada tahun yang diinginkan

$M_5$  = Jumlah konsumsi pada tahun yang diinginkan

Untuk menghitung jumlah setiap kebutuhan digunakan rumus :

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

Dimana : M = jumlah kebutuhan pada tahun yang diinginkan

$X_0$  = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2009 dan 2014 (5 tahun)

Tabel. 1.1. Data impor di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan (%)
2006	14735325	-
2007	18987920	28,85986566
2008	18608338	-1,999070988
2009	14037581	-24,5629513
Rata-rata		0,574460845

Dari data pada table 1.2. didapatkan rata-rata persen kenaikan kebutuhan phenol sebesar 0,5744%. Sehingga besarnya ekspor pada tahun 2014 diperkirakan :

$$\begin{aligned} M_1 &= X_0 (1+i)^n \\ &= 14037581 (1+0,0057)^5 \\ &= 14442238,94 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

Tabel. 1.2. Data ekspor di Indonesia (Sumber : BPS)

Tahun	Jumlah	Pertumbuhan (%)
2006	720263	-
2007	1148138	59,40538387
2008	1234336	7,5076341
2009	923679	-25,16794455
Rata-rata		10,43626835

Dari data pada table 1.1. didapatkan rata-rata persen kenaikan kebutuhan phenol sebesar 10,4362%. Sehingga besarnya ekspor pada tahun 2014 diperkirakan :

$$\begin{aligned}
 M_5 &= X_0 (1+i)^n \\
 &= 923679 (1+0,1043)^5 \\
 &= 1516898,182 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

Dari data diatas maka jumlah peluang kapasitas produksi pada tahun 2014 adalah :

$$\begin{aligned}
 M_1 + M_2 + M_3 &= M_4 + M_5 \\
 M_1 + (-) + M_3 &= M_4 + (-) \\
 M_3 &= M_1 - M_4 \\
 &= 14442238,94 - 1516898,182 \\
 &= 12925340,76 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

Untuk kebutuhan ekspor maka ditambahkan 40 % dari peluang kapasitas, sehingga kapasitas total pada tahun 2014 adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang kapasitas} &= (0,5 \times 12925340,76) + 12925340,76 \\
 &= 6462670,38 + 12925340,76 \\
 &= 19388011,14 \text{ kg/tahun} \\
 &= 19388,01114 \text{ Ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi berdasarkan data tersebut diatas, kapasitas pabrik phenol yang akan didirikan tahun 2014 adalah 19388,01114 Ton/tahun. Pada perancangan pabrik phenol ini di ambil kapasitas produksi sebesar 19,000 ton/tahun.

### **1.5. Pemilihan Lokasi**

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik phenol ini adalah Gresik, hal ini dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu bahan baku, pemasaran, faktor utilitas (air, listrik, dan bahan bakar), keadaan geografis dan iklim, tenaga kerja, transportasi dan faktor-faktor lainnya.

Faktor bahan baku merupakan salah satu faktor utama dalam pemilihan lokasi pabrik, karena akan menentukan tingkat keekonomisan dari perusahaan dan kapasitas dari bahan baku tersebut mempengaruhi lancar atau tidaknya produksi.

Kawasan Industri Gresik memiliki fasilitas yang dapat menunjang kebutuhan bahan baku, dan juga gresik merupakan kota industri yang dapat memasok kebutuhan bahan hasil produk dari pabrik tetangga. Sehingga tidak memerlukan biaya transportasi yang besar.

Kota Gresik sebagai kota industri juga memiliki banyak hal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik. Ditunjang dengan Kawasan industri Gresik yang

memfasilitasi segala bentuk kebutuhan dari industri sehingga kebutuhan listrik dan air untuk pabrik dapat dipenuhi, selain itu akses jalan di kota Gresik cukup banyak dan dapat dilalui truk-truk besar. Selain itu untuk telekomunikasi juga tersedia cukup baik. Hal ini dikarenakan letak kota yang tidak jauh dari Surabaya.

Karena Gresik dikenal sebagai kota industri, maka ijin untuk mendirikan pabrik di Pasuruan tidaklah susah. Selain itu pasokan tenaga kerja berkualitas juga dapat dipenuhi, karena dekat dengan kota Surabaya.

## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

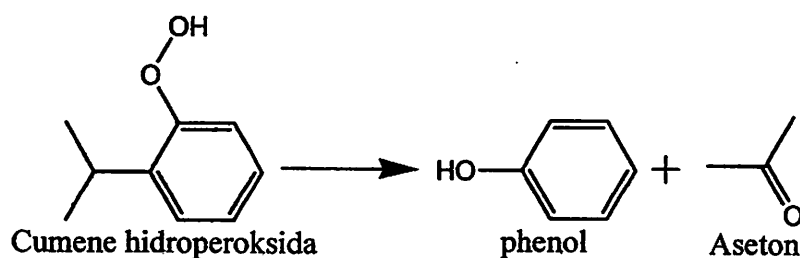
#### 2.1. Macam-macam Proses Pembuatan Phenol

Dikenal lima macam proses pembuatan phenol, yaitu :

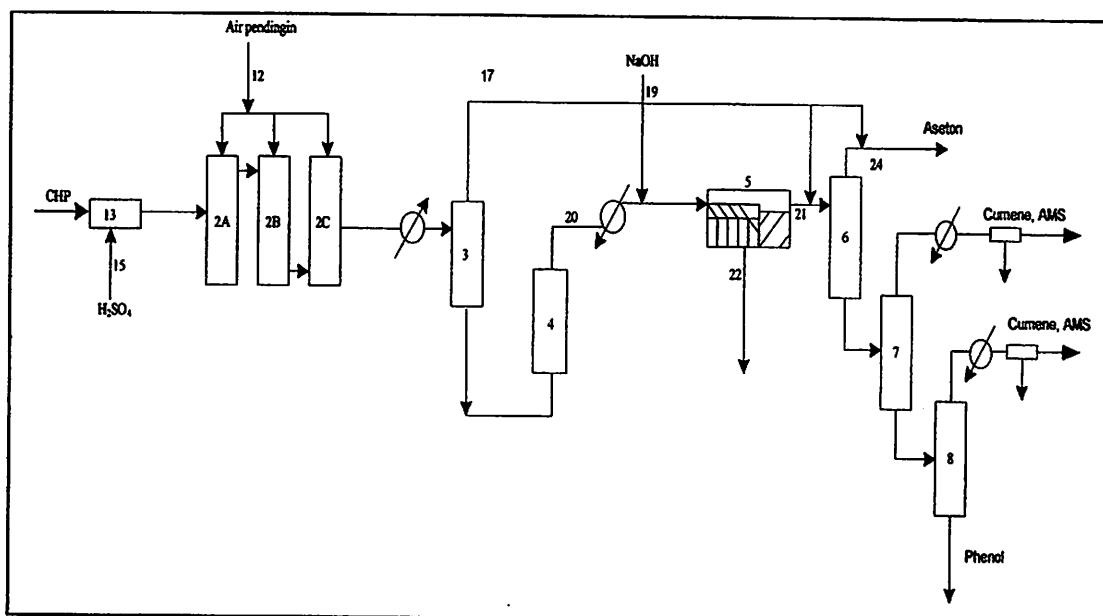
- a. Proses Cumene
- b. Proses sulfonasi
- c. Proses klorobenzena
- d. Proses oksida toluene
- e. Proses raschig hooker

##### 2.1.1. Proses Cumene

Proses cumene adalah proses pembentukan phenol, dan aseton. Metode ini dibagi menjadi dua yaitu, pertama adalah oksidasi cumene dengan menggunakan udara menjadi cumene hidroperoksida (CHP), yang kedua adalah CHP dengan penambahan katalis asam akan mengurai membentuk phenol dan aseton.







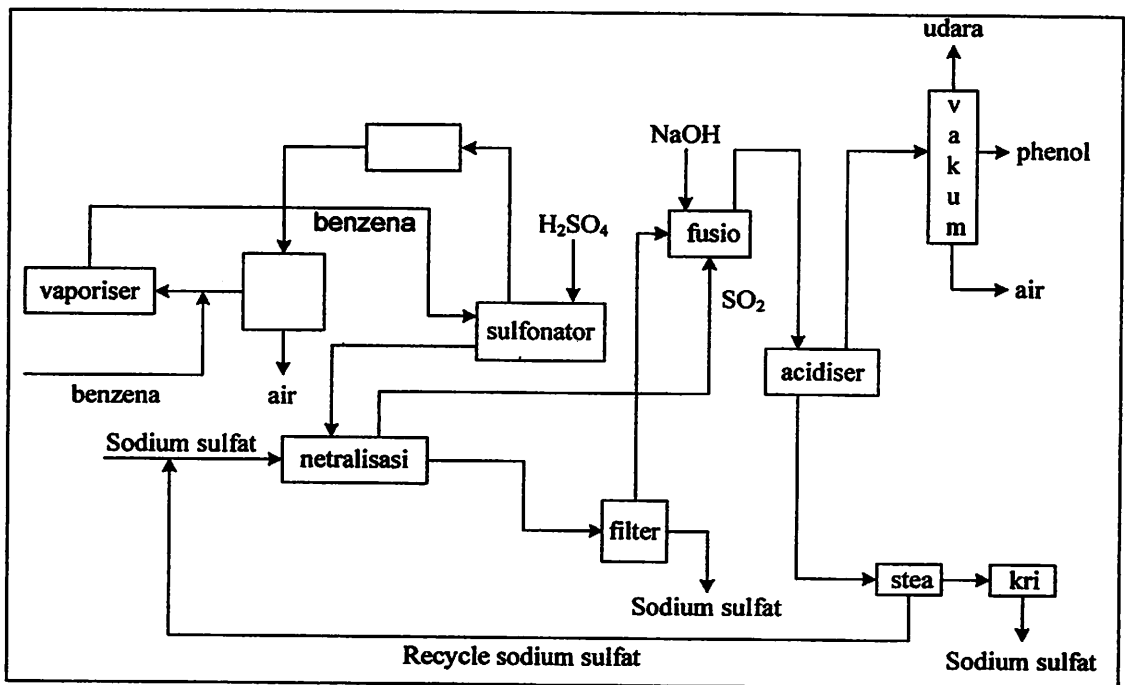
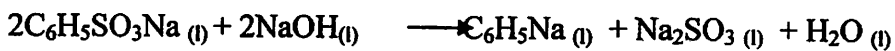
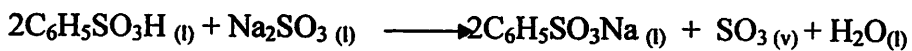
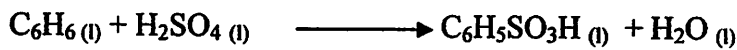
Gambar 2.1. Blok diagram pembuatan phenol dengan Cumene Hidroperoksida

Pada proses ini bahan baku berupa cumene hidroksida yang digunakan adalah cumene hidroperoksida teknis 80%. Bahan baku dimasukkan kedalam mixer 13, dalam mixer tersebut ditambahkan katalis berupa asam sulfat melalui pipa 15. Setelah melalui proses pengadukan kemudian Cumene hidroperoksida (CHP) dan asam sulfat dimasukkan kedalam reaktor 2A, 2B, 2C secara seri. Dengan konversi reaksi yang berbeda untuk setiap reaktor. Setelah melalui proses reaksi (reaksi penguraian), kemudian hasil dari reaksi tersebut berupa phenol, aseton, sisa CHP, cumene, AMS, dan beberapa produk samping yang sangat kecil jumlahnya. Setelah melalui keluar dari reactor kemudian hasil reaksi dimasukkan kedalam evaporator 3 dengan tujuan untuk memisahkan aseton dan produk yang lain, aseton berupa fraksi uap yang keluar melalui pipa 17. Fraksi bawah keluar dan masuk kedalam reactor turbular. Pada reactor turbular ini diasumsikan konversi terjadi 100%. Sehingga tidak terdapat CHP yang tidak bereaksi. Produk yang

dihasilkan dari reactor turbular 4 kemudian di masukan kedalam tangki penetralan dengan penambahan NaOH sebagai bahan penetral untuk mengurangi kadar asam sulfat yang ada pada produk. Kemudian dimasukan kedalam dekanter 5 untuk memisahkan garam yang terbentuk akibat reaksi penetralan. Untuk produk kemudian masuk kedalam tahap pemurnian yaitu kolom distilasi. Pada kolom distilasi pertama 6, aseton yang masih tersisa pada produk dipisahkan untuk mendapat phenol dengan kemurnian yang tinggi. Hasil atas adalah aseton yang kemudian digabungkan dengan aseton pada pemisahan pertama (evaporator) kemudian dikemas. Produk bawah masuk kedalam kolom distilasi 7, dengan tujuam untuk memisahkan cumene dan AMS yang merupakan produk samping. Setelah itu produk bawah masuk kedalam kolom distilasi 8 dengan tujuan yang sama yaitu memisahkan cumene dan AMS. Prodeuk bawah dari kolom 8 adalah phenol dengan kemurnian yang tinggi yang langsung dapat di kemas untuk di jual di pasar.

### 2.1.2. Proses Sulfonasi Benzena

Proses sulfonasi benzena merupakan proses pembuatan phenol dengan menambahkan  $H_2SO_4$  pada uap benzena agar terbentuk asam sulfonat. Asam sulfonat yang diperoleh dinetralkan dengan NaOH dan diubah menjadi phenol dengan menambahkan asam sulfat. Reaksi yang terjadi :



Gambar 2.2. Blok diagram pembuatan phenol dengan prose sulfonasi

Proses sulfonasi dimulai dengan mereaksikan benzena dengan  $H_2SO_4$  pada sulfonator. Hasil berupa asam benzena sulfonat. Dalam tangki netraliser diumpamakan air yang mengandung sodium solfit, dengan suhu  $150^\circ C$ , katalis

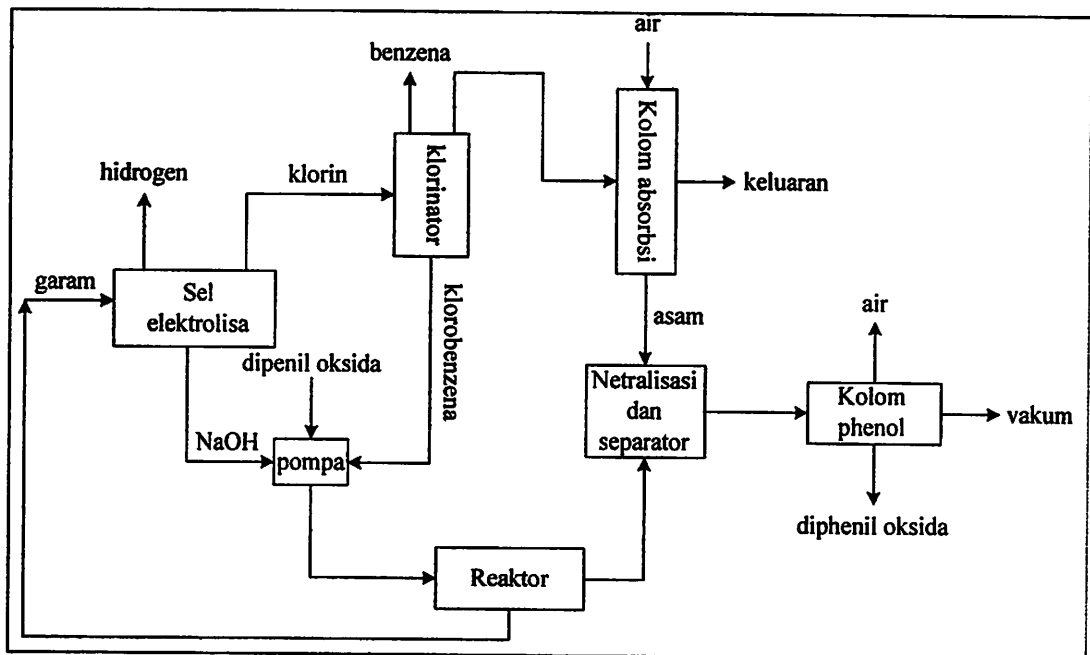
yang digunakan NaOH. Hasil dari netraliser dikirim kefilter tank untuk memisahkan sodium solfit dari sodium benzena sulfonat dan gas SO<sub>2</sub> yang terbentuk dialirkan ketangki pengasaman.

Sodium benzena sulfonat sebagai larutan induk dipompakan kedalam fusion yang berisi soda kaustik. Larutan sodium phenat, sodium sulfit, dan sodium hidroksida diasamkan dengan SO<sub>2</sub> dari hasil netralisasi sehingga menghasilkan phenol.

Phenol yang terbentuk sebagai lapisan atas dimurnikan dalam vakum kolom untuk mendapatkan kemurnian phenol yang tinggi. Slure sulfit yang terbentuk dialirkan ke stea steam, dimana produknya sebagian direcycle kembali ketangki netralisasi dan sebagian lagi diumpankan ke kristaliser untuk mendapatkan sodium sulfit sebagai hasil samping.

### 2.1.3. Proses Klorobenzena

Proses klorobenzena adalah proses pembuatan phenol dengan cara menambahkan NaOH dalam klorobenzena agar terbentuk natrium phenat dan menambahkan asam dalam natrium phenat agar dihasilkan phenol. Ada dua modifikasi proses hidrolisa untuk membuat phenol dari benzena tapi hanya satu yang digunakan secara komersial, yaitu soda kaustik digunakan sebagai hidrolisa agent, sedangkan sodium karbonat yang telah digunakan tidak ekonomis secara komersial.

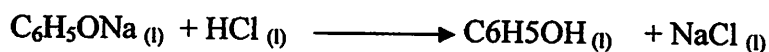
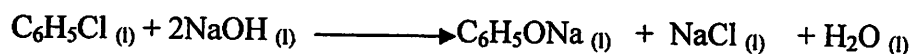


Gambar 2.3. Blok diagram pembuatan phenol dengan proses klorobenzena

Pada proses ini, diphenil klorida dan larutan soda kaustik dialirkan kepompa bertekanan tinggi. Diphenil oksida ditambahkan untuk mencegah terbentuknya reaksi samping selama proses hidrolisa. Campuran ini diumpukan kedalam reaktor. Pada reaktor ini terjadi proses hidrolisa pada tekanan 5000 psi pada suhu 400°C dengan waktu reaksi 15-20 menit.

Produk dari reaktor ini dialirkan kedalam netraliser dan separator. Disini digunakan HCl dari menara absorber asam untuk proses netralisasi dan pemisahan. Natrium klorida yang terbentuk dipisahkan dan direcycle kembali kedalam sel elektrolisa untuk menghasilkan klorine, soda kaustik dan hidrogen.

Reaksi yang terjadi :

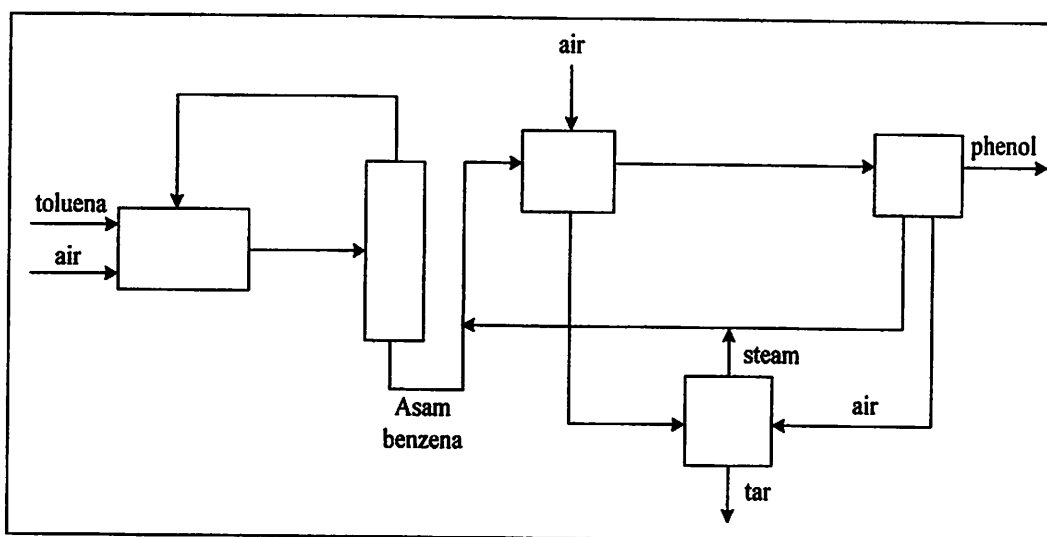
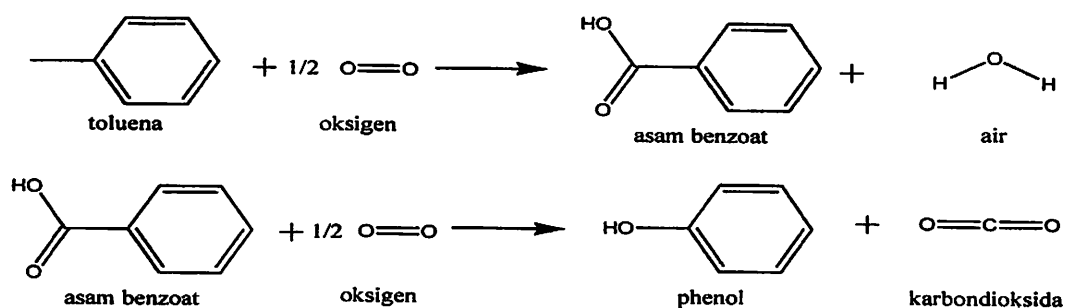


Hasil netralisasi diumpamakan kedalam vakum kolom untuk mendapatkan produk phenol dan diphenil oksida sebagai hasil samping.

#### 2.1.4. Proses Oksidasi Toluena

Proses oksidasi toluena adalah proses pembuatan phenol dimana terjadi oksidasi toluena menjadi asam benzoat dan oksidasi asam benzoat menjadi phenol. Tiga reaksi kimia proses oksidasi toluene-asam benzoic yang dioksidasi pada toluene untuk asam benzoic, oksidasi pada asam benzoic untuk phenil benzoate, dan hidrolisis pada phenil benzoate untuk phenol. Tipe proses ini ada dua langkah. Langkah pertama, oksidasi pada toluene untuk asam benzoic dicapai dengan udara dan katalisator garam unsur kimia pada temperatur antara 230°C. reaktor dioperasikan pada tekanan 25 psi, ukuran (2,1 kg/cm<sup>2</sup> ukuran) dan konsentrasi katalis antara 0,1 % dan 0,3 %, kemudian disaring dan asam benzoic dibersihkan lalu dikumpulkan. Keseluruhan hasil proses ini yang dipercaya 68 mol % toluena.

Langkah kedua, dimana asam benzoic dioksidasi dan hidrolisis untuk phenol, dibawa keluar didua reaksi. Di reaktor pertama, asam benzoic dioksidasi ke phenil benzoat di udara dan campuran katalis pada tembaga dan garam magnesium. Reaktor beroperasi pada 234°C dan 147 kPa ukuran (1,5 kg/cm<sup>2</sup> ukuran). Phenil benzoic kemudian dihidrolisis dengan uap air di dua reaktor untuk hasil phenol dan karbon dioksida. Ini terjadi pada 200°C dan tekanan atmosfer. Hasil keseluruhan phenol dari asam benzoic adalah 88 mol %. Reaksi yang terjadi:

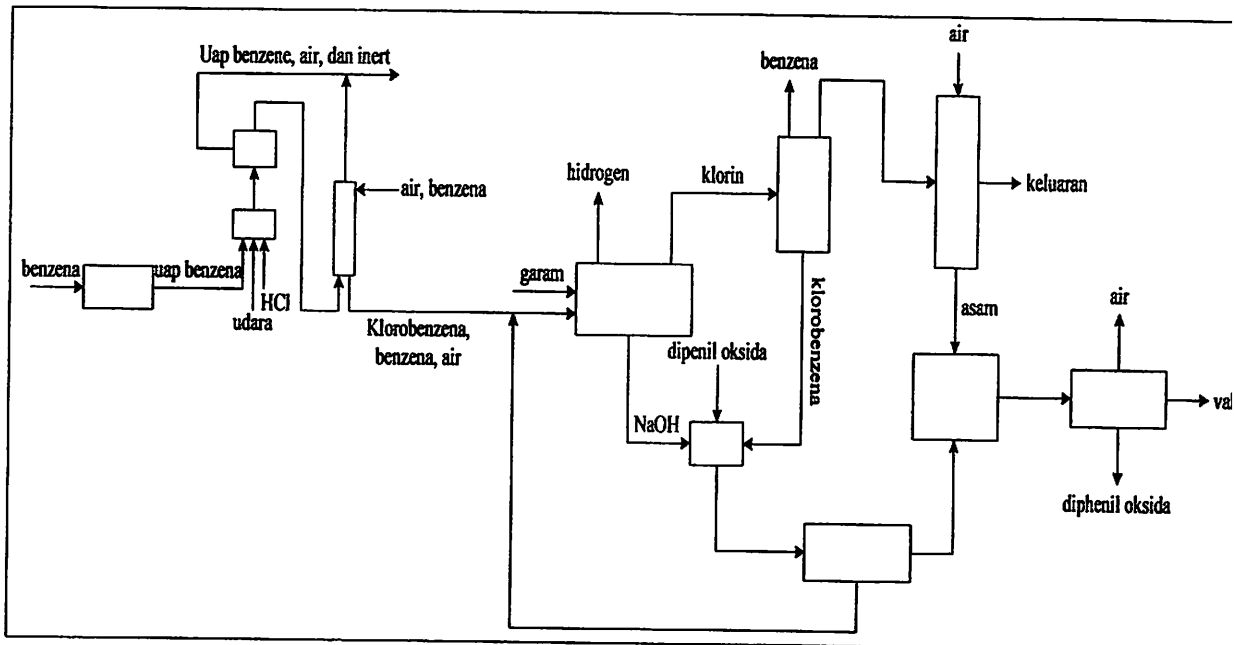
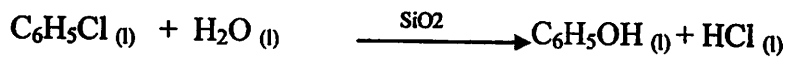
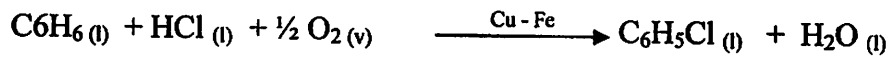


Gambar 2.4. Blok diagram pembuatan phenol dengan proses oksidasi toluena

Pada proses ini, toluene dioksidasi pada temperatur 125°C dan tekanan 2 atm dengan menggunakan katalis cobalt. Hasil oksidasi dipisahkan pada kolom distilasi, dimana toluene yang tidak bereaksi direcycle kembali sebagai bahan baku. Asam benzoat hasil pemisahan dioksida kembali menjadi phenol pada temperatur 230°C dengan menggunakan katalis Cu-Mn. Pemisahan phenol dari campurannya dilakukan pada kolom distilasi.

#### 2.1.5. Proses Raschig Hooker

Proses rashing hooker adalah proses pembuatan phenol dengan cara klorinasi benzena dengan menggunakan katalis Cu-Fe dan hidrolisis klorobenzena menjadi phenol dengan menggunakan katalis SiO<sub>2</sub>. Reaksi yang terjadi :



Gambar 2.5. Blok diagram pembuatan phenol dengan proses Raschig Hooker

Proses Raschig Hooker dimulai dengan mengalirkan uap benzena dari kolom fraksinasi dan udara ke turbular superheater pada temperatur  $500^{\circ}\text{C}$ , kemudian diumpankan kedalam mixer uap. Disini dilakukan pencampuran uap asam klorida dari vaporizer HCl. Hasil dari mixer uap dilewatkan ke klorinator dan temperatur dijaga  $200\text{-}300^{\circ}\text{C}$  dengan sirkulasi udara pendingin. Produk dari klorinator dimasukan kedalam kondensordan klorobenzena sebagai kondensat dikeluarkan dari bagian bawah dan dialirkan kedalam kolom distilasi (still). Produk atas kondensor didinginkan lebih lanjut dan sisa benzena diserap oleh hidrokarbon oil sebelum dibuang ke atmosfer. Benzena digunakan sebagai make-up pada ekstraktor phenol.



Klorobenzena dari bagian bawah kondensor dipindahkan dengan menggunakan menara distilasi dan dihasilkan poliklorobenzena sebagai produk samping. Produk dari kolom distilasi ditambahkan dengan air, selanjutnya dialirkan ke scrubber bersama dengan produk hasil hidroliser. Pada scrubber, HCl diabsorpsi dan direcycle kembali ke vaporiser HCl.

Uap dari bagian atas scrubber mengandung klorobenzena dari phenol. Air panas diumpankan pada kolom pencuci phenol untuk menyerap phenol. Klorobenzena dan uap air keluar dari bagian atas kolom pencuci phenol dan dipanaskan sampai 400°C lalu dipanaskan lagi sampai 500°C dalam superheater uap.

Larutan phenol dan air dari bagian bawah kolom pencuci phenol dimasukkan kedalam ekstraktor phenol dengan menggunakan benzena sebagai media penyerap. Air dari bagian bawah ekstraktor phenol disirkulasi menuju kolom pencuci phenol, sedangkan campuran phenol benzena sebagai produk atas diumpankan ke kolom fraksinasi. Hasil bawah yang berupa krude phenol kemudian didistilasi pada kolom pemurnian sampai didapatkan produk phenol dengan kemurnian tinggi.

## **2.2. Seleksi Proses**

Dari kelima macam proses pembuatan phenol diatas, selanjutnya dilakukan pemilihan terhadap jenis proses yang paling baik. Dalam penentuan proses yang akan digunakan, perlu dipertimbangkan beberapa hal, yaitu :

- Segi teknologi proses
- Segi ekonomis

### 2.2.1. Segi Teknologi Proses

Pada proses pembuatan phenol, teknologi proses yang digunakan harus tepat. Hal ini akan mempengaruhi mutu produk baik dari segi kemurnian dan konversi reaksi yang terjadi.

### 2.2.2. Segi Ekonomis

Dari segi ekonomis, hal yang perlu dipertimbangkan adalah mengenai harga peralatan dan bahan baku. Pengadaan peralatan yang tidak terlalu banyak dapat memperkecil modal yang dibutuhkan, demikian juga dengan bahan baku. Bahan baku yang digunakan harus mudah didapat dan dekat dengan lokasi pabrik sehingga dapat menghemat biaya transportasi.

Dari uraian proses diatas, dapat dibuat tabel perbandingan dari kelima macam proses pembuatan phenol seperti terlihat dalam tabel 2.1.

Tabel 2.1. Perbandingan Proses Pembuatan Phenol

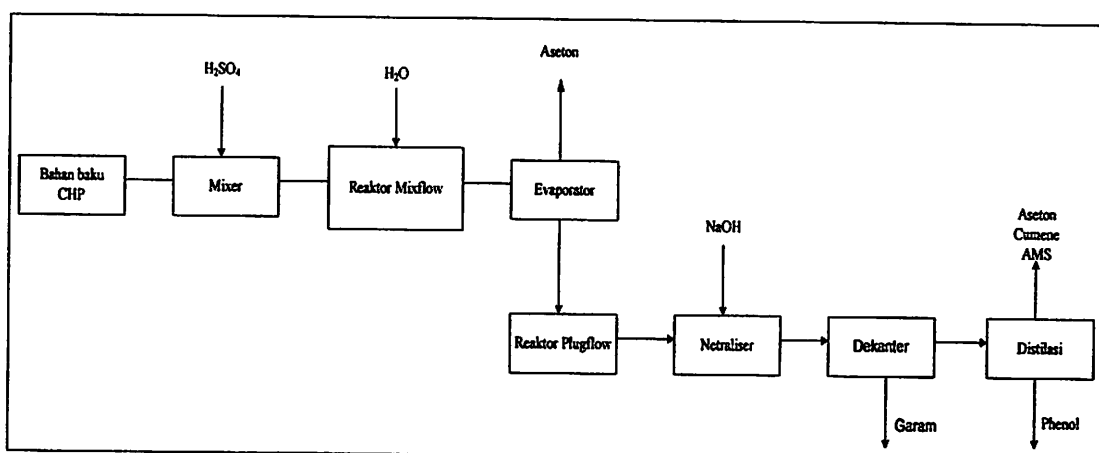
No	Parameter	Jenis Proses				
		Proses Cumene hidropersida	Proses Sulfonasi Benzena	Proses Klorobenzena	Proses Oksidasi Toluena	Proses Raschig Hooker
1.	<b>Aspek Teknis</b> - Bahan baku - Proses - Tekanan - Suhu - Waktu - Katalis - Yield - Produk samping	CHP Kontinyu 2 atm 110°C 8 menit Asam sulfat 99,5 % Aseton	Benzene Kontinyu 150°C NaOH 85 % Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	Klorobenzena Kontinyu 5000 psi 400°C HCl 90 % NaCl	Toluene Batch 25 psi 230°C Cu-Mn 90 % CO <sub>2</sub>	Benzene Kontinyu 500°C Cu-Fe/SiO <sub>2</sub> Benzene
2.	<b>Aspek Ekonomi</b> - Biaya operasi - Biaya investasi	Relatif murah Relatif murah	Relatif mahal Relatif mahal	Relatif murah Relatif murah	Relatif mahal Relatif mahal	Relatif mahal Relatif mahal

Dari tabel 2.1. terlihat bahwa proses pembuatan phenol dengan menggunakan cumene hidroperoksida sebagai bahan bakunya terlihat lebih menguntungkan, karena dari segi proses yang digunakan lebih mudah dan suhu serta tekanan operasinya tidak terlalu tinggi, konversi reaksi cukup tinggi, dan prosesnya berjalan secara kontinyu. Oleh karena itu, dipilihlah proses peroksida sebagai proses pembuatan phenol.

### 2.3. Uraian Proses

Proses peroksida cumene mengalami beberapa tahapan proses, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian
4. Tahap penanganan produk



Gambar 2.5. Blok diagram proses pembuatan phenol

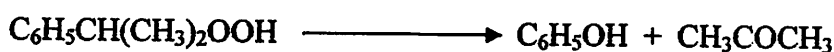
#### 2.3.1. Tahap persiapan bahan baku

Feed yang berupa Cumene Hidroperoksida (CHP) dari tangki (F-111) dimasukkan kedalam mixer (M-115), dengan pompa (L-113) asam sulfat (0,7 % dari CHP) di alirkan masuk kedalam mixer untuk dicampurkan dengan CHP.

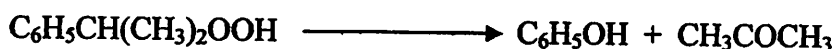
Asam sulfat berfungsi sebagai katalis yang membantu terjadinya reaksi penguraian CHP menjadi phenol dan aseton.

