

**PRA RENCANA PABRIK**  
**BENZALDEHID DARI TOLUENE DAN KLORIN**  
**DENGAN PROSES KLORINASI**  
**KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA**  
**REAKTOR**

**SKRIPSI**

**Disusun oleh :**

**DENI PRASETYO ANANTA**

**1014018**



**JURUSAN TEKNIK ELEKTRO S-1**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

**2014**

THE UNITED STATES DEPARTMENT OF THE INTERIOR  
BUREAU OF LAND MANAGEMENT  
WASHINGTON, D. C. 20250

UNITED STATES DEPARTMENT OF THE INTERIOR

BUREAU OF LAND MANAGEMENT

WASHINGTON, D. C. 20250

BY MAIL

POSTAGE WILL BE PAID BY ADDRESSEE

NO POSTAGE NECESSARY IF MAILED IN THE UNITED STATES

FOR THE UNITED STATES DEPARTMENT OF THE INTERIOR  
BUREAU OF LAND MANAGEMENT  
WASHINGTON, D. C. 20250

NO POSTAGE NECESSARY IF MAILED IN THE UNITED STATES

# LEMBAR PERSETUJUAN

## PRA RENCANA PABRIK

### BENZALDEHID DARI TOLUENE DAN KLORIN DENGAN PROSES KLORINASI KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR

## SKRIPSI

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

Disusun Oleh :

**DENI PRASETYO ANANTA      1014018**

Malang, 21 Agustus 2014

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Jimmy, ST,MT

NIP Y 1039900330

Mengetahui,

Dosen Pembimbing



Rini Kartika Dewi, ST,MT

NIP Y 1030100370

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : DENI PRASETYO ANANTA  
Nim : 1014018  
Jurusan/program study : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)  
Judul skripsi : PRA RENCANA PABRIK BENZALDEHID DARI  
TOLUNE DAN KLORIN DENGAN PROSES  
KLORINASI

Dipertahankan dihadapan tim penguji ujian skripsi jenjang strata satu (S-1) pada :

Hari : Selasa  
Tanggal : 21 Juli 2014  
Nilai : B

Ketua,



Jimmy, ST,MT  
NIP.Y. 1039900330

Sekretaris,

Elvianto Dwi Daryono, ST. MT  
NIP.P. 1030000351

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,

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

Penguji Kedua,

Elvianto Dwi Daryono, ST. MT.  
NIP.P. 1030000351

## PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : DENI PRASETYO ANANTA  
NIM : 1014018  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

**PRA RENCANA PABRIK**  
**BENZALDEHID DARI TOLUENE DAN KLORIN**  
**DENGAN PROSES KLORINASI**  
**KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN**  
**PERANCANGAN ALAT UTAMA**  
**REAKTOR**

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

Malang, Agustus 2014  
Yang membuat pernyataan



DENI PRASETYO ANANTA

## KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul **“PRA RENCANA PABRIK BENZALDEHID DARI TOLUEN DAN KLORIN DENGAN PROSES KLORINASI. KAPASITAS PRODUKSI 35.000 TON/TAHUN”** dengan baik.

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

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

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

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

Malang, Agustus 2014

**Penyusun**

## INTISARI

Pra Rencana Pabrik Benzaldehid dari Ttoluen dan Klorin dengan Proses Klorinasi ini mengambil lokasi pendirian di Cilegon, Jawa Barat, dengan kriteria sebagai berikut:

- Kapasitas produksi : 35.000 ton/tahun
- Waktu operasi : 330 hari
- Bahan utama : Toluena ( $C_6H_5CH_3$ )
- Bahan pembantu : Klorin ( $Cl_2$ )
- Utilitas : Air sanitasi, Steam, Cooling water, Lisrik, Bahan bakar
- Organisasi Perusahaan:
  - o Bentuk : Perseroan Terbatas
  - o Struktur : *Line and staf*
  - o Karyawan : 218 orang
- Analisa ekonomi:
  - o TCI : Rp 89.374.827.311,26
  - o  $ROI_{at}$  : 36,71 %
  - o POT : 2 tahun
  - o BEP : 57,81 %
  - o IRR : 33,343 %

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Benzaldehid dari Toluena dan Klorin dengan Proses Klorinasi layak untuk didirikan.

## DAFTAR ISI

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



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.5. Data Impor Benzaldehid di Indonesia.....	I-6
Tabel 1.6. Analisa kebutuhan dan hasil reaksi pada pembuatan benzaldehid.....	I-8
Tabel 2.2. Seleksi Proses.....	II-3
Tabel 7.1. Alat Instrumentasi Yang Digunakan.....	VII-4
Tabel 7.2. Alat Keselamatan Kerja .....	VII-8
Tabel 8.1. Tabel Standard Kualitas Air Minum.....	VIII-7
Tabel 9.2. Las Bangunan Pra Rencana Pabrik Benzaldehid.....	IX-7
Tabel 10.1. jadwal Kerja Karyawan Pabrik.....	X-12
Tabel 10.2. jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja .....	X-14
Tabel 10.9.1. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Benzaldehida .....	X-16
Tabel 11.6.1. <i>Cash Flow</i> untuk NPV selama 10 tahun.....	XI-10
Tabel 11.6.2. <i>Cash Flow</i> untuk IRR.....	XI-11

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.7. Lokasi Pabrik Benzaldehyd .....	I-9
Gambar 2.1. Gambar Proses Oksidasi .....	II-2
Gambar 2.2. Gambar Proses Klorinasi .....	II-2
Gambar 7.1. Temperatur Control .....	VII-4
Gambar 7.2. Flow Control.....	VII-4
Gambar 9.1. Lokasi Pabrik Benzaldehyd.....	IX-5
Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik Benzaldehyd.....	IX-8
Gambar 9.3. Gambar Tata Letak Peralatan Pabrik Benzaldehyd.....	IX-11
Gambar 10.1 Gambar Strktur Organisasi Pabrik Benzaldehyd.....	X-9
Gambar 11.6.1. <i>Break Event Point</i> Pra Rencana Pabrik Benzaldehyde.....	XI-9

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia yang sangat pesat menyebabkan banyak dibutuhkannya bahan-bahan kimia yang beraneka ragam, sehingga diperlukan suatu produsen bahan-bahan kimia tersebut. Dewasa ini, perusahaan-perusahaan di Indonesia lebih banyak mengimpor bahan-bahan kimia tersebut dari negara luar yang menyebabkan semakin berkurangnya devisa negara. Dalam usaha untuk mengatasi hal tersebut diatas, maka perlu adanya suatu pemanfaatan secara maksimal terhadap sumber daya yang ada, sehingga diharapkan dapat meningkatkan devisa negara. Misalnya kebutuhan benzaldehida yang pemenuhan akan senyawa tersebut masih bergantung pada negara luar

### 1.2. Sejarah Perkembangan Produksi Benzaldehida

*Benzaldehida* ( $C_6H_5CHO$ ) merupakan senyawa organik yang terdiri dari cincin benzena dengan substituen formil. Ini adalah aldehida aromatik yang paling sederhana dan salah satu yang paling berguna industri. Cairan tak berwarna ini memiliki bau seperti almond menyenangkan karakteristik. *Benzaldehida* merupakan komponen utama dari minyak almond pahit dan dapat diekstraksi dari sejumlah sumber alam lainnya

Benzaldehida pertama kali diekstrak dari almond pahit pada tahun 1803 oleh apoteker Perancis Martres. Pada tahun 1832 ahli kimia Jerman Friedrich Wöhler dan Justus Liebig von pertama kali disintesis benzaldehida

Benzaldehida dapat diperoleh dengan banyak proses. Pada 1980-an, diperkirakan 18 juta kilogram yang diproduksi setiap tahun di Jepang, Eropa, dan Amerika Utara. Proses yang sering digunakan adalah klorinasi cair dan oksidasi toluena. Banyak metode lain telah dikembangkan, seperti oksidasi parsial benzil alkohol, hidrolisis alkali dari benzal klorida, dan karbonilasi benzena. ([www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com))

### 1.3. Kegunaan Produk Benzaldehida

Benzaldehida secara komersial dipergunakan pada berbagai macam industri, diantaranya :

1. Bahan baku dalam industri farmasi.
2. Untuk membuat asam benzoat, asam sinamat.

3. Sebagai bahan pemberi aroma wangi dan segar pada industri sabun dan pada *sulfonated aithig oil*.
4. Pada industri parfum dan kosmetik sebagai *flavouring agent* seperti bau bunga-bunga atau buah-buahan yang harum dan sangat kuat dalam bentuk senyawa aldehida. (*Kirk Othmer, vol 13*)

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

##### 1.4.1. Bahan Baku

##### A. Toluena (Metilbenzen, $\text{CH}_3\text{C}_6\text{H}_5$ )

Sifat- sifat kimia :

- Cairan tanpa warna dan berbau busuk
- Larut dalam aseton dan tidak larut dalam air
- Jika dipanaskan akan menimbulkan asap beracun

Sifat-sifat fisika :

- Berat molekul = 92,13
- Titik didih = 110,6 °C
- Titik leleh = -95 °C
- Titik beku = -94,965 °C
- Titik api = 4,5 °C
- Tekanan uap air = 36,7 mmHg (30 °C) dan 22 mmHg (20 °C)
- Densitas = 0,8710 g/cc (20 °C)
- Specific gravity = 0,866 (pada 20 °C) dan 0,8623 (pada 25°C)
- Temperatur kritis = 318,64 °C
- Tekanan kritis = 4,109 Mpa (40,55 atm)
- Volume kritis = 0,316 L/mol
- Panas laten = 86,1 cal/g
- Panas pembakaran = 3910,3 KJ/mol (T dan P konstan)
- Panas penguapan ( $H_v$ ) = 37,99 KJ/mol (9,080 Kkal/mol) pada 25 °C
- $H_v$  pada titik didih toluena = 33,18 KJ/mol (7,931 Kkal/mol)
- Panas pembentukan ( $\Delta H^\circ_f$ ) = 50 KJ/mol → Gas  
12 KJ/mol → Liquid
- Entropi ( $S^\circ$ ) = 319,7 KJ/K (76,42 Kkal/K) → Gas

- Kapasitas panas ( $C_p$ ) = 1,125 J/g. K ; 0,2688 kal/g. K (Gas ideal),  
1,970 J/g. K ; 0,4709 (1 atm) → liquid
- Kelarutan = 0,561 gl/L

(Kirk Othmer, vol 13)

Sifat-sifat kimia :

- Merupakan cairan tek berwarna
- Larut dalam dietil eter,aseton,etanol dll
- Tidak larut dalam air

## B. Klorin ( $Cl_2$ )

Sifat-sifat fisika :

- Fase = gas
- Warna = Hijau kekuning-kuningan
- Berat molekul = 70,91
- Rumus kimia =  $Cl_2$
- Titik didih =  $-29,27^\circ F (-34,04^\circ C)$
- Titik beku =  $-150^\circ F (-101^\circ C)$
- Tekanan uap = 4788 mmHg
- Densitas = 11,7 lbs/gal
- Kelarutan dalam air = 0,7%
- Volatilitas = 100%

Sifat-sifat kimia :

- Merupakan gas kuning beracun dan banyak dijumpai dalam di alam sebagai natrium klorida ( $NaCl$ ) dalam air laut dan silvit ( $KCl$ ).
- Bereaksi langsung dengan dengan banyak unsur atau senyawa
- Merupakan bahan pengoksidasi kuat ) (*OCCidental Chemical Corporation*)

## C. Air ( $H_2O$ )

Sifat-sifat fisika :

- Fase = liquid
- Warna = tanpa warna
- Berat molekul = 18,02 g/mol
- Rumus kimia =  $H_2O$
- Titik didih =  $100^\circ C (212^\circ F)$
- Titik beku =  $0^\circ C (32^\circ F)$

- Tekanan uap = 23 kPa (20°C)
- Densitas = 0,998 g/cm<sup>3</sup>(pada 20°C)

Sifat-sifat kimia :

- Merupakan cairan tak berwarna dan tidak berbau
- Memiliki pH 7 (netral) (*sciencelab.com*)

#### D. Natrium Hidroksida (NaOH)

Sifat-sifat fisika :

- Fase = padat
- Spesifik gravity = 2,13
- Berat molekul = 40 g/mol
- Titik didih = 1388°C (2530,4°F)
- Titik leleh = 323°C (613,4°F)

Sifat-sifat kimia :

- Larut dalam air
- Basa kuat (*sciencelab.com*)

#### 1.4.2. Produk

##### A. Benzaldehida (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHO)

Sifat-sifat Fisika :

- Berat molekul = 106,13
- Titik didih = 179 °C
- Titik leleh = -56°C
- Titik api = 63 °C
- Tekanan uap air = 1 mmHg pada 26 °C
- Tekanan uap air = 0,130 kPa (0,97 mmHg) pada 20 °C
- Densitas = 1,04 g/cm<sup>3</sup> pada 20 °C
- Daya larut air = 6,55 g/L pada 25 °C
- Viskositas = 1,321 mPas
- Panas spesifik liquid 25°C = 1,046 J/gK

Sifat-sifat Kimia :

- Merupakan cairan berwarna kekuning-kuningan
- Aroma buah almond. (*Kirk Othmer, vol 13*)

## B. Hidrogen Klorida (HCl)

### Sifat-sifat Fisika :

- Fase = gas
- Warna = tidak berwarna
- Berat molekul = 36,46 g/mol
- Rumus kimia = HCl
- Titik didih =  $-85^{\circ}\text{C}$  ( $-121^{\circ}\text{F}$ )
- Titik beku =  $-113,9^{\circ}\text{F}$  ( $-173^{\circ}\text{F}$ )
- Tekanan uap = 5830 mmHg
- Suhu kritis =  $51,5^{\circ}\text{C}$  ( $124,7^{\circ}\text{F}$ )
- Tekanan uap = 613 psig
- Densitas = 1,3
- Spesifik volum =  $10,526 \text{ ft}^3/\text{lb}$

### Sifat-sifat Kimia :

- Tidak berwarna
- Bersifat korosif (*air gas*)

## C. Benzal Klorida ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{Cl}_2$ )

### Sifat-sifat fisika :

- Fase = liquid
- Spesifik gravity = 1,254
- Berat molekul = 161,03 g/mol
- Titik didih =  $205^{\circ}\text{C}$  ( $401^{\circ}\text{F}$ )
- Titik leleh =  $-17^{\circ}\text{C}$  ( $1,4^{\circ}\text{F}$ )
- Tekanan uap = 0,36 kPa

### Sifat-sifat kimia :

- Tidak berwarna
- Tidak larut dalam air panas atau dingin
- Korosif pada kulit (*TCI America*)

## 1.5. Analisis Pasar

Untuk pembangunan sebuah pabrik diperlukan perencanaan kapasitas produksi dari pabrik tersebut. Penentuan ini untuk mengantisipasi kebutuhan akan benzaldehida

di dalam negeri dan untuk ekspor. Adapun data mengenai impor benzaldehida dapat dilihat pada tabel 1.5.

**Tabel 1.5. Data Impor Benzaldehida di Indonesia**

Tahun	Impor (Ton)	% Kenaikan
2008	21042,88	-
2009	21298,74	1,2159
2010	21554,6	1,2013
2011	21810,46	1,1870
2012	22066,32	1,1731
2013	22322,18	1,1595
2014	22578,04	1,1462

Sumber : Biro Pusat Statistik Surabaya

Dari tabel 1.5.1 di atas dapat dilihat bahwa prosentase kenaikan import benzaldehida di Indonesia sebesar 1,1805 % per tahun. Adapun persamaan yang digunakan adalah :

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

Dimana :

F = Produksi benzaldehida tahun 2018 (ton)

P = Produksi benzaldehida tahun 2014 (ton)

i = Kenaikan rata-rata impor benzaldehida tiap tahun

n = Jarak tahun

Untuk kenaikan impor = 1,1805 % per tahun, maka perkiraan impor pada tahun 2018 adalah :

$$\begin{aligned} F &= 22578,04 (1 + 0,011805)^4 \\ &= 23663,21 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik baru = impor + ekspor

Diketahui :

- Ekspor tahun 2018 diperkirakan sebesar 40% dari impor. Tujuan dari memperhitungkan nilai ekspor adalah untuk menaikkan devisa Negara.

$$\begin{aligned} \text{Ekspor} &= 0,4 \times \text{impor} \\ &= 0,4 \times 23663,21 \\ &= 9465,284 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{kapasitas pabrik baru} &= \text{Import} + \text{Eksport} \\
 &= (23663,21 + 9465,284) \text{ ton/tahun} \\
 &= 33128,49 \text{ ton/tahun} \\
 &\approx 35.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi kapasitas pabrik *Benzaldehyde* yang akan didirikan pada tahun 2018 adalah 35.000 ton/tahun

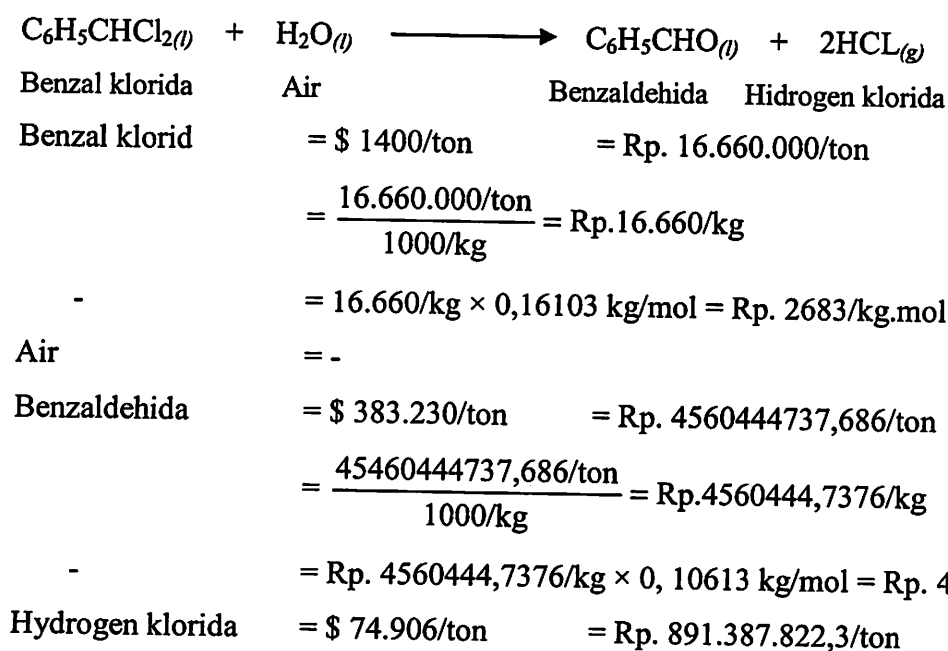
### 1.6. Ekonomi Potensial

Uji awal reaksi bertujuan untuk mengetahui sampai seberapa besarnya keuntungan yang akan didapatkan dari reaksi yang akan digunakan. Uji awal reaksi yang akan digunakan dalam suatu proses dilakukan dengan menggunakan perhitungan stokiometri, dengan memperhatikan beberapa hal pada reaksi tersebut, antara lain :

- Persamaan reaksi kimia yang terjadi
- Tahapan reaksinya
- Kemungkinan dilakukan recycle

Pada pembuatan *Benzaldehyde* dengan menggunakan proses klorinasi terdapat satu reaksi utama dengan tiga reaksi samping dan setiap reaksi memiliki konversi yang berbeda-beda. Perhitungan ekonomi potensial yang akan dihitung pada Pra Rencana Pabrik *Benzaldehyde* ini, adalah menghitung ekonomi potensial berdasarkan konversi reaksi yang terjadi pada reaksi utama saja yakni 70%.