### 2.3.2. Tahap reaksi

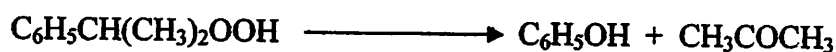
Pada tahap reaksi ini terjadi reaksi penguraian dari CHP menjadi Phenol dan Aseton. Pada reaktor (R-110) reaksi terjadi pada suhu 68°C dengan konversi reaksi 62 %, dengan tekanan 1 atmosfer. Untuk meningkatkan hasil reaksi ditambahkan air sebesar 1,5 % dari jumlah CHP yang masuk. Adapun reaksi yang terjadi pada reaktor (R-110) adalah :



Kemudian secara seri masuk ke dalam reaktor (R-120) pada suhu 67°C dengan konversi reaksi 94 %, dengan tekanan 1 atmosfer. Adapun reaksi yang terjadi pada reaktor (R-120) adalah :

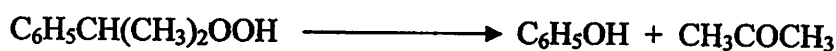


Kemudian masuk kedalam reaktor (R-130) pada suhu 60°C dengan konversi reaksi 98 %. Proses tersebut berlangsung pada tekanan 1 atm. Adapun reaksi yang terjadi pada reaktor (R-130) adalah :



Produk dari reaktor kemudian di masukan kedalam evaporator (V-142), evaporator ini berfungsi untuk memisahkan aseton dari campuran produk dan bahan baku yang telah bereaksi dengan asam sulfat. Pada evaporator ini suhu yang digunakan adalah 60°C yaitu suhu titik didih aseton, waktu tinggal liquid dalam reactor adalah 10 menit. Sehingga aseton yang menguap hanya 10%. Hal tersebut dikarenakan masih dibutuhkannya aseton pada proses penguraian sisa bahan baku

(CHP) pada reaktor (R-140). Hasil atas evaporator (aseton) yang keluar dimasukkan kedalam cooler (E-145) yang akan di pindahkan menuju tangki aseton. Untuk hasil bawah merupakan campuran hasil reaksi (produk) dan sisa bahan baku yang belum bereaksi. Hasil bawah tersebut kemudian masuk kedalam reaktor turbular (R-140) yang bertugas untuk menguraikan sisa bahan baku yang masih belum bereaksi pada reaktor sebelumnya, pada reaktor turbular ini diasumsikan reaksi terjadi 100%, karena jumlah dari CHP yang sangat sedikit Reaktor turbular ini beroperasi pada suhu 130°C dengan tekanan 1 atm. Adapun reaksi yang terjadi pada reaktor (R-140) adalah :



### 2.3.3. Tahap pemurnian

Hasil dari reaktor turbular (R-140) kemudian campuran produk didinginkan pada cooler (E-152) pada suhu 50°C. Setelah proses pendinginan kemudian masuk pada proses penetralan pada tangki penetralan (M - 150) dimana terdapat penambahan NaOH. Pada proses penetralan ini terjadi reaksi antara asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dengan NaOH pada suhu 50°C, dengan persamaan reaksi sebagai berikut



Kemudian masuk campuran produk dan hasil reaksi dari proses penetralan masuk kedalam dekanter (D - 162) dengan tujuan untuk memisahkan garam yang terbentuk akibat reaksi penetralan. Dari pemisahan tersebut menghasilkan produk atas yang terdiri dari phenol aseton, dan beberapa produk samping yang memiliki komposisi yang kecil. Dan hasil bawah yang berupa garam Natriumsulfat dan air,

hasil bawah tersebut kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan garam (F-158). Produk atas dari Dekanter dengan komposisi berupa cumene, phenol, aseton dan air serta impurities, kemudian dialirkan kedalam kolom distilasi (D-160) dengan tujuan untuk memisahkan aseton yang masih terkandung. Suhu bagian distilat adalah 57 °C dan suhu bagian bawah adalah 110 °C. Kemudian hasil bawah masuk kedalam kolom distilasi (D-170) yang bertujuan untuk memisahkan campuran cumene dan air yang terkandung. Suhu yang digunakan pada bagian distilat 102 °C dan suhu bagian bawah adalah 110 °C. pemisahan cumene dan air yang terkandung adalah untuk mendapatkan phenol dengan kualitas yang tinggi.

#### 2.3.4. Tahap penanganan produk

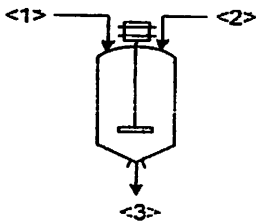
Setelah mendapatkan Produk (phenol) melalui hasil bawah dari kolom distilasi (D-170) kemudian phenol dialirkan kedalam tangki penampung (F-178) dengan suhu dijaga pada suhu 45 °C dengan fasa cair.

### BAB III

### NERACA MASSA

Pabrik ini didirikan dengan kapasitas = 19.000 ton/tahun  
Basis perhitungan = 330 hari/tahun  
Kapasitas produksi = 19.000 ton/tahun  
= 19.000 ton/tahun / 330 hari/tahun  
= 57,5758 ton/hari × 1.000 kg/ton  
= 57.575,7576 kg/hari = 2398,9899 kg/jam  
Basis = 4849 kg/jam CHP

#### 1. Mixer I (M-115)



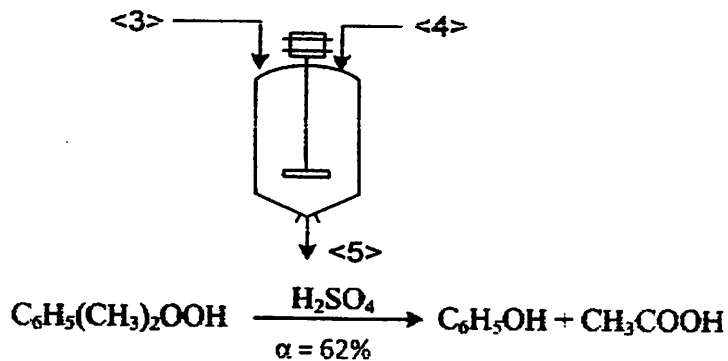
Fungsinya : untuk mencampurkan cumene hidroperoksida dengan katalis asam sulfat



Jadi neraca massa pada mixer (M-111) adalah :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <1> CHP teknis		Aliran <3> masuk ke reaktor	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP	3879,2177	CHP	3879,2177
Cumene	775,8435	Cumene	775,8435
DPC	150,3197	DCP	150,3197
ACP	19,3961	ACP	19,3961
DCP	24,2451	DCP	24,2451
Jumlah	4849,0221	H2SO4	17,5075
Aliran <2> larutan H2SO4		Air	0,3573
Komponen	Berat (Kg)		
H2SO4	17,5075		
Air	0,3573		
Jumlah	17,8648		
Total	4866,8870	Total	4866,8870

## 2. Reaktor I (R-110)

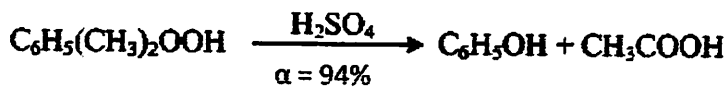
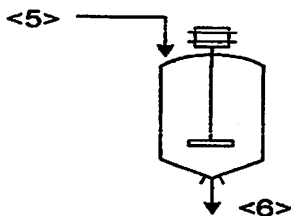


Fungsi : Menguraikan Cumene Hidroperoksida (CHP) menjadi Phenol dan Aseton

Jadi neraca massa pada reaktor (R-110) adalah :

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Aliran <3> dari mixer		Aliran <5> masuk reaktor I	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis		CHP teknis	
- CHP	3879,2177	- CHP	1474,1027
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H2SO4	17,5075	H2SO4	17,5075
Air	0,3573	Air	7,2480
Jumlah	4866,8870	Phenol	1487,3737
Aliran <4> H2O		Aseton	917,7412
Komponen	Berat (Kg)		
Air	6,8907		
Jumlah	6,8907		
Total	4873,7777	Total	4873,7777

3. Reaktor II (R-120)

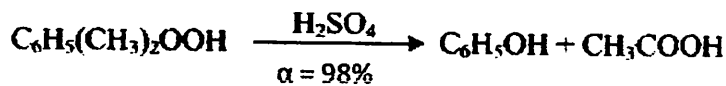
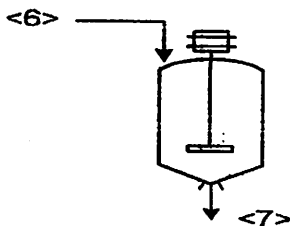


Fungsi : Menguraikan Cumene Hidroperoksida (CHP) menjadi Phenol dan Aseton

Jadi neraca massa pada reaktor II (R-120) adalah :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <5> dari reaktor I		Aliran <6> dari reaktor II	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	1474,1027	- CHP	88,4462
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H2SO4	17,5075	H2SO4	17,5075
Air	7,2480	Air	7,2480
Phenol	1487,3737	Phenol	2344,2929
Aseton	917,7412	Aseton	1446,4786
Total	4873,7777	Total	4873,7777

4. Reaktor III (R-130)

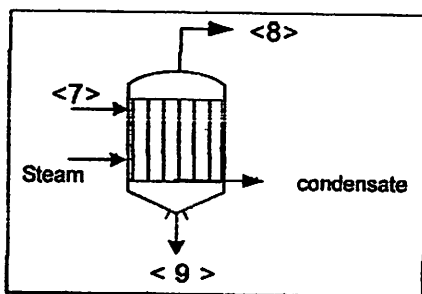


Fungsi : Menguraikan Cumene Hidroperoksida (CHP) menjadi Phenol dan Aseton

Jadi neraca massa pada reaktor III (R-130) adalah :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <6> dari reaktor II		Aliran <7> dari reaktor III	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	88,4462	- CHP	1,7689
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H2SO4	17,5075	H2SO4	17,5075
Air	7,2480	Air	7,2480
Phenol	2344,2929	Phenol	2397,8960
Aseton	1446,4786	Aseton	1479,5528
Total	4873,7777	Total	4873,7777

5. Evaporator (V-142)

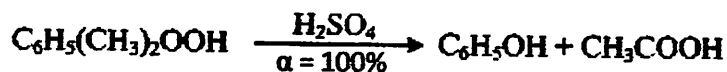
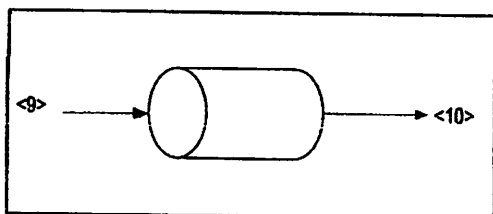


Fungsinya : untuk memisahkan aseton dari campuran hasil penguraian CHP

## Neraca massa untuk evaporator (V-142)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <7> dari reaktor III		Aliran <9> dari evaporator	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	1,7689	- CHP	1,7689
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17,5075	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17,5075
Air	7,2480	Air	7,2480
Phenol	2397,8960	Phenol	2397,8960
Aseton	1479,5528	Aseton	1375,1778
		jumlah	4769,4027
		Aliran <8> dari evaporator	
		Aseton	104,3750
		jumlah	104,3750
<b>Total</b>	<b>4873,7777</b>	<b>Total</b>	<b>4873,7777</b>

## 6. Reaktor IV

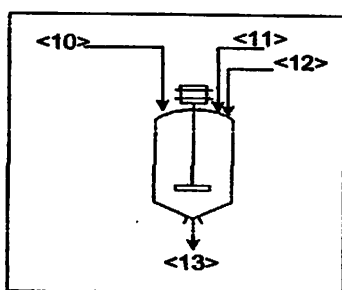


Fungsi : Menguraikan Cumene Hidroperoksida menjadi Phenol dan Aseton, karena C yang diuraikan sedikit maka dapat diasumsikan konversi reaksi 100%.

Jadi neraca massa pada reaktor IV (R-140) adalah :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <9> dari evaporator		Aliran <10> dari reaktor IV	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	1,7689	- CHP	-
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17,5075	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17,5075
Air	7,2480	Air	7,2480
Phenol	2397,8960	Phenol	2398,9899
Aseton	1479,5528	Aseton	1480,2278
Total	4873,7777	Total	4873,7777

### 7. Tangki Penetralan (M-150)

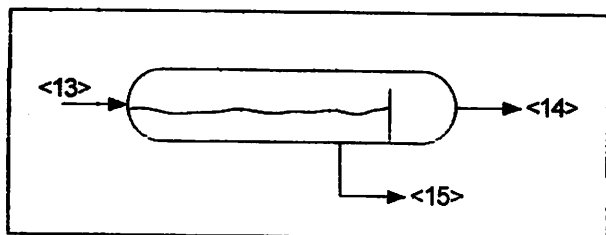


Fungsinya : untuk menetralkan asam sulfat yang tercampur pada campuran phenol dan aseton

Jadi neraca massa pada tangki penetralan (R-150) adalah :

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <10> dari reaktor IV		Aliran <13> ke dekanter	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	-	- CHP	-
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
H2SO4	17,5075	H2SO4	0,0000
Air	7,2480	Air	55266,4208
Phenol	2398,9899	Phenol	2398,9899
Aseton	1480,2278	Aseton	1480,2278
Jumlah	4873,7777	Na2SO4	25,3680
Aliran <11> NaOH			
NaOH	14,2919		
Jumlah	14,2919		
Aliran <12> Air			
Air	55252,7415		
Jumlah	55252,7415		
Total	60140,8110	Total	60140,8110

### 8. Dekanter (D-162)



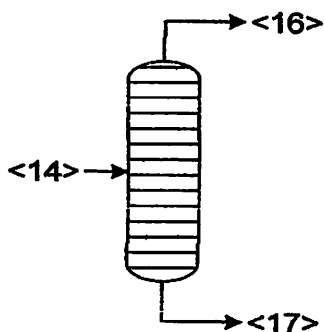
Fungsinya : untuk memisahkan garam  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dari campuran phenol dan aseton

Neraca massa dekanter

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <13> dari Tangki penetra		Aliran <14> ke kolom distilasi I	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	-	- CHP	-
- Cumene	775,8435	- Cumene	775,8435
- DPC	150,3197	- DPC	150,3197
- ACP	19,3961	- ACP	19,3961
- DCP	24,2451	- DCP	24,2451
Air	55266,4208	Air	1195,2714
Phenol	2398,9899	Phenol	2398,9899
Aseton	1480,2278	Aseton	1480,2278
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	25,3680	Jumlah	6044,2935
		Aliran <15> ke Tangki penyimpan	
		$\text{Na}_2\text{SO}_4$	25,3680
		Air	54071,1494
		Jumlah	54096,5175
Total	60140,8110	Total	60140,8110



### 9. Distilasi I (D-110)

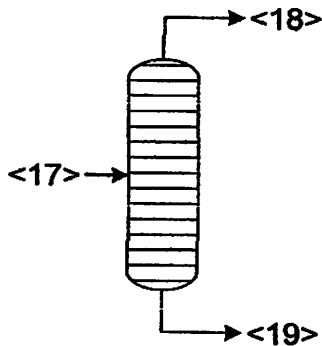


Fungsinya : untuk memisahkan aseton dari campuran phenol

#### Neraca Massa Distilasi I

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <14> dari dekanter		Aliran <16> ke storage	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- CHP	-	Aseton	1480,2278
- Cumene	775,8435	Jumlah	1480,2278
- DMPC	150,3197	Aliran <17> ke distilasi II	
- ACP	19,3961	Komponen	Berat (Kg)
- DCP	24,2451	CHP teknis :	
Air	1195,2714	- Cumene	775,8435
Phenol	2398,9899	- DMPC	150,3197
Aseton	1480,2278	- ACP	19,3961
Jumlah	6044,2935	- DCP	24,2451
		Air	1195,2714
		Phenol	2398,9899
		Jumlah	4564,0657
Total	6044,2935	Total	6044,2935

**10. Distilasi II (D-120)**



Fungsinya : untuk memisahkan phenol dari campuran cumene dan air

**Neraca Massa Distilasi II**

Aliran masuk		Aliran keluar	
Aliran <17> dari distilasi I		Aliran <18> ke storage	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
CHP teknis :		CHP teknis :	
- Cumene	775,843542	Cumene	775,843542
- DMPC	150,319686	air	1195,27139
- ACP	19,3960886	Jumlah	1971,11493
- DCP	24,2451107	Aliran <19> ke storage Phenol	
Air	1195,27139	Komponen	Berat (Kg)
Phenol	2398,9899	CHP teknis :	
Jumlah	4564,06571	- DMPC	150,319686
		- ACP	19,3960886
		- DCP	24,2451107
		- Phenol	2398,9899
		Jumlah	2592,95079
Total	4564,0657	Total	4564,0657

## BAB IV

### NERACA PANAS

Pabrik phenol ini menggunakan bahan baku Cumene Hidroperoksida (CHP).

Cumene Hidroperoksida (CHP) yang masuk mempunyai komposisi sebagai berikut :

Pabrik ini didirikan dengan kapasitas = 19.000 ton/tahun

Basis perhitungan = 330 hari/tahun

Kapasitas produksi = 19.000 ton/tahun

= 19.000 ton/tahun / 330 hari/tahun

= 57,5758 ton/hari × 1.000 kg/ton

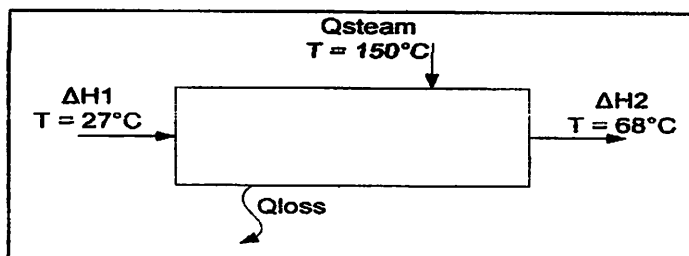
= 57575,7576 kg/hari = 2398,9899 kg/jam

Basis perhitungan 1 jam operasi

#### 1. Heater I (E-117)

Aliran 1 (P = 1 atm, T = 27 °C)

Pada aliran <2> terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Heater I digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk mixer I

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana  $\Delta H1$  = Kandungan panas bahan masuk dari storage CHP

$\Delta H2$  = Kandungan panas bahan keluar heater I

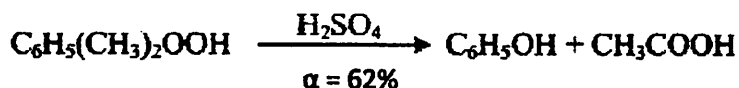
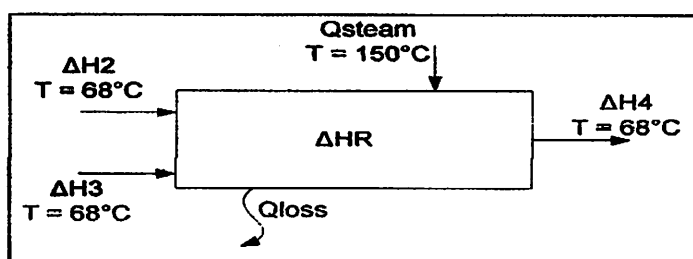
$Q_{\text{steam}}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke heater I

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lepas keluar heater

### Neraca Panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H1$	4722,7568	$\Delta H2$	108941,0146
$Q_{\text{Steam}}$	107059,8521	$Q_{\text{loss}}$	2841,5943
Total	111782,6089	Jumlah	111782,6089

### 2. Reaktor I (R-110)



Fungsinya : merubah CHP menjadi phenol dan aseton dengan konversi 62%

Air yang dibutuhkan pada reaksi penguraian CHP adalah 1,5% dari CHP

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H2 + \Delta H3 + Q_{\text{steam}} = \Delta H4 + \Delta HR + Q_{\text{loss}}$$

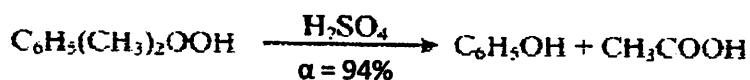
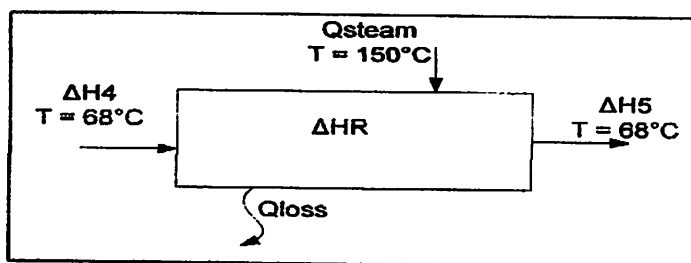
Dimana  $\Delta H2$  = Kandungan panas bahan masuk ke reaktor I

- $\Delta H_3$  = Kandungan panas air masuk ke reaktor I  
 $\Delta H_4$  = Kandungan panas keluar reaktor I  
 $\Delta HR$  = Kandungan panas yang muncul akibat reaksi  
 $Q_{steam}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke reaktor I  
 $Q_{loss}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

### Neraca Panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_2$	108941,0146	$\Delta H_4$	107260,8246
$\Delta H_3$	297,3082	$\Delta HR$	498887,6965
$Q_{steam}$	500518,5174	$Q_{loss}$	3608,3191
Total	609756,8402	Total	609756,8402

### 3. Reaktor II (R-120)



Fungsinya : merubah CHP menjadi phenol dan aseton dengan konversi 94%

Persamaan Neraca Panas :

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

$$\Delta H_4 + Q_{steam} = \Delta H_5 + \Delta HR + Q_{loss}$$

Dimana  $\Delta H_4$  = Kandungan panas bahan masuk ke reaktor II

$\Delta H_5$  = Kandungan panas keluar reaktor II

- $\Delta HR$  = Kandungan panas yang muncul akibat reaksi  
 $Q_{steam}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke reaktor II  
 $Q_{loss}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

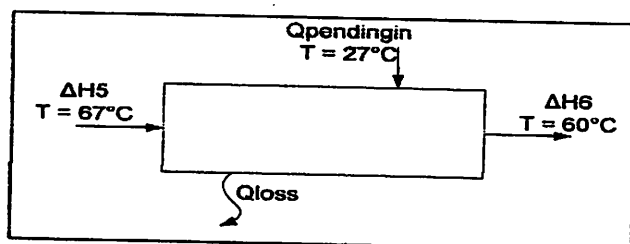
### Neraca Panas

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_4$	107260,8246	$\Delta H_5$	90153,9669
$Q_{steam}$	270394,8444	$\Delta HR$	282566,3323
		$Q_{loss}$	4935,3698
<b>Total</b>	<b>377655,6690</b>	<b>Total</b>	<b>377655,6690</b>

### 3. Cooler I (E-132)

$\Delta H_5$  dari reaktor II ( $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T = 67^\circ \text{C}$ )

Pada aliran <7> terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Cooler I digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk reaktor III

Persamaan Neraca Panas :

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

$$\Delta H_5 + Q_{pendingin} = \Delta H_6 + Q_{loss}$$

Dimana  $\Delta H_5$  = Kandungan panas bahan masuk ke Cooler I

$\Delta H_6$  = Kandungan panas keluar cooler I

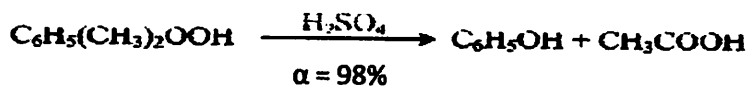
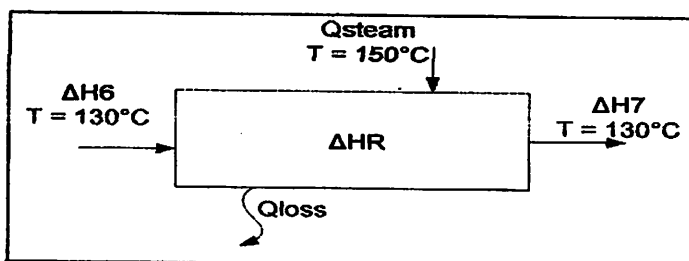
$Q_{pendingin}$  = Panas yang dibawa pendingin masuk ke cooler I

$Q_{loss}$  = Panas yang lepas keluar cooler

## Neraca Panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_5$	90153,9669	$\Delta H_6$	74135,9767
Qpendingin	-11910,7416	Qloss	4107,2486
Total	78243,2252	Jumlah	78243,2252

## 4. Reaktor III (R-130)



Fungsinya : merubah CHP menjadi phenol dan aseton dengan konversi 98%

Persamaan Neraca Panas :

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

$$\Delta H_6 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_7 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

Dimana  $\Delta H_6$  = Kandungan panas bahan masuk ke reaktor III

$\Delta H_7$  = Kandungan panas keluar reaktor III

$\Delta H_R$  = Kandungan panas yang muncul akibat reaksi

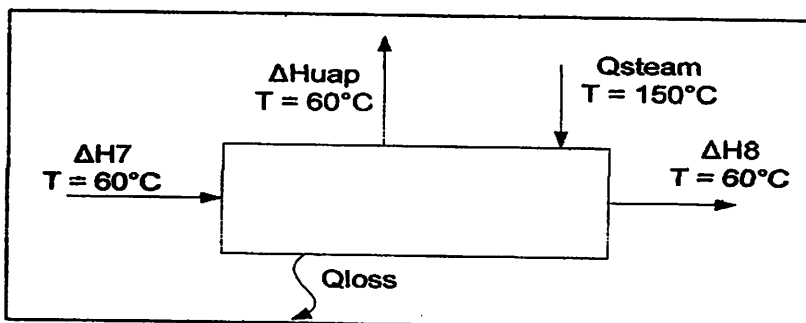
$Q_{\text{steam}}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke reaktor III

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

## Neraca Panas

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_6$	74135,9767	73821,5253	73821,5253
Qsteam	21120,5702	$\Delta H_R$	17736,0840
		Qloss	3698,9375
<b>Total</b>	<b>95256,5469</b>	<b>Total</b>	<b>95256,5469</b>

## 5. Evaporator (V-143)



Fungsinya : untuk memisahkan aseton dari campuran hasil penguraian CHP

Dimana  $\Delta H_7$  = Kandungan panas bahan masuk ke evaporator

$\Delta H_8$  = Kandungan panas keluar evaporator

$\Delta H_{uap}$  = Kandungan panas yang keluar evaporator top produk

Qsteam = Panas yang dibawa steam masuk ke evaporator

Qloss = Panas yang lepas keluar evaporator

## Neraca Panas

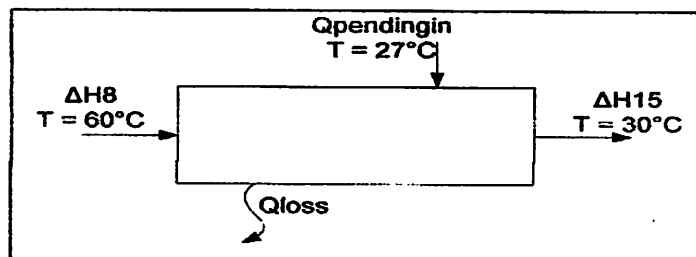
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
$\Delta H_7$	73821,5253	$\Delta H_8$	3305627,5924
$\Delta H_{steam}$	3301276,4287	$\Delta H_{uap}$	65975,4375
		Qloss	3494,9241
<b>Total</b>	<b>3375097,9540</b>	<b>Total</b>	<b>3375097,9540</b>



### 6. Cooler II (E-145)

$\Delta H_5$  dari reaktor II ( $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T = 67 \text{ }^\circ\text{C}$ )

Pada aliran <7> terdapat beberapa energi panas seperti pada gambar



Cooler I digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk reaktor III

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_8 + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{15} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana  $\Delta H_8$  = Kandungan panas bahan masuk ke cooler II

$\Delta H_{15}$  = Kandungan panas keluar dari Cooler II

$Q_{\text{pendingin}}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke evaporator

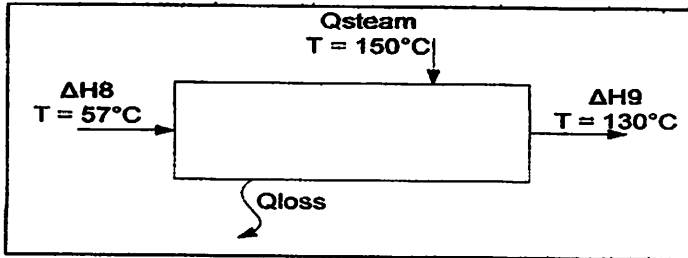
$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lepas keluar evaporator

Neraca Panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_8$	58179,0357	$\Delta H_{15}$	7863,5440
$Q_{\text{pendingin}}$	-48664,4272	$Q_{\text{loss}}$	1651,0645
Total	9514,6085	Jumlah	9514,6085

### 7. Heater II (E-145)

$\Delta H_8$  dari evaporator ( $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T = 57 \text{ }^\circ\text{C}$ )



Heater II digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk reaktor IV

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

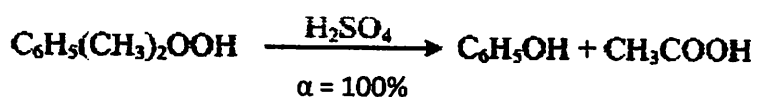
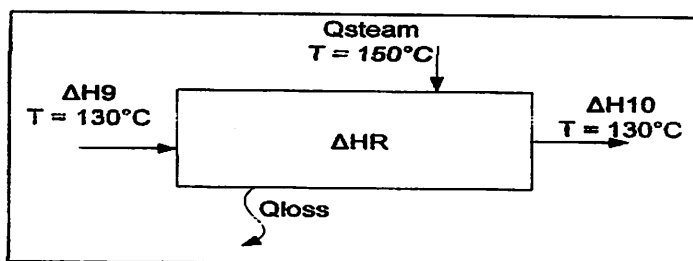
$$\Delta H_8 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_9 + Q_{\text{loss}}$$

- Dimana  $\Delta H_8$  = Kandungan panas bahan masuk ke heater II  
 $\Delta H_9$  = Kandungan panas bahan keluar dari heater II  
 $Q_{\text{steam}}$  = Kandungan panas steam masuk ke heater II  
 $Q_{\text{loss}}$  = Kandungan panas yang lolos dari heater

Neraca panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_8$	65958,3935	$\Delta H_9$	249986,4578
$Q_{\text{Steam}}$	191926,6856	$Q_{\text{loss}}$	7898,6213
Total	257885,0791	Total	257885,0791

### 8. Reaktor IV (R-140)



Fungsinya : merubah CHP menjadi phenol dan aseton dengan asumsi konversi 100%

Persamaan Neraca Panas :

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

$$\Delta H9 + Q_{\text{steam}} = \Delta H10 + \Delta HR + Q_{\text{loss}}$$

Dimana  $\Delta H9$  = Kandungan panas bahan masuk ke reaktor IV

$\Delta H10$  = Kandungan panas keluar reaktor IV

$\Delta HR$  = Kandungan panas yang muncul akibat reaksi

$Q_{\text{steam}}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke reaktor IV

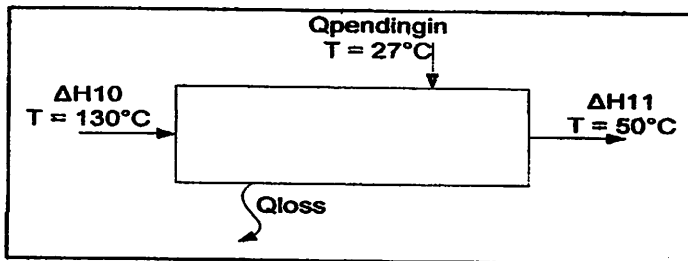
$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

Neraca Panas

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H9$	249986,4578	$\Delta H10$	254332,0611
$Q_{\text{steam}}$	17304,6207	$\Delta HR$	351,0544
		$Q_{\text{loss}}$	12607,9630
Total	267291,0785	Total	267291,0785

### 9. Cooler III (E-152)

Aliran  $\Delta H_{10}$  ( $P = 1 \text{ atm}$ ,  $T = 150 \text{ }^\circ\text{C}$ )



Cooler II digunakan untuk menyesuaikan suhu bahan sebelum masuk tangki penetral

Persamaan Neraca Panas :

Panas masuk = Panas keluar

$$\Delta H_{10} + Q_{\text{pendingin}} = \Delta H_{11} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana  $\Delta H_{10}$  = Kandungan panas bahan masuk ke cooler III

$\Delta H_{11}$  = Kandungan panas keluar dari cooler III

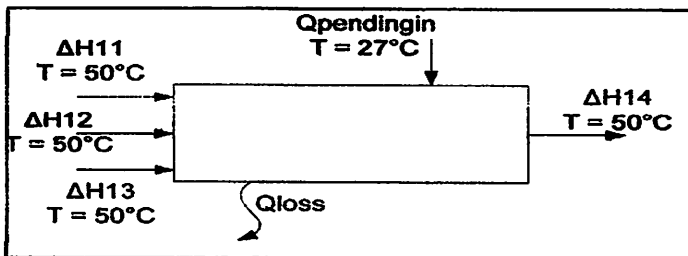
$Q_{\text{pendingin}}$  = Panas yang dibawa air pendingin masuk ke cooler III

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

Neraca Panas

Aliran panas masuk		Aliran panas keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H_{10}$	254332,0611	$\Delta H_{11}$	59795,7330
$Q_{\text{pendingin}}$	-186683,1333	$Q_{\text{loss}}$	7853,1949
Total	67648,9278	Jumlah	67648,9278

### 10. Tangki Penetralan (M-150)



Fungsinya : untuk menetralkan asam sulfat yang tercampur pada campuran phenol dan aseton

Dimana  $\Delta H11$  = Kandungan panas bahan masuk ke reaktor IV

$\Delta H12$  = Kandungan panas keluar reaktor IV

$\Delta HR$  = Kandungan panas yang muncul akibat reaksi

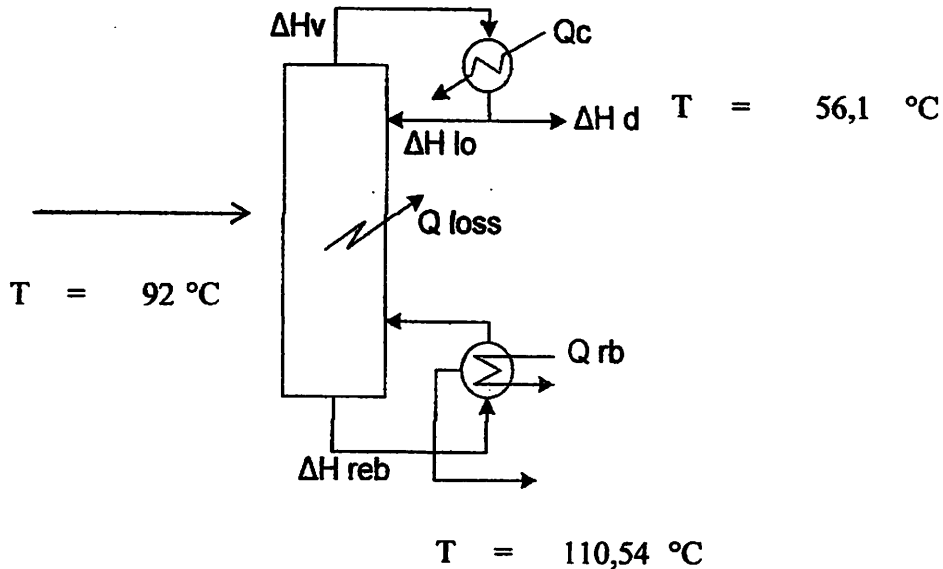
$Q_{steam}$  = Panas yang dibawa steam masuk ke reaktor IV

$Q_{loss}$  = Panas yang lepas keluar reaktor

#### Neraca Panas

Aliran masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (Kcal)	Komponen	Energi (Kcal)
$\Delta H11$	59795,7330	$\Delta H14$	1453540,3410
$\Delta H12$	582,0358	$Q_{loss}$	36326,8633
$\Delta H13$	1392230,9536		
$Q_{steam}$	36339,3386		
$\Delta HR$	919,1433		
Total	1489867,2043	Total	1489867,2043

## 11. Distilasi I (D-160)



Neraca panas total =  $\Delta H_f + Q = \Delta H_d + \Delta H_b + Q_c + Q_{loss}$

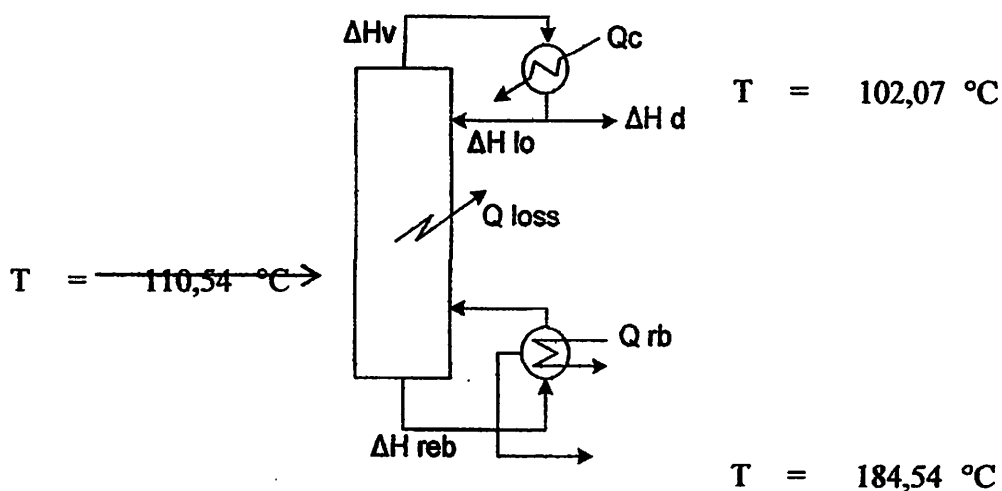
Dimana :

- $\Delta H_f$  = Panas yang terkandung dalam bahan masuk distilasi
- $\Delta H_d$  = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor
- $\Delta H_b$  = Panas yang terkandung dalam bahan keluar reboiler
- $Q_c$  = Panas yang diserap pendingin
- $Q_s$  = Panas yang diberikan oleh steam
- $Q_{loss}$  = Panas yang hilang

Neraca panas total pada distilasi I

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_f$	-89105,1833	$\Delta H_d$	15531,5216
$Q_s$	298014,7255	$\Delta H_b$	198464,0651
		$Q_c$	-15531,5216
		$Q_{loss}$	10445,4771
Total	208909,5422	Total	208909,5422

## 12. Distilasi II (D-170)



Neraca panas total =  $\Delta H_f + Q = \Delta H_d + \Delta H_b + Q_c + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

- $\Delta H_f$  = Panas yang terkandung dalam bahan masuk distilasi
- $\Delta H_d$  = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor
- $\Delta H_b$  = Panas yang terkandung dalam bahan keluar reboiler
- $Q_c$  = Panas yang diserap pendingin
- $Q_s$  = Panas yang diberikan oleh steam
- $Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Neraca panas total pada distilasi II

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_f$	197877,6299	$\Delta H_d$	76452,3962
$Q_s$	-23557,4335	$\Delta H_b$	165604,1865
		$Q_c$	-76452,3962
		$Q_{\text{loss}}$	8716,0098
Total	174320,1963	Total	174320,1963

## BAB V

### SPESIFIKASI ALAT

#### 1. Storage CHP teknis (F-111)

Fungsi	: Menyimpan fresh CHP teknis sebagai bahan baku
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Stell, SA 240 Grade M, tipe 316</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 61155,9879 gal = 231,500488 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	: 239,63 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	: 240 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	: 0,2351 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	: 343,39 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	: 0,3288 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	: 53,801 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	: 0,2351 in
Jumlah	: 1 buah

#### 2. Storage H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (F-112)

Fungsi	: Menyimpan fresh CHP teknis sebagai bahan baku
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat</i>
Bahan Konstruksi	: 30
Volume tangki ( $V_T$ )	: 1444,72814 gal = 5,46888836 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	: 65,625 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	: 66 in



Tebal Silinder ( $t_s$ )	:	0,1407 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	:	98,362 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	:	0,6827 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	:	12,789 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	:	0,1407 in
Jumlah	:	1 buah

### 3. Storage NaOH (F-154)

Fungsi	:	Menyimpan NaOH
Tipe	:	Tangki berbentuk silinder vertikal atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel, SA 240 Grade S, tipe 304</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	:	1476,14976 gal = 5,58783208 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	:	71,625 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	:	72 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	:	0,1352 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	:	99,069 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	:	0,5139 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	:	12,314 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	:	0,1352 in
Jumlah	:	1 buah

### 4. Pompa Sentrifugal (L-113)

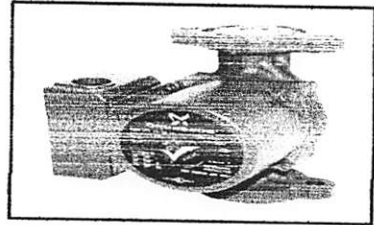
Fungsi	:	Mengalirkan CHP teknis menuju mixer (M-115)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>

Kecepatan putaran	:	3500	rpm
Effisiensi	:	0,68	
Daya pompa	:	0,3	Hp
Diameter pipa	:	1,049	in
Kapasitas pompa	:	17,6739986	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

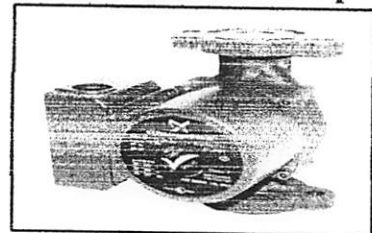
### 5. Pompa Sentrifugal (L-114)

Fungsi	: Mengalirkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sebagai katalis menuju mixer (M-115)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68
Daya pompa	: 0,3 Hp
Diameter pipa	: 0,215 m
Kapasitas pompa	: 0,04180972 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

#### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



#### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75

- Phase: 1

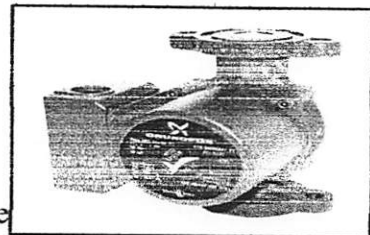
## 6. Pompa Sentrifugal (L-153)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH menuju tangki penetral (M-150)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68
Daya pompa	: 0,3 Hp
Diameter pipa	: 0,269 m
Kapasitas pompa	: 0,04271384 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Hole
- 2 Gaskets Included



### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W

- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

### 7. Mixer (M-115)

Fungsi : Mencampurkan CHP teknis dengan katalis asam sulfat

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak  $120^\circ$

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

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without Backing up Strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) : 666,0849 gal = 2,52140452 m<sup>3</sup>

Diameter tangki ( $D_T$ ) : 53,75 in

Diameter Luar ( $D_o$ ) : 54 in

Tebal Silinder ( $t_s$ ) : 0,065954 in

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) : 80,6250 in

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) : 0,06926 in

Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ ) : 10,7718 in

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) : 0,0701 in

Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ ) : 17,0158 in

Tinggi tangki (H) : 108,4126 in

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pengaduk :

Diameter ( $D_a$ ) : 26,875 in

Lebar (W) : 5,375 in

Panjang (L)	:	6,71875	in
Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( C )	:	17,9167	in
Lebar Baffle (J)	:	4,4792	in
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbine With 4 Baffle	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	8	hp

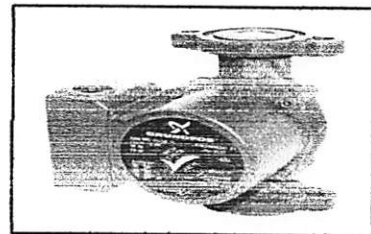
### 8. Pompa Sentrifugal (L-116)

Fungsi	:	Memompa CHP teknis dan katalis asam sulfat	
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>	
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>	
Kecepatan putaran	:	3500	rpm
Effisiensi	:	0,68	
Daya pompa	:	0,3	Hp
Diameter pipa	:	0,957	in
Kapasitas pompa	:	17,7391133	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

#### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)



- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes

- 2 Gaskets Included

**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F

- Power consumption: 385W

- Voltage: 230V

- Amps: 1.75

- Phase: 1

**9. Heat Exchanger (E-117)**

Nama alat : Heater I

Fungsi : Memanaskan CHP teknis dan asam sulfat sebelum masuk ke reaktor

Tipe : Double pipe

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.866,8870 Kg/jam

Rate Steam : 206,8130 Kg/jam

**Bagian Shell**

Diameter dalam (IDs) = 8 in = 0,2032 m

Jarak antar *baffle* = 12 in = 0,3048 m

**Bagian Tube**

Jumlah Tube = 30 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,4820 in = 0,0122 m

Diameter ekivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 12 ft = 3,6576 m

Jumlah = 1 buah

## 10. Reaktor I (R-110)

Pada perancangan alat utama (BAB IV)

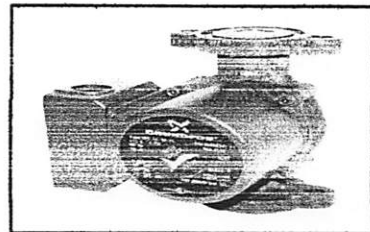
## 11. Pompa Sentrifugal (L-121)

Fungsi	: Memompa produk dari Reaktor I (R-110) menuju
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68
Daya pompa	: 0,3 Hp
Diameter pipa	: 0,957 in
Kapasitas pompa	: 18,758032 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F



- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

## 12. Reaktor II (R-120)

Fungsi	: Menguraikan CHP menjadi Phenol dan aseton
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical dished</i> dengan sudut puncak 120°
Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>Single Welding Butt Joint without Backing up Strip</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 164,1332 gal = 0,62131137 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	: 31,7500 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	: 32 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	: 0,063792 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	: 47,6250 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	: 0,06488 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	: 7,4398 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	: 0,0652 in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ )	: 10,6652 in
Tinggi tangki (H)	: 65,7299 in
Jumlah	: 1 buah
Dimensi Pengaduk :	
Diameter ( $D_a$ )	: 15,875 in

Lebar (W)	:	3,175	in
Panjang (L)	:	3,96875	in
Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( C )	:	10,5833	in
Lebar Baffle (J)	:	2,6458	in
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbine With 4 Baffle	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	1	hp

**Dimensi jaket :**

Diameter dalam ( $d_i$ )	:	53,6362	in
Diameter luar ( $d_o$ )	:	53,9561	in
Tebal jaket ( $t_j$ )	:	0,1600	in
Ruang Steam	:	27,5092	ft <sup>3</sup>
Tebal tutup bawah ( $t_{hb_j}$ )	:	0,1600	in
Tinggi tutup bawah ( $hb_j$ )	:	0,1600	in

**13. Pompa Sentrifugal (L-131)**

Fungsi : Memompa produk dari Reaktor II (R-120) menuju reaktor III (R-130)

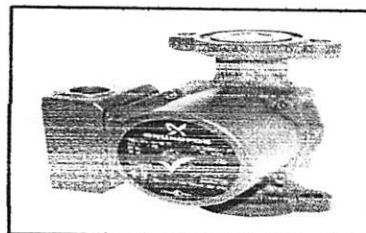
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	0,68
Daya pompa	:	0,3 Hp
Diameter pipa	:	0,957 in
Kapasitas pompa	:	18,758032 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

**14. Cooler (E-132)**

Nama alat : Cooler I

Fungsi : Mendinginkan CHP teknis dan asam sulfat, aseton dan phenol

Tipe : Double pipe

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.873,7777 Kg/jam

Rate pendingin : 636,0261 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs)	=	8	in	=	0,2032	m
Jarak antar <i>baffle</i>	=	12	in	=	0,3048	m

#### Bagian Tube

Jumlah Tube	=	30	buah
Diameter luar (do)	=	3/4	in = 0,0191 m
Diameter dalam (di)	=	0,4820	in = 0,0122 m
Diameter ekuivalen (de)	=	0,73	in = 0,0185 m
Panjang	=	12	ft = 3,6576 m
Jumlah	=	1	buah

### 15. Reaktor III (R-130)

Fungsi : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas  
*standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

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

Tipe Pengelasan : *Backing up Strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) : 164,1332 gal = 0,62131137 m<sup>3</sup>

Diameter tangki ( $D_T$ ) : 31,7500 in

Diameter Luar ( $D_o$ ) : 28 in

Tebal Silinder ( $t_s$ ) : 0,063792 in

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) : 47,6250 in

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) : 0,06488 in

Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ ) : 7,4398 in

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) : 0,0652 in

Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ ) : 10,6652 in

Tinggi tangki (H) : 7,4398 in

Jumlah : 1 buah

**Dimensi Pengaduk :**

Diameter (Da) : 15,875 in

Lebar (W) : 3,175 in

Panjang (L) : 3,96875 in

Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( C ) : 10,5833 in

Lebar Baffle (J) : 2,6458 in

Jenis Pengaduk : Flat Six Blade Turbine With 4 Baffle

Jumlah pengaduk : 1 buah

Daya Pengaduk : 1 hp

**Dimensi jaket :**

Diameter dalam ( $d_{ij}$ ) : 33,3811 in

Diameter luar ( $d_{oj}$ ) : 33,6275 in

Tebal jaket ( $t_j$ ) : 0,1232 in

Ruang Steam : 1,3407 ft<sup>3</sup>

Tebal tutup bawah ( $t_{hb_j}$ ) : 0,1232 in

Tinggi tutup bawah ( $hb_j$ ) : 0,1232 in

**16. Pompa Sentrifugal (L-141)**

Fungsi : Memompa produk dari Reaktor III (R-130) menuju  
Evaporator

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

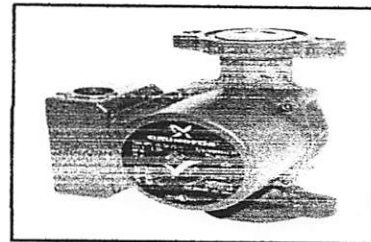
Effisiensi : 0,68

Daya pompa	:	0,3	Hp
Diameter pipa	:	0,957	in
Kapasitas pompa	:	18,758032	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1 buah	

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

**17. Evaporator (V-143)**

- |        |   |  |
|--------|---|--|
| Fungsi | : | Memekatkan larutan phenol dan memisahkan aseton  |
| Tipe   | : | Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i> |

*dished* dengan sudut puncak  $120^\circ$

Bahan Konstruksi	: <i>High Alloy Steel SA-240 grade M type 316</i>
Tipe Pengelasan	: <i>Single Welding Butt Joint without backing up Strip</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	: 236,69 ft <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	: 65,7500 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	: 66,0000 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	: 0,0684 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	: 8,9251 ft
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	: 0,0727 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	: 0,9260 ft
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	: 1,1850 in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ )	: 1,5817 ft
Tinggi tangki ( $H$ )	: 11,4327 ft

### 18. Pompa Sentrifugal (L-143)

Fungsi : Memompa produk dari Evaporator I (V-143) menuju Evaporator

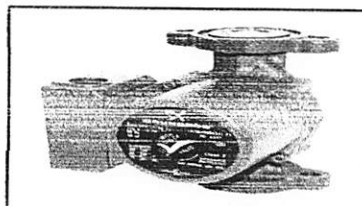
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68
Daya pompa	: 0,3 Hp
Diameter pipa	: 0,957 in
Kapasitas pompa	: 23,6074682 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

**19. Heater (E-144)**

Nama alat : Heater II

Fungsi : Memanaskan produk keluaran dari evaporator

Tipe : Double pipe

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.873,7777 Kg/jam

Rate steam : 473,3325 Kg/jam

Bagian Shell



Diameter dalam (IDs) = 8 in = 0,2032 m  
 Jarak antar *baffle* = 12 in = 0,3048 m

#### Bagian Tube

Jumlah Tube = 30 buah  
 Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m  
 Diameter dalam (di) = 0,4820 in = 0,0122 m  
 Diameter ekuivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m  
 Panjang = 12 ft = 3,6576 m  
 Jumlah = 1 buah

### 20. Reaktor Multi tube (R-140)

Fungsi : Menguraikan CHP menjadi Phenol dan aseton  
 Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standard  
       dished  
 Bahan konstruksi : *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316*  
*Allowable stress (f)* : 18750 lb/in<sup>2</sup>  
 Tipe pengelasan : *Single Welding Butt Joint without*  
                       *Backing up Strip*  
 Faktor korosi (C) : 2/16 in = 0,125 in  
 Faktor pengelasan (E) : 0,85  
 L/D : 1,5 (Ulrich, 1984)  
 Dari Hysis didapatkan :

Rate feed = 4873,77767 Kg/jam  
               = 10744,8277 lb/jam

$\rho$  campuran = 1144 Kg/m<sup>3</sup> = 71,4153668 lb/cuft  
 $\mu$  campuran = 0,5742 cp = 0,0004 lbm/ft.s

Kondisi Operasi reaktor :

- Suhu Operasi : 150 °C
- Tekanan Operasi : 3,87 atm
- Waktu Operasi : 865 detik (US PATENT 5,530,166)
- Fase : Liquid

Perhitungan perancangan reaktor

A. Menentukan dimensi reaktor

1. Menentukan volume reaktor

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Massa bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{10744,828}{71,4154} \\ &= 150,45540 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Volume liquid} &= Q \times \text{waktu tinggal} = 36,15108969 \text{ ft}^3 \\ \text{Asumsi} &= V_{rk} = 20\% V_{total} \\ V_{total} &= V_{liquid} + V_{rk} \\ V_{total} &= 36,1511 \text{ ft}^3 + 0,2 V_{total} \\ 0,80 V_{total} &= 36,1511 \text{ ft}^3 \\ V_{total} &= 45,1889 \text{ ft}^3 = 1279,60849 \text{ L} \end{aligned}$$

## 21. Pompa Sentrifugal (L-151)

Fungsi : Memompa produk dari Reaktor IV (R-140)) menuju Mixer II (M-150)

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

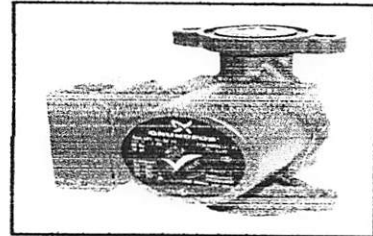
Effisiensi : 0,68

Daya pompa	:	0,3	Hp
Diameter pipa	:	1,278	in
Kapasitas pompa	:	41,5400775	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

**22. Cooler (E-152)**

Nama alat : Cooler II

Fungsi : Mendinginkan campuran produk dari reaktor IV

Tipe : Shell and Tube

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 4.873,7777 Kg/jam

Rate steam : 4.265,2052 Kg/jam

#### Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 12 in = 0,3048 m

Jarak antar *baffle* = 12 in = 0,3048 m

#### Bagian Tube

Jumlah Tube = 82 buah

Diameter luar (do) = 3/4 in = 0,0191 m

Diameter dalam (di) = 0,4820 in = 0,0122 m

Diameter ekuivalen (de) = 0,73 in = 0,0185 m

Panjang = 12 ft = 3,6576 m

Jumlah = 1 buah

### 23. Mixer II (M-150)

Fungsi : Mencampurkan produk dari reaktor dengan larutan NaOH

Tipe : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas  
*standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical*  
*dished* dengan sudut puncak 120°

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

Tipe Pengelasan : *Single Welding Butt Joint without*  
*Backing up Strip*

Volume tangki ( $V_T$ ) : 2702,4429 gal = 10,2298544 m<sup>3</sup>

Diameter tangki ( $D_T$ ) : 77,7500 in

Diameter Luar ( $D_o$ ) : 78 in

Tebal Silinder (ts) : 0,069712 in

Tinggi Silinder ( $L_s$ )	:	116,6250	in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	:	0,07529	in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	:	14,8720	in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	:	0,0770	in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ )	:	23,9439	in
Tinggi tangki (H)	:	155,4409	in
Jumlah	:	1	buah

**Dimensi Pengaduk :**

Diameter ( $D_a$ )	:	38,875	in
Lebar (W)	:	7,775	in
Panjang (L)	:	9,71875	in
Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( C )	:	25,9167	in
Lebar Baffle (J)	:	6,4792	in
Jenis Pengaduk	:	Flat Six Blade Turbine With 4 Baffle	
Jumlah pengaduk	:	1	buah
Daya Pengaduk	:	46	hp

**Dimensi jaket :**

Diameter dalam ( $d_{i,j}$ )	:	83,2138	in
Diameter luar ( $d_{o,j}$ )	:	84,0000	in
Tebal jaket ( $t_j$ )	:	0,3931	in
Ruang Steam	:	19,4840	ft <sup>3</sup>
Tebal tutup bawah ( $t_{hb,j}$ )	:	0,3931	in
Tinggi tutup bawah ( $h_{b,j}$ )	:	0,3931	in

**24. Pompa Sentrifugal (L-161)**

Fungsi : Memompa produk dari mixer II (M-150) menuju

## Dekanter (D-162)

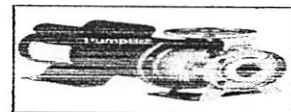
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68
Daya pompa	: 5 Hp
Diameter pipa	: 3,826 in
Kapasitas pompa	: 308,903258 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Spesifikasi pompa I diatas distandardisasi dengan yang ada dipasaran :

Tipe	: : Ebara Pump SS Pump 7.5 HP ODP
Minimum Flow	: : 22 gpm
Maximum Flow	: : 380 gpm
HP Required	: : 6.90 hp
HP Standard	: : 7.50 hp
Inlet Connection Type	: : Flange
Inlet	: : 2.50 inches
Outlet Connection Type	: : Flange
Outlet	: : 2.00 inches
Voltage	: : 230
Frequency	: : 60
Motor	: : ODP
Speed	: : 3450 RPM



Impeller : : 5.1875 inches  
 Efficiency : : 69.00 %

## 25. DEKANTER (D-162)

Fungsi : memisahkan lapisan air dan lapisan anorganik  
 Type : Continous gravity decanter  
 Diameter : 77,625  
 ts :  $\frac{3}{16}$  in  
 t<sub>ha</sub> :  $\frac{3}{16}$  in  
 Tinggi tutup : 13,119  
 Tinggi dekanter : 21,593  
 Bahan konstruksi : Carbon steels SA-240 grade M type 316

## 26. Pompa Sentrifugal (L-156)

Fungsi : Memompa produk dari dekanter menuju kolom distilasi I  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Jumlah stage : *Single stage*  
 Kecepatan putaran : 3500 rpm  
 Effisiensi : 0,68  
 Daya pompa : 0,5 Hp  
 Diameter pipa : 1,049 in  
 Kapasitas pompa : 28,1485652 gpm  
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
 Jumlah : 1 buah  
 Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :  
 Tipe : Cast Iron Centrifugal Pump

<b>Maximum Flow</b>	<b>: 33 gpm</b>
<b>HP Standard</b>	<b>: 0,33 HP</b>
<b>Inlet Connection Type</b>	<b>: FNTP</b>
<b>Inlet</b>	<b>: 0,75 inches</b>
<b>Outlet Connection Type</b>	<b>: FNTP</b>
<b>Outlet</b>	<b>: 0,5 inches</b>
<b>Voltage</b>	<b>: 115</b>
<b>Frequency</b>	<b>: 60</b>
<b>Motor</b>	<b>: ODP</b>
<b>Speed</b>	<b>: 3450 RPM</b>
<b>Efficiency</b>	<b>: 65.00 %</b>





**27. Distilasi I (D-160)**

Fungsi : untuk memisahkan Aseton dari campuran phenol

Type : Sieve Tray

**Silinder**

Diameter dalam = 31,625 in

Diameter luar = 32,000 in

Tinggi = 600,000 in

Tebal = 0,375 in

**Tutup atas dan Tutup bawah**

Tinggi = 118,8880 in

Tebal = 0,3750 in

**Tray**

Jumlah tray = 16 buah

Tray spacing = 30 in

Susunan pitch = segitiga

**Downcomer**

Lebar = 20,7297 in

Luas = 2468,4892 in<sup>2</sup>

**28. Pompa Sentrifugal (L-171)**

<b>Fungsi</b>	: Memompa produk dari distilasi I menuju kolom distilasi II
<b>Tipe</b>	: <i>Centrifugal Pump</i>
<b>Jumlah stage</b>	: <i>Single stage</i>
<b>Kecepatan putaran</b>	: 3500 rpm
<b>Effisiensi</b>	: 0,68
<b>Daya pompa</b>	: 0,5 Hp
<b>Diameter pipa</b>	: 1,049 in
<b>Kapasitas pompa</b>	: 28,1485652 gpm
<b>Bahan konstruksi</b>	: <i>Carbon Steel</i>
<b>Jumlah</b>	: 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

<b>Tipe</b>	: Cast Iron Centrifugal Pump
<b>Maximum Flow</b>	: 33 gpm
<b>HP Standard</b>	: 0,33 HP
<b>Inlet Connection Type</b>	: FNTP
<b>Inlet</b>	: 0,75 inches
<b>Outlet Connection Type</b>	: FNTP
<b>Outlet</b>	: 0,5 inches
<b>Voltage</b>	: 115
<b>Frequency</b>	: 60
<b>Motor</b>	: ODP
<b>Speed</b>	: 3450 RPM
<b>Efficiency</b>	: 65.00 %



### 29. Distilasi II (D-170)

Dapat dilihat pada Bab IV Perancangan Alat Utama

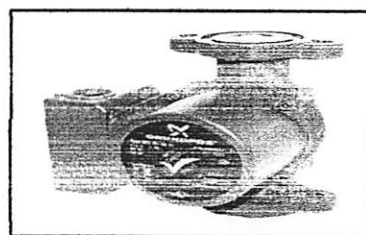
### 30. Pompa Sentrifugal (L-176)

Fungsi	:	Memompa produk (phenol) menuju tangki penyimpanan phenol
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	0,68
Daya pompa	:	0,33 Hp
Diameter pipa	:	1,049 in
Kapasitas pompa	:	10,8582005 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	:	1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

#### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



#### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F

- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

### 31. Storage Phenol (F-178)

Fungsi	: Menyimpan fresh CHP teknis sebagai bahan baku
Tipe	: Tangki berbentuk silinder vertikal atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Stell, SA 240 Grade M, tipe 316</i>
	: 43090,9312 gal = 163,116842 m <sup>3</sup>
	: 191,63 in
	: 192 in
	: 0,1901 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 283,66 in
Tebal Tutup Atas (t <sub>ha</sub> )	: 1,7546 in
Tinggi Tutup Atas (h <sub>a</sub> )	: 35,973 in
Tebal Tutup Bawah (t <sub>hb</sub> )	: 0,1901 in
Jumlah	: 1 buah

### 32. Pompa Sentrifugal (L-175)

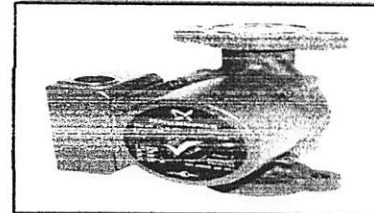
Fungsi	: Memompa campuran cumene dan air ke storage (F-178)
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 0,68

Daya pompa	:	0,33	Hp
Diameter pipa	:	0,824	in
Kapasitas pompa	:	8,83191503	gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>	
Jumlah	:	1	buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

**SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



**MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1

**33. Storage cumene (F-177)**

- |        |   |  |
|--------|---|--|
| Fungsi | : | Menyimpan campuran cumene dan air  |
| Tipe   | : | Tangki berbentuk silinder vertikal atas <i>standart dished</i> dan tutup bawah berbentuk <i>flat</i> |

Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Stell, SA 240 Grade M, tipe 316</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	:	46107 gal = 174,533242 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	:	203,63 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	:	204 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	:	0,1887 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	:	290,13 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	:	0,2436 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	:	40,525 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	:	0,1887 in
Jumlah	:	1 buah

#### 34. Pompa Sentrifugal (L-167)

Fungsi	:	Memompa aseton ke storage (F-168)
Tipe	:	<i>Centrifugal Pump</i>
Jumlah stage	:	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	:	3500 rpm
Effisiensi	:	0,68
Daya pompa	:	0,33 Hp
Diameter pipa	:	0,546 in
Kapasitas pompa	:	6,63241197 gpm
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	:	1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

#### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

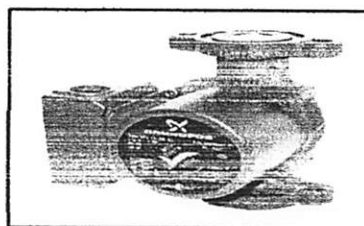
- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET

(

- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included

#### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V
- Amps: 1.75
- Phase: 1



### **35. Storage Aseton (F-168)**

Fungsi : Menyimpan Aseton

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

Bahan Konstruksi : *Double Welded*

Volume tangki ( $V_T$ ) : 46107 gal = 174,533242 m<sup>3</sup>

Diameter tangki ( $D_T$ ) : 203,63 in

Diameter Luar ( $D_o$ ) : 204 in

Tebal Silinder ( $t_s$ ) : 0,1887 in

Tinggi Silinder ( $L_s$ ) : 0 in

Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) : 1,8567 in

Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ ) : 40,525 in

Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ ) : 0,1887 in

Jumlah : 1 buah

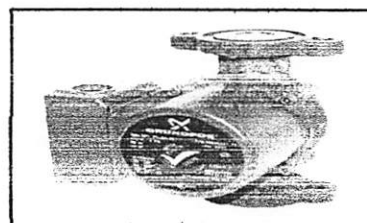
### 36. Pompa Sentrifugal (L-157)

Fungsi : Centrifugal Pump  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Jumlah stage : *Single stage*  
 Kecepatan putaran : 3500 rpm  
 Effisiensi : 0,68  
 Daya pompa : 0,33 Hp  
 Diameter pipa : 0,269 in  
 Kapasitas pompa : 0,09386152 gpm  
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel*  
 Jumlah : 1 buah

Spesifikasi pompa ini distandarisasi dengan produk yang dipasaran yaitu :

#### **SPECIFICATIONS - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Flow range: 0 - 38.5 U.S. GPM
- Head range: 0 - 37.5 FEET
- Motors: 2 Pole, Single Phase, PSC, 230 volt
- Maximum fluid temperature: 150°F (65°C)
- Minimum fluid temperature: 32°F (0°C)
- Maximum working pressure: 145 PSI (10 Bars)
- Connection: Flange - (2) 1/2" Diameter Bolt Holes
- 2 Gaskets Included



#### **MOTOR - Grundfos UP 26-116 BF 1/6 HP Recirculator Pump:**

- Insulation class: F
- Power consumption: 385W
- Voltage: 230V



- Amps: 1.75

- Phase: 1

### 37. Storage Garam Natriumsulfat (F-158)

Fungsi : Menyimpan garam Natriumsulfat

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

Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Stell, SA 240 Grade M, tipe 316</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	:	38074 gal = 144,123846 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	:	191,63 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	:	192 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	:	0,1927 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	:	272,19 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	:	0,9653 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	:	35,973 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	:	0,1927 in
Jumlah	:	1 buah

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

#### 6.1. Reaktor (R-110)

Nama	:	Reaktor
Kode	:	R-110
Fungsi	:	Menguraikan Cumenehidroperoksida menjadi phenol dan aseton dengan bantuan katalis asam sulfat
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak Tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan $\alpha = 120^\circ$
Jumlah	:	1 buah
Perlengkapan	:	Pengaduk dan jaket pemanas
Direncanakan	:	
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel , SA 240 Grade M
Allowble Stress (f)	:	18750 lb/in <sup>2</sup>
Tipe pengelasan	:	Double welded butt joint, E = 1
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal	:	420 s = 0 jam ( US Pantent 5,532,166 )
Suhu operasi	:	68 °C = 341,15 K
Tekanan operasi	:	4 atm = 57 psia
Densitas campuran	:	1144 kg/m <sup>3</sup> = 71,4154 lb/ft <sup>3</sup>
Massa bahan	:	3586,1273 kg/jam = 7906,3348 lb/jam
Massa Air	:	5,0774 kg/jam = 11,1941 lb/jam

## 6.1. PERANCANGAN DIMENSI REAKTOR

### A. Menghitung Volume Tangki ( $V_T$ )

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Massa bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{7917,529}{71,4154} \\ &= 110,86590 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Volume liquid} &= Q \times \text{waktu tinggal} = 12,93435502 \text{ ft}^3 \\ \text{Asumsi} &= V_{rk} = 20\% V_{total} \\ V_{total} &= V_{liquid} + V_{rk} \\ V_{total} &= 12,9344 \text{ ft}^3 + 0,2 V_{total} \\ 0,80 V_{total} &= 12,9344 \text{ ft}^3 \\ V_{total} &= 16,1679 \text{ ft}^3 = 457,826047 \text{ L} \end{aligned}$$

### B. Menghitung Diameter Tangki ( $d_i$ )

$$\begin{aligned} \text{Asumsi} &: (L_s = 1,5 \text{ di}) \\ V_{total} &= V_{silinder} + V_{tutup bawah} + V_{atas} \\ 16,168 \text{ ft}^3 &= \pi/4 \text{ di}^2 L_s + \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} + 0,0847 \text{ di}^3 \\ 16,168 \text{ ft}^3 &= 1,1775 \text{ di}^3 + 0,0755 \text{ di}^3 + 0,0847 \text{ di}^3 \\ \text{di}^3 &= 12,0860434 \text{ ft}^3 \\ \text{di} &= 2,2949 \text{ ft} = 27,5386 \text{ in} \end{aligned}$$

### C. Menghitung Tinggi Liquid dalam Tangki ( $L_{ls}$ )

$$\begin{aligned} V_{total} &= V_{silinder} + V_{tutup bawah} \\ 16,168 \text{ ft}^3 &= \pi/4 \text{ di}^2 L_s + \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} \\ 16,168 \text{ ft}^3 &= 6,201 L_{ls} + 0,9129 \\ L_{ls} &= 2,4600 \text{ ft} = 29,5196 \text{ in} \end{aligned}$$

**D. Menghitung Tekanan Design (Pi)**

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

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

$$= \frac{71,4154 \times 32,2 \times 2,4600}{144 \times 32,2}$$

$$= 1,21999647 \text{ psi}$$

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

$$= 56,889 + 1,21999647$$

$$= 58,1090 \text{ psi}$$

$$= 1,2200 \text{ psig}$$

**E. Menghitung Tebal Tangki ( $t_s$ )**

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

$$= \frac{1,2200 \times 27,5386}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,220)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,115966 \text{ in} = \frac{1,85545}{16} \approx \frac{2}{16} \text{ in}$$

Standarisasi  $d_o$

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$= 27,5386 + 2 \times 2/16$$

$$= 27,7886 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, hal : 91 diperoleh :

$$d_o \text{ baru} = 28 \text{ in} = 2,3333324 \text{ ft}$$

$$icr = 1 \frac{3}{4} \text{ in} ; r = 26 \text{ in sf} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

**Menentukan harga di baru**

$$\begin{aligned}
 \text{di baru} &= d_o - 2 t_s \\
 &= 28 - 2 \times 2/16 \\
 &= 27,7500 \text{ in} = 2,3125 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Cek hubungan Ls dengan di**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \\
 V_{\text{total}} &= \pi/4 d_i^2 L_s + \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \operatorname{tg} \frac{1}{2} \alpha} \\
 16,168 \text{ ft} &= 0,7857 d_i^2 L_s + 0,0755 d_i^3 \\
 16,168 \text{ ft} &= 4,20165352 L_s + 0,9337 \\
 L_s &= 3,6258 \text{ ft} = 43,5094 \text{ in} \\
 \frac{L_s}{d_i} &= \frac{3,6258}{2,3125} = 1,56790539 < 2 \text{ (memenuhi syarat)}
 \end{aligned}$$

**F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)**

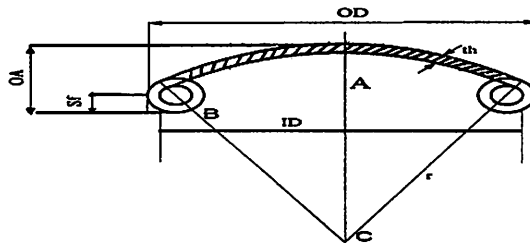
$$\begin{aligned}
 L_s &= 1,5 d_i \\
 &= 1,5 \times 27,7500 \\
 &= 41,6250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**G. Menghitung Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )**

Tutup atas berbentuk standart dished maka :  $d_i = r$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot \pi)} + C \\
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times 1,2200 \times 27,7500}{(18750 \times 1 - 1 \times 1,2200)} + \frac{1}{16} \\
 t_{ha} &= 0,15786 \text{ in} = \frac{2,5258}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

### H. Menghitung Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )



$$a = \frac{di}{2} = \frac{27,7500}{2} = 13,8750 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 13,8750 - 1 \frac{3}{4} = 12,1250 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 26 - 1 \frac{3}{4} = 24,2500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(24,2500)^2 - (12,1250)^2} \\ &= 21,0011 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = 26 - 21,0011 = 4,9989 \text{ in}$$

dari perhitungan diatas, maka :

$$\begin{aligned} h_a &= th_a + b + sf \\ &= \frac{3}{16} + 4,9989 + 1 \frac{1}{2} \\ &= 6,6864 \text{ in} \end{aligned}$$

### I. Menghitung Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk conical maka :  $di = de$

$$t_{hb} = \frac{\pi \cdot de}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot \pi)} + C$$

$$t_{hb} = \frac{1,2200 \times 27,7500}{2 \times (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,2200)} + \frac{1}{16}$$

$$t_{hb} = 0,1703 \quad \text{in} = \frac{2,3835}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

#### J. Menghitung Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ )

$$b = \frac{\frac{1}{2} di}{\text{tg } \frac{1}{2} \alpha} = \frac{1/2 \times 27,7500}{\text{tg } 60^\circ} = 8,0105 \quad \text{in}$$

$$h_b = b + sf = 8,0105 + 1 \frac{1}{2} = 9,5105 \quad \text{in}$$

#### K. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana,  $H =$  tinggi tangki (in)

$h_a =$  tinggi tutup atas (in)

$h_b =$  tinggi tutup bawah (in)

$L_s =$  tinggi silinder (in)

Dari perhitungan di atas didapatkan tinggi tangki sebesar :

$$\begin{aligned} H &= 6,6864 + 9,5105 + 41,6250 \\ &= 57,8219 \quad \text{in} \end{aligned}$$

## 6.2. RANCANGAN PENGADUK

### A. Dasar perancangan

Jenis pengaduk : Flat six-balde turbine with disk, four baffles

Berdasarkan tabel 3.4-1 Geankoplis, hal : 144, didapatkan :

$$Da = 0,5 \quad Dt$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$W/Da = 1/5$$

$$J/Dt = 1/12$$

$$L/Da = 1/4$$

Keterangan :

Da = diameter (impeller) pengaduk

Dt = diameter dalam tangki

C = Tinggi pengaduk ke dasar tangki

W = lebar pengaduk

J = lebar baffle

L = Panjang impeller (pengaduk)

- Menentukan diameter pengaduk

$$Da = 0,5 \times Dt = 1,156 \text{ ft} = 13,875 \text{ in}$$

- Menentukan jarak pengaduk ke dasar tangki

$$C = 1/3 \times Dt = 0,7708 \text{ ft} = 9,25$$

- Menentukan lebar pengaduk

$$W = 1/5 \times Da = 0,2313 \text{ ft} = 2,775 \text{ in}$$

- Menentukan lebar baffle

$$J = 1/12 \times Dt = 0,1927 \text{ ft} = 2,3125 \text{ in}$$

- Menentukan panjang pengaduk

$$L = 1/4 \times Da = 0,2891 \text{ ft} = 3,4688 \text{ in}$$

## B. Menentukan Jenis pengaduk

Dari perbandingan  $Da/W$ , Geankoplis hal : 144, didapatkan  $Da/W = 5$  maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbine with 4 Baffles*.