Berikut harga dari setiap komponen :



$$= \frac{891387822,3/\text{ton}}{1000/\text{kg}} = \text{Rp.}891.387,822/\text{kg}$$

$$= \text{Rp.} 891.387,822/\text{kg} \times 0,03646 \text{ kg/mol} = \text{Rp.} 32.500/\text{kg.mol}$$

Tabel 1.6. Analisa kebutuhan dan hasil reaksi pada pembuatan benzaldehid

Reaksi	komponen					
	Benzal klorida	Air	Benzaldehid	Hydrogen klorida	Benzal klorida	air
1	-1	-1	+0,70	+0,70	+0,30	+0,30
jumlah	-1	-1	+0,70	+0,70	+0,30	+0,30

$$\text{Keuntungan} = (0,70 \times 2 \times (\text{Rp.}32.500 + \text{Rp.} 484.000) - (1 \times \text{Rp.} 2683))$$

$$= \text{Rp.} 717.734/\text{kg.mol}$$

Hasil evaluasi menunjukkan bahwa dengan menggunakan reaksi ini maka akan mendatangkan keuntungan.

### 1.7. Pemilihan Lokasi

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah 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 terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Lokasi yang dipilih untuk berdirinya pabrik benzaldehid adalah di Kabupaten Cilegon, Serang, Banten yang diharapkan dapat memberikan keuntungan besar. Adapun pertimbangannya karena :

1. Penyediaan air sangat mudah karena dekat dengan kawasan industri (*Cilegon Industrial Estate*) jadi, kebutuhan air untuk pabrik *Benzaldehyde* ini disupply dari air kawasan.
2. Mudah dalam pendistribusian bahan baku *Toluene*, dimana bahan baku didapat dari PT. Styrindo Mono Indonesia dan gas Klorin didapat dari hasil samping PT. Asahimas yang jaraknya berdekatan dengan pabrik.
3. Dalam hal ini daerah mempunyai jalur transportasi darat yang cukup memadai, serta dekat dengan transportasi laut sehingga sangat menguntungkan dalam mendistribusikan produk.

- 4. Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri.



Gambar 1.7 Lokasi Pabrik Benzaldehida

## BAB II

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

#### 2.1. Seleksi dan Uraian Proses

Secara umum bahan dasar untuk pembuatan benzaldehida adalah toluena, sedangkan prosesnya dapat dilakukan dengan beberapa cara, yaitu : ( *Keyes, Chemical Industry* )

1. Proses Oksidasi Toluena
2. Proses Klorinasi Toluena

##### 2.1.1. Proses Oksidasi Toluena

Toluena merupakan salah satu bahan untuk membentuk benzaldehida ( $C_6H_5CHO$ ) dengan proses oksidasi. Dalam proses ini bahan yang dipakai adalah toluena ( $CH_3C_6H_5$ ), udara ( $O_2$ ), dan beberapa katalis seperti cobalt. Mula-mula toluena yang disimpan dalam tangki pada kondisi cair dipompa ke tangki pencampur dengan ditambah katalis dan kemudian dilakukan pengadukan. Campuran dipompa ke reaktor melalui alat penukar panas agar sesuai dengan kondisi reaktor.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Reaksi pembentukan benzaldehida ini berlangsung pada temperature  $500^\circ C$  dan tekanan 1 atm dengan konversi (yield) 30 – 50 %, sedangkan kemurnian produk yang dihasilkan 98% dengan impurities asam benzoat, gas  $CO_2$ ,  $H_2$ , dan reaktan sisa.

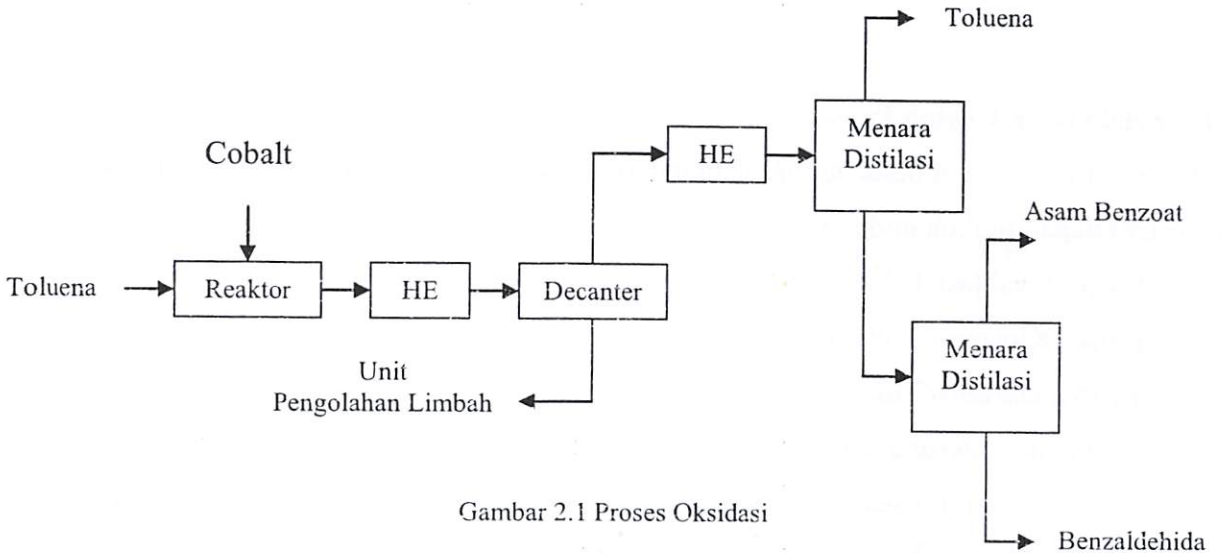
Gas-gas hasil reaksi langsung dikeluarkan dari reaktor sedangkan produk reaktor dialirkan langsung ke dekanter yang sebelumnya didinginkan terlebih dahulu dalam *heat exchanger*. Di dalam dekanter terjadi pemisahan berupa heavy komponen dari decanter dipompakan menuju kolom distilasi untuk dipisahkan lebih lanjut sedangkan light komponen dari decanter dipompakan menuju unit pengolahan limbah.

Pada kolom distilasi, hasil atas banyak mengandung toluena sedangkan hasil bawah dari menara distilasi dipompakan menuju menara distilasi untuk memisahkan antara benzaldehida dengan asam benzoat.





Blok diagram pembuatan benzaldehida dengan oksidasi toluena :



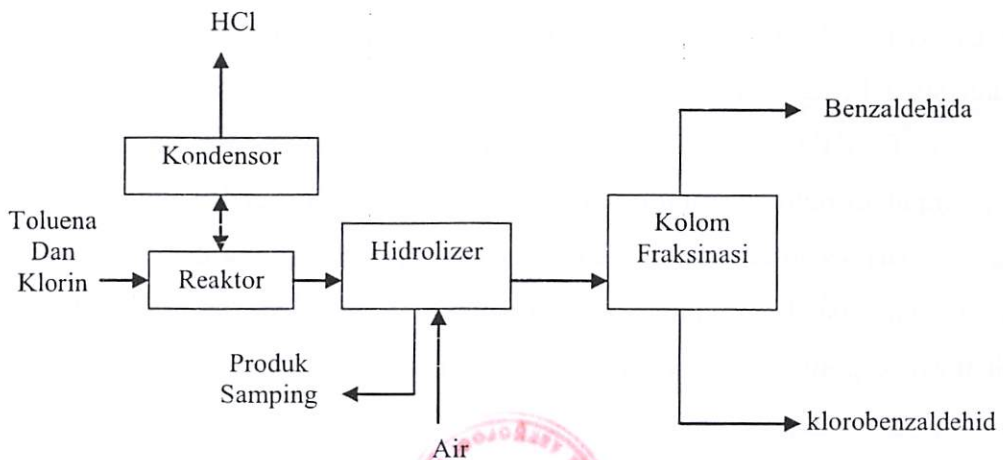
Gambar 2.1 Proses Oksidasi

**2.1.2. Proses Klorinasi Toluena**

Dalam pembuatan benzaldehida dengan proses klorinasi, bahan dasarnya terdiri dari toluena (CH<sub>3</sub>C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>) dan klorin (Cl<sub>2</sub>). Reaksi berlangsung pada suhu 100-150°C dan untuk menghasilkan benzaldehida maka toluena dilewatkan gas klorin kering hingga dihasilkan benzal klorida, dimana terjadi reaksi sebagai berikut :



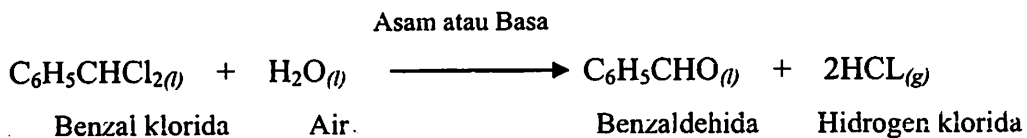
Adapaun blok diagram proses pembuatan benzaldehida dengan klorinasi toluena adalah sebagai berikut



Gambar 2.2 Proses Klorinasi

Proses ini berlangsung secara eksotermis, dan selama proses klorinasi tersebut dihasilkan pula hidrogen klorida.

Kemudian benzalklorida yang dihasilkan pada proses di atas dimasukkan ke dalam sebuah reaktor dimana dengan ditambahkan air mendidih dan beberapa asam serta basa seperti kalsium hidroksida dan karbonat dihasilkan benzaldehida mentah. Produk samping dari proses ini adalah asam klorida. Selanjutnya benzaldehida dipisahkan dengan proses distilasi dan dimurnikan lebih lanjut dengan distilasi menggunakan kolom fraksinasi untuk memperoleh produk akhir yaitu benzaldehida dengan kemurnian 98% dan reaksi sebagai berikut :



## 2.2. Seleksi Proses

Adapun perbandingan dari kedua proses di atas dilihat pada tabel 2.2.1.

Tabel 2.2. Perbandingan kedua proses tersebut adalah sebagai berikut :

No	PARAMETER	MACAM PROSES	
		<i>Proses Oksidasi</i>	<i>Proses Klorinasi</i>
1.	Bahan baku	- Toluena - Udara - Katalis: Cobalt	- Toluena - Klorin - Katalis : NaOH
2.	Aspek Teknis	150-250 °C	
	- Suhu	30-50%	
	- Yield	-	100-150°C
	- Hasil samping		70%
	- Purity produk	98%	HCl, Asam benzoat, Triklorobenzaldehid
3.	Aspek Ekonomi	Investasi besar	98% Investasi sedang

Berdasarkan aspek tersebut di atas, maka pembuatan benzaldehida ini dipilih proses klorinasi toluena dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Proses ini berlangsung pada suhu yang relatif rendah sehingga tidak membutuhkan panas yang tinggi.
- b. Pada umumnya reaksi cukup berlangsung cepat tanpa adanya katalis.
- c. Yield yang dihasilkan lebih tinggi dan lebih ekonomis dibandingkan menggunakan proses oksidasi.
- d. Hasil samping yang dihasilkan dapat dimanfaatkan kembali.

### 2.3. Uraian Proses

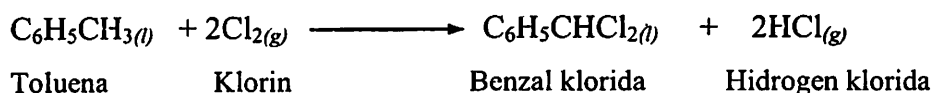
Dalam proses pembuatan benzaldehida dengan klorinasi toluena ada beberapa tahapan proses antara lain :

#### 1. Tahapan penyiapan bahan baku

Pada tahap ini, bahan baku berupa toluena dan klorin dimasukkan serta disimpan pada suhu kamar, di dalam tangki storage toluena (F-111) dan tangki storage klorin (F-112), kemudian kedua bahan dipanaskan menggunakan heater (E-113) dan (E-114) sampai suhu 100°C dengan menggunakan steam suhu 230°C, siap dipompakan menuju reaktor (R-110) menggunakan pompa centrifugal (L-115) dan (L-116)

#### 2. Tahap Reaksi

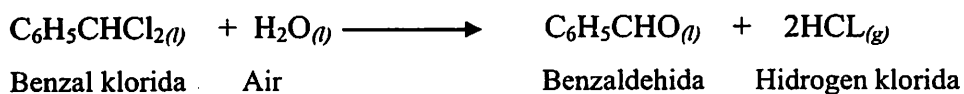
Bahan berupa toluena dan klorin dari tangki storage (F-111) dan (F-112) dan masuk ke dalam reaktor (R-110) dimana di dalam reaktor ini terjadi reaksi antara toluena dan klorin membentuk benzalklorid pada suhu 100°C dengan konversi 95% dan 5% reaktan yang tidak bereaksi diasumsikan hilang, menurut reaksi :



Dari reaksi diatas lalu dipompa menggunakan pompa centrifugal (L-121) menuju flas tank (D-123) untuk memisahkan toluene sisa reaksi dengan benzal klorid, sebelum masuk ke flas tank bahan baku dipanaskan dengan heater (E-124) sampai suhu 110°C, dimana toluene yang memiliki titik didih 110°C akan menguap ke atas sedangkan benzal klorid jatuh kebawah, kemudian dipompa menggunakan pompa centrifugal (L-125) ke kondensor (E-126) agar suhunya turun menjadi 100°C dan menuju reaktor hidrolisa (R-120)

Tahap hidrolisa, merupakan tahap pembuatan benzaldehida mentah.

Bahan dari flas tank (D-123) sebelum dialirkan menuju tangki hidroliser dengan menggunakan pompa centrifugal (L-125) didinginkan dengan kondensor (E-126). dimana benzal klorida yang terbentuk ditambahkan air dari cooling tower dan sedikit NaOH (M-122) sehingga akan terbentuk Benzaldehida dan gas hidrogen klorida dengan yield 70% suhu reaksi 100°C, yang selanjutnya benzaldehida dialirkan ke menara destilasi menggunakan pompa centrifugal (L-131) sedangkan gas hydrogen klorida di kompresi menggunakan rotary compressor (I-117) kemudian di tampung pada tangki penyimpanan HCl (F-118), menurut persamaan reaksi :



### 3. Tahap Pemisahan

Produk yang terbentuk pada reaktor hidrolisa (R-120) kemudian dipompa dengan menggunakan pompa centrifugal (-131). Produk berupa campuran benzaldehida, benzal klorid, natrium hidroksida dan air akan dipisahkan berdasarkan perbedaan titik didihnya dengan menggunakan tower destilasi (D-130). Sebelum masuk ke destilasi feed dipanaskan menggunakan heater (E-132) untuk mencapai suhu feed yang diinginkan suhunya 146°C. kemudian hasil atas berupa destilat dengan komposisi benzaldehid dan air masuk ke kondensor (E-133) dengan suhu 132°C, hasil bawah berupa benzal klorid masuk ke reboiler (E-134) suhu 157°C, kemudian benzal klorid ditampung di tangki (F-135) untuk di recycle dengan asumsi 20% masuk ke reaktor hidrolisa (R-120) dengan menggunakan pompa centrifugal (L-136). Hasil destilat pada destilasi pertama berupa benzaldehida dan air. Selanjutnya dipisahkan kembali dengan berdasarkan titik didihnya dengan menggunakan tower



destilasi (D-140). Sebelum masuk ke destilasi feed dipanaskan menggunakan heater (E-141) sampai suhu  $157^{\circ}\text{C}$ . kemudian hasil atas berupa destilat dengan komposisi air masuk ke kondensor (E-142), sedangkan hasil bawah produk benzaldehid dengan kemurnian 98% masuk ke reboiler (E-143) pada suhu  $172^{\circ}\text{C}$

#### 4. Tahap Penanganan Produk

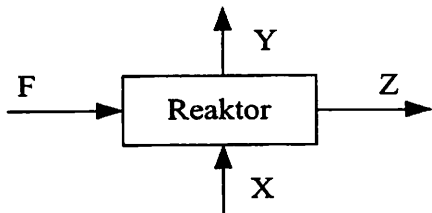
Hasil bawah berupa 98% benzaldehid dipompa dengan pompa centrifugal (L-144) ke tangki penampung produk (F-145) sebelum di packing dengan mesin packing (P-146). Produk benzaldehyda akan dikemas dengan botol bervolume 16 gallons, setelah itu di simpan di gudang penyimpanan produk (F-147).

## BAB III

### NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun  
 Waktu operasi = 300 hari/tahun 24 jam/hari  
 Kapasitas produksi =  $\frac{35.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
 = 4419,1919 kg/jam  
 Trial bahan masuk = 4200 kg/jam Toluene  
 Satuan = Kg/jam  
 Suhu referensi = 30°C

#### 1. REAKTOR I (R - 110)



F = Toluene dari storage ke reaktor I  
 X = Klorin dari storage ke reaktor I  
 Y = Produk dari reaktor ke Penampung  
 Z = Produk dari reaktor I ke Reaktor II

Keterangan :

- Kondisi reaktor : T = 110°C
- Reaksi pada fase cair
- Konversi reaksi terhadap Toluena 95%

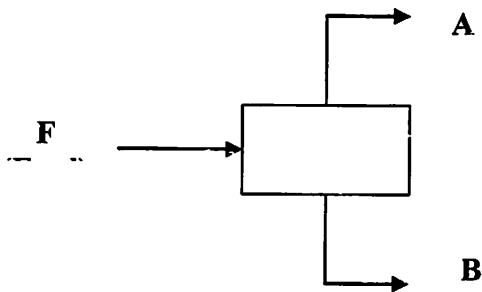
Reaksi :



### Neraca Massa Pada Reaktor I

Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)
Dari Storage $C_6H_5CH_3$ = 4158 $Cl_2$ = 6399,214 $H_2O$ = 74,157 = 10631,371	Ke Flas Tank $C_6H_5CH_3$ = 207,9 $Cl_2$ = 319,960 $H_2O$ = 74,156 $C_6H_5CHCl_2$ = 6903,3039 = 7505,327  Ke Penampung $HCl$ = 3126,044
<b>Total = 10631,371</b>	<b>Total = 10631,371</b>

#### 2. FLASH TANK (D - 125)



Neraca total :

$$F = A + B$$

Dimana :

F = massa feed masuk dari flash tank

A = massa komposisi produk atas ke destilasi

B = massa komposisi produk bawah ke tangki penampung

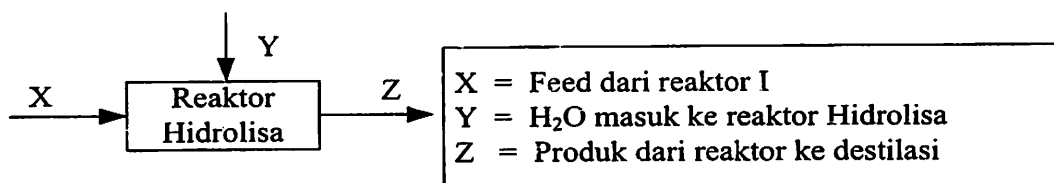
Keterangan :

- Bahan akan terpisah berdasarkan perbedaan fase
- Suhu Operasi 110°C

### Massa Pada Flas Tank

Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)
Dari Reaktor I	Ke Reaktor Hidrolisa
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> = 207,9	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub> = 6903,3039
H <sub>2</sub> O = 74,156	Ke Reaktor I
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub> = 6903,3039	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub> = 207,9
= 7185,367	H <sub>2</sub> O = 74,156
Total = 7185,367	Total = 7185,367

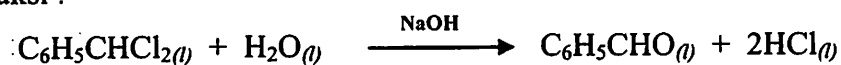
### 3. REAKTOR HIDROLISA (R-120)



Keterangan :

- Reaksi pada fase cair
- Yield yang dihasilkan 70%

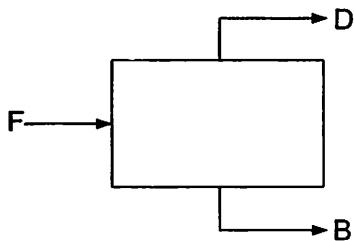
Reaksi :



**Neraca Massa pada Tangki Hidrolisa Setelah recycle**

Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)
Dari Reaktor I	Ke Destilasi
$C_6H_5CHCl_2$ = 9418,008	$C_6H_5CHO$ = 4344,790
NaOH = 207,099	NaOH = 207,099
	$C_6H_5CHCl_2$ = 2825,345
Dari Air Proses	$H_2O$ sisa = 316,144
$H_2O$ = 1053,619	Ke Penampung
	HCl = 2985,348
<b>Total = 10678,726</b>	<b>Total = 10678,726</b>

**4. DESTILASI (D – 130)**



Neraca total :

$$F = D + B$$

Dimana :

F = Massa feed masuk dari reaktor hidrolisa

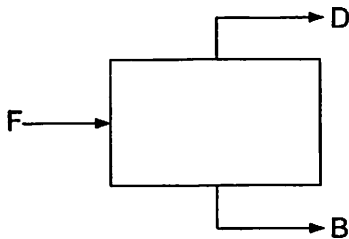
D = Massa komposisi Destilat

B = Massa komposisi Bottom

### Neraca Massa pada Destilasi

Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)
<b>Ke Destilasi</b> $C_6H_5CHO = 4344,791$ $H_2O \text{ sisa} = 316,144$ $NaOH = 207,099$ $C_6H_5CHCl_2 = 2825,402$	<b>Produk atas</b> $C_6H_5CHO = 4344,791$ $H_2O \text{ sisa} = 316,144$ <b>ke Penampung</b> $C_6H_5CHCl_2 = 2825,402$ $NaOH = 207,099$ $= 3032,444$
<b>Total = 7693,378</b>	<b>Total = 7693,378</b>

#### 5. DESTILSAI (D - 140)



Neraca total :

$$F = D + B$$

Dimana :

F = Massa feed masuk dari reaktor hidrolisa

D = Massa komposisi Destilat

B = Massa komposisi Bottom

**Neraca Massa pada Destilasi**

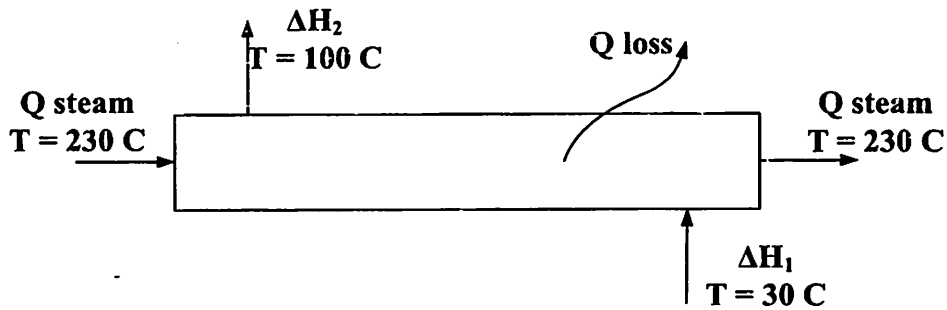
Massa Masuk (Kg/Jam)	Massa Keluar (Kg/Jam)
<b>Ke Destilasi</b> $C_6H_5CHO$ = 4344,791 $H_2O$ sisa = 316,144	<b>Produk</b> $C_6H_5CHO$ = 4344,791 Top produk $H_2O$ = 316,144
<b>Total = 4660,934</b>	<b>Total = 4660,934</b>

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 35.000 ton/tahun  
 Waktu operasi : 330 hari/tahun 24 jam/hari  
 Kapasitas produksi : 4919,1919 kg/jam  
 Satuan : kkal/jam  
 Suhu referensi : 25°C

### 1. HEATER I (E-113)

Fungsi : Memanaskan toluene sebelum masuk ke reaktor



Neraca panas total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari storage toluen

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar reaktor

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 30°C
- Suhu bahan keluar = 100°C

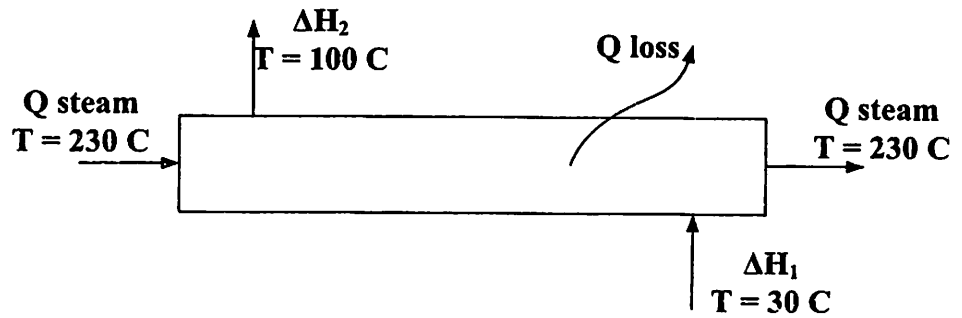
#### Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	7552,12	$\Delta H_2$	128386,04
$Q_{\text{steam}}$	127591,08	$Q_{\text{loss}}$	9757,16
Jumlah	135143,20	Jumlah	135143,20



## 2. HEATER II (E-114)

Fungsi : Memanaskan klorin sebelum masuk ke reaktor



Neraca panas total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari storage toluen

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar reaktor

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

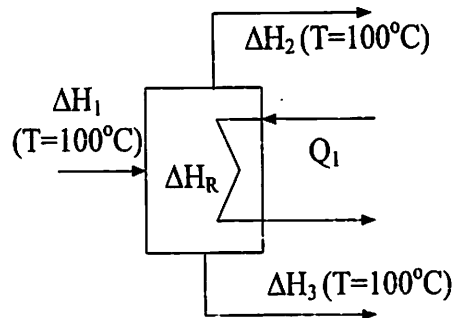
- Suhu bahan masuk = 30°C
- Suhu bahan keluar = 100°C

### Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	3744,021	$\Delta H_2$	63648,361
$Q_{\text{steam}}$	63254,253	$Q_{\text{loss}}$	3349,913
Jumlah	66998,274	Jumlah	66998,274

### 3. REAKTOR (R-110)

Fungsi : Mereaksikan toluene dan klorin



Neraca panas total :

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

Dimana :

- $\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari heater
- $\Delta H_2$  = Entalpi produk atas ke penampung
- $\Delta H_3$  = Entalpi produk bawah ke reaktor hidrolisa
- $\Delta H_R$  = Panas reaksi
- $Q_c$  = Entalpi yang diserap air pendingin
- $Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lolos

Direncanakan :

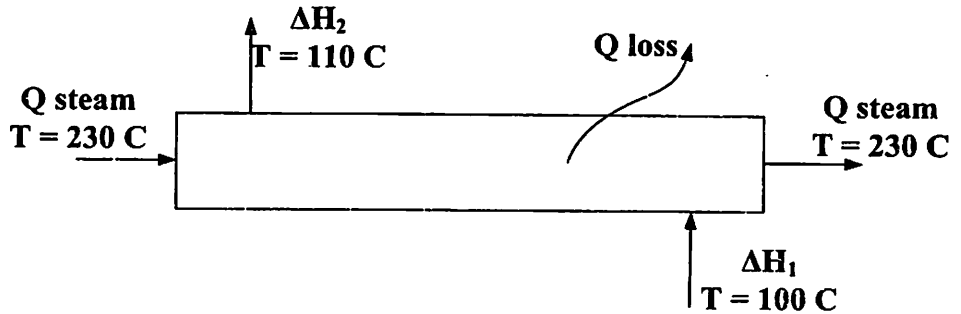
- Suhu bahan masuk = 100°C
- Suhu reaktor = 100°C
- Suhu referensi = 25°C
- Suhu bahan keluar = 100°C

#### - Neraca Panas Pada Reaktor I

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$ (aliran 1)	194967,627	$\Delta H_2$ (aliran 4)	98351,889
$\Delta H_R$	935375,124	$\Delta H_3$ (aliran )	125188,55
		$Q_c$	897053,931
		$Q_{\text{loss}}$	9748,381
Jumlah	1130342,751	Jumlah	1130342,751

**4. HEATER III (E-124)**

Fungsi : Memanaskan benzal klorid, toluene, dan air sebelum masuk ke flas - tank



Neraca panas total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari storage toluen

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar reaktor

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

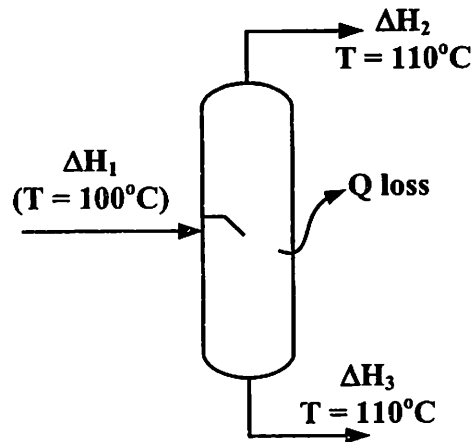
- Suhu bahan masuk = 100°C
- Suhu bahan keluar = 110°C

**Neraca Panas Pada Heater**

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	13254,018	$\Delta H_2$	69594,525
$Q_{\text{steam}}$	60003,377	$Q_{\text{loss}}$	3662,869
Jumlah	73257,395	Jumlah	73257,395

### 5. FLAS TANK (D-123)

Fungsi : Memisahkan toluene, air dan benzal klorid



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{Loss}$$

Dimana :

- $\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari heater
- $\Delta H_2$  = Entalpi produk atas ke penampung
- $\Delta H_3$  = Entalpi produk bawah ke reaktor hidrolisa
- $Q_{loss}$  = Panas yang lolos

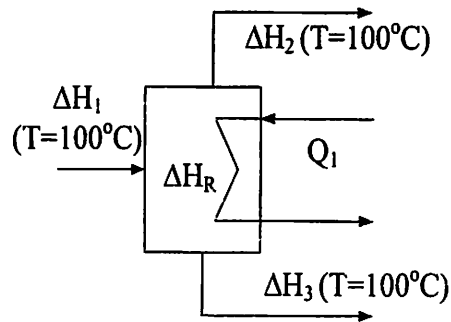
Direncanakan :

- Suhu feed masuk = 100°C
- Suhu feed keluar = 110°C
- Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	69594,525	$\Delta H_2$	34,068
		$\Delta H_3$	66080,731
		$Q_{loss}$	3479,726
Jumlah	69594,525	Jumlah	69594,525

## 6. REAKTOR HIDROLISA (R-120)

Fungsi : mereaksikan antara benzal klorid dan air dengan katalis NaOH



Neraca panas total :

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

Dimana :

- $\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari heater
- $\Delta H_2$  = Entalpi produk atas ke penampung
- $\Delta H_3$  = Entalpi produk bawah ke reaktor hidrolisa
- $\Delta H_R$  = Panas reaksi
- $Q_c$  = Entalpi yang diserap air pendingin
- $Q_{\text{loss}}$  = Panas yang lolos

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 100°C
- Suhu reaktor = 100°C
- Suhu referensi = 25°C
- Suhu air proses = 30°C
- Suhu bahan keluar = 100°C

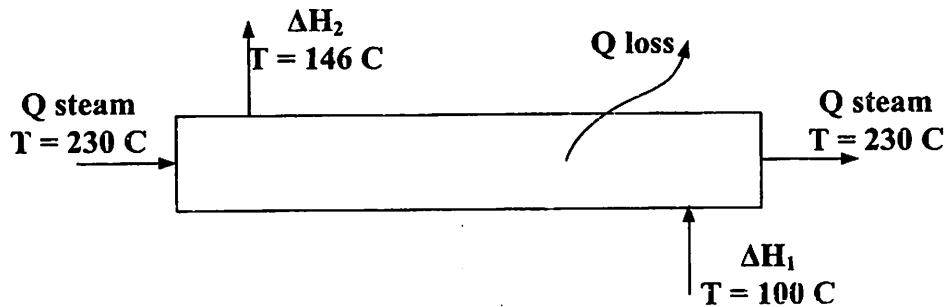
### - Neraca Panas Pada Reaktor Hidrolisa

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	198303,999	$\Delta H_3$	130739,466
$\Delta H_R$	329320,290	$\Delta H_2$	41377,033
		$Q_c$	345592,594
		$Q_{\text{loss}}$	9915,199

Jumlah	527624,292	Jumlah	527624,292
--------	------------	--------	------------

### 7. HEATER IV (E-132)

Fungsi : memanaskan benzaldehid,air dan benzal klorid sebelum masuk ke destilasi



Neraca panas total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari storage toluen

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar reaktor

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

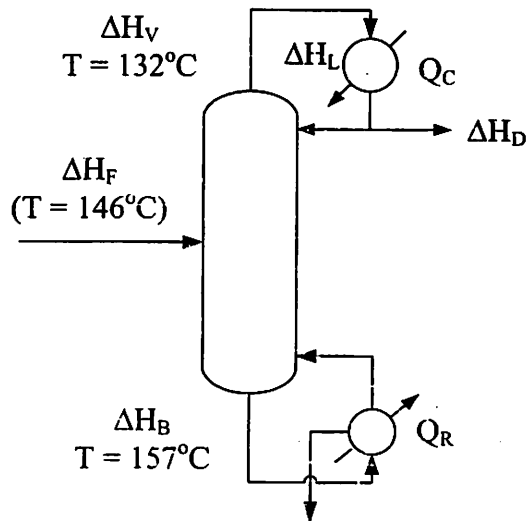
- Suhu bahan masuk = 100°C
- Suhu bahan keluar = 146°C

#### Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	38528,059	$\Delta H_2$	210850,081
$Q_{\text{steam}}$	183419,393	$Q_{\text{loss}}$	11097,372
Jumlah	221947,452	Jumlah	221947,452

### 8. DESTILASI (D-130)

Fungsi : memisahkan benzaldehid, air, dan benzal klorid berdasarkan titik didih.



Direncanakan :

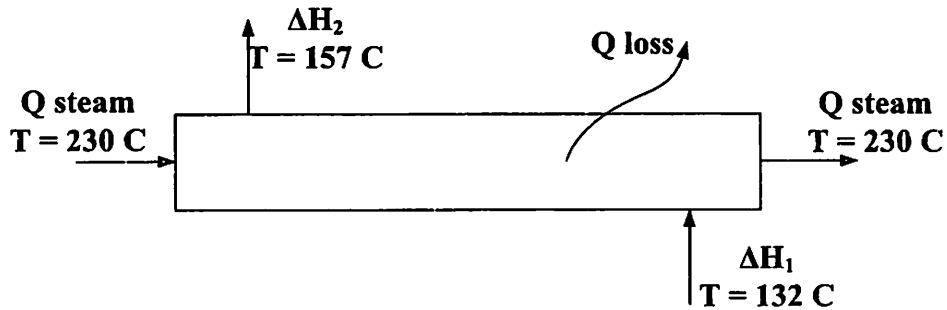
- Suhu feed masuk =  $146^{\circ}\text{C}$
- Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

#### - Neraca Panas Pada Destilasi I

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_F$	210850,081	$\Delta H_D$	127856,703
$Q_R$	26626,696	$\Delta H_B$	81342,369
		$Q_C$	16403,867
		$Q_{\text{loss}}$	11873,838
Jumlah	237476,777	Jumlah	237476,777

### 9. HEATER III (E-141)

Fungsi : memanaskan benzaldehid dan air sebelum masuk ke reaktor



Neraca panas total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari storage toluen

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar reaktor

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 132°C
- Suhu bahan keluar = 157°C

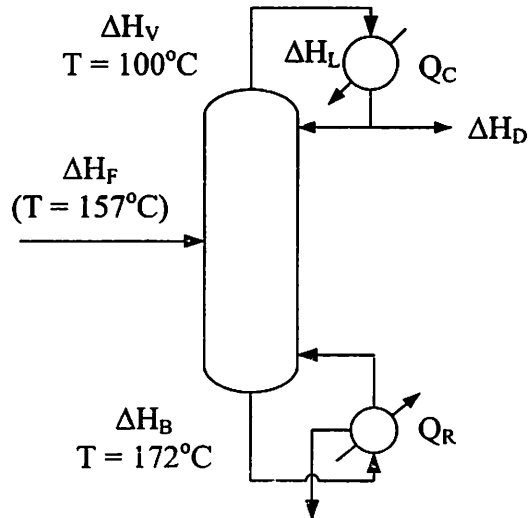
#### Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	128794,287	$\Delta H_2$	158910,160
$Q_{\text{steam}}$	38479,565	$Q_{\text{loss}}$	8363,692
Jumlah	167273,852	Jumlah	167273,852



### 10. DESTILASI (D-130)

Fungsi : memisahkan benzaldehid dan air berdasarkan titik didih.