**C. Menghitung Jumlah Pengaduk**

$$N_p = \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 \times Da^2}$$

$$= 0,0767 \approx 1 \text{ buah}$$

**D. Menghitung Daya Pengaduk**

$$N_p = \frac{P \times gc}{\rho \times N^3 \times Da^5} \quad (\text{Geankoplis, hal : 145})$$

dimana :

P = daya pengaduk

$N_p$  = power number

$\rho$  = densitas bahan = 71,4154 lb/ft<sup>3</sup>

N = putaran pengaduk, direncanakan = 90 rpm = 1,5000 rps

Da = diameter pengaduk = 1,1563 ft

**- Menghitung bilangan Reynold**

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, hal : 144})$$

$\mu$  = 0,5742 Cp = 0,00038585 lb/ft s

$$N_{Re} = \frac{1,3369 \times 1,500 \times 71,4154}{0,000385845}$$

= 371170,4120 (> 4000, maka aliran liquid adalah turbulen)

Berdasarkan grafik 3,4-4 Geankoplis, hal 145

$N_p$  = 0,4

maka daya pengaduk :

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$P = 0,4000 \times 71,4154 \times 3,3750 \times 2,0666$$

$$P = 199,2435028 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 0,3623 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

$$\begin{aligned} \text{sehingga daya yang dibutuhkan} &= (0.1 + 0.15) P + P \\ &= 0,453 \text{ Hp} \approx 0,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### E. Menghitung poros pengaduk

#### a. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^3}{16} \quad (\text{Hesse, Pers. 16.1, hal : 465})$$

dimana :

$$T = \text{momen puntir (lb.in)} = \frac{63025 \times H}{N}$$

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

$$N = \text{putaran pengaduk} = 90 \text{ rpm}$$

S = maksimum design shering stress yang diujikan

D = diameter poros pengaduk

sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 1}{90} = 350,1389 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal : 467 untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20% dengan batas = 36000 lb/in<sup>2</sup>

$$S = 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2 = 7200 \text{ lb/in}^2$$

maka diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left[ \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right]^{1/3}$$

$$= \left[ \frac{16 \times 350,1389}{3,14 \times 7200} \right]^{1/3} = 0,6281 \text{ in}$$

b. Panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

dimana :

L = panjang poros (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 48,3114 in

l = panjang poros diatas bejana tangki = 3,4688 in

Z<sub>i</sub> = jarak impeller dari dasar tangki = 9,2500 in

maka panjang poros pengaduk :

$$L = 48,3114 + 3,4688 - 9,2500$$

$$= 42,5301 \text{ in}$$

$$= 3,5442 \text{ ft}$$

### 6.3 Perhitungan Jacket Pemanas

Reaksi yang terjadi dalam rektor adalah eksotermis dan harus beroperasi pada suhu

Dasar perencanaan :

- Rate steam = 730,206483 Kg/jam = 1609,88623 Lb/jam
- Densitas steam = 2,078 Kg/m<sup>3</sup> = 0,12972538 lb/ft<sup>3</sup>
- Rate volumetrik =  $\frac{1609,886233}{0,129725384}$  = 12409,9554 ft<sup>3</sup>/jam
- Volume steam = 12409,9554 ft<sup>3</sup>/jam × 10 s

$$\begin{aligned}
 &= 12409,9554 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 0,0028 \text{ jam} \\
 &= 34,4720984 \text{ ft}^3 \\
 - \text{ Massa steam} &= V \times \rho \\
 &= 34,4720984 \text{ ft}^3 \times 0,12972538 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 4,4719062 \text{ lb} \\
 &= 2,02841193 \text{ kg} \\
 - \text{ Tekanan Jacket} &= 476 \text{ kpa} = 69,038088 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{steam}} \times H}{144} \\
 &= \frac{0,12972538 \times 57,8219}{144} \\
 &= 0,052090049 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 0,05209005 + (69,038 - 14,7) \\
 &= 54,390 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi}{4} (d_{\text{jacket}}^2 - d_{\text{reaktor}}^2) \times L_{\text{ts}} \\
 34,4720984 &= \frac{\pi}{4} \left| d_i^2 - 2,333^2 \right| \times 2,4600 \\
 34,4720984 &= 0,785 \left| d_i^2 - 5,444 \right| \times 2,4600 \\
 34,4720984 &= 1,9311 \left| d_i^2 - 5,444 \right| \\
 17,8512516 &= d_i^2 - 5,444
 \end{aligned}$$

$$d_i^2 = 23,296$$

$$d_i = 4,827 \text{ ft} = 57,919 \text{ in}$$

- Menghitung Tebal dinding Jaket ( $t_j$ )

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{\pi \times d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 \pi)} + C \\
 &= \frac{54,3902 \times 57,919}{2 (18750 \times 0,8 - 1 \cdot 54,390)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0,1677 \text{ in} = \frac{2,6838}{16} \approx \frac{3}{16}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_j \\
 &= 57,919 + 0,3355 \\
 &= 58,254 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Brownel & Young tabel 5,7 hal 91, distandardisasi :

$$\begin{aligned}
 d_o &= 60 \text{ in} \\
 t_j &= 0,1677 \text{ in} = 0,014 \text{ ft} \\
 d_i &= d_o - 2t_j \\
 &= 59,665 \text{ in} = 4,972 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

## 6.4. PERHITUNGAN NOZZLE

### A. Perancangan Nozzle

Nozzle pada tutup standart dish

- Nozzle untuk pemasukan bahan baku
- Nozzle untuk pemasukan air

Nozzle pada silinder

- Nozzle untuk Manhole
- Nozzle untuk keluar masuk steam

Nozzle untuk tutup bawah

- Nozzle untuk pengeluaran produk

## B. Dasar Perhitungan

- **A. Nozzle untuk pemasukan bahan baku**

Bahan masuk : 7906,3348 lb/jam

Densitas bahan : 71,4154 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas bahan : 0,5742 cp

**Perhitungan**

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{7906,3348}{71,4154} = 110,71 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,03075 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

$$= 4 \times 0,28552 \times 0,90496$$

$$= 1,0077 \text{ in}$$

Standardisasi  $D_i$  dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 1 in IPS

Sch 40 dengan ukuran :

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} = 0,10958333 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,08741667 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2 =$$

- **B. Nozzle untuk pemasukan air**

Bahan masuk : 5,0774 kg/jam = 11,1941 lb/jam

Densitas bahan : 61,1 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas bahan : 0,4118 cp

**Perhitungan**

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{11,1941}{61,1000} = 0,1832 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,00005 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

$$= 4 \times 0,02847 \times 0,85240$$

$$= 0,0946 \text{ in}$$

Standardisasi  $D_i$  dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 1/2 in IPS

Sch 80 dengan ukuran :

OD = 0,8400 in = 0,07000 ft

ID = 0,5460 in = 0,04550 ft

A = 0,0016 ft<sup>2</sup>

- **C. Nozzle untuk Manhole**

Berdasarkan standart yang ada bahwa ukuran manhole adalah 20 in, maka dari

Brownel & Young didapatkan :

OD = 20 in

ID = 18,814 in

Ukuran pipa = 20 in Sch 40

A = 1,9306 ft<sup>2</sup>

- **D. Nozzle untuk pemasukan steam**

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 730,206483 \text{ Kg/jam} &= 1609,88623 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ liquida} &= 2,078 \text{ Kg/m}^3 &= 0,12972538 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viscositas} &= 0,01394 \text{ cp} &= 9,3673\text{E-}06 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

**Perhitungan**

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{1609,8862}{0,1297} = 12409,9554 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 3,44721 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} \\ &= 3,9 \times 1,56131 \times 0,46341 \\ &= 2,8218 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi  $D_i$  dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 3 in IPS

Sch 40 dengan ukuran :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3,5000 \text{ in} &= 0,29167 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2,9000 \text{ in} &= 0,24167 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,0459 \text{ in}^2 &= 0,00032 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- **E. Nozzle untuk pengeluaran steam**

$$\begin{aligned} \text{Rate massa} &= 730,206483 \text{ Kg/jam} &= 1609,88623 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ liquida} &= 2,078 \text{ Kg/m}^3 &= 0,12972538 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viscositas} &= 0,01394 \text{ cp} &= 9,3673\text{E-}06 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

**Perhitungan**

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{1609,8862}{0,1297} = 12409,9554 \text{ ft}^3/\text{jam}$$



$$= 3,44721 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18} \\ &= 3,9 \times 1,56131 \times 0,46341 \\ &= 2,8218 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi  $D_i$  dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 3 in IPS

Sch 40 dengan ukuran :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 3,5000 \text{ in} = 0,29167 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 2,9000 \text{ in} = 0,24167 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,0459 \text{ in}^2 = 0,00032 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- **F. Nozzle untuk pengeluaran produk**

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &: 7917,5289 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas bahan} &: 65,6100 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas bahan} &: 0,5342 \text{ cp} = 0,0004 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

**Perhitungan**

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{7917,5289}{65,6100} = 120,676 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,03352 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18} \\ &= 4 \times 0,29452 \times 0,89328 \\ &= 1,0260 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi  $D_i$  dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 1 in IPS

Sch 40 dengan ukuran :

$$\text{OD} = 1,3150 \text{ in} = 0,10958 \text{ ft}$$

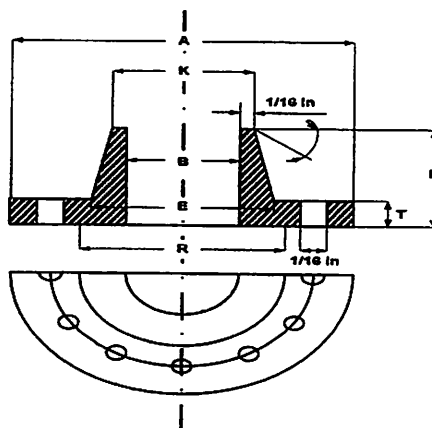
$$\text{ID} = 1,0490 \text{ in} = 0,08742 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2$$

### PENENTUAN FLANGE PADA NOZZLE

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

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1	4 1/4	8/16	2	1 15/16	1,320	2 3/16	1,05
B	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/6	0,840	1 7/8	0,62
C	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19 1/4
D	3	7 1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,500	2 3/4	3,07
D	3	7 1/2	1 5/16	5	4 1/4	3,500	2 3/4	3,07
E	1	4 1/4	8/16	2	1 15/16	1,320	2 3/16	1,05



Gambar 6.2.2. Dimensi Flange pada Nozzle

Keterangan :

- A = Nozzle untuk pemasukan bahan baku
- B = Nozzle untuk pemasukan air
- C = Nozzle untuk Manhole
- D = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran steam
- E = Nozzle untuk pengeluaran produk

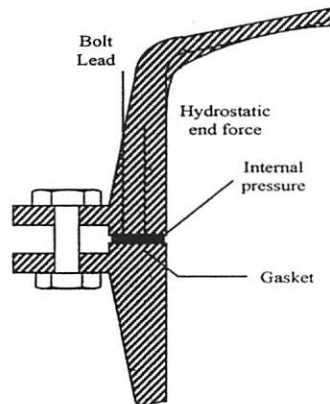
dimana,

- NPS = ukuran pipa nozzle (in)
- A = diameter luar flange (in)
- T = ketebalan flange (in)
- R = diameter luar bagian yang menonjol (in)
- E = diameter pusat dari dasar (in)
- K = diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
- L = panjang (in)
- B = diameter dalam flange (in)

### 6.5. Perancangan Dimensi Gasket, Bolting dan Flange tangki Reaktor

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder ( $t_s$ ) = 2/16 in
- Diameter dalam silinder ( $d_i$ ) = 27,7500 in
- Diameter luar silinder ( $d_o$ ) = 28 in
- Tekanan internal tangki ( $P_i$ ) = 58,1090 psi
- Stress yang diijinkan ( $f$ ) = 18750
- Faktor korosi yang dipakai ( $C$ ) = 1/16



Gambar 6.2.3. Dimensi Gasket dan Bolting

#### A. Dimensi Gasket

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

Bahan konstruksi = Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)

Gasket factor (m) = 3,75

Min design seating stress (y) = 9000

#### Perhitungan Lebar Gasket

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

(Brownell & Young, Pers. 12.2, hal. 226,

dimana,

$d_o$  = diameter luar gasket

$d_i$  = diameter dalam gasket

y = Min design seating stress

p = internal pressure

m = gasket factor

Diketahui :  $d_i$  gasket =  $d_o$  shell = 204 in

sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - 58.1084 \times 3,75}{9000 - 58.1084(3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{27,7500} = 1,00332489$$

$$d_o = 27,842 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{27,842 - 27,7500}{2}$$

$$= 0,046$$

$$= 0,738 \approx 1 \text{ in}$$

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

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$G = d_i + n$$

$$= 27,75 + 1$$

$$= 28,750 \text{ in}$$

**Perhitungan Beban Gasket ( $W_{m2}$ )**

Beban gasket agar tidak bocor ( $H_y$ )

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

dimana,

b = beban efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket

y = 9000

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

b =  $b_o$  jika  $b_o \leq \frac{1}{4}$  in

b =  $\sqrt{\frac{b_o}{2}}$  jika  $b_o > \frac{1}{4}$  in

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_o = \frac{n}{2} = \frac{1}{2} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{karena } \leq 1/4 \text{ in, maka } b = b_o = 0,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} W_{m2} &= H_y = \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,5 \times 28,7500 \times 9000 \\ &= 406237,500 \text{ lb} \end{aligned}$$

#### Perhitungan Beban Operasi pada Kondisi Kerja ( $W_{m1}$ )

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.91, hal. 240})$$

- Beban untuk menjaga sambungan ( $H_p$ )

$$\begin{aligned} H_p &= 2\pi \times b \times G \times m \times p \\ &= 2 \times 0,5 \times 28,750 \times 3,75 \times 58,1090 \\ &= 19671,71121 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban karena tekanan dalam ( $H$ )

$$\begin{aligned} H &= \pi/4 \times G^2 \times p \\ &= \frac{3,14}{4} \times (28,7500)^2 \times 58,1090 \\ &= 37704,1 \text{ lb} \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 37704,113 + 19671,7112 \\ &= 57375,824 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan dapat diketahui bahwa  $W_{m1} > W_{m2}$ , sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah  $W_{m1}$ .

**B. Dimensi Bolting**

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

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength min.	: 75000 psi
Allowable stress (f)	: 15000

**Perhitungan luas minimum bolting area**

$$\begin{aligned}
 A_{ml} &= \frac{W_{ml}}{f} \\
 &= \frac{57375,824}{15000} \\
 &= 3,82505496 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.4 Brownell & Young, hal. 188 untuk ukuran baut 1 in :

Ukuran baut	: 1 in
Root area	: 0,551 in <sup>2</sup>
Bolt spacing minimum (Bs)	: 2 1/4 in
Minimum radial distance (R)	: 1 3/8 in
Edge distance (E)	: 1 1/16 in
Nut dimension	: 1 5/8 in
Maximum fillet radius	: 7/16 in

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{ml}}{\text{root area}} \\
 &= \frac{3,82505496}{0,551} \\
 &= 6,9420 \approx 7 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

**Evaluasi lebar gasket**

$$\begin{aligned}
 A_{b_{\text{actual}}} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 7 \times 0,551 \\
 &= 3,8570 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

**Lebar gasket minimum (W)**

$$\begin{aligned}
 W &= A_{b_{\text{actual}}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\
 &= \frac{3,8570 \times 15000}{2 \times 3,14 \times 9000 \times 28,7500} \\
 &= 0,03560417 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Nilai  $W <$  lebar gasket yang telah ditentukan (0.0938 in), sehingga lebar gasket telah memadai.

**C. Dimensi Flange**

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

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
Tensile strength min.	: 75000 psi
Allowable stress (f)	: 18750
Type flange	: Loose ring flange

**Perhitungan diameter luar flange (A)**

$$\begin{aligned}
 \text{Do flange} &= \text{bolt circle diameter} + 2E \\
 &= C + 2E
 \end{aligned}$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$\begin{aligned}
 R &= 1 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 E &= 1 \frac{1}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 g_o &= t_s = 2/16 \text{ in} \\
 C &= \text{di gasket} + 2 (1,415 \times g_o \times R) \\
 &= 27,75 + 2 \times 1,415 \times 2/16 \times 1 \ 3/8 \\
 &= 29,0323 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, Do flange} &= 29,0323 + 2 \times 1 \ 1/16 \\
 &= 31,1573 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

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

$$\begin{aligned}
 W &= \left( \frac{A_{m1} + A_b}{2} \right) \times f \\
 &= \frac{3,82505496 + 3,8570}{2} \times 18750 \\
 &= 72019,2652 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} && (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.101, hal. 242}) \\
 &= \frac{29,0323 - 28,7500}{2} \\
 &= 0,14117188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan moment flange ( $M_a$ ) :

$$\begin{aligned}
 M_a &= W \times h_G \\
 &= 72019,2652 \times 0,1412
 \end{aligned}$$

$$= 10167,0947 \quad \text{in}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 57375,824 \text{ lb} \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.95, hal. 242})$$

Menghitung moment komponen hingga  $H_D$  ( $M_D$ )

$$M_D = H_D \times h_D \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.96, hal. 242})$$

$$H_D = 0.785 \times B^2 \times P$$

$$= 0,785 \times 784 \times 58,1090$$

$$= 35762,60078 \text{ lb}$$

$$h_D = \frac{C - B}{2}$$

$$= \frac{29,0323 - 28}{2}$$

$$= 0,51617188 \text{ in}$$

maka :

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 35762,60078 \times 0,51617$$

$$= 18459,6487 \text{ lb.in}$$

Menghitung moment komponen hingga  $H_G$  ( $M_G$ )

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$H_G = W - H = W_{m1} - H$$

$$= 57375,824 - 37704,113$$

$$= 19671,7112 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{C - G}{2}$$

$$= \frac{29,0323 - 28,7500}{2}$$

$$= 0,14117188 \text{ in}$$

maka,

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 19671,7112 \times 0,14117 \\ &= 2777,092356 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Menghitung moment komponen hingga  $H_T$  ( $M_T$ )

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.97, hal. 242})$$

$$\begin{aligned} H_T &= H_D - H \\ &= 37704,1132 - 35762,601 \\ &= 1941,5124 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{0,51617188 + 0,14117}{2} \end{aligned}$$

$$= 0,32867 \text{ in}$$

maka,

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 1941,5124 \times 0,32867 \\ &= 638,1205 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Maka moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 18459,6487 + 2777,092356 + 638,1205 \\ &= 21874,8616 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena  $M_o < M_a$ , maka  $M_{max} = M_o = 21874,86 \text{ lb.in}$

**Perhitungan tebal flange**

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

sehingga diperoleh rumus :

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

dimana,  $A =$  diameter luar flange

$B =$  diameter luar silinder

$f =$  stress yang diijinkan

maka,

$$k = \frac{31,1573}{28}$$

$$= 1,1128$$

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

$$Y = 20$$

$$M_{max} = M_o = 21874,8616 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{20 \times 21874,86}{18750 \times 28}} = 0,9129 \text{ in}$$

**Kesimpulan Perancangan :**

**Flange pada tangki :**

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310

Tensile strength minimum : 75000 psi

Type flange	:	Loose ring flange
Tebal flange	:	0,9129 in
Allowable stress (f)	:	18750

**Bolting pada tangki :**

Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength minimum	:	75000 psi
Allowable stress (f)	:	15000
Ukuran baut	:	1 in
Jumlah baut	:	7 buah
Bolt spacing ( $B_S$ )	:	2 1/4 in
Min. radial distance (R)	:	1 3/8 in
Edge distance (E)	:	1 1/16 in

**Gasket pada tangki :**

Bahan konstruksi	:	Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)
Gasket factor (m)	:	3,75
Min design seating stress (y)	:	9000
Lebar gasket	:	1 in

**6.6. PERANCANGAN SISTEM PENYANGGA REAKTOR****A. Menentukan Berat Reaktor**

Dari perancangan silinder reactor dapat diketahui data sebagai berikut :

Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240 Grade M type 316
Tebal silinder ( $t_s$ )	:	2/16 in
Tinggi badan silinder ( $L_s$ )	:	41,6250 in = 3,46875 ft
Diameter luar silinder ( $D_o$ )	:	28 in = 2,3333 ft
Diameter dalam ( $D_i$ )	:	27,7500 in = 2,3125 ft

Tekanan internal tangki (Pi) : 58,1090 psi

### Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang digunakan adalah steel

$$\rho_{\text{steel}} = 489 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Tabel 2-118, Perry's})$$

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times H \times \rho \\ &= 0,785 \times 5 - 5,34765625 \times 3,46875 \times 489 \\ &= 128,8765509 \text{ lb} \\ &= 58,45711472 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Menentukan Berat Tutup Atas Reaktor

Tutup atas berbentuk standard dished

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

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas dalam}} &= 0,0847 \times D_i^3 \\ &= 0,0847 \times 12,3665 \\ &= 1,0474 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= 0,0847 \times (D_i + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times 12,618824 \\ &= 1,06881439 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup atas dalam}} \\ &= 1,06881439 - 1,0474 \\ &= 0,0214 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,0214 \times 489 \\ &= 10,45269193 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$= 4,7412 \quad \text{kg}$$

### Menentukan Berat Tutup Bawah Reaktor

Tutup bawah berbentuk conical

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

$$\alpha = 120^\circ$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup bawah dalam}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{D_i^3}{\tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\ &= \frac{3,14}{24} \times \frac{12,3665}{1,73205} = 0,9341 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup bawah luar}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{(D_i + \text{thb})^3}{\tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\ &= \frac{3,14}{24} \times \frac{12,61882}{1,73205} = 0,9532 \quad \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup bawah}} &= V_{\text{tutup bawah luar}} - V_{\text{tutup bawah dalam}} \\ &= 0,9532 - 0,9341 \\ &= 0,0191 \quad \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{dinding tutup bawah}} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,0191 \times 489 \\ &= 9,32186313 \quad \text{lb} \\ &= 4,2283 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Menentukan Berat Larutan Dalam Reaktor**

Rumus :

$$W_1 = m \times t$$

dimana,

$$m = \text{berat larutan dalam reaktor} = 7906,3348 \quad \text{lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal larutan dalam reaktor} = 0,1167 \quad \text{jam}$$

maka :

$$W_1 = 7906,3348 \times 0,1167$$

$$= 922,4057 \quad \text{lb}$$

$$= 418,3940 \quad \text{kg}$$

**Menentukan Berat Poros Pengaduk**

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

$$\text{Panjang poros pengaduk (Lps)} : 3,5442 \quad \text{ft}$$

$$\text{Diameter poros pengaduk (Dps)} : 0,05234 \quad \text{ft}$$

$$W_p = V \cdot \rho$$

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

$$\begin{aligned} W_{\text{poros pengaduk}} &= \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \right) \times \rho \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,05234^2 \times 3,5442 \times 489 \\ &= 3,727 \quad \text{lb} \\ &= 1,6907 \quad \text{kg} \end{aligned}$$



**Menentukan Berat Pengaduk**

Rumus :

$$W_p = V \cdot \rho$$

$$V = 6 (p \cdot l \cdot t)$$

$$p = D_i / 2$$

- $W_p$  = berat impeller dalam reaktor, lb
- $V$  = volume dari total blades, ft<sup>3</sup>
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>
- $p$  = panjang 1 kupingan blade, ft
- $l$  = lebar 1 kupingan blade = 2,775 in = 0,2313 ft
- $t$  = tebal 1 kupingan blade = 2,3125 in = 0,1927 ft
- $D_i$  = diameter pengaduk (impeller) = 13,875 in = 1,1563 ft
- $n$  = Jumlah blade (n) = 6 buah

Volume impeller pengaduk :

- $p = \frac{D_i}{2}$   

$$= \frac{1,1563}{2} = 0,578125 \text{ ft}$$
- $V = n \times p \times l \times t$   

$$= 6 \times 0,5781 \times 0,2313 \times 0,1927$$
  

$$= 0,15458069 \text{ ft}^3$$

- Berat impeller (pengaduk)

$$\begin{aligned}
 W_p &= V \times \rho \\
 &= 0,1546 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 75,5900 \text{ lb} \\
 &= 34,2868 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Berat jacket pemanas**

$$W_j = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) \times H \times \rho$$

Dimana :

- $W_j$  = berat jacket pemanas, lb
- $d_o$  = diameter luar jacket = 60 in = 5 ft
- $d_i$  = diameter dalam jacket = 59,665 in = 4,972 ft
- $H$  = tinggi jacket = 29,5196 in = 2,46 ft
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

Berat jacket pemanas :

$$\begin{aligned} W_j &= (\pi/4) \times [(5)^2 - (4,9721)^2] \text{ft}^2 \times 2,4599 \text{ft} \times (489 \text{lb/ft}^3) \\ &= 263,2492 \text{ lb} \\ &= 119,4072 \text{ Kg} \end{aligned}$$

**Menghitung Berat Perlengkapan Lain (Attachment)**

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

$$\begin{aligned} W_a &= 18 \% \times W_s \\ &= 18\% \times 58,4571 \\ &= 10,5223 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Menghitung Berat Total Reaktor**

$$\begin{aligned} W_T &= W_s + W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{tutup bawah}} + W_L + W_{\text{poros pengaduk}} + W_{\text{pengaduk}} + \\ &\quad W_{\text{steam}} + W_a \\ &= 58,457 \quad + \quad 4,7412 \quad + \quad 4,2283 \quad + \quad 418,394 \quad + \\ &\quad 1,6907 \quad + \quad 34,287 \quad + \quad 2,0284 \quad + \quad 10,5223 \\ &= 534,3489 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} W_{\text{TOTAL}} &= 1,2 \times 534,3489 \\ &= 641,2186663 \text{ kg} \\ &= 1413,630672 \text{ lb} \end{aligned}$$

### B. Perancangan Leg Support (Penyangga)

Reaktor yang dirancang nantinya akan diletakkan didalam bangunan sehingga tidak dipengaruhi dengan adanya tekanan angin.

**Dasar Perhitungan :**

*Beban tiap kolom :*

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H-L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n} \quad (\text{Pers. 10.76 Brownell \& Young, hal.197,})$$

dimana,

$P$  = beban tiap kolom, lb

$P_w$  = total beban permukaan karena angin, lb

$V_w$  = kecepatan angin = 10 knot = 18,52 km/jam = 11,5078 mph

$H$  = tinggi vessel dari pondasi, ft

$L$  = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

$P$  = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

$n$  = jumlah support = 4 buah

$W$  = berat total = 1413,6307 lb

$D_{bc}$  = diameter anchor bolt circle

Reaktor diletakkan didalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

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

$$= \frac{1413,6307 \text{ lb}}{4}$$

$$= 353,407668 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
- Tinggi silinder (H) = 57,8219 in = 4,8185 ft
- Panjang penyangga =  $\frac{1}{2} (H + L)$   
 $= \frac{1}{2} (4,8185 + 5)$   
 $= 4,90924548 \text{ ft}$   
 $= 58,9109457 \text{ in}$

#### **Trial Ukuran I Beam**

Untuk mendapatkan ukuran I-Beam didasarkan pada ukuran standard dari

App.G Brownell & Young, hal. 355 yaitu :

Trial I-Beam 6 in ukuran  $6 \times 3 \frac{3}{8}$  dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

Nominal size	:	3 in
Berat	:	5,7 lb
Area of section (Ay)	:	1,64 in <sup>2</sup>
Depth of beam (h)	:	3 in
Width of flange (b)	:	2,330 in

$$I_{1-1} \quad : \quad 2,50 \text{ in}^4$$

$$\text{Axis (r)} \quad : \quad 1,230 \text{ in}$$

- Menghitung tinggi total reaktor (H)

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

$$\text{Tinggi reaktor} = 4,81849095 \text{ ft}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor (H)} &= 5 + 4,81849095 \\ &= 9,81849095 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menghitung panjang Leg (l)

$$\begin{aligned} l &= 0,5 H + 2,5 \text{ ft} \\ &= 0,5 \times 9,81849095 + 2,5 \text{ ft} \\ &= 7,40924548 \text{ ft} \\ &= 88,9109457 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung bearing capacity (fc)

Dengan :

$$\frac{l}{r} = \frac{88,9109457}{1,230} = 72,2853 > 60$$

karena  $L/r$  antara 60 - 200, maka :

$$f_c = \frac{18000}{1 + \frac{72,2853}{18000} i^2} = 13950,3836 \text{ psia}$$

sehingga :

$$f_{\text{eksentrik}} = \frac{P(a + 0,5b)}{\frac{I_{1-1}}{0,5b}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{353,407668 ( 1,5 + 0,5 \times 2,330 )}{\frac{2,50}{0,5 \times 2,330}} \\
 &= 438,8934487 \text{ lb/in}^2 \\
 f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{\text{aksentrik}} \\
 &= 13950,38364 - 438,8934 \\
 &= 13511,490 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

#### Luas yang dibutuhkan (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{P}{f_{c \text{ aman}}} \\
 &= \frac{353,4077}{13511,490} \\
 &= 0,02615608 \text{ in}^2 < A_y
 \end{aligned}$$

Karena  $A < A_y$  yang tersedia ( $A_y$ ) maka trial I-Beam sudah memadai.