Direncanakan :

- Suhu feed masuk =  $157^{\circ}\text{C}$
- Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

#### - Neraca Panas Pada Destilasi II

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_F$	189971,672	$\Delta H_D$	10617,75
$Q_R$	97468,834	$\Delta H_B$	190747,378
		$Q_c$	71703,353
		$Q_{loss}$	14372,025
Jumlah	287440,506	Jumlah	287440,506

## Perhitungan Neraca Panas

1. Panas yang terkandung dalam feed masuk ( $\Delta H_F$ ) pada  $T = 146^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	47,369	25,042	121	122921,336
H <sub>2</sub> O	4,998	8,384	121	5070,291
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	20,301	30,917	121	65182,434
H <sub>2</sub> O	20,301	8,384	121	17676,020
Jumlah				<b>210850,081</b>

2. Panas yang terkandung dalam produk bottom ( $\Delta H_B$ ) pada  $T = 176^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHCl <sub>2</sub>	20,301	30,917	151	81342,369

3. Panas yang terkandung dalam destilat ( $\Delta H_D$ ) pada  $T = 131,72^\circ\text{C}$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	47,369	25,042	106,72	108414,587
H <sub>2</sub> O	22,422	8,125	106,72	19442,116
Jumlah				<b>127856,703</b>

4. Panas yang bahan keluar sebagai kondensor ( $\Delta H_V$ ) pada  $T = 131,72^\circ\text{C}$

Aliran uap masuk kondensor :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO} = 0,9143 \times 1963,903 \text{ kg/jam} = 1795,596 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,0856 \times 1963,903 \text{ kg/jam} = 168,110 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	16,920	25,042	106,72	145218,399
H <sub>2</sub> O	9,339	8,125	106,72	38097,846
Jumlah				183316,245

5. Panas yang dibawa uap refluks ( $\Delta H_L$ ) pada  $T = 131,72^\circ\text{C}$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{CHO} = 0,9143 \times 1492,101 \text{ kg/jam} = 1306,627 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,0856 \times 1492,101 \text{ kg/jam} = 127,723 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	12,312	25,042	106,72	32903,601
H <sub>2</sub> O	7,095	8,125	106,72	6152,074
Jumlah				39055,675

Neraca panas disekitar kondensor :

$$\Delta H_V = \Delta H_D + \Delta H_L + Q_C$$

$$Q_C = 183316,245 - (39055,675 + 127856,703)$$

$$= 16403,867 \text{ kkal/jam}$$

**Massa air pendingin yang dibutuhkan :**

Asumsi

- Suhu air pendingin masuk =  $30^\circ\text{C}$

- Suhu air pendingin keluar =  $60^\circ\text{C}$

$$Q_C = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{16403,867 \text{ kkal/jam}}{8,484 \text{ kkal/kgmol.K}(413-303)\text{K}} = 113,042 \text{ kgmol}$$

$$= 2034,771 \text{ kg}$$

Asumsi :  $Q_{\text{Loss}} = 5\% \times (Q_R + \Delta H_F)$

$$\Delta H_F + Q_R = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + Q_{\text{hilang}}$$

$$Q_R = \frac{(127856,703 + 81342,369 + (16403,867)) - (0,95 \times 210850,081)}{0,95}$$

$$= 26626,696 \text{ kkal/jam}$$

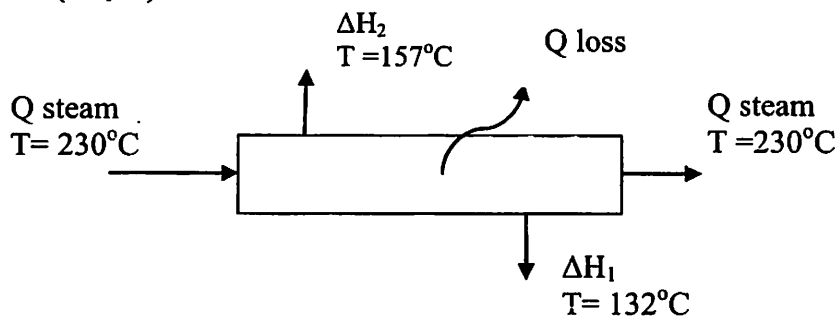
$$Q_{\text{hilang}} = 0,05 \times (26626,696 + 210850,081) \text{ kkal/jam}$$

$$= 11873,838 \text{ kkal/jam}$$

### Neraca Panas Pada Destilasi

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_F$	210850,081	$\Delta H_D$	127856,703
$Q_R$	26626,696	$\Delta H_B$	81342,369
		$Q_C$	16403,867
		$Q_{\text{Loss}}$	11873,838
Jumlah	237476,777	Jumlah	237476,777

### 7. HEATER (E-141)



#### Neraca Panas Total

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

Dimana :

$\Delta H_1$  = Entalpi bahan masuk dari kondesor

$\Delta H_2$  = Entalpi bahan keluar ke tower destilasi

$Q_{\text{Loss}}$  = Panas yang hilang

Direncanakan :

- Suhu bahan masuk = 132°C

- Suhu bahan keluar = 157°C

**Entalpi bahan masuk ( $\Delta H_1$ ) dari destilasi I :**

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	47,369	25,042	107	108699,033
H <sub>2</sub> O	4,998	8,384	107	4464,393
H <sub>2</sub> O	20,301	8,384	107	15630,861
<b>Jumlah</b>				<b>128794,287</b>

**Entalpi bahan masuk ( $\Delta H_2$ ) ke tower destilasi :**

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	47,369	25,042	132	134096,003
H <sub>2</sub> O	4,998	8,384	132	5531,226
H <sub>2</sub> O	20,301	8,384	132	19282,931
<b>Jumlah</b>				<b>158910,160</b>

Panas masuk = panas keluar

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

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + 5\% (\Delta H_1 + Q_{\text{steam}})$$

$$128794,287 + Q_{\text{steam}} = 158910,160 + 6439,714 + 0,05 Q_{\text{steam}}$$

$$0,95 Q_{\text{steam}} = 36555,587$$

$$Q_{\text{steam}} = 38479,565 \text{ kkal/jam}$$

Kebutuhan uap

Berdasarkan steam tabel van ness hal 676 pada suhu 300 tekanan 101,3

didapatkan harga  $\lambda = 3074,4 \text{ kJ/kg} = 734,799 \text{ kkal/kg}$

$$Q_{\text{steam}} = m \times \lambda$$

$$38479,565 \text{ kkal/jam} = m \times 734,799 \text{ kkal/kg}$$

$$m = 52,367 \text{ kg/jam}$$

Panas yang hilang selama proses

$$Q_{\text{loss}} = 5\% (\Delta H_1 + Q_{\text{steam}})$$

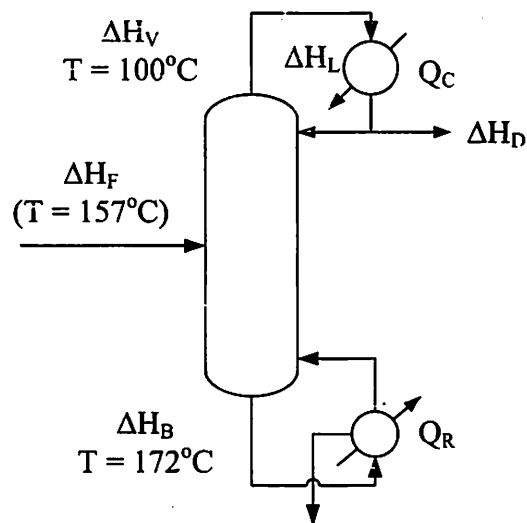
$$Q_{\text{loss}} = 5\% (128794,287 + 38479,565) \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{loss}} = 8363,692 \text{ kkal/jam}$$

### Neraca Panas Pada Heater

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
$\Delta H_1$	128794,287	$\Delta H_2$	158910,160
Q <sub>steam</sub>	38479,565	Q <sub>Loss</sub>	8363,692
Jumlah	<b>167273,852</b>	Jumlah	<b>167273,852</b>

### 8.DESTILASI (D-140)



Direncanakan :

- Suhu Feed masuk destilasi =  $157^\circ\text{C}$
- Tekanan Operasi = 1 atm (760 mmHg)

**Trial suhu dan tekanan pada destilasi II**

**Menentukan suhu feed**

Kondisi bubble point:

Trial suhu =  $157^\circ\text{C}$

Trial P = 760 mmHg

Komponen	$X_i$	Pi sat	$K_i$	$Y_i$
$C_6H_5CHO$	0,9143	425,1925	0,5594	0,5115
$H_2O$	0,0856	4296,138	5,6528	0,4838
Jumlah	1,000			0,9999

Dimana :

$X_i$  = Fraksi mol komponen

Pi sat = Tekanan Uap

$K$  = Konstanta equilibrium

$Y$  = Fraksi mol komponen pada fase uap

Rumus :

$$\ln P_i \text{ sat} = A - \frac{B}{T + C}$$

$$K = \frac{P_i}{P}$$

Dimana :

A, B, C = koefisien antoine

T = temperatur (K)

P = tekanan proses

Pada kondisi bubble point  $\sum Y_i = \sum K_i X_i = 1$

**Menentukan suhu bottom**

Kondisi bubble point:

Trial suhu = 172 °C

Trial P = 760 mmHg

Komponen	$Y_i$	Pi sat	$K_i$	$X_i$
$C_6H_5CHO$	0,979	639,1025	0,8409	0,8232
$H_2O$	0,021	6242,068	8,2132	0,1724
Jumlah	1,000			0,9999

**Menentukan suhu destilat**

Kondisi dew point:

Trial suhu = 100°C

Trial P = 760 mmHg

Pada kondisi dew point point  $\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$

Komponen	$X_i$	Pi sat	$K_i$	$Y_i$
H <sub>2</sub> O	1,000	759,981	0,9999	0,9999

Mencari refluks minimum

Mencari trial and error harga  $\theta$

Trial  $\theta = 0,57$

Komposisi	$X_i$	$K_i$	$\alpha$	$(\alpha \cdot X_i) / (\alpha - \theta)$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	0,9143	0,55594	0,0989	-01921
H <sub>2</sub> O	0,0856	5,6528	1	0,1999
Jumlah				0,00696

Dengan menggunakan persamaan pers. 11.7-19 dan 11.7-20, *Geankoplis*, maka harga refluks minimum adalah :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha - X \cdot X_f}{\alpha - \theta}$$

umpan masuk kolom pada kondisi cair jenuh,  $q = 1$

Didapat harga  $\theta = 0,57$

Komposisi	$X_i$	$K_i$	$\alpha$	$(\alpha \cdot X_i) / (\alpha - \theta)$
H <sub>2</sub> O	1	759,943	1	2,3255
Jumlah				2,3255



Mencari  $R_m$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i \alpha_{Di}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m + 1 = 2,3255$$

$$R_m = 1,3255$$

$$\begin{aligned} \text{Direncanakan refluks ratio} &= 1,5 R_{\text{min}} \\ &= (1,5)(1,3255) = 1,988 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan aliran uap dan liquida :

1. Aliran liquida untuk refluks

$$R = \frac{L_o}{D}$$

Dari neraca massa, nilai  $D = 313,911 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} \text{Maka harga } L_o &= 1,988 \times 313,911 \text{ kg/jam} \\ &= 624,055 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Aliran uap masuk kondensor ( $V$ )

$$\begin{aligned} V &= (R+1)L_o \\ &= (1,988 + 1) \times (624,055) = 1864,676 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Aliran liquida masuk reboiler ( $L'$ )

$$\begin{aligned} L' &= L_o + (q \times F) \\ &= 624,055 + (1 \times 4404,942) = 5028,997 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Aliran uap keluar reboiler ( $V'$ )

$$\begin{aligned} V' &= V + F(q - 1) \\ &= 1864,676 + 4404,942(1 - 1) = 6269,618 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi uap yang masuk kondensor :

Komposisi uap yang masuk kondensor = mol fraksi destilat  $\times V$

Komposisi	$X_D$	Komposisi uap (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	1	1864,676

Komposisi uap yang masuk reflux :

Komposisi uap yang masuk reflux = mol fraksi destilat x Lo

Komposisi	X <sub>D</sub>	Komposisi uap (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	1	624,055

Perhitungan Neraca Panas

1. Panas yang terkandung dalam feed masuk ( $\Delta H_F$ ) pada T = 157 °C

Komponen	Mol (kgmol/jam)	C <sub>p</sub> (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	47,369	30,917	132	165923,005
H <sub>2</sub> O	22,423	8,125	132	24048,667
Jumlah				189971,672

2. Panas yang terkandung dalam produk bottom ( $\Delta H_B$ ) pada T = 172 °C

Komponen	Mol (kgmol/jam)	C <sub>p</sub> (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHO	40,657	30,917	147	184777,892
H <sub>2</sub> O	4,998	8,125	147	5969,486
Jumlah				190747,378

3. Panas yang terkandung dalam destilat ( $\Delta H_D$ ) pada T = 100 °C

Komponen	Mol (kgmol/jam)	C <sub>p</sub> (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	17,424	8,125	75	10617,75
Jumlah				10617,75

4. Panas yang bahan keluar sebagai kondensor ( $\Delta H_v$ ) pada  $T = 172^\circ\text{C}$

Aliran uap masuk kondesor :

$$\text{H}_2\text{O} = 1 \times 1864,676 \text{ kg/jam} = 1864,676 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	103,593	8,125	147	123728,889
Jumlah				123728,889

5. Panas yang dibawa uap refluks ( $\Delta H_L$ ) pada  $T = 172^\circ\text{C}$

$$\text{H}_2\text{O} = 1 \times 624,055 \text{ kg/jam} = 624,055 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Mol (kgmol/jam)	Cp (kkal/kgmol.K)	$\Delta T$ (K)	$\Delta H$ (kkal/jam)
H <sub>2</sub> O	34,669	8,125	147	41407,786
Jumlah				41407,786

Neraca panas disekitar kondensor :

$$\Delta H_v = \Delta H_D + \Delta H_L + Q_C$$

$$Q_C = 123728,889 - (10617,75 + 41407,786)$$

$$= 71703,353 \text{ kkal/jam}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan :

Asumsi

- Suhu air pendingin masuk =  $30^\circ\text{C}$

- Suhu air pendingin keluar =  $60^\circ\text{C}$

$$Q_C = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{80003,994 \text{ kkal/jam}}{8,484 \text{ kkal/kgmol.K}(413 - 303)\text{K}} = 85,727 \text{ kgmol}$$

$$= 1543,088 \text{ kg}$$

## BAB V

### SPESIFIKASI PERALATAN

#### 1. STORAGE LARUTAN TOLUENE (F – 111)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan dan penyediaan larutan  $C_6H_5CH_3$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Dimensi :  $d_i = 155,625$  in ;  $d_o = 156$  ;  $t_s = 3/16$  in ;  $t_{ha} = 1/4$  in ;  $h_a = 26,301$  in  
tinggi shell = 223,884 in dan tinggi storage = 250,185 in

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

#### 2. STORAGE KLORINE (F – 112)

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan dan penyediaan larutan  $Cl_2$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished

Dimensi :  $d_i = 179,625$  in ;  $d_o = 180$  ;  $t_s = 3/16$  in ;  $t_{ha} = 5/16$  in ;  $h_a = 30,357$  in  
tinggi shell = 251,124 in dan tinggi storage = 281,481 in

Bahan : Stainless steel SA 240 Grade M Type 316

Jumlah : 1 buah

#### 3. POMPA (L-113)

Fungsi : Untuk mempompa toluene menuju reaktor I (R-110)

Type : Centrifugal pump

Dimensi pompa :  $d_o = 2,875$  in ;  $d_i = 2,469$  in ;  $A = 0,03322$  ft<sup>2</sup>

Daya pompa : 2,5 Hp

Kapasitas : 36,252 gpm

Bahan : Carbon steel

Jumlah : 1 buah

#### 4. POMPA (L-114)

Fungsi : Untuk mempompa klorine menuju reaktor I (R-110)

Type : Centrifugal pump

Dimensi pompa :  $d_o = 2,875$  in ;  $d_i = 2,469$  in ;  $A = 0,03322$  ft<sup>2</sup>

Daya pompa : 7 Hp

Kapasitas : 54,938 gpm

Bahan : Carbon steel





Jumlah : 1 buah

## 5. REAKTOR I (R – 110)

Lihat spesifikasi alat utama BAB VII

## 6. POMPA (L – 121)

Fungsi : Untuk mempompa bahan menuju reaktor hidrolisa

Type : Centrifugal pump

Dimensi pompa :  $d_o = 3,500$  in ;  $d_i = 3,068$  in ;  $A = 0,0513$  ft<sup>2</sup>

Daya pompa : 4 Hp

Kapasitas : 68,766 gpm

Bahan : Carbon steel

Jumlah : 1 buah

## 9. REAKTOR HIDROLISA (R – 117)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $C_6H_5CHCl_2$  dan  $H_2O$  membentuk  $C_6H_5CHO$

Type : Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk conis dengan sudut 60° dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at 45°.

Bahan : Stainless Steel SA 240 Grade M type 316.

Dimensi rektor :

- $d_o = 108$  in
- $d_i = 107,625$  in
- $L_s = 134,429$  in
- $t_s = 3/16$  in
- $t_{ha} = 3/16$  in
- $h_a = 17,851$  in
- $t_{hb} = 3/16$  in
- $h_b = 17,851$  in

Dimensi pengaduk :

Type : axial turbin 6 blades sudut 45° agle

Di : diameter impeller = 35,875 in = 2,990 ft

Zi : tinggi impeller dari dasar bejana = 32,288in

W : lebar impeller = 6,099 in

L : panjang impeller = 8,969 in

J : tebal blades = 8,969 in

n : jumlah pengaduk = 1 buah

Daya : 8 Hp

Diameter poros : 2,379 in

Panjang poros : 128,961 in

## 10. POMPA (L-131)

Fungsi : Untuk memompa bahan menuju heater  
Type : centrifugal pump  
Dimensi pompa :  $d_o = 2,875$  in;  $d_i = 2,469$  in;  $A = 0,03322$  ft<sup>2</sup>  
Daya pompa : 4,5 Hp  
Kapasitas : 38,494 gpm  
Bahan : Carbon steel  
Jumlah : 1 buah

## 12. KOMPRESOR (L-117)

Fungsi : Untuk tekanan aliran HCl dari 1 atm menjadi 5 atm menuju tangki penampung  
Type : Centrifugal compressor  
Jumlah : 2 buah (1 cadangan)  
Tekanan masuk : 1 atm  
Tekanan keluar : 5 atm  
Daya : 416 Hp  
Bahan : Cast iron

## 13. TANGKI PENAMPUNG HCl (F - 118)

Fungsi : Untuk menampung HCl yang terbentuk dari reaksi pada reaktor  
Type : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dish  
Bahan : Stainless Steel SA 240 Grade M type 316  
Dimensi tangki :

- $d_o = 138$  in
- $d_i = 137,625$  in
- $L_s = 178,344$  in
- $t_s = 3/16$  in
- $th_a = 1/4$  in
- $h_a = 22,203$  in
- $th_b = 5/16$  in
- $h_b = 52,495$  in

## 14. TANGKI NaOH (F - 123)

Fungsi : Untuk mencampur penampung larutan NaOH  
Type : Silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk conis dengan sudut 60° dilengkapi pengaduk type turbulen impeller with 6 flat blades at 45°.  
Bahan : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316  
Dimensi tanki :

- $d_o = 26$  in
- $d_i = 25,625$  in
- $L_s = 28,068$  in
- $t_s = 3/16$  in
- $thb = 5/16$  in
- $hb = 52,495$  in

Dimensi pengaduk :

- Type : axial turbin 6 blades sudut  $45^\circ$  angle
- Di : diameter impeller =  $8,542$  in =  $0,712$  ft
- Zi : tinggi impeller dari dasar bejana =  $7,688$  in =  $0,641$  ft
- W : lebar impeller =  $1,542$  in
- L : panjang impeller =  $2,847$  in
- n : jumlah pengaduk = 1 buah
- Daya : 1 Hp

#### 15. POMPA (L-131)

- Fungsi : Untuk memompa bahan menuju heater (E-125)
- Type : centrifugal pump
- Dimensi pompa :  $d_o = 2,875$  in;  $d_i = 2,469$  in;  $A = 0,03322$  ft<sup>2</sup>
- Daya pompa : 3,5 Hp
- Kapasitas : 30,072 gpm
- Bahan : Carbon steel
- Jumlah : 1 buah

#### 16. HEATER (E -125)

- Fungsi : Untuk memanaskan bahan sampai dengan suhu  $146^\circ\text{C}$
- Type : Shell and Tube

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi :

- Type HE : 1 - 2
- Bagian shell : IDS = 10 in  $n' = 1$   
 $B = 5$   $d_e = 0,99$
- Bagian tube : OD = 1 in BWG 8  $n = 2$   
 $ID = 0,670$  in  $l = 16$  ft  
 $a' = 0,355$  in  $pitch = 1 \frac{1}{4}$  (square)  
 $a'' = 0,2618$  ft<sup>2</sup>/ft
- Jumlah : 1 buah



### 13. TANGKI PENAMPUNG C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHCl<sub>2</sub> (F - 127)

Fungsi : Untuk menampung larutan C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHCl<sub>2</sub> yang berasal dari destilasi

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dish

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316.