#### C. Perancangan Base Plate

Perencanaan :

Base plate yang dibuat memiliki toleransi panjang sebesar 5% dan toleransi lebar sebesar 20%. (Hesse, hal. 163)

Bahan konstruksi	:	Beton
Ketahanan bearing terhadap stress ( $f_c$ )	:	600 lb/in <sup>2</sup>
Kedalaman beam(h)	:	4 in
Lebar flange (b)	:	2,66 in

#### - Menghitung luas penampang base plate ( $A_{bp}$ )

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

$$= \frac{353,4}{600}$$

$$= 0,58901278 \text{ in}^2$$

- **Menghitung panjang dan lebar base plate**

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

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate}$$

$$= 0,58901278 \text{ in}^2$$

$$l = \text{lebar base plate, in}$$

$$= 2n + 0,95h$$

$$p = \text{panjang base plate, in}$$

$$= 2m + 0,8b$$

Diasumsikan  $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 2,66 \text{ in}$$

$$h = 4 \text{ in}$$

maka,

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

$$0,58901278 \text{ in}^2 = [2m \times (2n + 0,8b)] + [0,95h \times (2n + 0,8b)]$$

$$0,58901278 \text{ in}^2 = (2m + 1,33) \times (2m + 3,8)$$

$$0,58901278 \text{ in}^2 = 4m^2 + 10,26m + 4,46498722$$

$$0 = 4m^2 + 10,26m + 3,87597444$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$m = 2,89325191 \text{ in}$$

$$m = -23 \text{ in}$$

$$\text{Diambil } m = m_1 = 2,89325191 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,8b \\ &= (2 \times 2,89325191) + (0,8 \times 2,66) \\ &= 7,91450382 \text{ in} \approx 8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,95h \\ &= (2 \times 2,89325191) + (0,95 \times 4) \\ &= 9,58650382 \text{ in} \approx 10 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena nilai  $p > l$ , maka nilai  $p$  dijadikan sebagai acuan menghitung  $A_{bp \text{ baru}}$ ,  
agar  $A_{bp \text{ baru}} > A_{bp}$

- **Menghitung luas penampang base plate baru ( $A_{bp \text{ baru}}$ )**

$$\begin{aligned} A_{bp \text{ baru}} &= p \times l \\ &= 8 \times 10 \\ &= 80 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- **Menghitung harga  $m$  dan  $n$  baru**

Harga  $m$  atau  $n$  yang dipakai adalah yang memiliki harga terbesar.

$$\begin{aligned} p &= 2m + 0,8b \\ 9,58650382 &= 2m + (0,8 \times 2,66) \\ m &= 3,72925191 \text{ in} \\ l &= 2n + 0,95h \\ 9,58650382 &= 2n + (0,95 \times 4) \\ n &= 2,89325191 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena harga  $m > n$  maka  $m$  dijadikan sebagai acuan



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

$$\begin{aligned}
 f_c' &= \frac{P}{A_{bp \text{ baru}}} \\
 &= \frac{353,41}{80} \\
 &= 4,41759585 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $f_c' < f_c$ , maka dimensi base plate sudah memenuhi

- **Menghitung tebal base plate**

Diketahui :

$$m = 3,72925191 \text{ in}$$

$$P = f_c' = 4,41759585 \text{ lb/in}^2$$

maka,

$$\begin{aligned}
 t &= \sqrt{0,00015 \times P \times n^2} \\
 t &= \sqrt{0,00015 \times 4,41759585 \times 3,72925191^2} \\
 &= 0,09599759 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- **Menghitung dimensi baut dari base plate**

Diketahui :

$$\text{Gaya yang bekerja pada I Leg (P)} = 353,41 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut pada setiap Leg} = 4 \text{ buah}$$

Beban tiap baut :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\
 &= \frac{353,41}{4}
 \end{aligned}$$

$$= 88,351917 \text{ lb}$$

Bahan baut : High Alloy Steel SA-193 grade B type 321

Max Allowable stress (f) : 15000 psi

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

$$= \frac{88,35}{15000}$$

$$= 0,00589013 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{\pi \times d_{\text{baut}}^2}{4}$$

$$0,0059 = \frac{3,14 \times d_{\text{baut}}^2}{4}$$

$$d_{\text{baut}} = 0,08662187 \text{ in}$$

Standarisasi diameter baut dari Tabel 10.4 Brownell & Young hal. 188

sehingga diperoleh ukuran baut 1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut	=	1	in
Root area	=	0,551	
Bolt spacing min	=	2,25	in
Min. Radial distance	=	1,375	in
Edge distance	=	1,0625	in
Nut dimension	=	1,625	in
Max filled radius	=	0,4375	in

#### D. Perancangan Lug dan Gusset

Perencanaan:

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

Type	:	Double gusset plate
Bahan	:	High Alloy Steel SA-193 Grade B8t type 321
Max Allowable stress (f)	:	15000 psia
$\mu$ steel	:	0,3

- Menghitung tebal horizontal plate (thp)

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{allowable}}}$$

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

- Menentukan gusset spacing (b')

Diketahui :

$$\text{Lebar flange (b)} = 2,66 \text{ in}$$

$$d_{\text{baut}} = 1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b' &= b + (2 \times d_{\text{baut}}) \\ &= 2,66 + (2 \times 1) \\ &= 4,66 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta  $\gamma_1$

Diketahui :

$$l = b_{\text{l-Beam}} = \text{lebar flange} = 2,66 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{4,66}{2,66} = 1,7519$$

Dari Tabel 10.6 Brownell & Young hal. 192 diperoleh :

$$\gamma_1 = 0,073$$

- Menentukan radius (e)

Diketahui :

$$\text{Tebal silinder reaktor} = 0,125 \text{ in}$$

$$e = 0,5t_s + 1,5 + 0,5 b_{\text{I-Beam}}$$

$$= 2,8925$$

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

$$M_y = 38,3347932 \text{ in-lb}$$

Maka :

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allowable}}}}$$

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \times 38,3347932}{15000}} = 0,1238302 \text{ in}$$

- Menghitung tebal gusset ( $t_g$ )

$$t_g = \frac{3}{8} \times \text{thp}$$

$$= \frac{3}{8} \times 0,1238$$

$$= 0,04643632 \text{ in}$$

- Menghitung tinggi gusset ( $h_g$ )

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

$$\text{Dimana A} = \text{lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$= 1 \text{ in} + 9 \text{ in}$$

$$= 10 \text{ in-lb}$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_g &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 10 + 1 \\ &= 11 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung tinggi lug (h)

$$\begin{aligned} h &= h_g + 2thp \\ &= 11 \text{ in} + 2(0,1238302) \\ &= 11,2476604 \text{ in} \end{aligned}$$

### Perancangan Pondasi

Dasar perhitungan :

- Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 353,41 \text{ lb}$$

- Menghitung beban base plate ( $W_{bp}$ )

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

Dimana :

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate} &= 8 \text{ in} &= 0,6667 \text{ ft} \\ l &= \text{lebar base plate} &= 10 \text{ in} &= 0,8333 \text{ ft} \\ t &= \text{tebal base plate} &= 0,09599759 \text{ in} &= 0,008 \text{ ft} \\ \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} &= 489 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= p \times l \times t \times \rho \\ &= 0,66666667 \times 0,83333333 \times 0,0079998 \times 489 \\ &= 2,17327883 \end{aligned}$$

- Menghitung beban kolom penyangga

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

Dimana :

$$L = \text{Tinggi kolom} = 3 \text{ in} = 0,25 \text{ ft}$$

$$A = \text{luas kolom I-Beam} = 0,0262 \text{ in}^2 = 0,0002 \text{ ft}$$

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

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

Maka beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= L \times A \times F \times \rho \\ &= 0,25 \times 0,0002 \times 3,4 \times 489 \\ &= 0,07549845 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Menghitung berat total dari reaktor dan support

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= 353,41 + 2,17327883 + 0,07549845 \\ &= 355,6564 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom

Untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut adalah :

- Luas pondasi atas = 20 x 20 in

- Luas pondasi bawah = 32 x 32 in

- Tinggi = 25 in

$$\begin{aligned} \text{Luas pondasi rata-rata (A)} &= \frac{\text{Luas pondasi atas} + \text{Luas pondasi bawah}}{2} \\ &= \frac{(20 \times 20) \text{ in}^2 + (32 \times 32) \text{ in}^2}{2} \end{aligned}$$

$$= \#\# \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi (V)} &= A \times H \\
 &= 712 \times 25 \\
 &= 17800 \text{ in}^3 \\
 &= 10,3009259 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi pondasi : semen batu pasir

Densitas : 137 lb/ft<sup>3</sup> (Tabel 2-118 Perry's)

$$\begin{aligned}
 \text{Berat pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 10,3009259 \times 137 \\
 &= 1411,226852 \text{ lb} \\
 &= 640,1183877 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

#### Menghitung tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan

- Save bearing power minimum = 5 ton/ft<sup>2</sup>
- Save bearing power maximum = 10 ton/ft<sup>2</sup> (Tabel 12.2 Hesse, hal 327)

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

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

Tekanan pada tanah :

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

Dimana :

W = berat beban total + berat pondasi

A = Luas bawah pondasi

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{W}{A} \\
 &= \frac{355,66 + 1411,22685}{1024} \\
 &= 1,72547197 \text{ lb/in}^2 \\
 &= 248,4679636 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menal pondasi , maka pondasi dengan ukuran luas atas sebesar ( 20 x 20) in dan ukuran luas baw sebesar ( 32 x 32) in dengan tinggi pondasi sebesar 25 in dapat digunakan.

### Spesifikasi Alat Utama I

Nama alat : Reaktor I

Kode : R-110

Fungsi : Untuk menguraikan Cumenehidroperoksida menjadi phenol dan aseton dengan katalis Asam sulfat

Type : Reaktor batch berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standart dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

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

Prinsip kerja : Reaktor merupakan tempat terjadinya reaksi antara bahan baku menjadi produk. Reaktor yang digunakan pada pabrik ini adalah reaktor jenis mixed flow yang memiliki pengaduk dan jaket pemanas. Bahan baku masuk berupa CHP teknis 80% yang kemudian diuraikan dengan katalis asam sulfat pada suhu 68°C selama 420 detik. Reaksinya bersifat endotermis sehingga



membutuhkan steam.

### Kesimpulan dimensi Reaktor :

#### 1. Bagian Silinder

- Diameter Luar Silinder (Do) = 28 in
- Diameter Dalam Silinder (Di) = 27,7500 in
- Tinggi Silinder (Ls) = 41,6250 in
- Tebal Silinder (ts) = 0,1160 in
- Tebal tutup atas (tha) = 0,1579 in
- Tebal tutup bawah (thb) = 0,1703 in
- Tinggi tutup atas (ha) = 6,6864 in
- Tinggi tutup bawah (hb) = 9,5105 in
- Tinggi Reaktor (H) = 57,8219 in

#### 2. Bagian Pengaduk

- Tipe = *Flat Six Blade Turbin with Disk*
- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240 grade  
M type 316*
- Diameter Impeller (Da) = 13,8750 in
- Tinggi Impeller di atas tangki (C) = 9,2500 in
- Lebar Impeller (W) = 2,7750 in
- Panjang Impeller (L) = 3,4688 in
- Lebar Baffle (J) = 3,4688 in
- Jumlah Pengaduk (np) = 1 buah
- Daya (P) = 0,5 hp
- Panjang Poros (L) = 42,5301 in
- Diameter Poros (D) = 0,6281 in

### 3. Nozzle

#### a. Nozzle untuk memasukkan produk dari mixer I

- Diameter dalam (di) = 1,0490 in
- Diameter luar (do) = 1,3150 in
- Schedule = 40
- Luas (A) = 6,000E-03 ft<sup>2</sup>

#### b. Nozzle untuk memasukkan air

- Diameter dalam (di) = 0,5460 in
- Diameter luar (do) = 0,8400 in
- Schedule = 80
- Luas (A) = 1,630E-03 ft<sup>2</sup>

#### c. Nozzle untuk manhole

- Diameter dalam (di) = 18,8140 in
- Diameter luar (do) = 20 in
- Schedule = 40
- Luas (A) = 1,931E+00 ft<sup>2</sup>

#### d. Nozzle untuk pemasukan pendingin pada jaket

- Diameter dalam (di) = 2,9000 in
- Diameter luar (do) = 3,5000 in
- Schedule = 80
- Luas (A) = 3,185E-04 ft<sup>2</sup>

#### e. Nozzle untuk pengeluaran air dari jaket

- Diameter dalam (di) = 0,0000 in
- Diameter luar (do) = 0,0139 in
- Schedule = 40
- Luas (A) = 0,000E+00 ft<sup>2</sup>

## f Nozzle untuk pengeluaran produk

- Diameter dalam (di) = 1,0490 in
- Diameter luar (do) = 1,3150 in
- Schedule = 40
- Luas (A) = 6,000E-03 ft<sup>2</sup>

## 4. Jaket Pemanas

- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-240  
Grade O type 405*
- Tebal Silinder (ts) = 0,1677 in
- Diameter Dalam Silinder (Di) = 59,6645 in
- Diameter Luar Silinder (Do) = 60,0000 in
- Tekanan Internal Tangki (Pi) = 54,3381 psig
- Stress yang Dijinkan (f) = 18750 psia
- Faktor Korosi yang Dipakai (C) = 0,0625 m

## 5. Flange

- Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel SA-167 Grade 10  
Type 310*
- Tensile Strength Minimum = 75000 psia
- Allowable Stress (f) = 18750 lbm/in<sup>2</sup>
- Type Flange = *Loose ring flange*
- tebal Flange = 0,9129 in

## 6. Bolting

- Bahan Kontruksi = *High Alloy Steel SA-193 Grade  
B8 Type 304*
- Tensile Strength Minimum = 75000 psia
- Allowable Stress (f) = 15000 lbm/in<sup>2</sup>

- Ukuran Baut = 1 in
- Jumlah Baut = 7 buah
- Bolt Spacing Minimum (Bs) = 2 1/4 in
- Min. Radial Distance (R) = 1 3/8 in
- Edge Distange (E) = 1 1/16 in

### 7. Gasket

- Bahan Konstruksi = *Flat metal, Jacketed, Asbestos Filled*
- Gasket Faktor = 3,75
- Min. Design Seating Stress ( $\gamma$ ) = 9000 psia
- Lebar Gasket = 1 in

### 8. Penyangga

- Jenis = I-beam
- Ukuran = 10x4,625 in
- Nominal Size = 3 in
- Berat = 5,7 lb
- Area of Section ( $A_y$ ) = 1,6 in<sup>2</sup>
- Depth of Beam = 3 in
- Width of Beam (b) = 2 in
- Axis (r) = 1,23 in
- $I_{1-1}$  = 2,50 in
- Tinggi Penyangga = 88,9109 in
- Jumlah penyangga = 4 buah

### 9. Base Plate

- Panjang Base Plate (p) = 8,0000 in
- Lebar Base Plate (l) = 10,0000 in

- Luas penampang (Abp) = 80,0000 in<sup>2</sup>
- Tebal (tbp) = 0,0960 in
- Ukuran Baut = 1 in
- Root Area = 0,551 in
- Bolt Spacing Minimum (Bs) = 2,25 in
- Minimum Radial Distance (R) = 1,375 in
- Edge Distange (E) = 1,0625 in
- Nut Dimention = 1,625 in
- Max. Fillet Radius = 0,4375 in

#### 10. Lug dan Gusset

##### a. Lug

- Lebar = 2,6600 in
- Tebal = 0,1238 in
- Tinggi = 11,2477 in

##### b. Gusset

- Tebal = 0,0464 in
- Tinggi = 11,248 in

#### 11. Pondasi

- Luas Pondasi Atas = 20 x 20 in
- Luas Pondasi Bawah = 32 x 32 in
- Tinggi = 25 in
- Bahan Konstruksi Pondasi = *semen-batu-pasir (Stanonosand)*

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

#### 6.2. Distilasi II (R-170)

Fungsi : Untuk memisahkan phenol dari campuran cumene dan air

Type : Sieve Tray (karna kemurniannya lebih bagus, sedangkan bubble tray lebih mahal dibandingkan sieve tray)

Dari data neraca massa pada appendiks A dan neraca panas pada appendiks B diketahui :

a. Feed masuk

Rate : 3362,99585 kg/jam = 73,412 kmol/jam

Temperatur : 110,54 °C

b. Destilat

Rate : 1452,4005 kg/jam = 53,693 kmol/jam

Temperatur : 102,069 °C

c. Bottom

Rate : 1910,59535 kg/jam = 19,719 kmol/jam

Temperatur : 184,537 °C

d.  $R_{min} = 0,00796829$

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = 0,0079053$$

$$R_{min} + 1$$

$$R = 2 \times 0,00796829 = 0,01195243$$

$$\frac{R}{R + 1} = 0,01181126$$

$$R + 1$$

Dari Geankoplis 3ed Hal. 688 diperoleh :

$$Nm/N = 1$$

#### A. Menentukan jumlah plate

$$\begin{aligned} \alpha_{lkav} &= (\alpha_{LD} \times \alpha_{LB})^{0.5} \\ &= (1,0191 \times 12,058)^{0.5} \\ &= 4 \end{aligned}$$

Jumlah plate minimum dapat dihitung dengan pers. 11.7-12 Geankoplis 3rd :

$$\begin{aligned} Nm &= \frac{\log \{ ((X_{LD} \cdot D) / (X_{HD} \cdot D)) \times ((X_{HW} \cdot W) / (X_{LW} \cdot W)) \}}{\log (\alpha_{lkav})} \\ &= 5 \\ &= 5 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\frac{(N - Nm)}{(N + 1)} = \frac{Nm}{N}$$

$$(N - 4) = 1$$

$$\frac{(N - 4)}{(N + 1)} = 1$$

$$(N + 1)$$

$$N = 8,46296296$$

$$= 8 \text{ buah}$$

Jadi jumlah plate actual adalah = 8 buah

#### B. Menentukan letak umpan masuk

Dengan metode Kirk-Bride (Geankoplis 3rd pers. 11.7-21 hal 687)

$$\frac{\log Ne}{Ns} = 0.206 \log \{ (X_{HF} / X_{LF}) \times (W / D) \times (X_{LW} / X_{HD})^2 \}$$

Diketahui :

$$X_{LF} = 0,0748$$

$$\begin{aligned}
 X_{HF} &= 0,9252 \\
 X_{LW} &= 0,9113 \\
 X_{HD} &= 0,0887 \\
 W &= 1910,59535 \text{ kg/jam} \\
 D &= 1452,4005 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \log \frac{N_e}{N_s} &= 0,6663 \\
 \frac{N_e}{N_s} &= 10^{0,22} = 4,63774146
 \end{aligned}$$

Dimana :

$$N_e + N_s = 8$$

Sehingga :

$$N_e = 8 : (1 + 4,6377) = 2$$

$$N_s = 8 - 2 = 6,9618$$

Jadi feed masuk pada plate ke 8 dari atas dan ke 2 dari bawah

### C. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor ( V )

$$\begin{aligned}
 V &= 1469,76022 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 3240,23338 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran liquid keluar kondensor ( L )

$$\begin{aligned}
 L &= 17,3597201 \text{ kgmol/jam} \\
 &= 38,271239 \text{ lbmol/jam}
 \end{aligned}$$



Aliran liquid masuk reboiler ( $L'$ )

$$\begin{aligned} L' &= 3380,35557 \text{ kgmol/jam} \\ &= 7452,33189 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran uap keluar reboiler ( $V'$ )

$$\begin{aligned} V' &= 1469,76022 \text{ kgmol/jam} \\ &= 3240,23338 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Enriching

$$\begin{aligned} V &= 1469,76022 \text{ kgmol/jam} = 3240,23338 \text{ lbmol/jam} \\ L &= 17,3597201 \text{ kgmol/jam} = 38,271239 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Exhausting

$$\begin{aligned} V' &= 1469,76022 \text{ kgmol/jam} = 3240,23338 \text{ lbmol/jam} \\ L' &= 3380,35557 \text{ kgmol/jam} = 7452,33189 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

#### D. Menentukan BM campuran

komponen	$X_F$	$X_D$	$X_B$	$Y_F$	$Y_D$	$Y_B$	BM
cumene	0,0649	0,0887	-	0,0183	0,0187	-	120
air	0,0099	0,9113	-	0,0004	0,9813	-	18
DPC	0,0016	-	0,037	9E-05	-	0,0225	152
ACP	0,0009	-	0,006	8E-05	-	0,0038	120
DCP	0,6665	-	0,0034	0,9602	-	0,0007	270
Phenol	0,2562	-	0,9537	0,021	-	0,9729	94
Total	1	1	1	1	1	1	774

Enriching

Bagian atas :

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_D \text{ Cumene} \times \text{BM Cumene}) + (X_D \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= 27,0499943 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_D \text{ Cumene} \times \text{BM Cumene}) + (Y_D \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= 19,9078932 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

**Bagian bawah**

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_f \text{ Cumene} \times \text{BM Cumene}) + (X_f \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= (X_f \text{ DPC} \times \text{BM DPC}) + (X_f \text{ ACP} \times \text{BM ACP}) + \\ &\quad (X_f \text{ DCP} \times \text{BM DCP}) + (X_f \text{ Phenol} \times \text{BM Phenol}) \\ &= 212,354348 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_f \text{ Cumene} \times \text{BM Cumene}) + (Y_f \text{ H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O}) \\ &= (Y_f \text{ DPC} \times \text{BM DPC}) + (Y_f \text{ ACP} \times \text{BM ACP}) + \\ &\quad (Y_f \text{ DCP} \times \text{BM DCP}) + (Y_f \text{ Phenol} \times \text{BM Phenol}) \\ &= 263,444394 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

**Exhausting**

**Bagian atas :**

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= \text{BM liquida bagian bawah enriching} \\ &= 212,354348 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= \text{BM uap bagian bawah enriching} \\ &= 263,444394 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

**Bagian bawah**

$$\begin{aligned} \text{BM liquida} &= (X_B \text{ DPC} \times \text{BM DPC}) + (X_B \text{ ACP} \times \text{BM ACP}) + \\ &\quad (X_B \text{ DCP} \times \text{BM DCP}) + (X_B \text{ Phenol} \times \text{BM Phenol}) \\ &= 96,8909218 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM uap} &= (Y_B \text{ DPC} \times \text{BM DPC}) + (Y_B \text{ ACP} \times \text{BM ACP}) \\ &= (Y_B \text{ DCP} \times \text{BM DCP}) + (Y_B \text{ Phenol} \times \text{BM Phenol}) \\ &= 95,5379374 \text{ lb/lbmol} \end{aligned}$$

**E. Perhitungan beban destilasi**

	Uap			Liquid		
	lbmol/ja	BM	lb/jam	lbmol/ja	BM	lb/jam
Enriching						
- Atas	3240,2	19,908	64506	38,271	27,05	1035,2
- Bawah	3240,2	263,44	853621	38,271	212,35	8127,1
Exhausting						
- Atas	3240,2	263,44	853621	7452,3	212,35	2E+06
- Bawah	3240,2	95,538	309565	7452,3	96,891	722063

Perhitungan beban destilasi terletak pada Enriching bagian bawah

$$L = 8127,063991 \text{ lb/j} \quad \text{BM} = 212,354348$$

$$V = 853621,3182 \text{ lb/j} \quad \text{BM} = 263,444394$$

Perhitungan densitas campuran :

$$\text{Densitas uap pada } T = 102 \text{ } ^\circ\text{C} = 375,22 \text{ K}$$

$$\rho = \frac{\text{BM} \times T_o \times P_i}{V_o \times T_i \times P_o} = \frac{263,444394 \times 273 \times 1}{359 \times 375,22 \times 1}$$

$$= 0,534208625 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,009973611 \text{ g/cm}^3$$

$$= 3,78585\text{E-}05 \text{ mol/cm}^3$$

Densitas liquid pada  $T = 184,54 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,69 \text{ K}$ , dari hysys didapat :

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (lb/jam)	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho$ (lb/ft <sup>3</sup> )
DPC	110,7618761	244,185632	0,8438	52,678434
ACP	14,29185498	31,50782349	0,8787	54,857241
DCP	17,86481872	39,38477936	0,9474	59,146182
Phenol	1767,6768	3897,020273	0,0025	0,15644958
Total	1910,59535	4214,770914	169,51	166,838307

$$\rho = \frac{\text{massa total}}{\sum(\text{Massa komponen} / \text{densitas komponen})}$$

$$= 25,2626091 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,47164989 \text{ g/cm}^3$$

$$= 0,00222105 \text{ mol/cm}^3$$

#### F. Menentukan surface tension bahan (t)

Dari hysys diperoleh :

$$\sigma^{1/4} = 26,54 \text{ dyne/cm}$$

#### Dasar Perancangan Kolom Destilasi

dimana :

$$V = 853621,318 \text{ lb/j} \quad \rho V = 0,53420862 \text{ lb/ft}^3$$

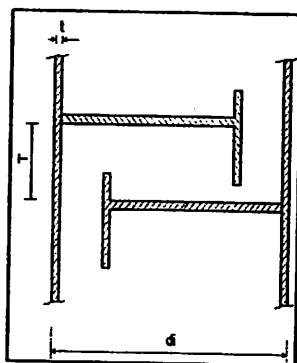
$$L = 8127,06399 \text{ lb/j} \quad \rho L = 25,2626091 \text{ lb/ft}^3$$

Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

C = Konstanta (Ludwig fig 8.38 hal. 56)

$$D = 1.13 \sqrt{\frac{Vm}{G}}$$



Ket : T = tray spacing  
 di = diameter dalam  
 t = tebal shell

$$\text{Harga shell} = \pi D (T/12) \times h_1 \quad (h_1 = \$ 2.8/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga tray} = (1 - 0.05) \pi/4 D^2 \times h_2 \quad (h_2 = \$ 0.79/\text{ft}^2)$$

$$\text{Harga downcomer} = 60 \% \times T/12 \times h_3 \quad (h_3 = \$0.5/\text{ft}^2)$$

Tabel perhitungan diameter tray dan tray spacing kolom destilasi

T (in)	C	G (lb/ft <sup>2</sup> )	D (ft)	Harga (T/ft <sup>2</sup> )			Total
				shell	tray	downcomer	
12	24	89,01	110,66	972,93	7214,5	0,3	9E+07
15	31	111,26	98,978	1087,8	5771,6	0,375	7E+07
18	37	207,05	72,557	956,88	3101,5	0,45	4E+07
20	41	1183,6	30,346	444,68	542,54	0,5	1E+07
24	49	1017,7	32,727	575,47	631	0,6	1E+07
30	61	222,52	69,988	1538,3	2885,8	0,75	5E+07

Dari tabel dipilih harga T = 20 in D = 30,346 ft = ## in

#### G. Menentukan type aliran

$$L = \frac{8127,06399 \text{ lb/jam} \times 7,48 \text{ gal/ft}^3}{60 \text{ menit} \times 25,2626091 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 40,1056746 \text{ gpm}$$

type aliran : cross flow (Ludwig, fig 863 hal. 196)

#### H. Pengecekan terhadap liquid head (hd)

$$Q_{\max} = 1.3 \times L$$

$$= 52,1373769 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 0.7 \times L$$

$$= 28,0739722 \text{ gpm}$$

$$Lw/d = 55 \% - 85 \%$$

$$\text{how max} = \left[ \frac{Q_{\max}}{2.98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$\text{how min} = \left[ \frac{Q_{\min}}{2.98Lw} \right]^{2/3}$$

hw diambil 1.5 in (hw = 1.5 - 3.5 in)

$$\text{hl max} = \text{hw} + \text{how max}$$

$$\text{hl min} = \text{hw} + \text{how min}$$

dimana:  $Q_{\max}$  = beban liquid maksimum, gpm

$Q_{\min}$  = beban liquid minimum, gpm

$\text{how}_{\max}$  = ketinggian air maksimum

$\text{how}_{\min}$  = ketinggian air minimum

Tabel optimalisasi Lw/d

Lw/d	0,55	0,6	0,65	0,7	0,75	0,8	0,85
Lw	16,691	18,208	19,725	21,242	22,76	24,277	25,794
How max	1,0319	0,9738	0,9232	0,8787	0,8392	0,8038	0,472
How min	0,683	0,6445	0,611	0,5816	0,5554	0,532	0,5109
hw	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
hl max	2,5319	2,4738	2,4232	2,3787	2,3392	2,3038	1,972
hl min	2,183	2,1445	2,111	2,0816	2,0554	2,032	2,0109

diambil optimalisasi diameter kolom destilasi dengan Lw/d = 70 %,  $\therefore = 21$

$$\text{hw} - \text{hc} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{hc} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Ac} = \text{Lw} \times \text{hc}$$

$$= 26,553 \text{ in}$$

$$= 0,1844 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 A_d &= 0,055 \times A_t \quad (\text{Ludwig, fig 8.69 hal 77}) \\
 &= 0,055 \times (\pi/4) \times D^2 \\
 &= 39,7599786 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Jadi,  $A_c < A_d$ , ukuran diameter kolom memenuhi

$$A_p = \text{harga terkecil dari } A_c \text{ dan } A_d = 0,18439641 \text{ ft}^2$$

jadi untuk  $h_v = 2,5 \text{ in}$

$$A_p = A_c = 0,1844 \text{ ft}^2$$

$$h_d = 0.03 \left( \frac{Q_{\max}}{100 \times A_p} \right)$$

$$= 0,0848 \text{ in} \leq 1 \text{ in} \quad (\text{memenuhi})$$

dimana :  $A_c =$  luas penampang kolom,  $\text{ft}^2$

$A_d =$  luas downcomer,  $\text{ft}^2$

### I. Mengecek harga tray spacing

$$\text{syarat} = \frac{h_b}{T + h_w} \leq 0.5$$

$$A_a = 2 \left[ x \sqrt{(r^2 - x^2)} + r^2 \sin^{-1} x/r \right]$$

ket :  $A_a =$  luas aktif area,  $\text{ft}^2$

dimana :

$$\begin{aligned}
 W_d &= 10\% D = 10\% \times \#\# \\
 &= 36 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

$$X = \frac{d}{2} - \frac{W_d + W_s}{12}$$

$$= 11,8885522 \text{ ft}$$

$$r = D/2$$

$$= 15,173 \text{ ft}$$

sehingga :

$$Aa = 227,4448 \text{ ft}^2$$

susunan lubang : segitiga

$$\frac{Ao}{Aa} = \frac{0,9065}{n^2}$$

$$Ao = \frac{0,785 \times 227,4448}{n^2}$$

$$= \frac{206,178749}{n^2}$$

untuk  $Lw/d = 70\%$  maka  $Ad = 8.5\%$

$$Ac = (1 - \%Ad)(1/4 \pi D^2)$$

$$V = 853621,3182 \text{ lb/jam} = \frac{V}{\rho V \times 3600 \text{ dt/jam}}$$

$$= \frac{853621,3182 \text{ lb/jam}}{0,5342 \text{ lb/ft}^3 \times 3600}$$

$$= 443,865977 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\max} = 1.3 \times V = 1.3 \times \#\#$$

$$= 577,025769 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$Uo = \frac{V_{\max}}{Ao}$$

$$= \frac{577,025769}{Ao}$$

$$Ao$$



$$h_r = \frac{3,12}{\rho L} = \frac{3,12}{25,2626091} = 0 \text{ in}$$

$$h_l = h_w + h_{ow} = 2$$

$$h_p = 12 \left( \frac{\rho v}{\rho l} \right) 1.14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0.4 \times \left( 1.25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right]$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d$$

Tabel perhitungan  $h_b$  untuk mengecek harga tray spacing

N	2,5
Aa	227,44
Ao	32,989
Ac	661,46
Uo	17,492
hr	0,1235
hl	2,3787
hp	22,824
ht	25,326
hb	27,789

$$\frac{h_b}{T + h_w} \leq 0.5$$

$$T \geq 2 h_b - h_w$$

$$T \geq (2 \times 7,3625) - 1.5$$

$$T \geq 54,079$$

#### J. Stabilitas tray dan weeping

Persyaratan tidak terjadinya weeping  $h_{pm} \geq h_{pw}$

$$V_{\min} = 0.7 V = 310,706184 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$U_o = V_{\min}/A_o$$

$$= 9,41859265 \text{ ft}/\text{dt}$$

$$\begin{aligned}
 h_{pm} &= 12 \left( \frac{\rho v}{\rho l} \right) 1.14 \left( \frac{U_0^2}{2 \times g c} \right) \left[ 0.4 \times \left( 1.25 - \frac{A_0}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_0}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 13,2350143 \text{ in} \\
 h_{pw} &= 0.2 + 0.05 h_l \text{ max} \\
 &= 0,31893278 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$h_{pm} \geq h_{pw}$  , maka stabilitas tray dan weeping memenuhi syarat

#### K. Pengecekan pada entrainment

Syarat tidak terjadinya entrainment  $po/p \geq 1$  , dimana  $po = 0.1$

$$p = 0.22 \times \left( \frac{73}{\sigma} \right) \times \left( \frac{U_c}{T_c} \right)^{3/2}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= V_{\max} / A_c = 1,3 \text{ / ##} \\
 &= 0,002
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_c &= T - 2.5 h_l \\
 &= 20 - (2.5 \times 2,4) \\
 &= 14,053
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$p = 0 \times \frac{73}{26,54} \times ( 0,001965345 \text{ / } 14,0533612 )^{2/3}$$

$$= 2,7173E-05$$

$$po / p = 0.1 / 2,7173E-05$$

$$= 3680,1673 \geq 1 \text{ (memenuhi syarat)}$$

**L. Pelepasan uap dalam downcomer**

syarat pelepasan uap dalam downcomer :  $Wl / Wd \leq 0.6$  in

$$Wl = 0.8 \times \sqrt{h_{ow} (T + h_w - h_b)}$$

$$= 3,73930541 \text{ in}$$

$$Wd = 10 \% D$$

$$= 36,4156565 \text{ in}$$

$$\text{sehingga : } Wl/Wd = 0,1027 \leq 0.6 \text{ in}$$

pelepasan uap dalam downcomer sempurna

**M. Dimensi kolom destilasi**

$$\text{Jumlah tray aktua} = 8$$

$$\text{Jumlah tray total} = \text{tray actual} + \text{tray reboiler} + \text{tray kondens} = 10$$

$$\text{Jarak antara tray (T)} = 20$$

$$\text{Ditetapkan * tinggi ruang uap} = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in}$$

$$\text{* tinggi ruang liquid} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = (T \times \text{jumlah tray total}) + \text{Tinggi ruang uap} + \text{tinggi ruang liq.}$$

$$= 329,26 \text{ in} = 27,438 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter kolom} = 30,346 \text{ ft} = 364,156565 \text{ in}$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dishead

$$V \text{ dish} = 0.0847 \text{ di}^3 = 2367,031862 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi tutup (La = Lb)} = 0.169 \text{ di}$$

$$= 5,12853829 \text{ ft} = 61,5424595 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki tota} = La + Lb + Ls$$

$$= 61,5424595 + 61,5424595 + 329,26$$

$$= 452,344178 \text{ in} = 37,6953482 \text{ ft}$$

$$V \text{ liquid} = \frac{\text{rate feed}}{\text{densitas liquid}}$$

$$= \frac{3362,99585 \text{ kg/jam} \times 2.2046 \text{ lb/kg} \times 1 \text{ jam}}{0,53420862 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 13878,5866 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{V liquid dalam shell} &= \text{V liquida} - \text{V tutup bawah} \\ &= 13878,58658 - 2367 \\ &= 11511,55472 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V liquid dalam shell} &= \frac{1}{4} \pi d^2 hl \\ 11511,5547 &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times 30,3463804 \times hl \\ hl &= 483,233938 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan} &= \text{tinggi tutup} + hl \\ hl &= 488,36 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### N. Menentukan tebal tangki (ts)

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA 240 grade M

$$\text{asumsi : tebal silinder} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{diketahui } l = T = 20 \text{ in}$$

$$\text{suhu operasi} = 152,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 306,32 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} l/d_o &= \frac{20}{(30,3463804 \times 12) + 0,1875} \\ &= 0,0549 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o/t &= \frac{364,344065}{0,1875} \\ &= 1943,16835 \end{aligned}$$

Dari fig 8.8 hal.147 Brownell diperoleh :

$$e = 0,000031$$

$$\begin{aligned}
 B &= 28000 \\
 P \text{ allow} &= \frac{33000}{1943,16835} \\
 &= 16,9825739 \text{ psi} > 15 \text{ psi (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$$\text{jadi tebal shell (ts)} = 3/16 \text{ in} = 0$$

$$\begin{aligned}
 \text{standarisasi do} : \text{ do} &= \text{di} + 2 \text{ ts} \\
 &= 30,721 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 89 diperoleh :

$$\text{do} = 32 \text{ in} = 2,66666667 \text{ ft}$$

$$r = 30 \text{ in} \quad \text{icr} = 2 \quad \text{sf} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\begin{aligned}
 \text{di baru} &= \text{do} - 2 \text{ ts} \\
 &= 31,625 \text{ in} = 2,63541667 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan nozzle

#### \* Nozzle untuk feed masuk (A)

$$\text{massa bahan masuk} = 3362,99585 \text{ kg/jam}$$

$$\text{suhu bahan masuk} = 110,54 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{densitas bahan} = 61,3437 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = 120,8609955 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,033572499 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari Peter hal. 523 diperoleh :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (r)^{0,13}$$

$$= 1,44599687 \approx 2$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K)

$$\text{nominal pipa} = 1,5 \text{ in sch 40}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 1,61 \text{ in} \\ \text{OD} &= 1,9 \text{ in} \\ \text{A} &= 20351,5 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

**\* Nozzle untuk top kolom (B)**

$$\begin{aligned} \text{rate massa} &= 1452,4005 \text{ kg/jam} \\ \text{densitas bahan} &= 61,3437 \text{ lb/ft}^3 \\ Q &= 52,19708205 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,869951368 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari Peter hal. 498 diperoleh :

Dari Peter & Timmerhaus pers. 15 hal. 496, diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\ &= 6,2553 \approx 6 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Di opt} = 6 \text{ in}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K)

$$\begin{aligned} \text{nominal pipa} &= 6 \text{ in sch 40} \\ \text{ID} &= 6,065 \text{ in} \\ \text{OD} &= 6,625 \text{ in} \\ \text{A} &= 289075 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

**\* Nozzle Refluks kondensor ( C )**

$$\begin{aligned} \text{rate massa} &= 17,35972014 \text{ kg/jam} \\ \text{densitas bahan} &= 61,3437 \text{ lb/ft}^3 \\ Q &= 0,623882143 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,000173301 \text{ ft}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

asumsi : aliran turbulen

Dari Peter hal. 523 diperoleh :

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (r)^{0.13} \\ &= 0,13518694 \approx 1/2 \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K)

nominal pipa	=	1/2	in sch 80
ID	=	0,546	in
OD	=	0,84	in
A	=	1041,6	in <sup>2</sup>

**\* Nozzle untuk bottom kolom (D)**

rate massa	=	1910,59535	kg/jam
densitas bahan	=	65,637	lb/ft <sup>3</sup>
Q	=	64,1726238	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,017825729	ft <sup>3</sup> /dt

asumsi : aliran turbulen

Dari Peter hal. 523 diperoleh :

$$\begin{aligned} Di \text{ opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (r)^{0.13} \\ &= 1,09714802 \approx 1 \ 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K)

nominal pipa	=	1 1/4	in sch 80
ID	=	1,278	in
OD	=	1,66	in
A	=	12826,25	in <sup>2</sup>

**\* Nozzle untuk refluks reboiler (E)**

rate massa	=	1469,76022	kg/jam
densitas bahan	=	65,637	lb/ft <sup>3</sup>
Q	=	49,36595794	ft <sup>3</sup> /jam
	=	0,013712766	ft <sup>3</sup> /dt

asumsi : aliran turbulen

Dari Peter hal. 523 diperoleh :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\tau)^{0.13} \\ &= 0,97499014 \approx 1 \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K)

nominal pipa = 1 in sch 40

ID = 1,049 in

OD = 1,315 in

A = 8639,7 in<sup>2</sup>

Dari Brownell & Young fig. 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua

nozzle, dipilih flange standart type welding neck, dengan dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1,5	5	11/16	2 7/8	2 9/16	1,9	2 7/16	2
B	6	11	1	8 1/2	7 9/16	6,63	3 1/2	6
C	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 1/2	0,84	1 7/8	1
D	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1
E	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1,32	2 3/16	1

Dimana : NPS : Ukuran nominal pipa

A : Diameter luar flange, in

T : Tebal minimal flange, in

R : Diameter luar bagian menonjol, in

E : Diameter hubungan pada base, in

K : Diameter hubungan pada welding, in

L : Panjang hubungan, in

B : Diameter dalam flange, in



**P. Sambungan antar tutup dengan shell****1. Flange :** high alloy Steel SA-336 grade F8 type 304

Tensile stress minimum	=	75000	in
Allowable stress	=	15000	lb/in <sup>2</sup>
type flange	=	Ring Flange Loose Type	

**2. Bolting**

Bahan	=	SA - 193 grade B8 type 304	
Tens.stress min	=	75000	
Alowable stress	=	12000	lb/in <sup>2</sup>

**3. Gasket**

Bahan	=	Solid Flat Metal Iron	
gasket faktor (m)	=	6,5	
minimum design seating stress(Y)	=	26000	

**a. Menentukan lebar gasket**

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

do/di	=	1,0001	
di gasket = OD shell	=	32 in	
do gasket	=	32,002	
lebar gasket min	=	0,0008	
		0,0131	≈ 1/16 in = 0
diameter rata2 gaske ( G )	=	32,063	

**b. Perhitungan dan jumlah ukuran baut**

perhitungan beban baut ( Hy ) = beban agar gasket tdk bocor

$$b_o = \text{Lebar gasket min} = 0,03125 \text{ in}$$

$$\text{untuk } b_o < 1/4, b = b_o = 0,03125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 H_y = W_{m2} &= b \times \pi \times G \times Y \\
 &= 81799,4531 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

**beban tanpa tekanan ( Hp )**

$$H_p = 2 \times \pi \times b \times G \times \text{gasket faktor} \times 14.7$$

*(Brownell & Young, pers. 12.90, hal 240)*

$$= 601,22598 \text{ lb}$$

**beban baut karena internal pressure ( H )**

$$H = 1/4 \times \pi \times G^2 \times 14.7$$

$$= 11862,6511 \text{ lb}$$

**Total berat pada kondisi operasi**

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

$$= 12463,8771 \text{ lb}$$

karena  $W_{m2} > W_{m1}$  maka yang mengontrol adalah  $W_{m2}$

**Perhitungan luas bolting minimum area**

$$A_m = W_{m2} / \text{allowable stress}$$

$$= 6,81662109 \text{ in}$$

**Perhitungan bolt minimum**

$$\text{trial : ukuran baut} = 0,625 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 0,202 \text{ in}^2$$

$$\text{maka jumlah bolting minimum} = 33,746 \text{ diambil } 33$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal 188, didapat :

$$\text{bolt spacing (Bs)} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{min radial distance ( R )} = 0,9375 \text{ in}$$

$$\text{Edge distance ( E )} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{go = tebal shell} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter ( C = } d_i + (2 \times (1.4159 \times \text{go} + R))$$

$$\begin{aligned}
 &= 34,0309625 \text{ in} \\
 \text{Diameter luar flange} &= C + (2 \times E) \\
 &= 35,5309625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Cek lebar gasket

$$\begin{aligned}
 \text{Ab actual} &= \text{Root area x bolt minimum} \\
 &= 6,666
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket min} &= (\text{Ab actual x allowable stress}) / (2\pi \times G \times Y) \\
 &= 0,01527975 \text{ in} \\
 &= \frac{0,2445}{16} \leq \frac{1}{16} \text{ in} \\
 &= 0,015279748 \leq 1/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(memenuhi)

### Perhitungan Moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}
 W &= ((\text{Ab actual} + \text{Am}) \times \text{allowable stress}) / 2 \\
 &= 80895,72656 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$\begin{aligned}
 \text{hg} &= (C + \text{di baru}) / 2 \\
 &= 1,20298125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Moment flange (Ma)

$$\begin{aligned}
 \text{Ma} &= W \times \text{hg} \\
 &= 97316,0423 \text{ lbin}
 \end{aligned}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m2} = 81799,4531 \text{ lb}$$

Moment dan force pada daerah dalam flange (Hd)

$$\text{Hd} = 0.785 \times d_o^2 \times 14.7$$

$$= 11816,448 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi Hd

$$hd = (C - do)/2$$

$$= 1,01548125 \text{ in}$$

**Moment Md**

$$Md = Hd \times hd$$

$$= 11999,38139 \text{ lbin}$$

$$Hg = W - H$$

$$= 69033,0755 \text{ lb}$$

$$MG = Hg \times hg$$

$$= 83045,4954 \text{ lbin}$$

$$HT = H - Hd$$

$$= 46,2030762 \text{ lb}$$

$$hT = (hd + hg)/2$$

$$= 1,10923125 \text{ in}$$

**Moment MT**

$$MT = HT \times hT$$

$$= 51,2498959 \text{ lbin}$$

**Moment total pada keadaan operasi :**

$$Mo = MT + MG + Md$$

$$= 95096,12672 \text{ lbin}$$

**Mmax = Ma karena Ma > Mo**

**Perhitungan tebal flange**

$$K = OD \text{ flange}/do$$

$$= 1,11034258$$

Dari Brownell & Young 12.22 hal 238 didapat harga  $y = 21$   
sehingga tebal flange =

$$\begin{aligned} t &= ((y \times Ma)/(\text{allowable stress} \times d_o))^{1/2} \\ &= 2,06338965 \text{ in} \\ &= 33,0142344 \text{ in} \\ &= 2,06338965 \text{ in} \end{aligned}$$

### Perhitungan Penyangga

#### 1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga

##### a. Berat shell

$$\begin{aligned} \text{Bahan shell} &= \text{Carbon steel SA 283 grade B} \\ \text{Tebal shell} &= 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft} \\ \text{Tinggi shell} &= 329,26 \text{ in} = 27,438 \text{ ft} \\ \text{Keliling shell} &= 100,48 \text{ in} = 8,3733 \text{ ft} \\ \text{Luas shell} &= 18,84 \text{ in}^2 = 0,1308 \text{ ft}^2 \\ \text{Volume shell} &= 6203,2 \text{ in}^3 = 3,5898 \text{ ft}^3 \\ \rho \text{ steel} &= 487 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{Perry's 6}^{\text{th}} \\ \text{Berat shell (Ws)} &= \text{Volume shell} \times \rho \text{ steel} \\ &= 1748,25234 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

##### b. Berat tutup

$$\begin{aligned} R_c &= 31,625 \text{ in} = 3 \text{ ft} \\ A &= 2 \pi \times R_c \times \text{tinggi tutup} \\ &= 12222,6402 \text{ in}^2 = 85 \text{ ft} \\ \text{Tebal tutup S.D} &= 0,1875 \text{ in} = 0,0156 \text{ ft} \\ \text{Tinggi tutup SD} &= 5,1285 \text{ ft} \\ &= 61,542 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga berat 1 tutup

$$\begin{aligned} W_{di} &= A \times \text{tebal tutup} \times r \text{ steel} \\ &= 645,879531 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat tutup total

$$\begin{aligned} W_{tu} &= 2 \times W_{di} \\ &= 1291,75906 \text{ lb} \end{aligned}$$

c. Berat downcomer

$$\begin{aligned} \text{Luas Downcomer} &= \frac{1}{4} \pi \times d_i^2 \\ &= 5,45215549 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{luas downcomer} \times \text{tebal tutup S.D} \\ &= 0,08518993 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 1 plate} &= \text{volume} \times r \text{ steel} \\ &= 41,4874957 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat downcomer (} W_d &= \text{jumlah trat total} \times \text{berat 1 plate} \\ &= 434,082131 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Berat tray

$$\text{Ditetapkan berat tray} = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tray} &= A_c - A_o \\ &= 628,472862 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tray} = 8,46296296 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tray} &= \text{berat trat} \times \text{luas tray} \times \text{jumlah tray} \\ &= 132968,5639 \text{ lb} \end{aligned}$$

Penyangga tray yang digunakan equal angles

$$\text{Ukuran} = 1.5 \times 1.5 \times 0.25'$$

$$\text{Berat} = 2,34 \text{ lb/ft}$$

$$W_{pt} = \text{berat} \times \text{jumlah tray} \times 1.5/12$$

$$= 2,47541667 \text{ lb}$$

e. Berat larutan

$$m = 3362,99585 \text{ kg/jam} = 7414,1 \text{ lb/jam}$$

$$t \text{ (waktu tinggal dalam destilasi)} = 1 \text{ jam}$$

$$Wl = 7414,06065 \text{ lb/jam}$$

f. Berat pipa

$$\text{Ditetapkan 2 x tinggi kolom destilas} = \text{## in}$$

$$= 55 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil rata2 pipa 1.5 in sch 40 dg berat} = 2,7180 \text{ lb/ft}$$

( App K, hal 387, Brownell & Young)

$$\text{Berat pipa ( } W_p \text{ )} = 149,154444 \text{ lb}$$

h. Berat attachment

$$W_a = 0.18 \times \text{berat shell}$$

$$= 314,685421 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga :

$$W_{\text{total}} = W_{\text{dw}} = W_s + W_{\text{tu}} + W_d + W_{\text{tr}} + W_{\text{pt}} + W_l + W_p + W_a$$

$$W_{\text{total}} = W_{\text{dw}} = 144323,0334 \text{ lb}$$

## 2. Perencanaan skirt support

Bahan = High Alloy Steel SA240 grade M type 316

$$\text{Tinggi support} = 8 \text{ ft} = 96 \text{ in}$$

### Menentukan tebal skirt

Stress karena angin

$$\text{Tinggi tangki total} = 452,3441783 \text{ in} = 37,695 \text{ ft}$$

$$H = 548,3441783 \text{ in} = 45,695 \text{ ft}$$

$$f_{wb} = 15.89 \times (((d_i + d_o)/2) \times H^2 / d_o^2))$$

$$= 148432,2307 \text{ /t}$$

$$\begin{aligned} fdb &= Wdw / (do \times \pi) \\ &= 1436,33592 \text{ /t} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Stress dead weight} &= fwb + fdb \\ &= 149868,567 \end{aligned}$$

Stress kompresi maksimum

$$E \text{ concrete} = 2000000 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} f_{cmax} &= 0.125 \times E / do \\ &= 7812,5 \text{ t} \end{aligned}$$

$$f_{cmax} = fwb + fdb = 149868,567$$

$$\begin{aligned} t &= ((fwb + fdb) / f_{cmax})^{1/2} \\ &= 4,37986033 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi tebal skirt yang digunakan = 4,37986033 in

## 2. Perhitungan bearing plate

$$M_w = \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times \frac{ID + OD}{2}$$

Dimana :

$M_w$  = bending moment pada puncak kolom (lb.ft)

$d_{eff}$  = diameter efektif vessel =  $(di + do)/2$

$H$  = tinggi dari skirt ke top kolom = 548,344178 ft

Dari pers. 9.11, *Brownell & Young*, hal 158

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2$$

Dimana :

$P_w$  = tekanan angin permukaan alat (lb/ft<sup>2</sup>)

$V_w$  angin = 100 mph

Maka :

$$P_w = 0,0025 \times 100^2 = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$M_w = 249351,103$$



$$t_3 = 3,9531 \text{ in}$$

$$fc' = 3000 \text{ psi}$$

$$fc_{\max} = 1200 \text{ psi}$$

$$n = Es/Ec = 10 \quad (\text{tabel 10.1 Brownell, hal 184})$$

$$\text{Trial : } fs \text{ allowable U/ struktural steel sk} = 45000 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter kolom} = 31,625 \text{ in} = 2,6354 \text{ ft}$$

Ditetapkan :

$$\text{ID bearing plate} = 32 \text{ in} = 15,813 \text{ ft}$$

$$\text{OD bearing plate} = 39,5313 \text{ in} = 3,2943 \text{ ft}$$

$$\text{Diperkirakan } fc = 1000 \text{ psi}$$

$$k = 1/(1+(fs \text{ trial} / (n \times fc)), (\text{Pers. 10.3 Brownell}))$$

$$= 0,2105$$

$$Fc \text{ (bolt recycle)} = \frac{fc_{\max} \times 2 \times k \times do}{(2 \times k \times do) + t_3}$$

$$= 969,6970 < 1000 \quad (\text{memenuhi})$$

Dari Brownell tabel 10.2, hal 186

Untuk  $k = 0,2105$

K	Cc	Ct	z	j
0,1	0,852	2,887	0,48	0,766
0,15	1,049	2,772	0,469	0,771
0,2	1,218	2,661	0,459	0,776
0,25	1,37	2,551	0,448	0,779
0,3	1,51	2,442	0,438	0,781
0,35	1,64	2,333	0,427	0,783
0,4	1,765	2,224	0,416	0,784
0,45	1,884	2,113	0,404	0,785

0,5	2	2	0,393	0,786
0,55	2,113	1,884	0,381	0,785
0,6	2,224	1,765	0,369	0,784
0,2105	1,25	2,63784211	0,45668421	0,77663158
0,5635	2,14355773	1,852631	0,37775493	0,78472958

$$k = 0,2105$$

$$Cc = 1,2500$$

$$Ct = 2,6378$$

$$z = 0,4567$$

$$j = 0,7766$$

Tensile load (Ft)

$$\begin{aligned} Ft &= (Mw - Wdw \times z \times OD)/(j \times OD) \\ &= 12595,8052 \text{ lb} \end{aligned}$$

Induced stress (fs)

$$\text{Area per bolt (A)} = 0,89 \text{ in}^2 \text{ (Brownell \& Young, pers.10.4 hal 188)}$$

$$d_{\text{bolt}} = 1,25 \text{ in} = 1 \frac{1}{4}''$$

$$\text{jumlah baut} = 8$$

$$t_1 = (\text{jumlah bolt} \times A)/(3.14 \times do)$$

$$= 1,8140 \text{ in}$$

$$Ft = fs \times t_1 \times OD/2 \times Ct$$

$$fs = 133,1761 \text{ psi}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (Fc)

$$Fc = Ft + Wdw$$

$$= 156918,8386 \text{ lb}$$

Induced stress concrete (fc)

$$t_2 = t_3 - t_1$$

$$= 3,9531 - 1,814$$

$$= 2,1391 \text{ in}$$

$$F_c = (t_2 + n \cdot t_1) \cdot r \cdot f_c \cdot C_c \text{ (Brownell \& Young)}$$

$$f_c = 2042,2241 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$k = 1/(1+(f_s / (n \times f_c)))$$

$$= 0,5635$$

Dari Brownell tabel 10.2, hal 186

$$k = 0,5635$$

$$C_c = 2,1436$$

$$C_t = 1,8526$$

$$z = 0,3778$$

$$j = 0,7847$$

Tensile load (Ft)

$$F_t = (M_w - W_{dw} \times z \times OD)/(j \times OD)$$

$$= 26982,0505 \text{ lb}$$

$$f_s = F_t/(t_1 \times d_o/2 \times C_t)$$

$$= 406,19553 \text{ psi}$$

$$F_c = 171305,084 \text{ lb}$$

$$f_c \text{ (bolt circle)} = 1315,3548 \text{ psi}$$

$$k = 0,54004401$$

$$\% \text{ penyimpangan} = 4,16614547 \%$$

Mengecek kompresive stress maksimum :

$$f_s \text{ (comp)} = (E_s / E_c) \times f_c$$

$$= 13153,5476 \text{ psi}$$

$$f_c (\text{max. induced}) = f_c \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}$$

$$= 977,623577 \text{ psi} < 1000 \text{ memenuhi}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 didapatkan ukuran baut 1 ¼” dengan dimensi :

Bolt Circle (BC) = 2 13/16

Nut dimensi = 2

Bearing plate yang digunakan tipe eksternal bolting chair, pada plate dipasang compressing ring agar lebih kuat

Ditetapkan tinggi guss = 12 in

Bearing plate diperkuat dengan 8 buah gusset yang mempunyai spasi yang sama (gusset spacing/b)

Dari gambar 10.6, *Brownell & Young*, hal 191, didapat

Lebar gusset :  $A = 9 + 1,5 = 10,5$

Jarak antara gusset  $b = 8 + 1 \frac{1}{4} = 9 \frac{1}{4}$  “

Luas area bolt ( $A_b$ ) = 0,89

$$\text{Beban bolt (P)} = f_s \times A_b = 421,4828 \times 0,89 = 361,5140 \text{ lb}$$

$$L = (OD_{BP} - OD_{shell}) = 60 - 48 = 5,95 \text{ in}$$

$$\frac{b}{l} = \frac{9,25}{3,9531} = 2$$

Dari *Brownell & Young*, tabel. 10.4, hal 188, didapat :

$$e = \frac{2}{2} = 1$$

$\mu$  = Poison Ratio = 0,3 (untuk steel)

$\gamma_1 = 0,565$

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

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

$M_y =$  Maximum bending moment

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{361,5140}{4} \times \frac{2 \times 1}{3} \times [(1 + 0) \times \ln 3,14 \times 1 + (1 - 0,565)] \\ &= 47,0734 \text{ in.lb} \\ t_5 &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\max}}} \\ &= 0,0792 = \frac{1,2676}{16} \approx \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal compression plate adalah 1/8 "

$$\begin{aligned} t_4 &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{(t_3 - bhd).f_{\text{allow}}}} \\ &= 0,0482 = \frac{0,7710}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal bearing plate =  $\frac{1}{16}$

$$\begin{aligned} t_6 &= 3/8 \times t_5 = 3/8 \times 1/16 \\ &= 0,0234 \text{ in} = \frac{0,3750}{16} \approx \frac{1}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tebal gusset =  $\frac{1}{16}$  in

### 3. Dimensi Anchor Bolt

Panjang = 12 in

Diameter = 4 in

Jumlah = 8 buah

#### 4. Dimensi Pondasi

Data : *dari Brownell & Young, tabel 10.1, hal 184*

Beban yang ditanggung penyan = 144323,033 lb

Beban tiap penyangga = 840 lb

Berat total =  $W = 145163,0334$  lb

Luas tanah untuk atas pondasi = 40 ft = 1600 in<sup>2</sup>

Luas tanah untuk dasar pondasi = 60 ft = 3600 in<sup>2</sup>

tinggi pondasi = 24 in

Luas rata - rata (A) = 2600 in<sup>2</sup>

Volume pondasi (VP) = 62400 in<sup>3</sup>

densitas untuk gravel = 126 lb/ft (Perry's 6<sup>th</sup>)

Wpondasi = 4549,9709 lb

Wtotal = 149713,004 lb

P = Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power

= 6000 kg/ft<sup>2</sup> = 91,8617 lb/in<sup>2</sup>

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

= 41,5869 lb/in<sup>2</sup> < 91,8617 lb/in<sup>2</sup>

#### Spesifikasi Kolom Distilasi :

##### 1. Silinder

Diameter dalam = 31,625 in

Diameter luar = 32 in

Tinggi = 329 in

Tebal = 3/16 in

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 135 Grade B

**2. Tutup atas dan Tutup bawah**

Tinggi	=	61,5425	in
Tebal	=	3/16	in
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 135 Grade B	

**3. Tray**

Jumlah tray	=	10	buah
Tray spacing	=	20	in
Susunan pitch	=	segitiga	
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 135 Grade B	

**4. Downcomer**

Lebar	=	36,4157	in
Luas	=	661,4615	in <sup>2</sup>
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 135 Grade B	

**5. Nozzle**

Diameter Nozzle feed mas	=	1,6100	in
Diameter top kolom	=	6,0650	in
Diameter refluks kondensc	=	0,5460	in
Diameter refluks reboiler	=	1,0490	in
Diameter bottom kolom	=	1,2780	in
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 135 Grade B	

**6. Flange Dan Gasket**

Diameter flange	=	35,5310	in
Tebal flange	=	2,0634	in
Bahan konstruksi flang	=	HA Steel SA-336 grade F8 type 304	
Lebar gasket	=	1/16	in
Diameter gasket	=	32,0625	in

Bahan konstruksi gask = Solid Flat Metal Iron

### 7. Baut

Ukuran baut = 5/8 in

Bolting minimal = 33 buah

Diameter bolt circ = 34,0310 in

Bahan konstruksi = SA - 193 grade B8 type 304

### 8. Skirt Support (penyangga)

Tinggi = 96 in

Tebal = 4,3799 in

Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 grade M type 316

### 9. Bearing Plate

Type = Single Ring Bearing plate with Gussets

Diameter dalam = 32 in

Tebal bearing pla = 1/16 in

Tinggi gusset = 4 in

Jumlah gusset = 8 buah

Tebal gusset = 1/16 in

Jumlah bolt = 8 buah

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 135 Grade B

### 10. Anchor Bolt

Panjang = 12 in

Diameter = 4 in

Jumlah = 8 buah

### 11. Pondasi

Luas tanah bagian atas = 1600 in<sup>2</sup>

Luas tanah bagian bawah = 3600 in<sup>2</sup>



Tinggi pondasi = 24 in  
Bahan konstruksi = Cement sand and gravel

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

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 yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-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.

#### **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 operasi/proses. Pengendalian operasi/proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada 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 menjadi :

1. Proses Manual

Untuk proses manual, peralatan yang digunakan hanya terdiri atas instrumen penunjuk dan pencatat saja.

2. Proses Otomatis

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

a. Sensing element / Primary element

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

b. Elemen pengukur

Merupakan elemen yang menerima keluaran dari elemen primer dan melakukan pengukuran. Yang termasuk dalam elemen pengukur adalah alat-alat penunjuk / indikator dan alat – alat pencatat.

c. Elemen pengontrol

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

d. Elemen proses sendiri

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

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

- a. Menjaga variabel proses pada batas operasi aman.
- b. Kualitas produksi lebih terjamin.
- c. Memudahkan pengoperasian suatu alat.
- d. Kondisi berbahaya dapat diketahui lebih awal dengan menggunakan alarm peringatan.
- e. Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor- faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumentasi yaitu :

- a. Level Indikator
- b. Range yang diperlukan untuk pengukuran
- c. Ketelitian yang dibutuhkan
- d. Bahan konstruksi
- e. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
- f. Faktor ekonomi

Dengan adanya instrumentasi ini, diharapkan semua proses akan dapat berjalan dengan lancar sesuai dengan apa yang diharapkan.

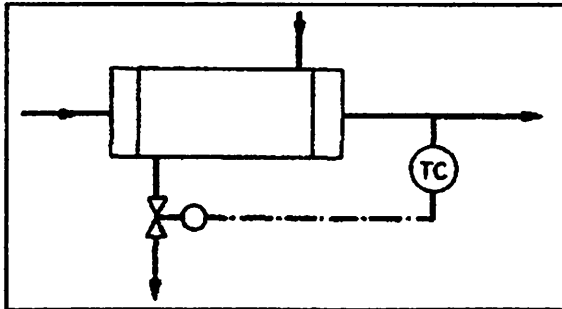
Ada beberapa alat kontrol yang dipasang pada pabrik sebagai berikut :

1. Level Indikator (LI)

Alat ini dipasang pada peralatan proses yang bekerja secara kontinu . Alat ini berfungsi untuk menjaga dan mengatur ketinggian larutan yang ada dalam tangki agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan.

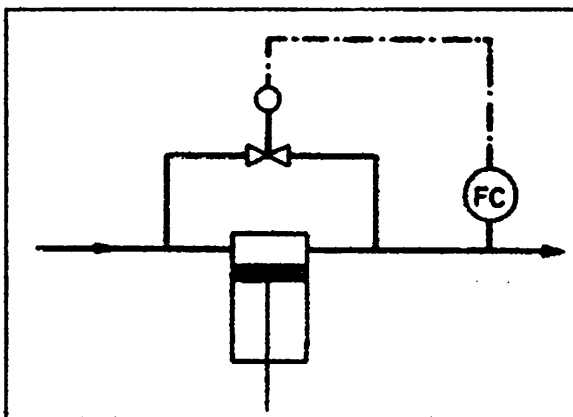
2. Temperatur Controller (TC)

Alat ini dipasang pada peralatan yang perlu pengaturan dan penjagaan suhu agar beroperasi pada temperatur konstan.



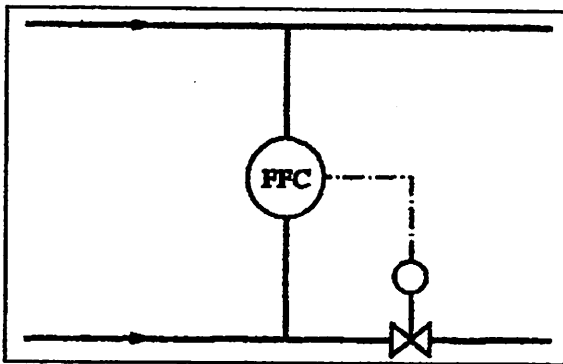
3. Flow Controller (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaian sehingga aliran yang masuk keperalatan proses tetap konstan.



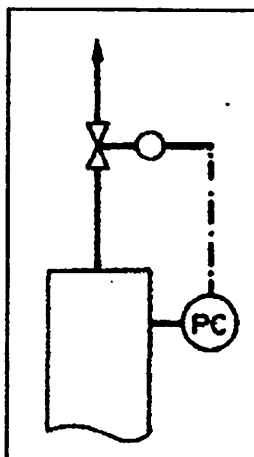
#### 4. Flow Ratio Controller ( FRC )

Flow Ratio Controller dipasang pada tangki pelarutan karena terdapat dua bahan yang masuk dan akan bereaksi. FRC berfungsi untuk menjaga perbandingan rate bahan masuk agar tetap konstan sesuai dengan yang dibutuhkan.



#### 5. Pressure Controller ( PC )

Berfungsi untuk mengatur tekanan dalam suatu proses secara berlanung.



#### 6. Weight Controller ( WC )

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu system agar sesuai dengan yang telah ditentukan.

Secara keseluruhan, instrumentasi peralatan pabrik phenol dapat dilihat pada tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik

**Tabel 7.1. Instrumentasi peralatan pabrik**

No	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1.	Tangki CHP	F-111	FC, LI
2.	Tangki Asam Sulfat	F-112	FC, LI
3.	Tangki NaOH	F-152	FC, LI
4.	Mixer I	M-115	FC, TC, PC
5.	Reaktor I	R-110	FC, TC, PC
6.	Reaktor II	R-120	FC, TC, PC
7.	Reaktor III	R-130	FC, TC, PC
8.	Evaporator	V-142	FC, TC, PC
9.	Reaktor IV	R-140	FC, TC, PC
10.	Pompa	L-113, L-114, L-153, L-116, L121, L-131, L- 141, L143, L - 151, L161, L-156, L- 167, L175, L-171, L-176, L-157	
11.	Mixer II	M-115	FC, TC, PC
12.	Heater	E-117, E-144	TC
13.	Cooler	E-132, E-152	TC
14.	Destilasi I	D-160 E-163	FC, TC, PC

15.	Condensor	F-164	TC
16.	Akumulator	D-170	LC
17	Destilasi II	E172	FC, TC, PC
18.	Condensor	F-173	TC
19	Akumulator	F-168	LC
20	Storage Aseton	F-177	LI
21	Storage Phenol	F-178	LI
22	Storage Cumene	F-158	LI
23	Storage Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		LI

## 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 kecelakaan kerja adalah sebagai berikut :

### a. Latar belakang pekerja

Merupakan sifat atau karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya yang dapat mempengaruhi pekerja



dalam melakukan pekerjaannya, sehingga dapat menyebabkan kelalaian pekerja.

**b. Kelalaian pekerja**

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

**c. 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.

**d. 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

**a. Keselamatan konstruksi**

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

- b. 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-isolasi panas, isolasi listrik dan pada tempat bertekanan tinggi harus diberi penghalau atau pagar.
- c. Memberikan penjelasan-penjelasan mengenai bahaya- bahaya yang dapat terjadi dan memberikan cara pencegahannya.
- d. Memasang tanda-tanda bahaya, seperti alarm peringatan, jika terjadi bahaya.
- e. Penyediaan alat – alat pencegah kebakaran, baik akibat listrik, maupun api.
- f. Ventilasi

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

- g. 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.
- Penempatan boiler pada tempat yang jauh dari kerumunan pekerja.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu *pressure* kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol.

#### **h. Reaktor**

Hal-hal yang perlu diperhatikan 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 karena reaksi bersifat endotermis.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu *pressure* kontrol, level kontrol dan temperatur control.

#### **i. Perpipaian**

- Jalur proses yang terletak di atas permukaan tanah lebih baik untuk mencegah timbulnya bahaya akibat kebocoran daripada diletakan di bawah tanah sehingga 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 hidrostatik yang bertujuan untuk mencegah terjadinya stress yang berlebihan pada bagian-bagian tertentu, atau pada bagian fondasi.

#### **j. Karyawan**

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

**k. Listrik**

- Pada pengoperasian peralatan listrik perlu dipasang peralatan pengaman berupa pemutus arus, jika sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat (konsleting) yang dapat menyebabkan kebakaran. Juga perlu diadakan pemeriksaan adanya kabel yang terkelupas, yang dapat membahayakan pekerja jika tersentuh kabel tersebut.

**l. Pencegahan dan penanggulangan kebakaran**

- Bangunan seperti work shop, laboratorium, dan kantor, hendaknya diletakkan berjauhan dengan unit operasi.
- Antara unit yang satu dengan unit yang lain hendaknya dipisahkan dengan jalan sehingga dapat menghambat jalannya api ketika terjadi kebakaran.
- Pengamanan bila terjadi kebakaran harus dilengkapi dengan baju tahan api dan alat-alat bantu pernafasan.
- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat yang panas.
- Pemasangan alat pemadam kebakaran disetiap 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 jiwanya maupun jiwa orang lain. Disamping itu perusahaan juga melakukan upaya untuk menunjang dan menjamin keselamatan kerja para karyawan dengan tindakan :

- a. Memasang penerangan dan ventilasi yang baik, system perpipaan teratur dan menutup motor-motor yang bergerak.
- b. Menyediakan sarana pemadam kebakaran yang mudah terjangkau.
- c. Memasang tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat yang rawan kecelakaan.
- d. Pengaturan peralatan yang baik sehingga para pekerja dapat mengoperasikan peralatan secara baik.

Alat pelindung yang diperlukan dapat terlihat pada tabel berikut ini :

Tabel 7.2. Alat-alat keselamatan kerja pada pabrik :

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Gudang, bagian proses, storage
2.	Helm pengaman	Gudang, bagian proses, storage
3.	Sarung tangan	Gudang, bagian proses, storage, laboratorium
4.	Sepatu karet	Gudang, bagian proses, storage
5.	Isolasi panas	Reaktor, heater, perpipan, evaporator
6.	Pemadam kebakaran	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
7.	P3K	Kantor, gudang, bagian proses, storage dan laboratorium
8.	Jas laboratorium	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 Phenol ini yaitu :

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

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 6 unit, yaitu :

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

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

##### **8.1.1. Air umpan Waste Heat Boiler**

Air umpan WHB merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pra Rencana Pabrik Phenol dari Cumene

Hidroperoksida ini digunakan pada Heater (E -117), Reaktor (R - 110), Reaktor (R - 110), Reaktor (R - 130), Evaporator (V - 142), Heater (E -144), Reaktor (R - 140), Mixer (M-150), Reboiler (E - 165), Reboiler (E - 174), sebesar 2892,4361 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi sebesar 10%, sedangkan faktor keamanan sebesar 0,15%. Sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 2867,076 kg/jam.

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

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

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat – zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  dan  $NH_3$ .



- Zat – zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat – zat tak larut dalam jumlah yang besar.

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

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

### **8.1.2 Air sanitasi**

Air sanitasi yang diperlukan digunakan untuk keperluan laboratorium, kantor, untuk konsumsi mandi, mencuci, taman dan lain-lain. Syarat yang harus dipenuhi sebagai air sanitasi, yaitu :

#### **1. Syarat fisika**

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm  $\text{SiO}_2$
- pH netral

#### **2. Syarat kimia**

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti  $\text{PO}_4^{3-}$ , Hg, Cu dan sebagainya

### 3. Syarat bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

#### 8.1.3 Air pendingin

Air pendingin adalah air yang dilewatkan melalui alat penukar panas (*heat exchanger*) dengan maksud untuk menyerap dan memindahkan panasnya. Masalah yang sering timbul dalam sistem air pendingin adalah :

- Terjadinya korosi
- Pembentukan kerak dan deposit
- Terjadinya *fouling* akibat aktivitas mikroba

##### 1. Korosi pada Sistem Air Pendingin

Kerugian yang ditimbulkan oleh korosi pada sistem air pendingin adalah penyumbatan dan kerusakan pada sistem perpipaan. Kontaminasi produk yang diinginkan karena adanya kebocoran-kebocoran, dan menurunnya efisiensi perpindahan panas. Mekanisme sederhana dan beberapa hal yang menyebabkan terjadinya korosi.