Dimensi tangki :

- $d_o = 96$  in                      -  $t_{ha} = 3/16$  in
- $d_i = 95,625$  in                  -  $h_a = 15,591$  in
- $L_s = 138,405$  in                -  $t_{hb} = 1/4$  in
- $t_s = 3/16$  in                      -  $h_b = 15,591$  in

### 20. DESTILASI (D-130)

Lihat spesifikasi alat utama BAB VI

### 21. KONDENSOR (E-129)

Fungsi : Untuk mendinginkan dan mengembunkan hasil atas dari destilasi

Jenis : Shell and tube

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi :

- Type HE : 3 – 6
- Bagian shell :    IDS = 35 in                       $n' = 3$   
                          B = 7                                      de = 0,99
- Bagian tube :    OD = 1 in BWG 8                      n = 6  
                          ID = 0,670 in                              l = 16 ft  
                          a' = 0,355 in                              pitch = 1 ¼ (square)  
                          a'' = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft
- Jumlah : 1 buah

### 22. REBOILER (E-131)

Fungsi : Untuk menguapkan dan memanaskan hasil bawah dari destilasi

Jenis : Shell and tube

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Dimensi :

- Type HE : 3 – 4
- Bagian shell :    IDS = 21 ¼ in                       $n' = 3$   
                          B = 7                                      de = 0,99

- Bagian tube : OD = 1 in BWG 8      n = 4  
    ID = 0,670 in      l = 16 ft  
    a' = 0,355 in      pitch = 1 ¼ (square)  
    a'' = 0,2618 ft<sup>2</sup>/ft
- Jumlah : 1 buah

**24. TANGKI PENAMPUNG PRODUK (F - 133)**

Fungsi : Untuk menampung larutan C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHOCl dari kolom destilasi (D-130)

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dish

Bahan : Carbon Steel SA 240 Grade M type 316.

Dimensi tanki :

- d<sub>o</sub> = 114 in      - tha = 3/16 in
- d<sub>i</sub> = 113,625 in      - ha = 20,153 in
- L<sub>s</sub> = 170,747 in      - thb = 4/16 in
- t<sub>s</sub> = 3/16 in      - hb = 35,30 in

**25. MESIN PENGEMAS (P-134)**

Fungsi : Untuk mengemas produk (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHO) dari tangki penampung produk ke dalam drum

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 Grade M Type 316

Kapasitas bahan masuk : 5556,022 kg/jam = 12248,92 lb/jam

Kapasitas mesin : 12248,92 lb/jam x 2 = 24497,84 kg/jam

**26. GUDANG PRODUK (P-135)**

Fungsi : Untuk tempat penyimpanan produk benzaldehyde (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CHO)

Bahan : Beton bertulang

Ukuran : Panjang = 46 m

   Lebar = 23 m

   Tinggi = 4 m

Jumlah : 1 buah

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor  
Kode : R – 110  
Fungsi : Untuk mereaksikan antara toluena ( $C_6H_5CH_3$ ) dan khlorin ( $Cl_2$ ) sehingga terbentuk ( $C_6H_5CHCl_2$ ) dan ( $HCl$ )  
Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

#### Dasar perencanaan :

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu  $100^\circ C$ , maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin. Karena reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, yaitu reaksi yang mengeluarkan panas dan membutuhkan pendingin. Untuk mengontrol kondisi operasi, maka perlu dipasang instrumentasi yang meliputi pressure control dan temperatur control.

Perlengkapan : Pengaduk, jaket pendingin, dan sparger

Kondisi operasi : Temperatur =  $100^\circ C = 212^\circ F$

Tekanan = 1 atm

Waktu operasi = 1 jam

Fase = gas - liquid

Densitas campuran =  $35,771 \text{ lb/ft}^3$

#### Direncanakan :

- Bahan konstruksi: Stainless Steel SA 240 Grade M type 316.  
 $f = 18750$  (Brownell & Young, App. D-4 hal. 342)
- Jenis pengelasan : Double welded butt joint.  
 $E = 0,8$  (Brownell & Young, tabel 13.2 hal. 254)
- Faktor korosi (C) :  $1/16$
- Bahan masuk :  $10631,371 \text{ kg/jam} = 23438,135 \text{ lb/jam}$

#### 6.1 Rancangan dimensi reaktor

##### A. Menentukan volume reaktor

Bahan masuk =  $10631,371 \text{ kg/jam} = 23438,135 \text{ lb/jam}$

$\rho$  campuran =  $35,771 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{23438,135 \text{ lb/jam}}{35,771 \text{ lb/ft}^3} = 655,227 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid} = 655,227 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 655,227 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 20 % volume liquid serta volume coil dan pengaduk = 10 % volume liquid.

$$\begin{aligned}\text{Volume ruang kosong} &= 20\% \times 655,227 \text{ ft}^3 \\ &= 131,045 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume coil dan pengaduk} &= 10\% \times 655,227 \text{ ft}^3 \\ &= 65,523 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi volume total} &= V_{\text{liquid}} + V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{(coil dan pengaduk)}} \\ &= 655,227 \text{ ft}^3 + 131,045 \text{ ft}^3 + 65,523 \text{ ft}^3 \\ &= 851,795 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

## A. Menentukan dimensi vessel

### 1. Menghitung diameter vessel

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

$$\text{Volume total} = V_{\text{tutup bawah}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}}$$

$$\text{Volume total} = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$851,795 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$851,795 \text{ ft}^3 = 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi \cdot \text{di}^2}{4} \cdot (1,5\text{di}) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1,348 \text{ di}^3 = 851,795 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = 8,581 \text{ ft} = 102,975 \text{ in}$$

### 2. Menghitung volume liquid dalam shell

$$\begin{aligned}V_{\text{liquid dalam shell}} &= V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}} \\ &= 655,522 \text{ ft}^3 - 0,0847 \text{ di}^3 \\ &= 655,522 \text{ ft}^3 - 0,0847 (8,581^3) \\ &= 601,705 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

### 3. Menghitung tinggi liquid dalam shell

$$\begin{aligned} \text{Tinggi liquid dalam shell} &= \frac{\text{volume liquid dalam shell}}{\pi/4 \times d_i^2} \\ &= \frac{601,705 \text{ ft}^3}{\pi/4 \times (9,198 \text{ ft})^2} \\ &= 9,052 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 4. Menentukan P design (Pi)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho \times (H-1)}{144} \\ &= \frac{(35,771) \times (9,052 - 1)}{144} = 2 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 14,7 + 2 \text{ psia} = 16,7 \text{ Psia}$$

### 5. Menentukan tebal silinder (t<sub>s</sub>)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_i \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 P_i)} + C \\ t_s &= \frac{(16,7) \cdot (102,975)}{2[(18750) \cdot (0,8) - (0,6)(16,7)]} + \frac{1}{16} \\ t_s &= 0,057 \times \frac{16}{16} = \frac{0,917}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

### Standarisasi d<sub>o</sub>

$$d_o = d_i + 2 t_s$$

$$d_o = 102,975 \text{ in} + 2(3/16) \text{ in} = 103,350 \text{ in}$$

Standarisasi d<sub>o</sub> = 108 in (Brownell & Young, tabel 5-7, hal. 91)

$$d_i = d_o - 2 t_s$$

$$d_i = 108 \text{ in} - 2(3/16) \text{ in} = 107,625 \text{ in} = 8,969 \text{ ft}$$

### Cek hubungan antara L<sub>s</sub> dengan d<sub>i</sub> :

$$\text{Volume total} = 0,0847 d_i^3 + \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 d_i^3$$

$$851,795 \text{ ft}^3 = 0,0847 (8,969)^3 + \frac{\pi \cdot (8,969)^2}{4} \cdot L_s + 0,0847 (8,969)^3$$

$$851,795 \text{ ft}^3 = 61,105 \text{ ft}^3 + 63,144 L_s + 61,105 \text{ ft}^3$$

$$L_s = 11,554 \text{ ft} = 138,651 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{11,554}{8,969} = 1,288 \quad (\text{memenuhi})$$

## B. Menentukan dimensi tutup

### 1. Menentukan tebal tutup atas dan bawah berbentuk standart dished

- $r = 102$  in (Brownell & Young tabel 5.7 hal. 90)
- $icr = 9/16$  in (Brownell & Young tabel 5.6 hal. 88)
- $sf = 2,0$  (Brownell & Young tabel 5.6 hal. 88)

Dari Brownell & Young, persamaan 13.12 hal. 258 :

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

$$tha = \frac{0,885 \times (16,7) \cdot (107,625)}{(18750) \cdot (0,8) - 0,1 \cdot (16,7)} + \frac{1}{16}$$

$$tha = 0,106 \times \frac{16}{16} = \frac{1,697}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tinggi tutup atas ( $ha$ ) :

$$a = d_i/2 = (107,625/2) \text{ in} = 53,813 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = (59,938 - (9/16)) \text{ in} = 53,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (102 - (6,5)) \text{ in} = 101,438 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(101,438)^2 - (53,25)^2} = 86,337 \text{ in}$$

$$b = r - AC = (102 - 86,337) \text{ in} = 15,663 \text{ in}$$

$$ha = tha + b + sf = (3/16) \text{ in} + 15,663 \text{ in} + 2,0 \text{ in}$$

$$ha = 17,851 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut :

- $d_o = 108$  in
- $d_i = 107,625$  in
- $L_s = 138,651$  in
- $t_s = 3/16$  in
- $tha = 3/16$  in
- $ha = 17,851$  in
- $thb = 3/16$  in
- $hb = 17,851$  in
- Tinggi reaktor = Tinggi (tutup bawah + silinder + tutup atas)  
 =  $hb + L_s + ha$   
 =  $(17,851 + 138,651 + 17,851)$  in  
 =  $174,353$  in

## 6.2. Perhitungan pengaduk

Perencanaan pengaduk :

- Jenis pengaduk : axial turbin 6 blades sudut  $45^\circ$  ( G.G. Brown hal. 507).
- Bahan impeller : Stainless steel SA 240 Grade M type 316.
- Bahan poros pengaduk : Hot Roller SAE 1020
- Dari G.G. Brown hal. 507, diperoleh data-data sebagai berikut :

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

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

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

$$W/Di = 0,17$$

Dimana :

$Dt$  = Diameter dalam dari silinder

$Di$  = Diameter impeller

$Zi$  = Tinggi impeller dari dasar tangki

$Zl$  = Tinggi liquid dalam silinder

$W$  = Lebar baffle (daun) impeller

a. Menentukan diameter impeller

$$Dt/Di = 3,0$$

$$Di = Dt/3,0$$

$$Di = (107,625 \text{ in})/3,0 = 35,875 \text{ in} = 2,989 \text{ ft}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$Zi/Di = 0,9$$

$$Zi = 0,9 Di$$

$$Zi = 0,9 \times (35,875 \text{ in}) = 32,288 \text{ in}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$L/Di = 1/4 \quad (\text{Geankoplis, tabel 3.4-1 hal. 144})$$

$$L = 1/4 \cdot Di$$

$$L = (0,25) \times (35,875 \text{ in}) = 8,969 \text{ in}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$W/Di = 0,17$$

$$W = 0,17 \cdot Di$$

$$W = (0,17) \times (35,875 \text{ in}) = 6,099 \text{ in}$$

e. Menentukan tebal blades

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

$$J = Dt/12$$

$$J = (35,875 \text{ in})/12 = 2,989 \text{ in}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H \text{ liquida}}{2 \times Di^2}$$

$$n = \frac{(11,413 \text{ ft})}{2 \times (2,989 \text{ ft})^2}$$

$$n = 0,638 \approx 1 \text{ buah}$$

g. Perhitungan daya pengaduk

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

Dimana :

P = daya pengaduk

$\Phi$  = power number

$\rho$  = densitas bahan = 35,771 lb/ft<sup>3</sup>

Di = diameter impeller = 35,875 in = 2,989 ft

gc = 32,2 lb.ft/dt<sup>2</sup>.lbf

n = putaran pengaduk, ditetapkan n = 150 rpm = 2,5 rps

(Perry, edisi 6 hal. 19-6)

Menghitung bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

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

dengan  $\mu$  bahan = 0,007122 lb/ft.menit

$$N_{Re} = \frac{(2,989 \text{ ft})^2 \times (150) \times (35,771 \text{ lb/ft}^3)}{0,0596 \text{ lb/ft.menit}} = 804632,199$$

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

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

$$P = \frac{(0,7) \times (35,771 \text{ lb/ft}^3) \times (2,5)^3 \times (2,989 \text{ ft})^5}{32,2 \text{ lb.ft/dt}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$P = 2901,660 \text{ lb.ft/dt}$$



$$= (2901,660 / 550)$$

$$= 5,275 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

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

Sehingga daya yang dibutuhkan :

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

$$= (0,25) (6 \text{ Hp}) + 6 \text{ Hp} = 7,5 \text{ Hp} \approx 8 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya = 8 Hp.

h. Perhitungan poros pengaduk

1. Diameter poros

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

Dimana :

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

$$H = \text{daya motor pada poros} = 6 \text{ Hp}$$

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

Sehingga :

$$T = \frac{(63025) \cdot (6)}{150} = 2521 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal. 457, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20%, dengan batas = 36000 lb/in<sup>2</sup>.

S = maksimum design shearing stress yang diijinkan

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

$$= 7200 \text{ lb/in}^2$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D) :

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

$$D = \left( \frac{16 \times 2521 \text{ lb.in}}{\pi \times 7200 \text{ lb/in}^2} \right)^{1/3} = 1,212 \text{ in}$$

## 2. Panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

Z<sub>i</sub> = jarak impeller dari dasar tangki = 32,288 in = 2,691 ft

l = panjang poros diatas bejana tangki = 8,989 in = 0,747 ft

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas

$$= (105,923 + 17,851) \text{ in} = 123,774 \text{ in} = 10,315 \text{ ft}$$

Jadi panjang poros pengaduk :

$$L = (123,774 \text{ in} + 8,989 \text{ in}) - 32,288 \text{ in} = 100,455 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk :

Type : axial turbin 4 blades sudut 45° agle

Di : diameter impeller = 35,875 in

Z<sub>i</sub> : tinggi impeller dari dasar bejana = 32,288 in

W : lebar impeller = 6,099 in

L : panjang impeller = 8,989 in

J : tebal blades = 2,989 in

n : jumlah pengaduk = 1 buah

Daya : 8 Hp

Diameter poros : 1,212 in

Panjang poros : 100,455 in

### 6.3. Perhitungan Nozzle

**Perencanaan :**

- Nozzle pada tutup atas standard dishead
  - Nozzle untuk pemasukan larutan toluene (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>CH<sub>3</sub>)
  - Nozzle untuk pengeluaran gas asam klorida (HCl)
- Nozzle untuk silinder reaktor
  - Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
  - Nozzle untuk sparger pengeluaran gas klorin (Cl<sub>2</sub>)
  - Nozzle untuk manhole

- Nozzle pada tutup bawah standard dishead
  - Nozzle untuk pengeluaran produk
- Digunakan flange standard type Welding neck pada :
  - Nozzle untuk pemasukan larutan toluene ( $C_6H_5CH_3$ )
  - Nozzle untuk pemasukan larutan klorin ( $Cl_2$ )
  - Nozzle untuk pengeluaran gas asam klorida ( $HCl$ )
  - Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
  - Nozzle untuk sparger
  - Nozzle untuk pengeluaran produk

### Dasar Perhitungan

#### a. Nozzle pemasukan bahan baku toluen

- Bahan masuk : 4200 kg/jam = 9259,405 lb/jam
- $\rho$  campuran : 0,5714 g/cm<sup>3</sup> = 35,671 lb/ft<sup>3</sup> (Perry, s edisi 7, hal 2-95)

Perhitungan :

$$Q = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{9259,405 \text{ lb/jam}}{35,671 \text{ lb/ft}^3} = 259,971 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,072 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

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

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,072)^{0,45} \times (35,671)^{0,13} = 1,902 \text{ in} = 0,158 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 2 in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- OD = 2,375 in = 0,198 ft
- ID = 2,067 in = 0,172 ft
- A = 0,02330 ft<sup>2</sup>

#### b. Nozzle untuk sparger gas klorin ( $Cl_2$ )

- Rate liquid = 6399,214 kg/jam = 14107,836 lb/jam
- $\rho$  liquid = 0,573 g/cm<sup>3</sup> = 35,771 lb/ft<sup>3</sup> (Perry, s edisi 7, hal 2-95)

Perhitungan :

$$Q = \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{14107,836 \text{ lb/jam}}{35,771 \text{ lb/ft}^3} = 394,393 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,109 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

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

$$Di_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,109)^{0,45} \times (35,771)^{0,13} = 2,295 \text{ in} = 0,191 \text{ ft}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 2,5 in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- OD = 2,875 in = 0,239 ft
- ID = 2,469 in = 0,205 ft
- A = 0,03322 ft<sup>2</sup>

c. Nozzle untuk pengeluaran gas asam klorida (HCl)

- Rate HCl keluar = 3126,044kg/jam = 6891,739 lb/jam
- $\rho$  HCl = 1,165 g/cm<sup>3</sup> = 72,729 lb/ft<sup>3</sup>

(Perry's ed. 7 hal. 2-101)

$$Q = \frac{\text{rate HCl keluar}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{6891,739 \text{ lb/jam}}{72,729 \text{ lb/ft}^3} = 94,759 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,026 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,026)^{0,45} \times (72,729)^{0,13} = 1,405 \text{ in} = 1,338 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 1,5 in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- ID = 1,610 in
- OD = 1,900 in
- A = 0,001414 ft<sup>2</sup>

d. Nozzle pemasukan dan pengeluaran jaket pendingin

- Rate cooling water masuk = 7134,790 kg/jam = 15729,502 lb/jam
- Densitas cooling water = 0,996 g/cm<sup>3</sup> = 62,167 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{rate cooling water masuk}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{15729,502 \text{ lb/jam}}{62,167 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 253,022 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,070 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \cdot (0,070)^{0,45} \cdot (62,167)^{0,13} = 2,019 \text{ in} = 0,168 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis, App. A.5 hal. 892, maka dipilih pipa 2,5 in IPS Sch. 40 dengan ukuran :

- OD = 2,875 in = 0,239 ft

$$-ID = 2,469 \text{ in} = 0,205 \text{ ft}$$

$$-A = 0,03322 \text{ ft}^2$$

e. Nozzle pengeluaran produk

$$- \text{Rate produk} = 10631,371 \text{ kg/jam} = 23438,135 \text{ lb/jam}$$

$$- \rho \text{ campuran} = 0,572 \text{ g/cm}^3 = 35,771 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Perry, s edisi 7, hal 2-95})$$