##### 2. Pembentukan Kerak dan Deposit pada Sistem Air Pendingin

Gangguan yang ditimbulkan oleh terbentuknya kerak antara lain : penurunan efisiensi perpindahan panas, naiknya kehilangan tekanan karena naiknya tahanan dalam pipa serta penyumbatan pada pipa-pipa berukuran kecil.

### 3. Fouling pada Sistem Air Pendingin

Menara pendingin (*cooling tower*) merupakan bagian dari sistem air pendingin yang memberikan lingkungan yang baik untuk pertumbuhan dan perkembangan mikroorganisme. Alga dapat berkembang dengan baik pada bagian yang cukup mendapat sinar matahari, sedangkan "lendir" (*slime*) dapat berkembang pada hampir di seluruh bagian dari sistem air pendingin ini. Mikroorganisma yang tumbuh dan berkembang tersebut merupakan deposit (*foul*) yang dapat mengakibatkan korosi lokal, penyumbatan dan penurunan efisiensi perpindahan panas.

#### Syarat air Pendingin

No	Persyaratan	Nilai
1	Konduktivitas (mhos/cm)	<1000
2	Turbiditas (ppm)	<10
3	Suspended Solid (ppm)	<10
4	Total hardness (ppm as CaCO <sub>3</sub> )	<100
5	Total iron (ppm as Fe)	<1,0
6	Residual chlorine (ppm as Cl <sub>2</sub> )	0,5-1,0
7	Silicate (ppm as SiO <sub>2</sub> )	<150
8	Total Chromate (ppm as CrO <sub>4</sub> )	1,5-2,5
9	pH	6,5-7,5

Air pendingin tersebut digunakan pada Cooler I (E-132), Cooler II (E-145), Cooler III (E-152), Kondensor I (E-163), Kondensor II (E-172) sebesar 6120,3459 kg/jam.

### 8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Waste Heat Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan : 476 kpa
- Temperatur : 150 °C

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

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

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

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

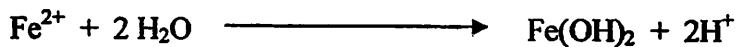
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

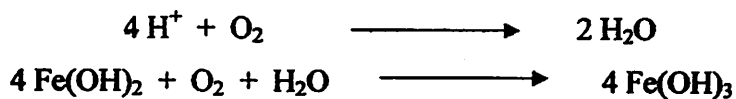
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H<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 :

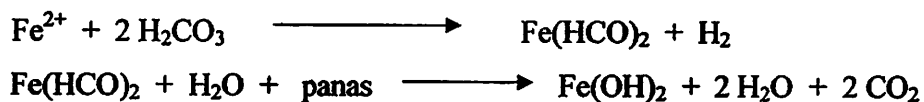


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO<sub>2</sub>, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO<sub>2</sub> yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO<sub>2</sub> lagi.

Reaksi yang terjadi :



### ***Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air***

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin dan air umpan boiler. Proses pengolahan air sungai tersebut adalah :

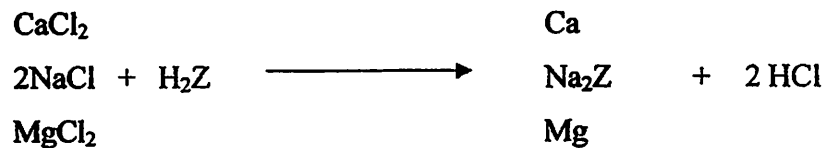
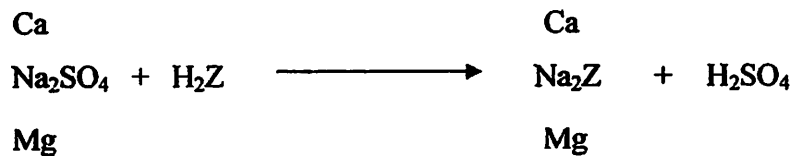
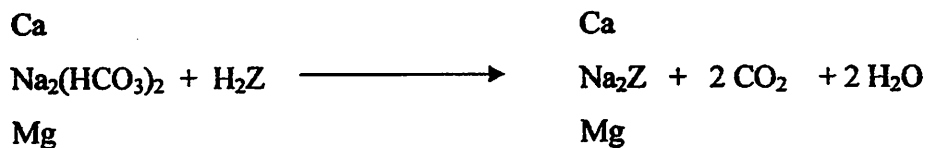
□ **Pengolahan air sanitasi**

Air dari bak air bersih (F-222) dialirkan dengan pompa (L-251) menuju bak klorinasi (F-250) dan ditambahkan desinfektan klor ( $\text{Cl}_2$ ) sebanyak 0,03149 kg yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju bak air sanitasi (F-253) dengan menggunakan pompa (L-252) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

□ **Pelunakan air umpan WHB**

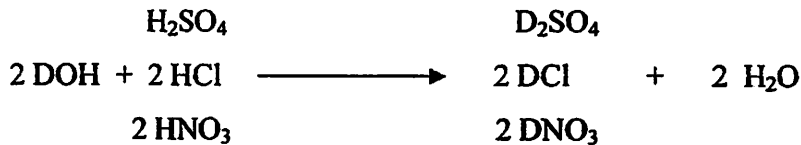
Pelunakan air WHB yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220 B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit ( $\text{H}_2\text{Z}$ ) dan anion yang digunakan adalah de-acidite (DOH).

Air dari bak air bersih (F-222) dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-210 A). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO<sub>2</sub> dan air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan HCl. Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210 B) untuk dihilangkan anion-anion yang tidak dikehendaki.

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



Sehingga keluaran dari tangki demineralisasi adalah garam-garam kalsium, natrium dan magnesium yang terikat pada kation *exchanger* dalam bentuk CaZ, NaZ dan MgZ. Sedangkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, HCl dan HNO<sub>3</sub> terikat pada anion *exchanger* dalam bentuk D<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, DCl dan DNO<sub>3</sub>. Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu.

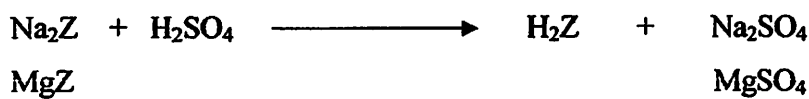
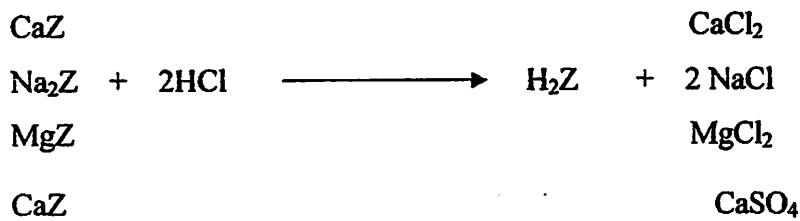
Setelah keluar dari tangki demineralisasi, air lunak ini digunakan sebagai air umpan WHB. Untuk memenuhi kebutuhan umpan WHB, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-244) yang selanjutnya dipompa (L-243) ke deaerator (D-232) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air siap diumpankan ke WHB (Q-240) dengan pompa (L-233). Steam yang dihasilkan WHB didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

#### □ Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin dari bak air bersih (F-222), air dipompa (L-233) ke bak air pendingin (F-232) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-231). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-230) dan selanjutnya dari cooling tower, air di recycle ke bak air pendingin kembali.

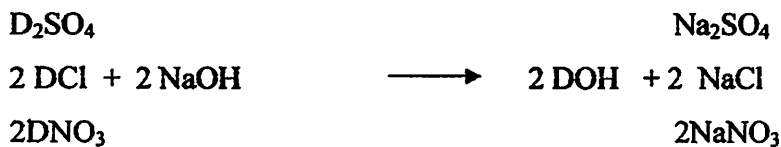
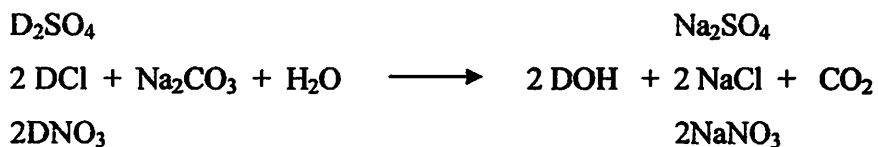
- Proses regenerasi resin:

Reaksi yang terjadi :



Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hidrogen *exchanger* dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Sedangkan regenerasi anion *exchanger* dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi :





### **8.3. Unit Penyediaan Listrik**

*Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Asam Oksalat dari Ampas*

Tapioka ini adalah yang meliputi :

- Proses : 194,9843 kW
- Penerangan : 51,3265 kW

Kebutuhan listrik untuk penerangan, instrumen dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan untuk proses digunakan satu generator AC dengan bahan bakar batu bara berkekuatan 589,4291 kW.

### **8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada furnace dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil untuk furnace dan fuel oil untuk generator. 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

## **BAB IX**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

#### **9.1. Penentuan Lokasi Pabrik**

Dasar pemilihan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi sehingga lokasi yang akan dipilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek.

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat dibagi menjadi 2 golongan, yaitu faktor utama dan faktor khusus.

##### **9.1.1. Faktor Utama**

###### **a. Bahan baku**

Tersedianya bahan baku merupakan penentu pemilihan lokasi suatu pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan pada bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku.
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik.
- Kualitas bahan baku yang ada apakah sesuai dengan syarat kualitas yang diinginkan.

**a. Pemasaran**

Pemasaran merupakan salah satu syarat penting dalam suatu pabrik atau industri kimia karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri atau pabrik tersebut.

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai daerah pemasaran adalah :

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

**b. Tenaga listrik dan bahan bakar**

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai tenaga listrik dan bahan bakar adalah :

- Adanya tenaga listrik dan bahan bakar.
- Kapasitas persediaan pada saat sekarang dan yang akan datang.
- Harga listrik dan bahan bakar.

**c. Sumber air**

Pemilihan lokasi didasarkan pada pertimbangan mengenai :

- Kualitas air yang ada.
- Persediaan air setiap saat.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.
- Kapasitas air.
- Ongkos (harga air dan biaya pengolahan air).

d. Iklim dan alam sekitar

- Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksi bangunan.
- Kelembaban dan temperatur udara.
- Sering tidaknya terjadi bencana alam.

**9.1.2. Faktor Khusus**

a. Transportasi

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

- Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan yang bermuatan besar.
- Sungai yang dapat dilayari kapal atau perahu.
- Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan yang memadai.

b. Tenaga kerja

Dalam menentukan lokasi pabrik harus memperhatikan mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja buruh dan tenaga kerja ahli di sekitar lokasi pabrik. Tempat tinggal tenaga kerja serta kondisi sosial lingkungannya.

c. Undang-undang dan peraturan

Undang-undang dan peraturan yang perlu diperhatikan antara lain :

- Ketentuan tentang daerah industri.
- Ketentuan tentang penggunaan jalan umum yang ada.
- Ketentuan umum lain bagi industri di daerah lokasi pabrik.

**d. Karakteristik dan lokasi**

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

- Struktur tanah, daya dukung pondasi bangunan pabrik dan pengaruh air.
- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit dan sebagainya.
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unit baru.

**e. Lingkungan sekitar pabrik**

Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

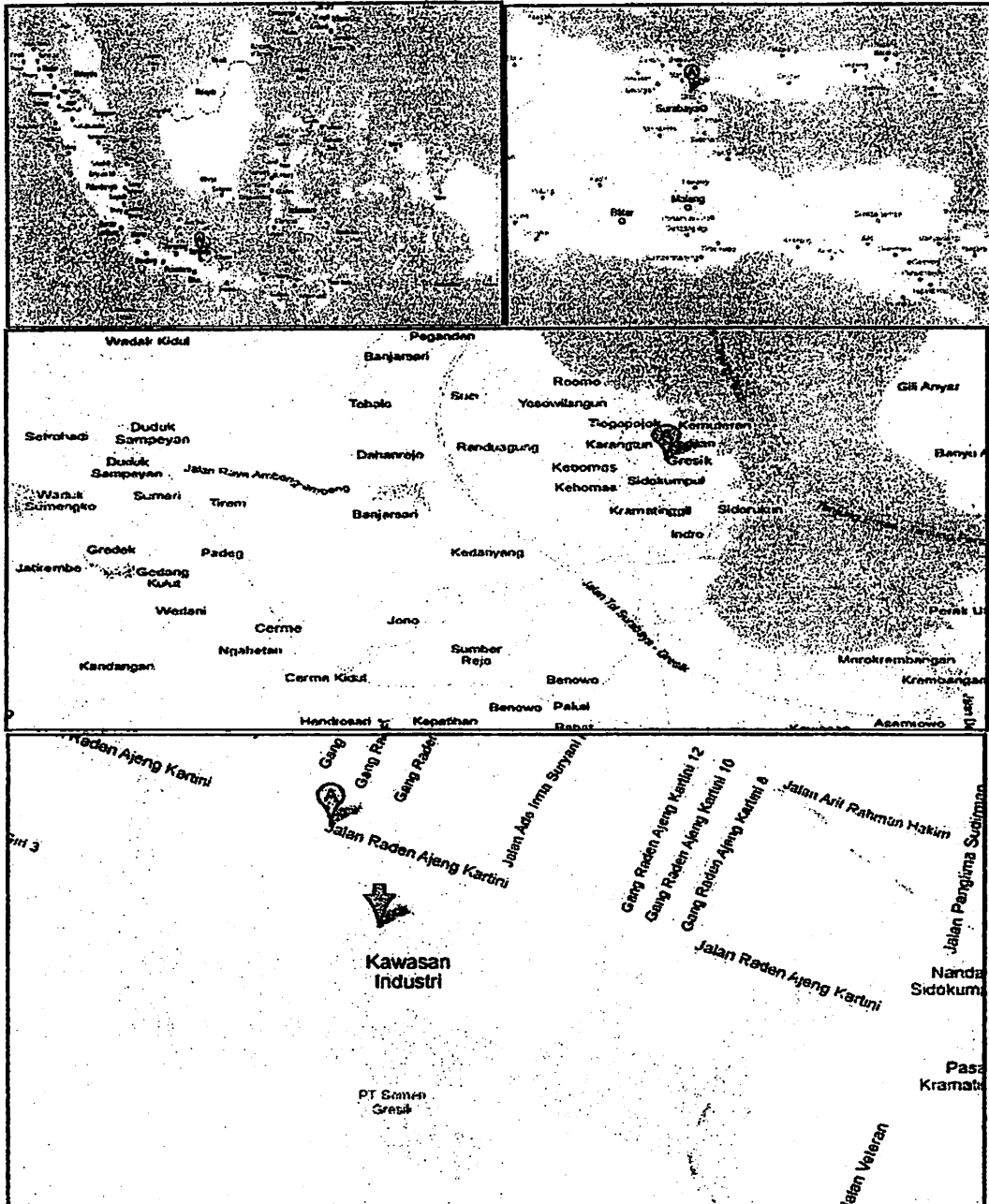
- Adat istiadat atau kebudayaan daerah lokasi pabrik.
- Fasilitas perumahan, sekolah dan tempat ibadah.
- Fasilitas kesehatan dan rekreasi.

**f. Limbah**

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai limbah antara lain :

- Jenis buangan yang dapat berupa padatan, cairan, slurry maupun gas.
- Ada tidaknya tempat pembuangan.
- Pengolahan pembuangan.

Dari faktor-faktor yang telah diuraikan maka dapat disimpulkan bahwa lokasi pabrik terletak di Gresik, Jawa Timur. Peta lokasi pabrik Phenol dapat dilihat pada gambar 9.1.



Gambar 9.1. Lokasi Pabrik di kota Gresik

## **9.2. Tata Letak Pabrik**

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

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik Phenol adalah sebagai berikut :

- Penempatan alat harus sedemikian rupa sehingga memudahkan pemeliharaan
- Penyaluran secara ekonomis dari kebutuhan air dan steam, kemungkinan perluasan untuk masa depan
- Kemungkinan timbulnya bahaya, seperti kebakaran dan ledakan
- Ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik
- Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin)
- Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok
- Penerangan dan ventilasi ruangan yang cukup.

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

### **9.2.1. Tata Letak Bangunan Pabrik**

Pengaturan tata letak ruang daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik, dapat dilaksanakan dengan sedemikian rupa sehingga :

- a) Pemakaian areal tanah sekecil mungkin
- b) Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c) Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang akan timbul
- d) Bahan baku maupun produk dapat diangkut dengan mudah
- e) Tersedianya areal tanah untuk jalan maupun perluasan pabrik
- f) Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik.

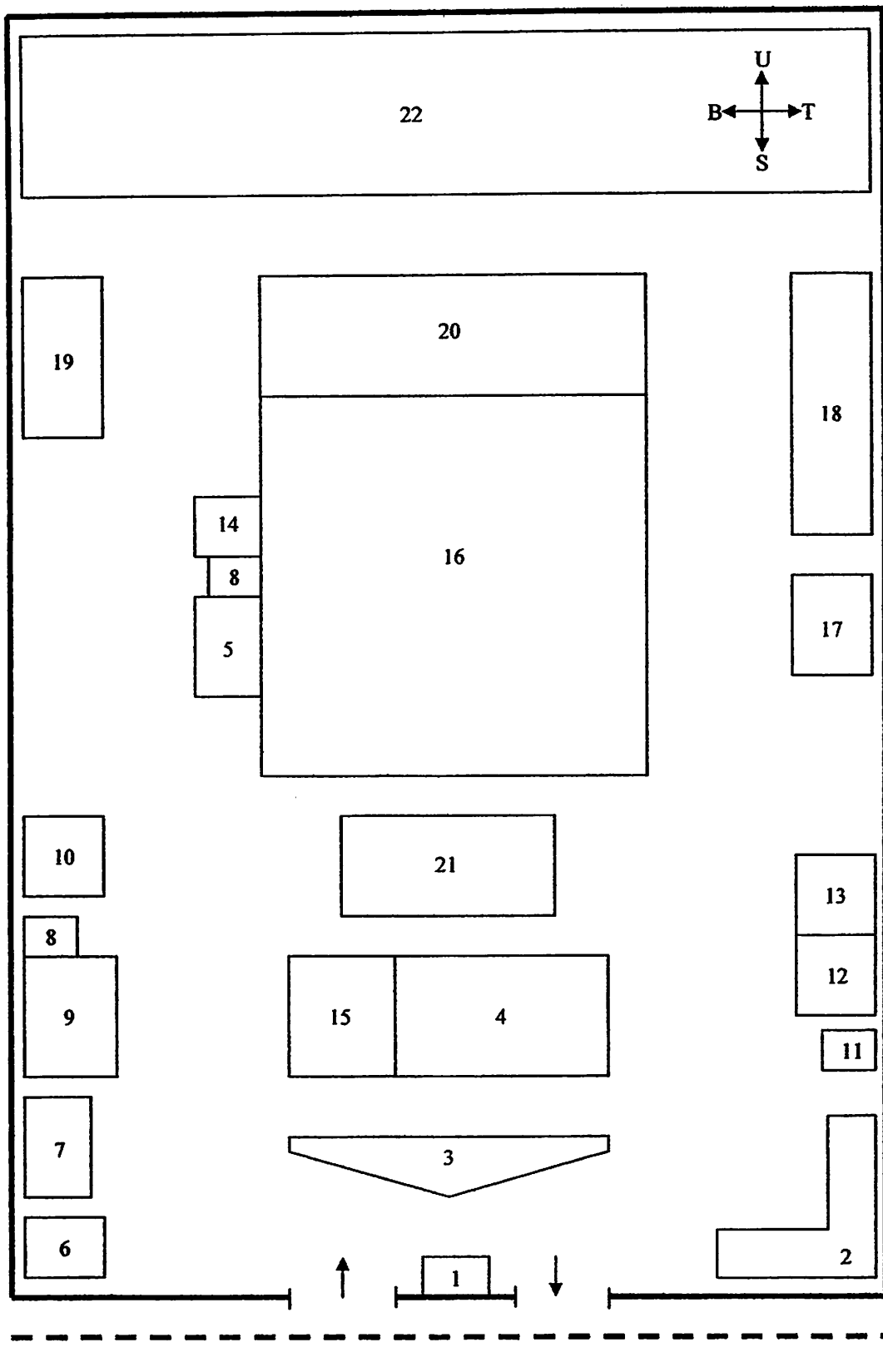
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan adalah sebagai berikut :

**Tabel 9.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik Phenol**

No.	Lokasi	Ukuran	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Satpam	3 x 4	12
2	Tempat Parkir	10 x 10	200
3	Taman	20 x 20	400
4	Kantor Umum	20 x 22,5	450
5	Kantor Proses	10 x 20	200
6	Mushola	10 x 5	50
7	Poliklinik	5 x 8	40
8	Toilet	5 x 6	30
9	Kantin	8 x 7	56
10	Pemadam Kebakaran	4 x 4	24
11	Gudang peralatan	50 x 10	150
12	Ruang kontrol	8 x 10	80
13	Laboratorium	15 x 8	120
14	Daerah Proses	42 x 50	2100



15	Utilitas	20 x 15	300
16	Unit pengolahan air	25 x 28	700
17	Unit pengolahan limbah	15 x 20	300
18	Area storage bahan baku	20 x 22,5	450
19	Area storage produk	20 x 10	200
20	Jalan	4 x 668,5	2674
21	Rencana Perluasan Pabrik	50 x 50	2500
			11036



Gambar 9.2. Tata Letak Prarencana Pabrik Phenol

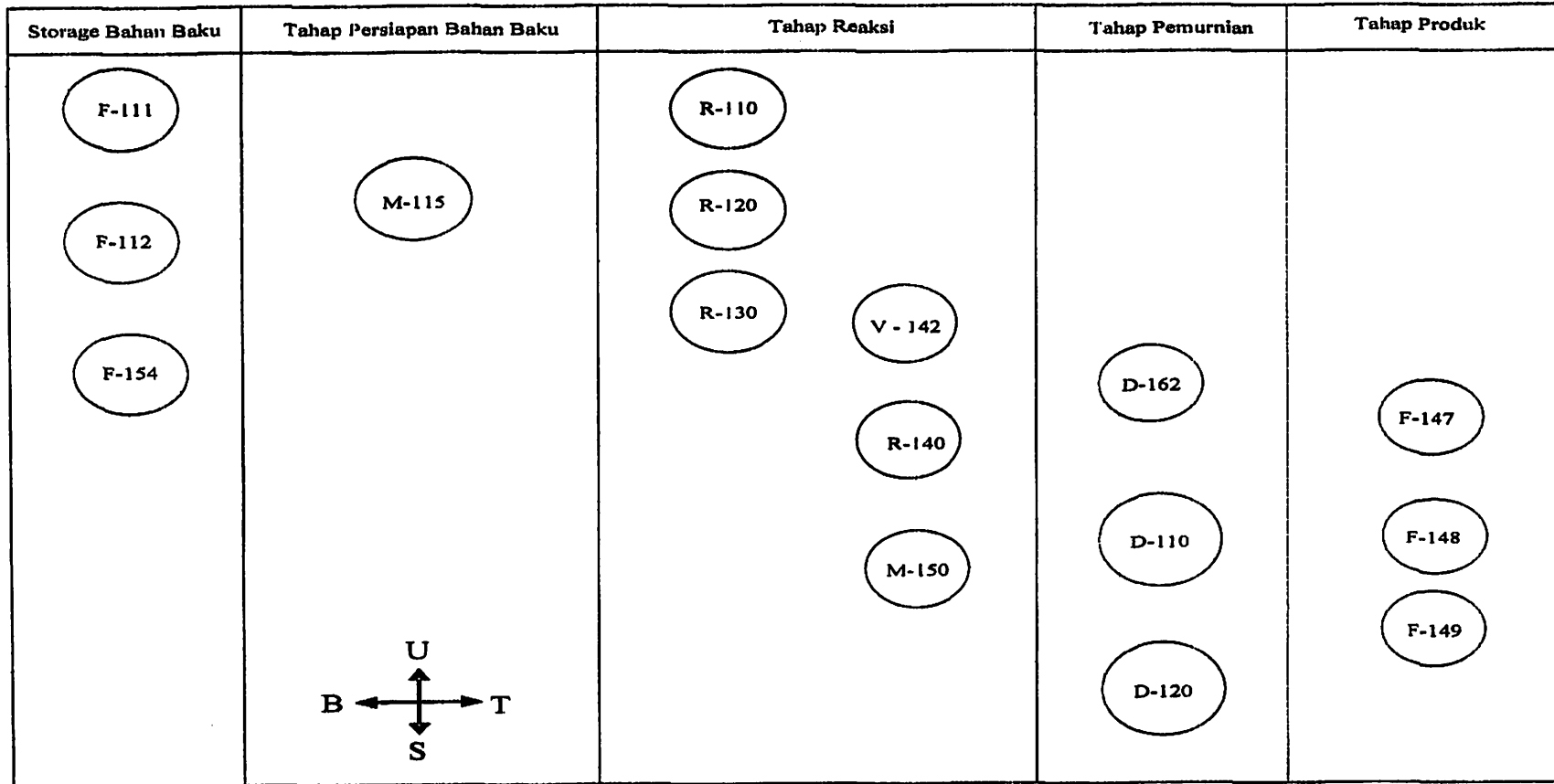
**Keterangan gambar :**

- 1. Pos keamanan**
- 2. Tempat parkir**
- 3. Taman**
- 4. Kantor umum**
- 5. Kantor bagian proses**
- 6. Musholla**
- 7. Poliklinik**
- 8. Toilet**
- 9. Sarana olahraga**
- 10. Kantin**
- 11. Unit PMK**
- 12. Bengkel**
- 13. Gudang Peralatan**
- 14. Ruang kontrol**
- 15. Laboratorium**
- 16. Daerah proses**
- 17. Daerah utilitas**
- 18. Unit pengolahan air dan kolam penampungan air**
- 19. Unit pengolahan limbah**
- 20. Area penyimpanan bahan baku**
- 21. Area penyimpanan produk**
- 22. Daerah perluasan Area**

### **9.2.2. Tata Letak Peralatan**

Dalam pengaturan tata letak pabrik dan tata letak peralatan ada beberapa faktor yang harus diperhatikan, antara lain :

- a) Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lain untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- b) Diusahakan setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing, sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
- c) Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan.
- d) Peletakan peralatan harus memperhatikan keselamatan operatornya.
- e) Tata letak peralatan proses didasarkan pada areal bahan baku, reaksi, pemisahan, pengeringan serta penanganan produk.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik Phenol

**Keterangan gambar :**

- F – 111 : Tangki penampung NaOH
- F – 112 : Tangki penampung CHP (Cumene hidroperoksida)
- F– 154 : Tangki Penampung asam sulfat ( $H_2SO_4$ )
- M – 115 : Mixer
- R – 110 : Reaktor I
- R – 120 : Reaktor II
- R – 130 : Reaktor II
- V – 142 : Evaporator
- R – 140 : Reaktor IV
- M – 150 : Tangki penetral
- D – 162 : Dekanter
- D – 160 : Distilasi I
- D – 170 : Distilasi II
- F – 147 : Storage aseton
- F – 148 : Storage cumene dan air
- F – 149 : Storage phenol

## **BAB X**

### **STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik.

Struktur organisasi dapat memberikan wewenang pada setiap perusahaan untuk melaksanakan tugas yang dibebankan kepadanya. Juga mengatur sistem dan hubungan struktural antar fungsi atau orang – orang dalam hubungan satu dengan yang lainnya pada pelaksanaan fungsi mereka.

#### **10.1. Dasar Perusahaan**

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lokasi pabrik : Pasuruan– Jawa Timur
- Kapasitas produksi : 14.000 ton/tahun
- Status investasi : Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN).

#### **10.2. Bentuk Perusahaan**

Pabrik Phenol dari Cumene Hidroperoksida (CHP) ini direncanakan berstatus 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 modal dari banyak orang.
4. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak berpengaruh oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

### **10.3. Struktur Organisasi**

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

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
2. Terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.



4. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Di samping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi staf dan garis yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, berapapun luas tugasnya dan betapapun 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.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staf di atas maka dapat dipakai sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada Pra Rencana Pabrik *Phenol* ini, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staf. Pembagian tanggung jawab dan wewenang berdasarkan departementasi. Pada setiap departemen dibagi lagi menjadi bagian-bagian yang lebih kecil lagi yaitu divisi. Selanjutnya tiap divisi dibagi lagi menjadi unit-unit.

Setiap departemen dipimpin oleh seorang manajer yang dibantu oleh asisten manajer, sedangkan untuk divisi dikepalai oleh seorang divisi manajer yang dibantu oleh asisten divisi manajer.

## **10.4. Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi**

### **1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah sekelompok orang yang ikut dalam pengumpulan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang besarnya tergantung dari prosentase kepemilikan saham. Kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Penanam saham wajib menanamkan modalnya paling sedikit 1 tahun. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) adalah rapat dari pemegang saham yang memiliki kekuasaan tertinggi dalam mengambil keputusan untuk kepentingan perusahaan. RUPS biasanya dilakukan paling sedikit sekali dalam setahun, atau selambat-lambatnya enam bulan sejak tahun buku yang bersangkutan berjalan (neraca telah aktif).

### **2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris terdiri dari para pemegang saham perusahaan. Pemegang saham adalah pihak-pihak yang menanamkan modalnya untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Besarnya kepemilikan pemegang saham terhadap perusahaan tergantung/sesuai dengan besarnya modal yang ditanamkan, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah :

- Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- Menerima pertanggungjawaban dari para manager pabrik.

### 3. Direktur Utama

Posisi direktur utama merupakan pemimpin tertinggi perusahaan secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan selama perusahaan berdiri. Tugas dan wewenang direktur utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- Mengurus harta kekayaan perusahaan.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
- Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
- Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan melakukan tindakan perusahaan yang krusial seperti peminjaman

uang ke Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll).

#### 4. Penelitian dan Pengembangan (R&D)

Divisi LITBANG bersifat independent. Divisi ini bertanggung jawab langsung kepada direktur utama. Divisi LITBANG bertugas mengembangkan secara kreatif dan inovatif segala aspek perusahaan terutama yang berkaitan dalam peningkatan kualitas produksi sehingga mampu bersaing dengan produk kompetitor.

#### 5. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik diangkat dan diberhentikan oleh direktur utama. Direktur Produksi dan Teknik bertanggung jawab penuh terhadap kelancaran produksi, dimulai dari perencanaan produksi, perencanaan bahan baku, perangkat produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengontrol, dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dari mulai bahan baku sampai menghasilkan produk.

#### 6. Direktur Administrasi dan Keuangan

Direktur Administrasi dan Keuangan memiliki ruang lingkup kerja yang lebih luas dari Manager produksi dan teknik. Direktur administrasi dan keuangan bertanggung jawab atas segala kegiatan kerja diluar produksi. Semua manajemen perusahaan diatur dan dijalankan oleh bagian administrasi, termasuk strategi pemasaran, pengaturan keuangan perusahaan, hubungan masyarakat, dan mengatur masalah ketenagakerjaan.

## 7. Departemen Quality Control (Pengendalian Mutu)

Departemen QC bertugas mengawasi mutu bahan baku yang diterima dan produk yang dihasilkan. Selama mengawasi mutu produk, tidak hanya produk jadi saja yang di analisis tapi juga pada setiap tahapan proses.

### - Divisi Jaminan Mutu

Divisi Jaminan Mutu bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control yang bertugas untuk melakukan penganalisaan, pengujian dan pengawasan terhadap bahan mentah yang dipasok dan produk/Kuprisulfatpentahidrat yang sudah jadi agar sesuai standar yang telah ditentukan.

### - Divisi Pengendalian proses

Divisi Pengendalian Proses bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi yang sedang berlangsung, yaitu mengatur komponen bahan baku (raw mix design) sehingga didapat produk dengan kualitas yang diinginkan.

## 8. Departemen Produksi

Kepala Dept. Produksi bertanggung jawab atas jalannya proses produksi sesuai yang direncanakan, termasuk merencanakan kebutuhan bahan baku agar target produksi terpenuhi.

### - Divisi Produksi

Divisi produksi bertanggung jawab kepada kepala Dept. 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 Bahan baku

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Produksi atas ketersediaan bahan baku yang dibutuhkan sesuai banyaknya produksi yang diinginkan sehingga tidak terjadi kekurangan atau kelebihan, mengatur aliran distribusi bahan baku dari storage ke dalam proses.

## 9. Departemen Teknik

Kepala Dept. Teknik bertanggung jawab atas kelancaran alat-alat proses selama produksi berlangsung, termasuk pemeliharaan alat proses dan instrumentasinya. Apabila ada keluhan pada alat penunjang produksi maka dept. teknik langsung mengatasi masalahnya.

- Divisi Utilitas

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Teknik mengenai kelancaran alat-alat utilitas.

- Divisi Bengkel & Perawatan

Bertugas memperbaiki alat-alat atau instrumen yang rusak baik alat produksi maupun peralatan utilitas. Divisi ini juga diharapkan menciptakan alat-alat yang inovatif untuk menunjang kelancaran produksi.

## 10. Departemen Pemasaran

Kepala Dept. Pemasaran bertanggung jawab dalam mengatur masalah pemasaran produk, termasuk juga melakukan research marketing agar penentuan harga dapat bersaing di pasaran, menganalisis strategi pemasaran perusahaan maupun kompetitor, mengatur masalah distribusi penjualan produk ke daerah-

daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen.

- Divisi Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Pemasaran mengenai pembelian bahan baku, alat-alat yang menunjang proses.

- Divisi Penjualan

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Pemasaran mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhannya agar dapat dipasok setiap saat.

- Divisi Promosi dan Periklanan

Melakukan promosi ke berbagai sumber tentang kelebihan produk perusahaan minimal masyarakat konsumen mengetahui produk yang diproduksi perusahaan.

- Divisi Research Marketing

Melakukan analisis pasar untuk memenangkan persaingan dengan kompetitor dan selalu membuat strategi pemasaran setiap saat sesuai perkembangan di lapangan.

## 11. Departemen Keuangan dan Akuntansi

Kepala Dept. Keuangan dan Akuntansi bertanggung jawab mengatur neraca perusahaan dengan melakukan pembukuan sebaik-baiknya baik pemasukan ataupun pembelanjaan untuk kebutuhan perusahaan, selain itu juga membayarkan gaji ke rekening bank tiap karyawan pada setiap akhir bulan. Dan juga

membayarkan jaminan sosial atas pemutusan hak kerja (PHK) karyawan. Dept.

Keuangan dan Akuntansi membawahi 2 divisi yaitu :

- Divisi Pembukuan
- Divisi Keuangan

## 12. Departemen Umum

Kepala Dept. umum bertugas untuk merencanakan dan mengelola hal-hal yang bersifat umum. Departemen ini mengatur masalah administrasi, Keamanan dan keselamatan, lingkungan serta hubungan antara perusahaan dengan pihak lain, baik dengan masyarakat, pemerintah maupun dengan perusahaan lain. Departemen ini membawahi 4 divisi :

- Divisi Humas

Divisi Humas bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat ataupun dengan pihak pemerintah, sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik kelangsungan dan kelancaran perusahaan dapat berjalan dengan baik.