Perhitungan :

$$Q = \frac{\text{rate produk}}{\rho \text{ liquid}} = \frac{23438,135 \text{ lb/jam}}{35,771 \text{ lb/ft}^3} = 655,227 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,182 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

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

$$Di \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,182)^{0,45} \times (35,771)^{0,13} = 2,884 \text{ in.} = 0,240 \text{ ft}$$

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

$$- OD = 3,500 \text{ in} = 0,292 \text{ ft}$$

$$- ID = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$- A = 0,0513 \text{ ft}^2$$

f. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu : 20 in (*Brownell & Young fig.3.15 hal 51 dengan data item 3,4,5 hal 351*)

Berdasarkan fig. 12.2 brownell & Young hal 221, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS)	: 20 in
Diameter luar pipa	: 27 ½ in
Ketebalan flange minimum (T)	: 1 ¼ in
Diameter bagian lubang menonjol (R)	: 23 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 20 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 22 in
Panjang julukan (L)	: 5 ¼ in
Diameter dalam flange (B)	: 19,25 in
Jumlah lubang baut	: 20 buah
Diameter baut	: 1 1/8 in

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

:

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan larutan toluene
- Nozzle B = Nozzle untuk sparger gas klorine
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran gas HCl
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle E = Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle F = Nozzle untuk Manhole
- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan flange minimum, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungan atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	3 1/2	2,07
B	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
C	1,5	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1,90	2 7/16	1,61
D	2,5	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47
E	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3,50	2 3/4	3,07
F	20	27 1/2	1 1/16	23	22	20	5 1/6	19,25

#### 6.4. Perhitungan sparger

##### Dasar Perhitungan :

Diameter pengaduk	=	35,875 In	2,98958 ft
Luas sparger	=	606,736 in <sup>2</sup>	
Superficial velocity gas	=	0,03665 ft/s	
Rate volumerik gas	=	394,393 ft <sup>3</sup> /jam	

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak antar lubang pt} &= 1 \\
 \text{Luas satu segitiga} &= 0,5 \times (\text{pt} \times \sin 60) \times \text{pt} = 0,433 \\
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{\text{Luas sparger}}{\text{Luas satu segitiga}} = 1401,24 \\
 &= 1402 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### 6.5. Perhitungan jaket Pendingin

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 100°C, maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin dengan cooling water sebagai media pendingin

#### Dasar Perhitungan :

$$\text{Rate massa air pendingin} = 1127,081 \text{ kg/jam} = 2484,763 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air pendingin} = 995,7 \text{ kg/jam} = 62,111 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir (Q)} = \frac{2484,763 \text{ lb/jam}}{62,111 \text{ lb/ft}^3} = 40,005 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air pendingin yang dibutuhkan} = 40,005 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 40,005 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tekanan jaket} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Diameter dalam silinder (di)} = 8,969 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar silinder (do)} = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Volume liquid di dalam tangki} = 655,227 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tutup bawah silinder} = 0,0847 \text{ di}^3 = (0,0847 \times 8,969^3) \text{ ft} = 61,110 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume liquid di dalam silinder} &= \text{Volume di dalam tangki} - \text{Volume tutup bawah} \\ &= 655,227 \text{ ft}^3 + 61,110 \text{ ft}^3 = 549,117 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas alas silinder tangki} = 0,0847 \text{ di}^3 = (0,0847 \times 8,969^3) \text{ ft} = 61,110 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi liquid di dalam silinder (Lls)} = \frac{549,117 \text{ ft}^3}{61,110 \text{ ft}^3} = 9,722 \text{ ft}^3$$

Menentukan volume silinder bagian luar

$$\text{Volume tutup bawah tangki} = 0,0847 \text{ di}^3 = (0,0847 \times 8,969^3) \text{ ft} = 61,110 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume liquida di dalam silinder} = \frac{\pi}{4} \text{do}^2 \text{Lls} = \frac{3,14}{4} \times (9^2 \times 9,722 \text{ft}^3) = 618,174 \text{ft}^3$$

$$\text{Volume liquid} = (618,174 + 61,110) \text{ ft}^3 = 679,285 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume jaket} = \text{volume total} + \text{volume liquid} + 10\% \text{ volume liquid}$$

$$= 40,005 + 679,285 + (0,1 \times 679,285) = 791,219 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi } L_{sj} = 1,5 \text{ dij}$$

$$\text{Volume jaket} = \frac{\pi \text{dij}^2 L_{sj}}{4} + 0,0847 \text{dij}^3$$

$$791,219 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 \times \text{dij}^2 \times 1,5 \text{dij}}{4} + 0,0847 \text{dij}^3$$

$$791,219 \text{ ft}^3 = 1,178 \text{ dij}^3$$

$$\text{Dij}^3 = \frac{791,219 \text{ ft}^3}{1,178} = 626,857 \text{ft}^3$$

$$\text{Dij} = \sqrt[3]{626,857 \text{ft}^3} = 8,558 \text{ ft} = 102,7 \text{ in}$$

$$\text{Volume tutup jaket bawah} = 0,0847 \text{ di}^3 = (0,0847 \times 8,558^3) \text{ ft} = 53,095 \text{ ft}^3$$

$$\text{H}_{bj} = \frac{0,5 \text{dij}}{\text{tg } \alpha} = \frac{0,5 \times 8,558}{\text{tg } 60} = 2,471 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi silinder jaket } (L_{sj}) = 1,5 \text{dij} = 1,5 \times 8,558 \text{ ft} = 12,838 \text{ ft}$$

$$\text{H}_j = L_{sj} + h_{bj} = 12,838 \text{ ft} + 2,471 \text{ ft} = 15,308 \text{ ft}$$

Menentukan P desain

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \frac{\rho(H-1)}{144} = \frac{62,110 \times (15,308 - 1)}{144} = 6,171 \text{ psia}$$

$$\text{P operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$\text{P desain} = 14,7 + 6,171 = 20,871 \text{ psia} = 6,171 \text{ psig}$$

Menentukan tebal silinder jaket

$$\text{T}_{sj} = \frac{P_i \text{ dij}}{2(F E - 0,6 P_i)} + C$$

$$\text{T}_{sj} = \frac{6,171 \times 8,558}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 6,171)} + \frac{1}{16} = \frac{0,0282}{16} = \frac{3}{16}$$

$$\text{Do}_j = \text{dij} + 2\text{t}_{sj} = 102,7 + 2 \times 3/16 = 103,075 \text{ in}$$

Distandarisasi melalui tabel 5.7 Brownell and Young hlm 91 diperoleh

$$\text{Do}_j = 114 \text{ in}$$

$$\text{Dij} = \text{do}_j - 2\text{t}_{sj} = 114 - 2 \times 3/16 = 113,625 \text{ in}$$

Cek hubungan  $L_{sj}$  dengan  $\text{dij}$

Volume jaket = volume silinder jaket + volume tutup bawah jaket

$$\text{Volume jaket} = \frac{\pi \text{dij}^2 L_{sj}}{4} + 0,0847 \text{dij}^3$$



$$791,219 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 \times 113,625^2 \times L_{sj}}{4} + 0,0847 \times 113,625^3$$

$$791,219 \text{ ft}^3 = 70,444L_{sj} + 71,905$$

$$L_{sj} = \frac{791,219 - 71,905}{70,444} = 10,211 \text{ ft}$$

$$\frac{L_{sj}}{d_{ij}} = \frac{10,211}{9,469} = 1,078 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

Menentukan tebal tutup bawah berbentuk standard disk

$$Th_{bj} = \frac{0,885 \times \text{Pi} \times d_{ij}}{F \times E - 0,6 \times \text{Pi}} + C = \frac{0,885 \times 6,171 \times 9,469}{(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 6,171)} + \frac{1}{16} = 0,0035 = \frac{3}{16}$$

$$r = 102 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 9/16 \text{ in}$$

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

Tinggi tutup bawah ( $h_{bj}$ )

$$a = \frac{d_{ij}}{2} = \frac{113,625}{2} = 56,813 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{cr} = 56,813 - 9/16 = 56,25 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 102 - 9/16 = 101,438 \text{ in}$$

$$AC = BC^2 - AB^2 = 84,413 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 102 - 84,413 = 17,587 \text{ in}$$

$$H_{bj} = th_{bj} + sf + b = 19,775 \text{ in}$$

## 6.6. Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

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

### 1. Flange

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

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

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress ( $f$ ) : 18750

Type flange : Ring flange loose type

### 2. Bolting

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

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

Tensile strength minimum: 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

### 3. Gasket

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

Bahan konstruksi : Flange metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel

Gasket factor (m) : 3,75

Min design seating stress (y) : 9000 psia

#### 6.5.1. Perhitungan Tebal Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal. 226 :

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

Dimana :

- $d_o$  = diameter luar gasket
- $d_i$  = diameter dalam gasket
- $y$  = yield stress (9000 psia)
- $p$  = internal pressure (36,4205 psia)
- $m$  = gasket factor (3,75)

Diketahui  $d_i$  gasket = do shell = 156 in = 13 ft

Maka didapatkan :

$$\frac{d_o}{13} = \sqrt{\frac{9000 - (36,4205 \times 3,75)}{9000 - 36,4205(3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{13} = 1,00206$$

$$d_o = 13,0267 \text{ ft} = 156,3204 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{(156,3204 - 156) \text{ in}}{2}$$

$$= 0,1602 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Diameter rata-rata gasket (G)} = d_i + n$$

$$= 120 \text{ in} + 0,1875 \text{ in}$$

$$= 120,1875 \text{ in} = 10,015 \text{ ft}$$

### 6.5.2. Perhitungan Tebal Flange

Dari Brownell & Young, persamaan 12.85 hal. 239 :

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

Sehingga didapatkan rumus :

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

$$k = A/B$$

Dimana :

- A = diameter luar flange (120,1875 in = 10,015 ft)
- B = diameter dalam flange (120 in = 10 ft)
- f = stress yang diijinkan untuk bahan flange (18750 psia)

Maka :

$$k = A/B = (10,015 \text{ ft}) / (10 \text{ ft}) = 1,0015$$

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

- Y = 100
- M = 3179225,913 lb.in

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{(100) \times (3179225,913 \text{ lb.in})}{(18750 \text{ psia}) \times (120 \text{ in})}} = 11,887 \text{ in} = 0,991 \text{ ft}$$

### 6.5.3. Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut (Bolting)

#### Perhitungan beban baut

Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :

Beban gasket supaya tidak bocor ( $H_y$ )

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

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

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

Sehingga didapatkan  $H_y$  :

$$H_y = W_{m2} = (\pi) \times (0,1875) \times (120,1875) \times (9000)$$

$$H_y = 636843,516 \text{ lb}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor ( $H_p$ )

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

$$H_p = 2 \times (\pi) \times (0,1875) \times (120,1875) \times (3,75) \times (36,4205)$$

$$H_p = 19328,446 \text{ lb}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

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

$$H = (\pi/4) \times (120,1875)^2 \times (36,4205)$$

$$H = 412984,891 \text{ lb}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

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

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

$$= 412984,891 \text{ lb} + 19328,446 \text{ lb} = 432313,337 \text{ lb}$$

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

### Perhitungan luas minimum bolting area

Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal.240

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_b}$$

$$A_{m1} = \frac{432313,337 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 28,820 \text{ in}^2 = 0,2001 \text{ ft}^2$$

### Perhitungan Bolting Optimum

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 2 in
- Root area = 2,3 in<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m1}}{\text{root area}} = \frac{28,820 \text{ in}^2}{2,3 \text{ in}^2} \\ &= 12,530 \approx 14 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

$$\text{Bolt spacing distance preference (B}_s) = 3 \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} :$$

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

Dimana :

$$d_i \text{ shell} = 107,625 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shell } (t_s) = 3/16 \text{ in}$$

Maka bolting circle diameter (C) :

$$\begin{aligned} C &= (107,625 \text{ in}) + 2 [(14,5) \cdot (3/16 \text{ in}) + (2 \frac{1}{2} \text{ in})] \\ &= 114,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter luar flange :

$$\begin{aligned} OD &= C + 2 E \\ &= (114,0625 \text{ in}) + (2 \times 2 \text{ in}) = 118,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

Check lebar gasket :

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

$$A_b \text{ actual} = 13 \times 2,3 \text{ in}$$

$$A_b \text{ actual} = 29,90 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 29,90 \times \frac{15000}{2 \times \pi \times 9000 \times 120,1875} = 0,066 \text{ in} \end{aligned}$$

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

### Perhitungan Moment

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

$$W = \left( \frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a$$

$$W = \left( \frac{28,820 + 29,90}{2} \right) \times 15000 = 4040400 \text{ lb}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.101 hal. 242 :

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

$$h_G = \frac{130,0625 \text{ in} - 120,1875 \text{ in}}{2} = 4,9375 \text{ in}$$

### Moment flange ( $M_a$ ) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$M_a = W \cdot h_G$$

$$M_a = (4040400 \text{ lb}) \times (4,9375 \text{ in}) = 2174475 \text{ lb.in}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 432313,337 \text{ lb}$$

Hidrastatic and force pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

Dari Brownell & Young, persamaan 12.96 hal. 243 :

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

Dimana :

$$B = d_o \text{ shell reaktor} = 120 \text{ in}$$

$$p = \text{tekanan operasi} = 36,4205 \text{ lb/in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= (0,785) \times (120 \text{ in})^2 \times (36,4205 \text{ lb/in}^2) \\ &= 411697,332 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial bolt circle pada aksi ( $h_D$ )

Dari Brownell & Young, persamaan 12.100 hal. 243 :

$$h_D = \frac{C - B}{2} = \frac{130,0625 - 120}{2} = 5,03125 \text{ in}$$

### Moment $M_D$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.96 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= (411697,332 \text{ lb}) \times (5,03125 \text{ in}) = 2071352,202 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{ml} - H \\ &= (432313,337 \text{ lb}) - (412984,891 \text{ lb}) = 19328,446 \text{ lb} \end{aligned}$$

### Moment $M_G$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= (19328,446 \text{ lb}) \times (4,9375 \text{ in}) = 95434,202 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= (412984,891 \text{ lb}) - (411697,332 \text{ lb}) = 1287,559 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.102 hal. 244 :

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = \frac{1}{2} (5,03125 \text{ in} + 4,9375 \text{ in}) = 4,98437 \text{ in}$$

Moment  $M_T$

Dari Brownell & Young, persamaan 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= (1287,559 \text{ lb}) \times (4,98437 \text{ in}) = 6417,670 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi ( $M_o$ ) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= (2071352,202 + 95434,202 + 6417,670) \text{ lb.in} = 2173204,074 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena  $M_a > M_o$ , maka  $m_{\max} = M_a = 2174475 \text{ lb.in}$

### Kesimpulan Perancangan :

#### 1. Flange

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

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Tebal flange : 11,887 in

Diameter dalam ( $D_i$ ) flange : 120 in

Diameter luar ( $D_o$ ) flange : 120,1875 in

Type flange : Ring flange loose type

#### 2. Bolting

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

Tensile strength minimum: 75000 psia

Ukuran baut : 2 in

Jumlah baut : 14 buah

Allowable stress (f) : 15000

#### 3. Gasket

Bahan konstruksi : asbestos filled

Gasket factor (m) : 3,75

Min design seating stress (y) : 9000 psia

Tebal gasket (n) : 3/16 in

### 6.7. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

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

Beban-beban yang ditahan oleh penyangga reaktor meliputi :

- Berat shell reaktor
- Berat tutup atas standard dishead
- Berat tutup bawah standard dishead
- Berat liquid dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket air pendingin
- Berat attachment

#### Dasar Perhitungan :

##### a. Berat shell reaktor

Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

- $W_s$  = berat shell reaktor, lb
- $d_o$  = diameter luar shell = 108 in = 9 ft
- $d_i$  = diameter dalam shell = 107,625 in = 8,969 ft
- $H$  = tinggi shell reaktor ( $L_s$ ) = 138,651 in = 11,554 ft
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

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

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= (\pi/4) \times [(9 \text{ ft})^2 - (8,969 \text{ ft})^2] \times (11,554 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2470,570 \text{ lb} = 1120,640 \text{ kg} \end{aligned}$$

##### b. Berat tutup atas standard dishead

Rumus :

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

$$A = 6,28 \cdot L \cdot h$$

(Hesse, persamaan 4-16 hal. 92)

Dimana :

- $W_d$  = berat tutup atas reaktor, lb
- $A$  = luas tutup atas standard dishead, ft<sup>2</sup>



- $t$  = tebal tutup atas (tha) = 3/16 in = 0,18750 in
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>  
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- $L$  = crown radius (r) = 144 in = 12 ft
- $h$  = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 19,453 in = 1,621 ft

Luas tutup atas :

$$A = (6,28) \times (144 \text{ in}) \times (19,453 \text{ in}) = 17591,737 \text{ in}^2 = 122,1648 \text{ ft}^2$$

Berat tutup atas :

$$W_d = (122,1648 \text{ ft}^2) \times (0,1875/12)\text{ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$W_d = 933,415 \text{ lb} = 423,390 \text{ kg}$$

**c. Berat tutup bawah standard dishead**

Rumus :

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

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

Dimana :

- $W_d$  = berat tutup bawah reaktor, lb
- $A$  = luas tutup bawah standard dishead, ft<sup>2</sup>
- $t$  = tebal tutup atas (tha) = 3/16 in = 0,18750 in
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>  
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- $L$  = crown radius (r) = 144 in = 12 ft
- $h$  = tinggi tutup bawah reaktor (hb) = 17,851 in = 1,488 ft

Luas tutup bawah :

$$A = (6,28) \times (144 \text{ in}) \times (17,851 \text{ in})$$

$$= 16143 \text{ in}^2 = 1345,251 \text{ ft}^2$$

Berat tutup bawah :

$$W_d = (1345,251 \text{ ft}^2) \times (0,18750/12)\text{ft} \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$W_d = 10278,560 \text{ lb} = 466,233 \text{ kg}$$

**d. Berat liquid dalam reaktor**

Rumus :

$$W_l = m \cdot t$$

Dimana :

- $m$  = berat larutan dalam reaktor = 31418,26 lb/jam
- $t$  = waktu tinggal liquid dalam reaktor = 1 jam

Maka :

$$W_1 = (31418,26 \text{ lb/jam}) \times (1 \text{ jam}) = 31418,26 \text{ lb} = 14251,099 \text{ kg}$$

**e. Berat poros pengaduk dalam reaktor**

Rumus :

$$W_p = V \cdot \rho$$

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

Dimana :

- $W_p$  = berat poros pengaduk dalam reaktor, lb
- $V$  = volume poros pengaduk,  $\text{ft}^3$
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489  $\text{lb}/\text{ft}^3$   
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- $D$  = diameter poros pengaduk = 1,212 in = 0,101 ft
- $L$  = panjang poros pengaduk = 100,455 in = 8,371 ft

Volume poros pengaduk :

$$V = (\pi/4) \times (0,101 \text{ ft})^2 \times (8,371 \text{ ft}) = 0,067 \text{ ft}^3$$

Berat poros pengaduk :

$$W_p = (0,067 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb}/\text{ft}^3) = 32,780 \text{ lb} = 14.869 \text{ kg}$$

**f. Berat impeller dalam reaktor**

Rumus :

$$W_i = V \cdot \rho$$

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

$$p = D_i / 2$$

Dimana :

- $W_i$  = berat impeller dalam reaktor, lb
- $V$  = volume dari total blades,  $\text{ft}^3$
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489  $\text{lb}/\text{ft}^3$   
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- $p$  = panjang 1 kupingan blade, ft
- $l$  = lebar 1 kupingan blade = 6,779 in = 0,565 ft
- $t$  = tebal 1 kupingan blade = 8,969 in = 0,747 ft

$$- D_i = \text{diameter pengaduk} = 39,875 \text{ in} = 3,323 \text{ ft}$$

Volume impeller pengaduk :

$$p = D_i / 2 = (3,323 \text{ ft}) / 2 = 1,661 \text{ ft}$$

$$V = (4) \times (1,661 \text{ ft}) \times (0,565 \text{ ft}) \times (0,747 \text{ ft}) = 2,804 \text{ ft}^3$$

Berat impeller pengaduk :

$$W_i = (2,804 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb/ft}^3) = 1371,220 \text{ lb} = 621,981 \text{ kg}$$

#### g. Berat jaket pendingin dalam reaktor

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

Dimana :

$W_c$  = berat jaket pendingin dalam reaktor, lb

$D_o$  = diameter luar pipa jaket pendingin = 144 in = 9,5 ft

$D_i$  = diameter dalam pipa jaket pendingin = 113,625 in = 9,468 ft

$H$  = panjang coil pendingin = 15,308 ft

$\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

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

Berat coil pendingin:

$$\begin{aligned} W_c &= (\pi/4) \times [(9,5)^2 - (9,468)^2] \text{ft}^2 \times (15,308 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 3566,716 \text{ lb} = 1617,852 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### h. Berat Attachment

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

Dari Brownell & Young, halaman 157) :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

$W_a$  = berat attachment, lb

$W_s$  = berat shell reaktor = 2470,570 lb = 1120,640 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= (0,18) \times (2470,570 \text{ lb}) \\ &= 444,702 \text{ lb} = 201,715 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat total penyangga :

$$W_T = W_s + W_d (\text{tutup atas}) + W_d (\text{tutup bawah}) + W_i + W_p + W_i + W_c + W_a$$



$$\begin{aligned}
 &= (1120,640 + 423,390 + 466,233 + 14251,099 + 32,780 + 621,981 + \\
 &1617,825 + 201,715) \text{ kg} \\
 &= 18735,663 \text{ kg} = 41304,642 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 &= (1,1) \times (41304,642 \text{ lb}) \\
 &= 45435,106 \text{ lb} = 20609,229 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### 6.8. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)

Jenis kolom yang digunakan : I beam

#### Dasar Perhitungan :

##### a. Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal. 197 :

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

Dimana :

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

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

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

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

$$P = \frac{45435,106 \text{ lb}}{4} = 11358,776 \text{ lb}$$

Direncanakan :



- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
- Tinggi silinder (H) = 174,353 in = 14,529 ft
- Panjang penyangga =  $\frac{1}{2} (H + L)$   
=  $\frac{1}{2} (14,529 + 5)$  ft  
= 9,765 ft = 117,177 in

Jadi tinggi penyangga (leg) = 9,765 ft = 117,177 in

### Trial ukuran I beam

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

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

- Nominal size = 5 in
- Berat = 14,75 lb
- Area of section ( $A_y$ ) = 4,29 in<sup>2</sup>
- Depth of beam (h) = 5 in
- Width of flange (b) = 3 in
- Axis (r) = 1,87 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

$$\begin{aligned} L/r &= (213,147 \text{ in}) / (1,87 \text{ in}) \\ &= 113,982 \end{aligned}$$

Karena  $L/r$  antara 60 – 200 , maka :

$$\begin{aligned} f_c \text{ aman} &= \frac{18000}{1 + \left( \frac{(L/r)^2}{18000} \right)} = \frac{18000}{1 + \left( \frac{(113,982)^2}{18000} \right)} \\ &= 10454,345 \text{ psia} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} A &= \frac{P}{f_c} = \frac{11857,123}{10454,345 \text{ lb/in}^2} \\ &= 1,134 \text{ in}^2 < 4,29 \text{ in}^2 \text{ (memadai)} \end{aligned}$$

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

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

Ukuran I beam = 5 x 3 in  
 Berat = 14,75 lb  
 Jumlah penyangga = 4 buah  
 Peletakan beban dengan beban eksentrik.

### 6.9. Base Plate

Perencanaan :

Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20% (Hesse, hal. 163).

Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

**Dasar Perhitungan :**

#### a. Luas base plate

Rumus :

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

Dimana :

- $A_{bp}$  = luas base plate, in<sup>2</sup>
- $P$  = beban dari tiap-tiap base plate = 11358,776 lb
- $f_{bp}$  = stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton = 250 lb/in<sup>2</sup> (Hesse, tabel 7-7 hal. 162)

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{11358,776 \text{ lb}}{250 \text{ lb/in}^2} = 45,435 \text{ in}^2$$

#### b. Panjang dan lebar base plate

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

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate} = 45,435 \text{ in}^2$$

$$p = \text{panjang base plate, in} = 2m + 0,95h$$

$$l = \text{lebar base plate, in} = 2n + 0,8b$$

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

$$b = 3 \text{ in} \quad h = 5 \text{ in}$$

Maka :

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

$$45,435 = [2m + (0,95 \times 5)] \times [2n + (0,8 \times 3)]$$

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

$$47,435 = 4m^2 + 14,3 m + 11,40$$

$$0 = 4m^2 + 14,3 m - 34,035$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-14,3) \pm \sqrt{(14,3)^2 - (4 \times 4) \cdot (-34,035)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 1,633$$

$$m_2 = -5,208$$

Diambil  $m = m_1 = 1,633$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate (p)} &= 2m + 0,95h \\ &= (2 \times 1,633) + (0,95 \times 5) = 8,016 \text{ in} \approx 9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\ &= (2 \times 1,633) + (0,8 \times 3) = 5,666 \text{ in} \approx 6 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 9 in dan lebar base plate 6 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 9 x 6 in dengan luas (A) = 54 in<sup>2</sup>.

### c. Peninjauan terhadap bearing capacity

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

Dengan :

- $f$  = bearing capacity, lb/in<sup>2</sup>
- $P$  = beban tiap kolom = 11358,776 lb
- $A$  = luas base plate = 320 in<sup>2</sup>

Maka :

$$f = \frac{11358,776 \text{ lb}}{320 \text{ in}^2} = 35,496 \text{ lb/in}^2 < 250 \text{ lb/in}^2$$

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

### d. Peninjauan terhadap harga m dan n

Panjang base plate (p)

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

$$9 = 2m + (0,95 \times 5)$$

$$m = 2,125$$

Lebar base plate (l)

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

$$6 = 2n + (0,8 \times 3)$$

$$n = 1,80$$

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

#### e. Tebal base plate

Dari Hesse, persamaan 7-12 hal. 163 :

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

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- p = actual unit pressure yang terjadi pada base late = 805,247 psi
- n = 2,125 in

Tebal base plate :

$$t = \sqrt{0,00015 \times (805,247) \times (2,125)^2} = 1,533 \text{ in} \approx 2 \text{ in}$$

#### f. Ukuran Baut

Beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} = \frac{45435,106 \text{ lb}}{4} = 11358,776 \text{ lb}$$

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

Dimana  $f_{\text{baut}} = \text{stress tiap baut max} = 15000 \text{ lb/in}^2$

$$A_{\text{baut}} = \frac{912,068 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 0,0608 \text{ in}$$

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

- Ukuran baut :  $\frac{1}{2}$  in
- Root area : 0,126
- Bolt spacing min :  $1 \frac{1}{4}$  in
- Min radial distance :  $1 \frac{3}{16}$  in
- Edge distance :  $\frac{5}{8}$  in
- Nut dimension :  $\frac{7}{8}$  in



- Max filled radius : ¼ in
- 

### 6.10. Perhitungan Lug dan Gusset

Perencanaan :

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

Dasar Perhitungan :

#### a. Tebal plate horisontal

Rumus :

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

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

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

Keterangan :

- $t_{hp}$  = tebal plate horisontal, in
- $M_o$  = bending moment (axial), lb.in
- $f_{all}$  = stress axial = 15000 lb/in<sup>2</sup>
- $t$  = tebal shell = 3/16 in = 0,1875 in
- $P$  = gaya axial, ( $\Sigma W/n$ ), lb
- $B$  = jarak dari sumbu tebal shell ke sumbu penyangga, in
- $R$  = jari-jari vessel = (53,8125) in
- $\mu$  = poisson ratio = 0,3 (untuk baja)
- $A$  = lebar lug (horisontal plate), in
- $h$  = tinggi gusset = tinggi lug, in

Mencari  $\beta$

$$\beta = \sqrt[3]{\frac{3 (1 - 0,3)^2}{(53,8125)^2 \times \left(\frac{3}{16}\right)^2}} = 0,120$$

$$B = \frac{1}{2} t_s + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} b' = \frac{1}{2} (0,1875) + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} (3) = 3,094 \text{ in}$$

$$A = h' + 2 db = 5 + 2 \left( \frac{1}{2} \right) = 6 \text{ in}$$

$$h = \left( \frac{8}{4} \right) \cdot 1 = \left( \frac{8}{4} \right) \cdot (b' + 2 db)$$

$$= \left( \frac{8}{4} \right) \times (3 + 2 \cdot \frac{1}{2}) = 8 \text{ in}$$

Bending moment (axial) :

$$M_o = \frac{(0,2269)^3 \times \left( \frac{3}{16} \right)^2 \times (912,068) \times (3,094) \times (59,8125)^2}{12 \times (1 - 0,3) \times (6) \times (8)}$$

$$= 10,283$$

Tebal plate horisontal :

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times (10,283)}{15000}} = 0,0641 \text{ in} = (1,026/16) \text{ in} \approx 2/16 \text{ in}$$

**b. Tebal plate vertikal**

$$t_g = \left( \frac{3}{8} \right) \times t_{hp}$$

$$= \left( \frac{3}{8} \right) \times (2/16) \text{ in} = 0,0469 \text{ in} = (0,75/16) \text{ in} \approx 1/16 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan lug dan gusset :

**Lug**

Lebar = 6 in

Tebal = 2/16 in

Tinggi = 8 in

**Gusset**

Lebar = 6 in

Tebal = 1/16 in

Tinggi = 8 in

**6.11.Perhitungan Pondasi**

Perencanaan :

Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

Ditentukan :

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

**Dasar Perhitungan :**

$$W = 47428,491 \text{ lb}$$

**a. Beban yang harus ditanggung tiap kolom**

Rumus:

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

Dimana :

- $p$  = panjang base plate = 9 in = 0,75 ft
- $l$  = lebar base plate = 6 in = 0,5 ft
- $t$  = tebal base plate = 2 in = 0,167 ft
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (0,75 \text{ ft}) \times (0,5 \text{ ft}) \times (0,167 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 30,624 \text{ lb} \end{aligned}$$

**b. Beban tiap penyangga**

Rumus:

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

Dimana :

- $L$  = tinggi kolom = 11,381 ft
- $A$  = luas kolom I beam = 4,29 in<sup>2</sup> = 0,03 ft<sup>2</sup>
- $F$  = faktor koreksi = 1
- $\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (11,381 \text{ ft}) \times (0,03 \text{ ft}^2) \times (1) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 166,959 \text{ lb} \end{aligned}$$

**c. Beban total**

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= (47428,491 \text{ lb} + 30,624 \text{ lb} + 166,959) \text{ lb} = 47626,074 \text{ lb} \end{aligned}$$

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

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

$$\text{Luas bawah} = 40 \times 40 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 30 \text{ in}$$

Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= 1/3 \times \text{luas alas} \times t \\ &= 1/3 \times (1600 \text{ in}^2) \times (30 \text{ in}) = 16000 \text{ in}^3 = 111,111 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat pondasi

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

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

Maka :

$$\begin{aligned} W &= (111,111 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 16000 \text{ lb} = 7257,552 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft<sup>2</sup>
- Save bearing maximum = 10 ton/ft<sup>2</sup>

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 10 \text{ ton/ft}^2 = 22046 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 153,097 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

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

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (40 x 40) in<sup>2</sup> = 1600 in<sup>2</sup>

Sehingga :

$$P = \frac{45435,106 \text{ lb} + 16000 \text{ lb}}{1600 \text{ in}^2}$$

$$P = 38,367 \text{ lb/in}^2 < 153,097 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (20 x 20) in luas atas dan (40 x 40) in luas bawah dengan tinggi pondasi 30 in dapat digunakan.

**Spesifikasi Reaktor :**

## 1. Dimensi tangki :

- Bahan konstruksi = Stainless steel SA 240 Grade M type 316
- Di (diameter dalam) = 107,625 in
- Do (diameter luar) = 108 in
- $t_s$  (tebal silinder) =  $3/16$  in
- $L_s$  (tinggi silinder) = 138,651 in
- $t_{ha}$  (tebal tutup atas) =  $3/16$  in
- $h_a$  (tinggi tutup atas) = 17,851 in
- $t_{hb}$  (tebal tutup bawah) =  $3/16$  in
- $h_b$  (tinggi tutup bawah) = 17,851 in
- Tinggi tangki = 174,353 in
- Jumlah = 1 buah

## 2. Dimensi pengaduk :

- Jenis pengaduk = axial turbin 4 blades sudut  $45^\circ$
- Bahan impeller = Stainless steel SA 240 Grade M type 316.
- Diameter impeller = 35,875 in
- Tinggi impeller = 32,288 in
- Panjang impeller = 8,969 in
- Tebal blades = 2,989 in
- Daya pengaduk = 8 Hp
- Diameter poros = 1,212 in
- Panjang poros = 100,455 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

## 3. Nozzle untuk pemasukan larutan toluene

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 2 in
- Diameter luar flange (A) = 6 in
- Ketebalan flange minimum (T) =  $3 \frac{5}{8}$  in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) =  $3 \frac{1}{16}$  in
- Diameter hubungan atas (E) =  $3 \frac{1}{16}$  in

- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 2,38 in
  - Panjang julakan (L) =  $3 \frac{1}{2}$  in
  - Diameter dalam flange (B) = 2,07 in
4. Nozzle untuk pemasukan larutan klorine
- Type = Welding neck
  - Ukuran nominal pipa (NPS) = 2,5 in
  - Diameter luar flange (A) = 7 in
  - Ketebalan flange minimum (T) =  $\frac{7}{8}$  in
  - Diameter luar bagian yang menonjol (R) =  $4 \frac{1}{8}$  in
  - Diameter hubungan atas (E) =  $3 \frac{9}{16}$  in
  - Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 2,88 in
  - Panjang julakan (L) =  $2 \frac{3}{4}$  in
  - Diameter dalam flange (B) = 2,47 in
5. Nozzle untuk pengeluaran gas HCl
- Type = Welding neck
  - Ukuran nominal pipa (NPS) = 1,5 in
  - Diameter luar flange (A) = 5 in
  - Ketebalan flange minimum (T) =  $\frac{11}{16}$  in
  - Diameter luar bagian yang menonjol (R) =  $2 \frac{7}{8}$  in
  - Diameter hubungan atas (E) =  $2 \frac{9}{16}$  in
  - Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 1,90 in
  - Panjang julakan (L) =  $2 \frac{7}{16}$  in
  - Diameter dalam flange (B) = 1,61 in
6. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran coil pendingin
- Type = Welding neck
  - Ukuran nominal pipa (NPS) = 2,5 in
  - Diameter luar flange (A) = 7 in
  - Ketebalan flange minimum (T) =  $\frac{7}{8}$  in
  - Diameter luar bagian yang menonjol (R) =  $4 \frac{1}{8}$  in
  - Diameter hubungan atas (E) =  $3 \frac{9}{16}$  in
  - Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 2,88 in
  - Panjang julakan (L) =  $2 \frac{3}{4}$  in

- Diameter dalam flange (B) = 2,47 in

#### 7. Nozzle untuk pengeluaran produk

- Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = 3 in
- Diameter luar flange (A) = 7 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 5/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 in
- Diameter hubungan atas (E) = 4 ¼ in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 3,50 in
- Panjang julukan (L) = 2 ¾ in
- Diameter dalam flange (B) = 3,07 in

#### 8. Nozzle untuk Manhole

- Type = Welding neck
- Ukuran pipa nominal (NPS) = 20 in
- Diameter luar pipa = 27 ½ in
- Ketebalan flange minimum (T) = 1 1/16 in
- Diameter bagian lubang menonjol (R) = 23 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 20 in
- Diameter hubungan pada alas (E) = 22 in
- Panjang julukan (L) = 5 1/16 in
- Diameter dalam flange (B) = 19,25 in
- Jumlah lubang baut = 20 buah
- Diameter baut = 1 1/8 in

#### 9. Jaket air pendingin dan sparger

- Diameter dalam = 113,075 in
- Diameter luar = 114 in
- Tinggi silinder jaket = 12,838 in
- Tinggi tutup bawah jaket = 19,775 in
- Tebal tutup bawah jaket = 3/16
- Bahan konstruksi = SS SA 240 Grade M Type 316
- Sparger
- Diameter = 35,875 in

- Luas sparger = 606,736 in
- Jumlah lubang = 1402 buah

#### 10. Flange

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Allowable stress (f) = 18750
- Tebal flange = 11,887 in
- Diameter dalam ( $D_i$ ) flange = 120 in
- Diameter luar ( $D_o$ ) flange = 120,1875 in
- Type flange = Ring flange loose type

#### 11. Bolting

- Bahan konstruksi = High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
- Tensile strength minimum = 75000 psia
- Ukuran baut = 2 in
- Jumlah baut = 14 buah
- Allowable stress (f) = 15000

#### 12. Gasket

- Bahan gasket = Asbestos filled
- Lebar (L) = 0,1602 in
- Tebal gasket (n) = 3/16 in
- Gasket factor (m) = 3,75
- Diameter rata-rata = 120,1875 in

#### 13. Sistem Penyangga

- Jenis = Kolom I beam
- Jumlah = 4 buah
- Panjang (L) = 136,574 in
- Ukuran Nominal Pipa (NPS) = 5 in
- Area of section ( $A_y$ ) = 4,29 in<sup>2</sup>
- Depth of beam (h) = 5 in
- Width of flange = 3 in
- Axis (r) = 1,87 in



**14 Base Plate**

- Panjang (p) = 9 in
- Lebar (l) = 6,65 in
- Tebal (t) = 2 in
- Ukuran baut = ½ in
- Jumlah baut = 4
- Bahan = Cast iron

**15. Lug dan Gusset**

- Tebal plate horisontal = 2/16 in
- Tebal plate vertikal = 1/16 in
- Lebar lug dan gusset = 6 in
- Tebal lug dan gusset = 2/16 in
- Tinggi lug dan gusset = 8 in

**16. Sistem Pondasi**

- Luas atas = 20 in x 20 in
- Luas bawah = 40 in x 40 in
- Tinggi Pondasi = 30 in
- Bahan = Cemen Sand dan 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**

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk atau indikator, perekam atau pengendali (controller). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat.

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.