- Divisi Personalia

Divisi Personalia bertugas untuk menyaring dan menyeleksi calon pegawai/pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya.

- Divisi Administrasi

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.



a. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Divisi keamanan bertugas untuk menjaga keamanan perusahaan meliputi pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan baik kendaraan bahan baku, produk, sampai kendaraan tamu. Dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja di seluruh area pabrik.

b. Divisi Kebersihan

Divisi Kebersihan bertugas menjaga kenyamanan, keindahan, perusahaan dari mulai keindahan taman, toilet sampai kebersihan gudang dan produksi.

c. Divisi Transportasi.

Divisi ini mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan.

13. Departemen Sumber Daya Manusia (SDM)

Kepala Dept. SDM bertugas merencanakan, mengelola, dan mendayagunakan SDM, baik yang telah bekerja ataupun yang akan dipekerjakan. Selain itu Dept. SDM mengatur masalah jenjang karier dan masalah penempatan karyawan, atau pemindahan karyawan antar departemen atau antar divisi sesuai dengan tingkat prestasinya.

- Divisi Kesehatan

Bertugas memperhatikan kesehatan karyawan. Apabila poliklinik yang tersedia tidak dapat mengatasi masalah kesehatan karyawan maka dapat diintensifkan di rumah sakit langganan perusahaan sesuai kebutuhan pengobatan.

- **Divisi Ketenagakerjaan**

Mengatur kesejahteraan karyawan seperti pemberian fasilitas atau bonus perusahaan untuk karyawan yang berprestasi. Divisi ketenagakerjaan juga perlu memperhatikan prestasi-prestasi yang dibuat oleh karyawan guna meningkatkan jenjang karier dan kebijakan lainnya.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1.

### **10.5. Jaminan Sosial**

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah :

a. **Tunjangan**

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. **Fasilitas**

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut :

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma-cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

d. Insentive atau bonus

Insentive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.

- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan

#### **10.6. Jadwal dan Jam Kerja**

Pabrik *Phenol* ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan atau dikenal dengan istilah shut down.

##### **a. Untuk pegawai non shift**

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. 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 atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jum'at : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

##### **b. Untuk pegawai shift**

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

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

Jadwal kerja dibagi dalam 4 minggu dan 4 kelompok (regu). Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel 10.1.

**Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik**

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Pagi	Siang	Malam	-
II	Siang	Malam	-	Pagi
III	Malam	-	Pagi	Siang
IV	-	Pagi	Siang	Malam

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

#### **10.7. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan**

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Pra Rencana Pabrik *Phenol* (gambar 10.1) yaitu :

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia atau min. Strata 2
2. Manager
  - a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia.

- b. **Manager administrasi dan keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA).**
- 3. **Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA)**
- 4. **Kepala Departemen**
  - a. **Departemen QC : Sarjana Kimia (MIPA)**
  - b. **Departemen produksi : Sarjana Teknik Kimia**
  - c. **Departemen teknik : Sarjana Teknik Mesin**
  - d. **Departemen pemasaran : Sarjana Ekonomi**
  - e. **Departemen keuangan dan Akuntansi : Sarjana Ekonomi**
  - f. **Departemen Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri**
  - g. **Departemen Umum : Sarjana Teknik Industri**
- 5. **Kepala divisi**
  - a. **Divisi produksi : Sarjana Teknik Kimia**
  - b. **Divisi bahan baku : Sarjana Teknik Kimia**
  - c. **Divisi utilitas : Sarjana Teknik Mesin**
  - d. **Divisi bengkel& perawatan : Sarjana Teknik Mesin**
  - e. **Divisi Jaminan Mutu (Quality Control) : Sarjana Kimia (MIPA)**
  - f. **Divisi Pengendalian Proses : Sarjana Teknik Kimia**
  - g. **Divisi Kesehatan : Sarjana Kedokteran**
  - h. **Divisi Ketenagakerjaan : Sarjana Teknik Industri**
  - i. **Divisi Pembelian : Sarjana Ekonomi**
  - j. **Divisi Penjualan : Sarjana Ekonomi**
  - k. **Divisi Promosi Periklanan : Diploma Public Relation & Promotion**
  - l. **Divisi research marketing : Sarjana Ekonomi**

- m. Divisi Keuangan : Sarjana Ekonomi
- n. Divisi Akuntansi : Sarjana Ekonomi
- o. Divisi Humas : Diploma Public Relation & Promotion
- p. Divisi Personalia : Sarjana Hukum dan Psikologi
- q. Divisi Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
- r. Divisi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
- s. Divisi Kebersihan : Diploma / SMU / SMK
- t. Divisi Transportasi : Sarjana / Diploma Teknik Mesin

6. Karyawan : Diploma / SMU / SMK.

### 10.8. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dilakukan.

Step dalam proses = 4 tahap

Kapasitas produksi (P) = (14.000 ton/th)/(335 hari/tahun) = 41,7 ton/hari.

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, didapatkan :

$M = 15,2 (P)^{0,25}$  untuk *average conditions*

$M = 15,2 \times (41,7)^{0,25}$

$M = 38,62$  (orang jam/hari. tahapan proses)

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 4 tahap, maka :

Karyawan proses =  $38,62 \text{ orang jam/hari.tahapan} \times 4 \text{ tahap} = 155 \text{ orang jam/hari}$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka :

Karyawan proses =  $\frac{155 \text{ orang.jam / shift}}{4 \text{ jam/hari}} = 38 \text{ orang /shift.hari}$

Karena terdapat 4 regu shift, maka karyawan proses yang bekerja per hari adalah :

Karyawan proses =  $38 \text{ (orang /shift.hari)} \times 4 \text{ shift} = 152 \text{ orang/hari}$ .

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Ammonium Klorida adalah 152 orang. Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

**Tabel 10.2. Jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja.**

No.	Jabatan (Tugas)	SLTP	SMU	D3	S1
1.	Direktur Utama				1*
2.	Manager Produksi dan Teknik				1*
3.	Manager Administrasi dan Keuangan				1*
4.	Staf Litbang				2*
5.	Kepala Bagian Produksi				1*
6.	Kepala Bagian Teknik			1*	
7.	Kepala Bagian Umum				1*
8.	Kepala Bagian Keuangan				1*
9.	Kepala Bagian Pemasaran				1*
10.	Kepala Seksi Proses				1*
11.	Kepala Seksi Laboratorium				1*
12.	Kepala Seksi Bahan Baku			1*	
13.	Kepala Seksi Utilitas				1
14.	Kepala Seksi Pemeliharaan			1	
15.	Kepala Seksi Personalia				1



16.	Kepala Seksi Pembukuan			1	
17.	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah				1
18.	Kepala Seksi Pembukuan			1*	
19.	Kepala Seksi Keuangan				1
20.	Kepala Seksi Penjualan			1*	
21.	Kepala Seksi Gudang				1
22.	Kepala Seksi Iklan dan Promosi			1*	
23.	Kepala Divisi Proses		24	20	
24.	Karyawan Divisi QC			2*	2
25.	Kepala Divisi Bahan Baku			3	
26.	Karyawan Divisi Utilitas			8*	
27.	Kepala Divisi Bengkel dan Peralatan				7
28.	Karyawan Divisi Personalia			3*	
29.	Kepala Divisi Keamanan			8*	
30.	Kepala Divisi Administrasi		5*		
31.	Kepala Divisi Pembukuan		4*		
32.	Kepala Divisi Keuangan		4*		
33.	Kepala Divisi Penjualan		5*		
34.	Kepala Divisi Gudang		10*		
35.	Kepala Divisi Kesehatan		6*		
36.	Kepala Divisi Kebersihan				8*
37.	Sopir			5*	

38	Sekretaris				3
39	Dokter				2
<b>JUMLAH</b>		-	58	56	38
<b>TOTAL TENAGA KERJA</b>		<b>152</b>			

**Catatan :**

\* Pendidikan minimal

Pendidikan SMU dan yang sederajat.

**10.9. Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)**

Pabrik *Phenol* ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut :

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu :

1. Karyawan reguler

Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya

## 2. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

## 3. Karyawan harian

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

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status, maka system pengupahan pada Pra Rencana Pabrik *Phenol* ini dibedakan menjadi :

### a. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir bulan.

### b. Upah mingguan

Upah mingguan diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan setiap akhir pekan.

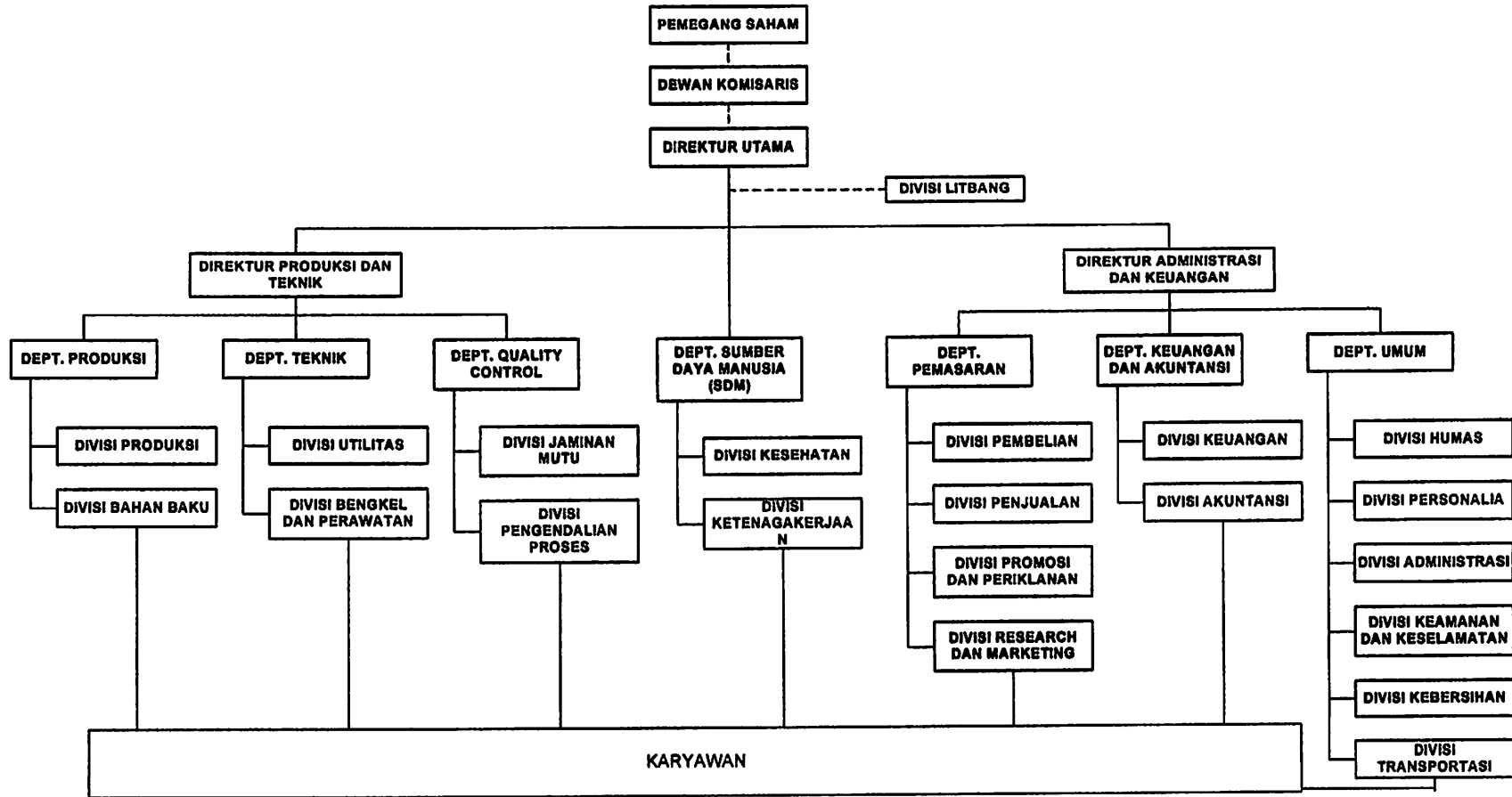
### c. Upah borongan

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	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp)	
			Per orang	Total
1	Direktur Utama	1	10000000	10000000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	7500000	7500000
3	Direktur Keuangan dan Adm.	1	7000000	7000000
4	Staf Litbang	2	2500000	5000000
5	Kepala Bagian Produksi	1	4000000	4000000
6	Kepala Bagian Teknik	1	4000000	4000000
7	Kepala Bagian Umum	1	4000000	4000000
8	Kepala Bagian Keuangan	1	4000000	4000000
9	Kepala Bagian Pemasaran	1	4000000	4000000
10	Kepala Seksi Proses	1	4000000	4000000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	4000000	4000000
12	Kepala Seksi Bahan Baku	1	3000000	3000000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	3000000	3000000
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	3000000	3000000
15	Kepala Seksi Personalia (SDM)	1	3000000	3000000
16	Kepala Seksi Keamanan	1	2000000	2000000
17	Kepala Seksi Pengelolaan Limbah	1	3000000	3000000
18	Kepala Seksi Pembukuan	1	2000000	2000000
19	Kepala Seksi Keuangan	1	3000000	3000000
20	Kepala Seksi Penjualan	1	4000000	4000000
21	Kepala Seksi Gudang	1	3000000	3000000
22	Kepala Seksi Iklan dan Promosi	1	4000000	4000000

23	Karyawan Devisi Proses	44	1200000	52800000
24	Karyawan Devisi QC	4	3000000	12000000
25	Karyawan Devisi bahan baku	3	1450000	4350000
26	Karyawan Devisi Utilitas	8	1500000	12000000
27	Staf Devisi Bengkel & Perawatan	7	2000000	14000000
28	Karyawan Divisi Personalia	3	2000000	6000000
29	Karyawan Divisi Keamanan	8	1250000	10000000
30	Karyawan Divisi Administrasi	5	2250000	11250000
31	Karyawan Divisi Pembukuan	4	2000000	8000000
32	Karyawan Divisi Keuangan	4	2500000	10000000
33	Karyawan Divisi Penjualan	5	2000000	10000000
34	Karyawan Divisi Gudang	10	1500000	15100000
35	Karyawan Divisi Kesehatan	6	1250000	7500000
36	Karyawan Divisi Kebersihan	8	700000	5600000
37	Sopir	5	1000000	5000000
38	Sekretaris	3	2500000	7500000
39	Dokter	2	3000000	6000000
		152	Jumlah	287600000



Gambar 10.1 Struktur Organisasi Pabrik Phenol

## **BAB XI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan menguntungkan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana pabrik Phenol ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Phenol tersebut. Cara untuk mengetahui jumlah investasi yang dibutuhkan oleh pabrik Phenol dapat menggunakan beberapa cara, antara lain :

1. Internal rate of return ( IRR)
2. Pay out Time (POT)
3. Break Even Point (BEP)
4. Return of Investment (ROI)

Untuk meninjau metode-metode diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses.

#### **11.1 Faktor – faktor Penentu**

##### **11.1.1 Total Capital Investment (TCI)**

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi. TCI terdiri dari :

##### **i. Fixed capital Investment ( Modal Tetap )**

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan fasilitas FCI dibagi menjadi :

a. Direct cost

Yaitu modal yang langsung digunakan dalam proses, meliputi :

- Pembelian peralatan
- Instalasi dan pemasangan peralatan
- Instrumentasi dan kontrol
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Bangunan
- Tanah
- Fasilitas pelayanan
- Pengembangan lahan

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan secara tidak langsung dikeluarkan untuk keperluan proses, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi
- Biaya kontraktor
- Biaya tak terduga (contingency)

2. Work Capital Investment

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk



- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain.
- Pajak yang harus dibayar.
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran.
- Utilitas.

Sehingga :  $TCI = FCI + WCI$

### 11.1.2. Biaya Produksi

Adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

#### a. Biaya pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC)

#### b. Biaya umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

#### a. Biaya tetap

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

b. Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

### 11.1.3. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah sesuai dengan perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada pabrik Phenol ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur [www.matche.com](http://www.matche.com) serta G.D. Ulrich.

**11.2. Penentuan Total Capital Investment (TCI)**

**A. Biaya Langsung (TPDC)**

1	Harga peralatan		E	=	Rp.	1.719.553.140.281,77
2	Pemasangan Alat	35%	E	=	Rp.	601.843.599.098,62
3	Instrument dan alat kontrol	20%	E	=	Rp.	343.910.628.056,35
4	Perpipaan terpasang	60%	E	=	Rp.	1.031.731.884.169,06
5	Listrik terpasang	15%	E	=	Rp.	257.932.971.042,27
7	Tanah dan bangunan			=	Rp.	16.042.000.000,00
8	Fasilitas & workshop	50%	E	=	Rp.	859.776.570.140,89
9	Perluasan bangunan	10%	E	=	Rp.	171.955.314.028,18
	- Total Modal Langsung (TPDC)			=	Rp.	<u>5.002.746.106.817,14</u>

**B. Biaya Tak Langsung (TPIC)**

10	Engineering dan Supervisi	12,5%	TPDC	=	Rp.	625.343.263.352,14
11	Konstruksi	41%	TPDC	=	Rp.	2.051.125.903.795,03
	- Total Modal Tak Langsung (TPIC)			=	Rp.	<u>2.676.469.167.147,17</u>

**C. Total Plant Cost (TPC)**

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{TPDC} + \text{TPIC} \\
 &= 5.002.746.106.817,14 + 2.676.469.167.147,17 \\
 &= \text{Rp. } 7.679.215.273.964,31
 \end{aligned}$$

**D. Fixed Capital Investment (FCI)**

1	Biaya Kontraktor	10%	TPC	=	Rp.	767.921.527.396,43
2	Biaya Tak Terduga	10%	TPC	=	Rp.	767.921.527.396,43
	Total FCI = TPC + 1+ 2			=	Rp.	<u>9.215.058.328.757,2</u>

**E. Working Capital (WC)**

$$\begin{aligned}
 \text{WC} &= 15\% \times \text{FCI} \\
 &= 15\% \times \text{Rp. } 9.215.058.328.757,17 \\
 &= \text{Rp. } 1.382.258.749.313,58
 \end{aligned}$$

**F. Total Capital Investment (TCI)**

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{TPC} + \text{WC} \\
 &= \text{Rp. } 7.679.215.273.964,31 + \text{Rp. } 1.382.258.749.313,58 \\
 &= \text{Rp. } 9.061.474.023.277,88
 \end{aligned}$$

**G. Modal Perusahaan**

Modal sendiri (MS)	60%	TCI	= Rp. 5.436.884.413.966,73
Modal pinjaman (MP)	40%	TCI	= Rp. 3.624.589.609.311,15
Total Modal Perusahaan			= Rp. 9.061.474.023.278

**11.3. Penentuan Total Product Cost (TPC)****A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)**

- Bahan Baku 1 tahun		=	1.064.141.811.603,06
- Tenaga Kerja TK		=	3.451.200.000,00
- Utilitas 1 tahun		=	200.633.231.930,64
- Pemeliharaan dan perawatan	15% FCI	=	1.382.258.749.313,58
- Penyediaan operasi	15% Pemeliharaan	=	207.338.812.397,04
- Laboratorium	20% TK	=	690.240.000,00
- Supervisi	10% TK	=	345.120.000,00
- Patent dan Royalti	1% TPC	=	1% TPC
Biaya Produksi Langsung		=	2.858.859.165.244,32 + 1% TPC

**B. Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)**

- Depresiasi alat	10% FCI	=	921.505.832.875,7170
- Pajak kekayaan	4% FCI	=	368.602.333.150,2870

- Asuransi	1%	FCI	=	92.150.583.287,5717
- Bunga bank	15%	MP	=	543.688.441.396,6730
- Biaya Pengemasan			=	1.153.800.000,00
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)			=	1.927.100.990.710,2500

**C. Biaya Overhead Pabrik**

Biaya Overhead	70%	TK	=	2.415.840.000,00
----------------	-----	----	---	------------------

Total Biaya manufaktur (pembuatan)

DPC	=	Rp. 2.858.859.165.244,32	+ 1%	TPC
-----	---	--------------------------	------	-----

FC	=	Rp. 1.927.100.990.710,2500
----	---	----------------------------

Biaya Overhead	=	Rp. 2.415.840.000,00
----------------	---	----------------------

COM	=	Rp. 4.788.375.995.954,56	+ 1%	TPC
-----	---	--------------------------	------	-----

**D. Biaya pengeluaran Pengeluaran Umum (General Expences/GE)**

- Biaya Administrasi	15%	TK	=	Rp. 207.908.260.397,04
- Biaya distribusi dan pemasaran	5%	TPC	=	5% TPC
- Biaya LITBANG	5%	TPC	=	4% TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	=	Rp. 2,07908E+11	+ 9%	TPC

**E. Biaya Produksi Total (TPC)**

$$\text{TPC} = \text{COM} + \text{GE}$$

$$= \text{Rp. } 4.996.284.256.351,69 + 10\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 5.551.426.951.501,88$$

$$\text{GE} = \text{Rp. } 207.908.260.397,13 + 9\% \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp. } 207.908.260.397,13 + \text{Rp. } 499.628.425.635,17$$

$$= \text{Rp. } 707.536.686.032$$

#### 11.4. ANALISA PROFITABILITAS

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 5436884413967

40% modal pinjaman = Rp. 3624589609311

b. Bunga kredit sebesar 20% pertahun

c. Masa Konstruksi :

Tahun I : 60% modal sendiri + 40% modal pinjaman

Tahun II : 60% modal sendiri + 40% modal pinjaman

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun

f. Kapasitas produksi :

Tahun I : 75% dari produksi total

Tahun II : 100% dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 30% pertahun (www.klinik-pajak.com)

\* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun = Rp. 1.064.141.811.603,06

- Biaya Utilitas pertahun = Rp. 200.633.231.930,64

- Biaya Pengemasan = Rp. 1.153.800.000,00

**Total Biaya Variable (VC) = Rp. 1.265.928.843.533,70**

\* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE) = Rp. 707.536.686.032,30

- Biaya Overhead = Rp. 2.415.840.000,00

- Penyediaan operasi = Rp. 207.338.812.397,04

- Perawatan dan Pemeliharaan = Rp. 1.382.258.749.313,58

- Gaji karyawan langsung = Rp. 3.451.200.000,00

- Biaya laboratorium	= Rp.	690.240.000,00
- Supervisi	= Rp.	345.120.000,00
<b>Total Biaya Semi Variable (SVC)</b>	<b>= Rp.</b>	<b>2.304.036.647.742,91</b>

\* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

$$S = \text{Rp. } 8.624.607.072.600,71$$

### 1. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Labanya Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan pertahun} = \text{Rp. } 8.624.607.072.600,71$$

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp. } 8.624.607.072.601 - \text{Rp. } 5.551.426.951.501,88 \\ &= \text{Rp. } 3.073.180.121.098,8400 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 30\% \times \text{Rp. } 3.073.180.121.098,8400 \\ &= \text{Rp. } 921.954.036.330 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= (\text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak})) (1 - \% \text{ Deviden}) \\ &= \text{Rp. } 3.073.180.121.099 \times \left| 1 - 0,30 \right| \\ &= \text{Rp. } 1.936.103.476.292,27 \end{aligned}$$

=> Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ ) :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 1,9361\text{E}+12 + \text{Rp. } 921.505.832.875,72 \\ &= \text{Rp. } 2.857.609.309.167,98 \end{aligned}$$

## 2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

### a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{BT}} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 3.073.180.121.098,84}{\text{Rp } 9.215.058.328.757,17} \times 100\% \\ &= 33,3495\% \end{aligned}$$

### b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 1.936.103.476.292,27}{\text{Rp } 9.215.058.328.757,17} \times 100\% \\ &= 21,0102\% \text{ dari modal investasi} \end{aligned}$$

## 3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp } 9.215.058.328.757,17}{\text{Rp } 2.857.609.309.167,98} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3,2247 \text{ tahun} \end{aligned}$$

(Vilbrant and Dryden, hal. 251)



**4. Break Event Point (BEP)**

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC ( biaya produksi tetap ) = Rp. 1.927.100.990.710,25
- SVC (semi variable cost) = Rp. 2.304.036.647.742,91
- VC (variable cost) = Rp. 1.265.928.843.533,70
- S (harga penjualan) = Rp. 8.624.607.072.600,71

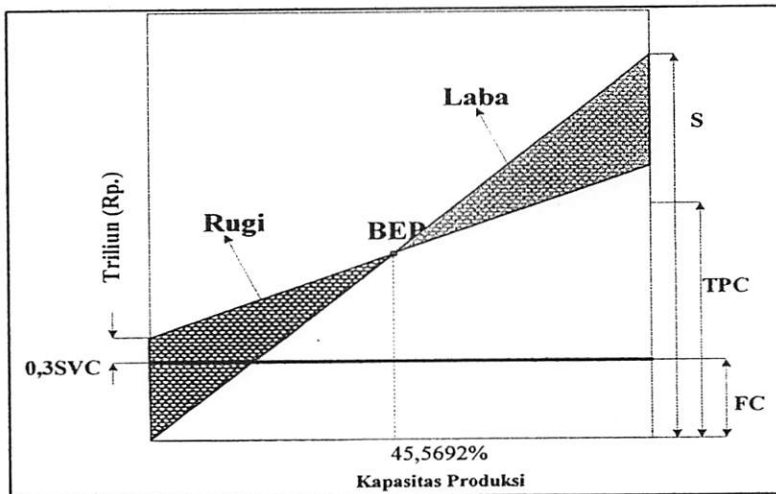
$$BEP = \frac{FC + (0,3 SVC)}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 45,5687\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas

$$Titik BEP = 45,5687\% \times Rp. 8624607072600,71$$

$$= Rp. 3.930.123.818.369,84$$



Nilai BEP untuk Pabrik Phenol berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 75% dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{100 - BEP}{100 - BEP} \cdot \frac{100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{1936103476292} = \frac{100\% - 45,6\%}{100\% - 45,6\%} \cdot \frac{100\% - 75\%}{100\% - 45,6\%}$$

$$PBi = Rp. 1.046.861.208.793,07$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= Rp. 1046861208793 + Rp. 921.505.832.875,72 \\ &= Rp. 1968367041669 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas kapasitas pabrik 100% dari

Kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{100 - BEP}{100 - BEP} \cdot \frac{100 - \% \text{ kapasitas}}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{\text{PBi}}{1936103476292} = \frac{100\% - 46\%}{100\% - 46\%} \times \frac{100\% - 100\%}{100\% - 46\%}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp. } 1.936.103.476.292,27$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 1.936.103.476.292,27 + \text{Rp. } 921.505.832.875,72 \\ &= \text{Rp. } 2.857.609.309.168 \end{aligned}$$

### 5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 12,0297\% \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas

$$\begin{aligned} &= 12,0297\% \times 350.000.000 \text{ Kg/tahun} \\ &= 42.104.082 \text{ Kg/tahun} = 42104,082 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

### 6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan investasi sekarang.

Menurut Undang-undang perpajakan No. 27 tahun 2008 tentang pajak penghasilan, diitetapkan bunga bank sebesar = 20% ([www.bpkp.go.id](http://www.bpkp.go.id))

Langkah-langkah menghitung NPV :

a. Menghitung  $C_{A0}$  tahun ke 0 untuk masa konstruksi 2 tahun

$$\begin{aligned} C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\ &= 40\% \times \text{Rp. } 9.215.058.328.757 \times \left| 1 + 20\% \right|^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp. } 5.307.873.597.364,13 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\
 &= 60\% \times \text{Rp. } 9.215.058.328.757 \times \left| 1 + 20\% \right|^2 \\
 &= \text{Rp. } 6.634.841.996.705,16 \\
 C_{A0} &= - \left| C_{A-1} + C_{A-2} \right| \\
 &= - \left| \text{Rp. } 6634841996705,16 + \text{Rp. } 5307873597364,13 \right| \\
 &= \text{Rp. } -11.942.715.594.069,30
 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times Fd$$

Dimana :

$C_A$  = Cash Flow setelah pajak

$$Fd = \text{faktor diskon} = \frac{1}{\left| 1 + i \right|^n}$$

$n$  = tahun ke-n

$i$  = tingkat suku bunga bank

Tabel E.5 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	Cash Flow	Fd	PV
	(Rp.)	(I = 0,20)	(Rp.)
0	-11.942.715.594.069,30	1,0000	-11942715594069,30
1	1.968.367.041.668,79	0,8333	1.640.305.868.057,32
2	2.857.609.309.167,98	0,6944	1.984.450.909.144,43
3	6.369.448.316.836,95	0,5787	3.686.023.331.502,87
4	7.643.337.980.204,34	0,4823	3.686.023.331.502,87
5	9.172.005.576.245,21	0,4019	3.686.023.331.502,87
6	11.006.406.691.494,30	0,3349	3.686.023.331.502,87
7	13.207.688.029.793,10	0,2791	3.686.023.331.502,87
8	15.849.225.635.751,70	0,2326	3.686.023.331.502,87
9	19.019.070.762.902,10	0,1938	3.686.023.331.502,87
10	22.822.884.915.482,50	0,1615	3.686.023.331.502,87
WCI	1.382.258.749.313,58	0,1615	223.242.505.012,48
Jumlah			21.393.470.340.167,90

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

**7. Internal Rate Of Return (IRR)**

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :  $i_1$  = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial 12%

$i_2$  = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial 15%

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd i=0,20	PV <sub>1</sub>	Fd i=0,45	PV <sub>2</sub>
0	-1,19427E+13	1	-11942715594069	1	-11942715594069
1	1,96837E+12	0,8929	1757470572919	0,8696	1711623514495
2	2,85761E+12	0,7972	2278068645702	0,7561	2160763182736
3	6,36945E+12	0,7118	4533647501393	0,6575	4188015659957
4	7,64334E+12	0,6355	4857479465778	0,5718	4370103297346
5	9,17201E+12	0,5674	5204442284762	0,4972	4560107788535
6	1,10064E+13	0,5066	5576188162245	0,4323	4758373344559
7	1,32077E+13	0,4523	5974487316691	0,3759	4965259142148
8	1,58492E+13	0,4039	6401236410741	0,3269	5181139974415
9	1,90191E+13	0,3606	6858467582937	0,2843	5406406929825
10	2,28229E+13	0,322	7348358124575	0,2472	5641468100687
WCI	1,38226E+12	0,322	445050323322	0,2472	341673222733
Jumlah			3,92922E+13		3,13422E+13

$$\begin{aligned}
 IRR &= i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 12\% + \frac{39292180796995}{3,92922E+13 - 3,13422E+13} \times (12\% - 15\%) \\
 &= 26,83\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (20 %), maka pabrik Phenol ini layak didirikan.

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

#### **12.1. Kesimpulan**

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Phenol dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian pabrik ini cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain :

##### **a. Segi Teknik**

Bila ditinjau dari segi teknik, proses pembuatan Phenol dari cumene hidroperoksida (CHP) dengan proses cumene ini cukup menguntungkan karena hasil yang diperoleh cukup banyak dan kualitasnya cukup baik.

##### **b. Segi Lokasi**

Penempatan pabrik Phenol di Gresik, Jawa Timur dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi, karena :

- Dekat dengan bahan baku
- Dekat dengan daerah pemasaran
- Tenaga listrik dan bahan bakar yang memadai
- Persediaan air yang memadai
- Tenaga kerja yang cukup tersedia
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

##### **c. Segi Ekonomi**

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk mengetahui layak dan tidaknya pabrik itu didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang.

Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik dari cumene hidroperoksida (CHP) dengan proses cumene, diperoleh hasil sebagai berikut :

- BEP : 45,4496 %
- POT : 3,124 tahun
- ROI<sub>BT</sub> : 33,5140 %
- ROI<sub>AT</sub> : 21,1138 %
- IRR : 26,83 % > bunga bank : 12 % (layak untuk didirikan)



## **12.2. Saran**

Diharapkan agar penggunaan Phenol bisa dikembangkan lagi dalam industri kimia lainnya.

## DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.E and Young, E.H, (1959), **Process Equipment Design**, 1<sup>st</sup> edition, John Willey and Sons Ibc, New York
- Geankoplis, C.J, (1993), **Transport Processes and Unit Operation**, 3<sup>rd</sup> edition, Prentice-Hall of India, New Delhi
- Hesse, H.C, (1945), **Process Equipment Design**, 1<sup>st</sup> edition, D, Van Nostrand Company, United States of America
- Himmelblau, D.M, (1989), **Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering**, 5<sup>th</sup> edition, Prentice-Hall International, Singapore
- Hougen, O.A and Watson, K.M, (1954), **Chemical Process Principles**, 2<sup>nd</sup> edition, John Willey and Sons Ibc, New York
- Kern, D.Q, (1965), **Process Heat Transfer**, 1<sup>st</sup> edition, Mc Graw-Hill Book Company, Singapore
- Ludwig E.E, ***Design for Chemical and Petrochemical Plant***, Gulf Publishing Company, Houston, 1964.
- Othmer, D.P, (1979), **Encyclopedia of Chemical Tecnology**, Vol 6, 7, 5<sup>th</sup> edition, John Willey and Sons Ibc, New York
- Perry, J.H, (1999), **Chemical Engineer's Handbook**, 6<sup>th</sup> edition, Mc Graw\_Hill Book Company, Tokyo
- Peters, M.S and Timmerhaus, K.D, (1981), **Plant Design and Ekonomic for Chemical Engineer's**, 3<sup>th</sup> edition, Mc Graw\_Hill Internasional Book Company, Singapore
- Savern, H.W. (1964), ***Steam, Air and Gas Power***, 5<sup>th</sup> Edition, John Willey and Sons Inc, New York,
- Smith, J.M, and Van Ness H.C, (1959), ***Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics***, 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York,.
- Ulrich, G.D, (1984), **A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics**, 1<sup>st</sup> edition, John Willey and Sons, United States of America

Vibrandt, F.C and Dryen, C.E, (1959), **Chemical Engineering Plant Design**, 4<sup>th</sup> edition, Mc Graw\_Hill Book Company, Tokyo

<http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Name=acetone&Units=SI&cTG>, 05 mei 2010 / 20.58 WIB

<http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Name=cumene&Units=SI&cTG>, 05 mei 2010 / 20.58 WIB

<http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Name=Hydroperoxide%2C+1-methyl-1-phenylethyl&Units=SI&cTG>, 05 mei 2010 / 20.58 WIB

<http://msds.chem.ox.ac.uk/PH/phenol.html> 05 mei 2010 / 20.58 WIB

<http://id.wikipedia.org/wiki/Fenol> 05 mei 2010 / 20.58 WIB

<http://hamonanganrsespanola.wordpress.com/2009/02/21/fenol/> 06 mei 2010 / 08.58 WIB

<http://www.chemguide.co.uk/organicprops/phenol/acidity.html>, / 06 mei 2010 / 08.58 WIB

<http://en.wikipedia.org/wiki/Phenol>, / 06 mei 2010 / 08.58 WIB

[http://en.wikipedia.org/wiki/Cumene\\_process](http://en.wikipedia.org/wiki/Cumene_process), / 06 mei 2010 / 08.58 WIB

<http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7757826&Units=SI&Mask=3FFF>, / 06 mei 2010 / 08.58 WIB

<http://www.alibaba.com/product-gs/266675035/Phenol.html>, / 06 mei 2010 / 08.58 WIB

<http://www.sigmaaldrich.com/chemistry/aldrich-chemistry/tech-bulletins/al-142/amberlite-amberlyst.html>, / 25 juli 2010 / 08.58 WIB