Pada umumnya instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, yaitu :

##### **1. Proses manual**

Pada proses manual biasanya peralatan itu hanya terdiri dari instrumentasi penunjuk dan pencatat saja yang sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia.

##### **2. Proses otomatis**

Pengendalian secara otomatis dilakukan dengan alat kontrol yang dapat bekerja dengan sendirinya dan terhubung oleh monitor agar setiap saat kita dapat memantau *performance* alat proses.

Pengendalian proses yang dilakukan secara otomatis dilakukan dengan pertimbangan biaya yang cukup matang, karena biasanya penggunaan alat kontrol otomatis memakan biaya yang lebih besar atau sebaliknya justru lebih murah daripada pemakaian alat kontrol manual. Pengendalian proses secara otomatis memiliki keuntungan antara lain :

- mengurangi jumlah pegawai (man power).
- keselamatan kerja lebih terjamin.
- hasil proses lebih akurat dan dapat dipertanggungjawabkan.

Beberapa bagian instrumen yang diperlukan proses secara otomatis, antara lain :

- Sensing element/Primary element
- Element pengukur
- Element pengontrol
- Element proses pendingin

Tujuan pemasangan instrumentasi adalah :

1. Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
2. Mengatur laju produksi agar berada dalam batas yang direncanakan.
3. Kualitas produksi lebih terjaga dan terjamin.
4. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan.
6. Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah :

1. Jenis instrumentasi
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang diperlukan
4. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekonomi

Pada pra rencana pabrik Benzaldehida ini, instrumen yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual maupun secara otomatis. Hal ini tergantung dari sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekonomis serta kelayakan lingkungan kerja tetapi

instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual.

Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

a. Indikator

Untuk mengetahui secara langsung kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

b. Controller

Untuk mengendalikan suatu kondisi operasi dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

c. Recorder

Untuk menunjukkan dan mencatat secara kontinu kondisi operasi pada harga yang telah ditentukan.

Dengan adanya instrumen diharapkan proses akan bekerja sesuai dengan yang diharapkan. Instrumen yang digunakan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini adalah :

a. Temperatur Controller (TC)

Berfungsi untuk mengendalikan suhu fluida dalam suatu aliran proses agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

b. Level controller (LC)

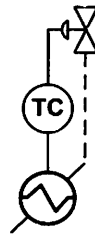
Berfungsi untuk mengendalikan ketinggian fluida dalam suatu peralatan.

c. Ratio Controller (RC)

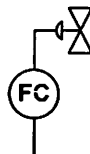
Berfungsi untuk mengatur perbandingan bahan yang masuk dalam suatu peralatan.

**Tabel 7.1 Alat Instrumen yang digunakan**

No Alat	Nama Alat	Alat Instrumentasi
E-113	Heater	TC
E-114	Heater	TC
R-110	Reaktor	TC
M-122	Mixer	FC
R-120	Reaktor Hidrolisa	FC
E-132	Heater	TC
E-133	Kondensor	TC
E-134	Reboiler	TC
E- 141	Heater	TC
E-142	Kondensor	TC
E-143	Reboiler	TC



Gambar 7.1 Temperatur Controler



Gambar 7.2 Flow Controler

## 7.2 Keselamatan kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawan dalam bekerja. juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja.

Tindakan pen jagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetapi juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar.

Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah :

a. Lingkungan fisik

Meliputi : mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembelian, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

Yaitu sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya. Sifat/karakter tersebut meliputi :

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur di atas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja yang disebabkan karena, antara lain :

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi perusahaan.
- Tidak adanya sistem penanggulangan bahaya.

Secara umum pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini ada 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu :

- a. Bahaya kebakaran dan peledakan
- b. Bahaya mekanik
- c. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia.

## **Bahaya Kebakaran dan Peledakan**

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh :

1. Terjadi hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.
2. Kebakaran yang diakibatkan percikan api pada furnace yang berbahan bakar fuel oil.

Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain :

1. Pemasangan pipa air melingkar (water hydrant) di seluruh areal pabrik.
2. Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau disetiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama disekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
3. Tangki bahan bakar jaraknya harus cukup jauh dari tempat yang mudah menimbulkan kebakaran.
4. Untuk mencegah atau mengurangi bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
5. Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
6. Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *Standar Operational Procedures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

## **Bahaya Mekanik**

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah :

1. Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat under design biasanya lebih besar menciptakan bahaya ini.
2. pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman proses pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
3. Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa

## **Bahaya terhadap Kesehatan dan Jiwa Manusia**

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti masker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan, dll.) dan mengetahui bahaya-bahaya yang akan terjadi dari mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karyawan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (World Health Organization) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja.



Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti terlihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2 Alat Keselamatan Kerja

<b>Alat Pengaman</b>	<b>Lokasi Penggunaan</b>
Masker	Laboratorium, ruang proses
Topi pengaman	Ruang proses, gudang
Sepatu karet	Ruang proses, gudang
Sarung tangan	Ruang proses, gudang
Isolasi panas	Utilitas (furnace), ruang proses (alat reaktor, destilasi, heater, reboiler), perpipaan.
Pemadam kebakaran	Semua ruang di areal pabrik.

## **BAB VIII**

### **UTILITAS**

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini meliputi tiga unit :

1. Unit penyediaan air
  - Air umpan boiler
  - Air sanitasi
  - Air proses
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan baker
4. Unit pengolahan limbah

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

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

##### **8.1.1. Air Umpan Boiler**

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. 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
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kepadatan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm

- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

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

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

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

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

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

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

- a. Tidak boleh membuih (berbusa)

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

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid 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 dalam boiler.

- b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

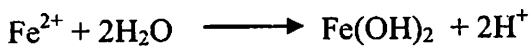
Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

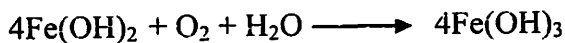
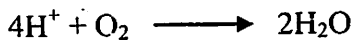
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

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:

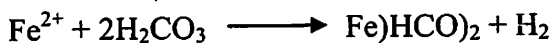


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



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.

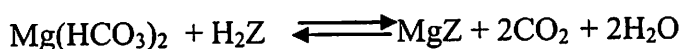
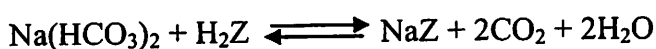
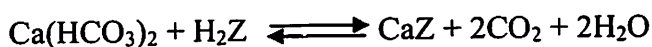
Reaksi yang terjadi :

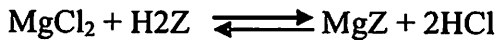
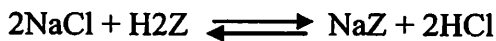
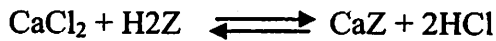
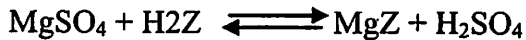
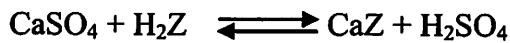


**Pelunakan air umpan boiler**

Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220B). kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H<sub>2</sub>Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

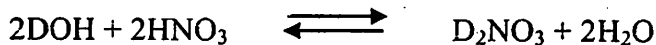
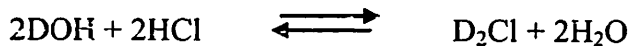
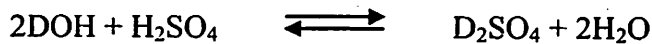
Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :





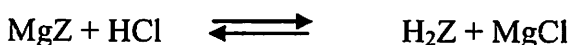
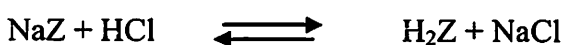
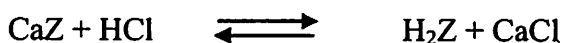
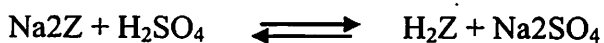
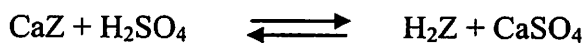
Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk  $\text{CO}_2$  dan air,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dan  $\text{HCl}$ . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :



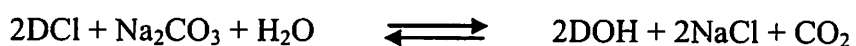
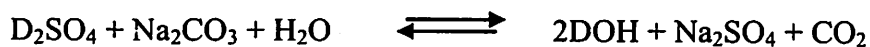
Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida.

Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  atau  $\text{NaOH}$ .

Reaksi yang terjadi :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi keutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak

air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-223) ke deaerator (D-231) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan system pemanasan. Dari deaerator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-232) dan air dipompakan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

### **8.1.2. Air Sanitasi**

Air sanitasi biasa digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, Laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

#### **a. Syarat fisik**

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

#### **b. Syarat kimia**

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

#### **c. Syarat mikrobiologi**

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

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini adalah :

#### **1. Untuk kebutuhan karyawan**

Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

#### **2. Untuk Laboratorium**

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan Laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

#### **3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air**

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

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik benzaldehid ini adalah sebesar 455 kg/jam.

Treatment pada air sanitasi menggunakan klorinasi , yaitu proses penambahan klorin sebagai desinfektan untuk memurnikan air agar layak dikonsumsi.

Fungsi klorinasi pada air adalah :

1. Mengatasi bau air limbah maupun udara sekitar
2. Menghindari kondisi septik
3. Mengatasi *sludge bulking* pada sistem lumpur aktif
4. Menghilangkan sianida
5. Desinfeksi air limbah
6. Meningkatkan kinerja proses penyisihan minyak dan lemak dengan cara memecah ikatan emulsi sehingga lemak dapat terapung dan lebih mudah disisihkan
7. Menghindari genangan (*ponding*)serta perkembangbiakan lalat pada unit trickling filter
8. Menghilangkan fenol
9. Mengurangi konsentrasi BOD. Aplikasi klorin pada air limbah dapat membantu mengurangi BOD melalui dua cara. Pertama, dengan cara mengoksidasi zat-zat organik. Kedua, dengan cara memproduksi senyawa (baik melalui reaksi substitusi maupun adisi) yang inert atau resisten terhadap bakteri
10. Menyisihkan ammonia ([www.esdm.go.id](http://www.esdm.go.id))

**Tabel 8.1 Tabel Standard Kualitas air minum (www.esdm.go.id)**

No	Unsur	satuan	Minimum yang diperbolehkan	Maksimum yang dianjurkan	Maksimum yang diperbolehkan
1	Suhu	°C	-	-	Suhu udara
2	Warna	ptoco	-	5	50
3	Bau dan rasa	-	Tidakberbau/berasa	Tidak berbau/berasa	tidakberbau/berasa
4	Kekeruhan	unit	-	5	25
5	pH	-	6,5	-	9,2
6	TDS	mg/l	-	500	1500
7	KMNO <sub>4</sub>	mg/l	-	-	10
8	CO <sub>2</sub> Agressif	mg/l	-	-	0
9	Kesadahan	°D	5	-	10
10	Ca	mg/l	-	75	200
11	Mg	mg/l	-	30	150
12	Fe	mg/l	-	0,1	1
13	Mn	mg/l	-	0,05	0,5
14	Cu	mg/l	-	0,05	1,5
15	Zn	mg/l	-	1	15
16	Cl	mg/l	-	200	600
17	SO <sub>4</sub>	mg/l	-	200	400
18	H <sub>2</sub> S	mg/l	-	-	0
19	F	mg/l	-	-	2
20	NH <sub>4</sub>	mg/l	1	-	0
21	NO <sub>3</sub>	mg/l	-	-	20
22	NO <sub>2</sub>	mg/l	-	-	0
23	HNO <sub>3</sub>	mg/l	-	0,001	0,002
24	As	mg/l	-	-	0,05
25	Pb	mg/l	-	-	-
26	Se	mg/l	-	-	0.01
27	Cr	mg/l	-	-	0.05
28	Cn	mg/l	-	-	0,05
29	Cd	mg/l	-	-	0,01
30	Hg	mg/l	-	-	0,001



31	Sinar alfa	c/ml	-	-	10-9
32	Sinar Beta	c/ml	-	-	10-7
33	Angka kuman	lml	-	-	100
34	Bakteri coli	100ml	-	-	0

#### 8.1.4. Air Proses

Proses yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini didapat dari reaktor hidrolisa.

#### 8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini meliputi :

- Proses : 165.19 kW
- Penerangan : 53.33 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 218.535 kW, dengan satu buah generator tambahan.

#### 8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 728.587 kg/hari. Bahan bakar yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relative murah
- Mudah didapat
- Viscosity relative lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari table 9.9 dan fig. 9.9, Perry 6<sup>th</sup> ed, spesifikasi bahan bakar didapat :

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft<sup>3</sup>
- Heating value : 19000 Btu/lb

## 8.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk berdasarkan perhitungan pada Appendix D maka steam yang dipergunakan adalah saturated steam yang mempunyai dengan suhu 230°C

## 8.5 Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Benzaldehid ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan :

### Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

#### a. Pengolahan Pendahuluan (Pre-Treatment)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

#### b. Pengolahan pertama (Primary Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut, yang tidak dapat mengendap secara grafitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

#### c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

#### d. Pengolahan Ketiga (Tertiary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.



## BAB IX

### TATA LETAK PABRIK

Pemilihan lokasi dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi sosial kemasyarakatan. Hal ini akan berpengaruh pada kedudukan perusahaan dalam persaingan serta kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, yaitu :


1. Faktor utama
  - a. Penyediaan bahan baku
  - b. Pemasaran (marketing)
  - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)
  - d. Keadaan geografis dan masyarakat
2. Faktor Khusus
  - a. Transportasi
  - b. Tenaga kerja
  - c. Buangan pabrik (dipposal)
  - d. Pembuangan limbah
  - e. Site dan karakteristik dari lokasi
  - f. Peraturan perundang-undangan

#### 9.1 Faktor Utama

##### a. Penyediaan bahan baku.

Ketersediaan dan harga bahan baku sering menentukan penentuan lokasi dari suatu perusahaan/pabrik. Ditinjau dari faktor ini, maka pabrik hendaknya didirikan didekat dengan sumber bahan baku, yang meliputi :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku tersebut dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada serta apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.

- 
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.

**b. Pemasaran (Marketing).**

Marketing merupakan salah satu faktor yang sangat penting didalam suatu pabrik atau industri karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produk akan dipasarkan (daerah marketing).
- Proyeksi kebutuhan produk pada masa sekarang dan akan datang.
- Pengaruh persaingan dagang.
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran.

**c. Utilitas**

Faktor utilitas menjadi sangat penting karena menyangkut kelancaran proses produksi. Utilitas meliputi kebutuhan air, listrik dan bahan bakar.

**1. Air**

Air merupakan yang sangat penting akan suatu industri kimia. Air digunakan untuk keperluan industri proses, media pendingin, air sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari tiga macam sumber, yaitu air kawasan dan air PDAM.

Hal- hal yang perlu diperhatikan adalah :

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

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dua sumber : air kawasan dan air PDAM. Air kawasan diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau dan kekurangan air kawasan maka digunakan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin).

**2. Listrik dan bahan bakar.**

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, selain sebagai penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan karyawan lainnya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ada atau tidaknya serta jumlah tenaga listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut
- Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik.

Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan generator atau alat yang menghasilkan panas seperti boiler dan furnace, yaitu Fuel oil 33°API.

**d. Keadaan geografis dan masyarakat.**

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Kesiapan masyarakat setempat untuk berubah menjadi masyarakat industri.
- Keadaan geografis yang menyulitkan konstruksi akan berpengaruh terhadap mempengaruhi spesifikasi peralatan dan konstruksi peralatan.
- Gempa bumi, banjir, angin topan, dll.
- Kondisi tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.

**9.2 Faktor Khusus**

**a. Transportasi.**

Masalah transportasi perlu dipertimbangkan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk akan dapat terjamin dengan biaya yang serendah mungkin serta dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dilalui kendaraan
- Jalur rel kereta api
- Sungai yang dapat dilayari kapal/perahu.
- Adanya pelabuhan dan lapangan udara.

**b. Tenaga Kerja.**

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.

**c. Buangan pabrik**

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

**d. Pembuangan Limbah**

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas cair maupun gas dengan memperhatikan ketentuan-ketentuan dari pemerintah.

**e. Site dan karakteristis dari lokasi**

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi ini adalah :

- Apakah lokasi tersebut merupakan daerah bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk perluasan pabrik dan fasilitas pendukung lainnya.
- Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan.

**f. Peraturan perundang-undangan**

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

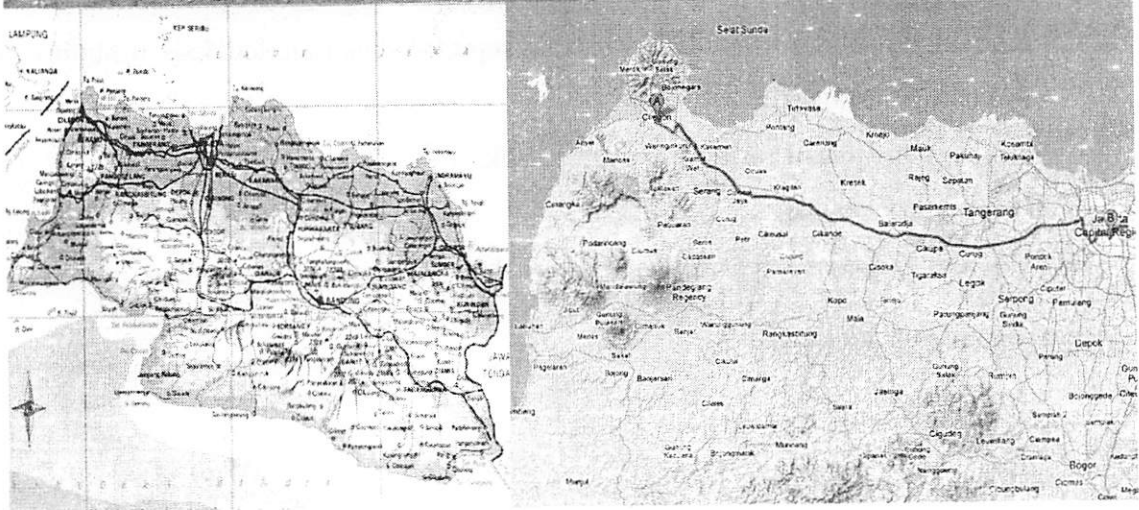
- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalur untuk berdirinya industri di daerah tersebut.
- Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat.



Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian Pabrik Benzaldehida adalah di **Cilegon, kabupaten Serang, Propinsi Banten**.

Dasar pemilihan lokasi ini adalah :

1. Dekat dengan sumber bahan baku
2. Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar.
3. Fasilitas transportasi yang memadai.
4. Tersedianya tenaga kerja yang cukup.



**Gambar 9.1 Lokasi Pabrik Benzaldehida**

### 9.3 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Benzaldehida perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaan, listrik dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, ruang gerak karyawan yang memadai sehingga kenyamanan dan keselamatan kerja alat maupun seluruh karyawan terpenuhi.

Lay out pabrik ini dibagi menjadi 2 bagian besar, yaitu :

1. Tata ruang pabrik (plant layout).
2. Tata letak peralatan proses (process layout).

#### a. Tata ruang Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik merupakan suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling, sdemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efesien. Beberapa hal khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata ruang pabrik (Plant Layout) Benzaldehida adalah :

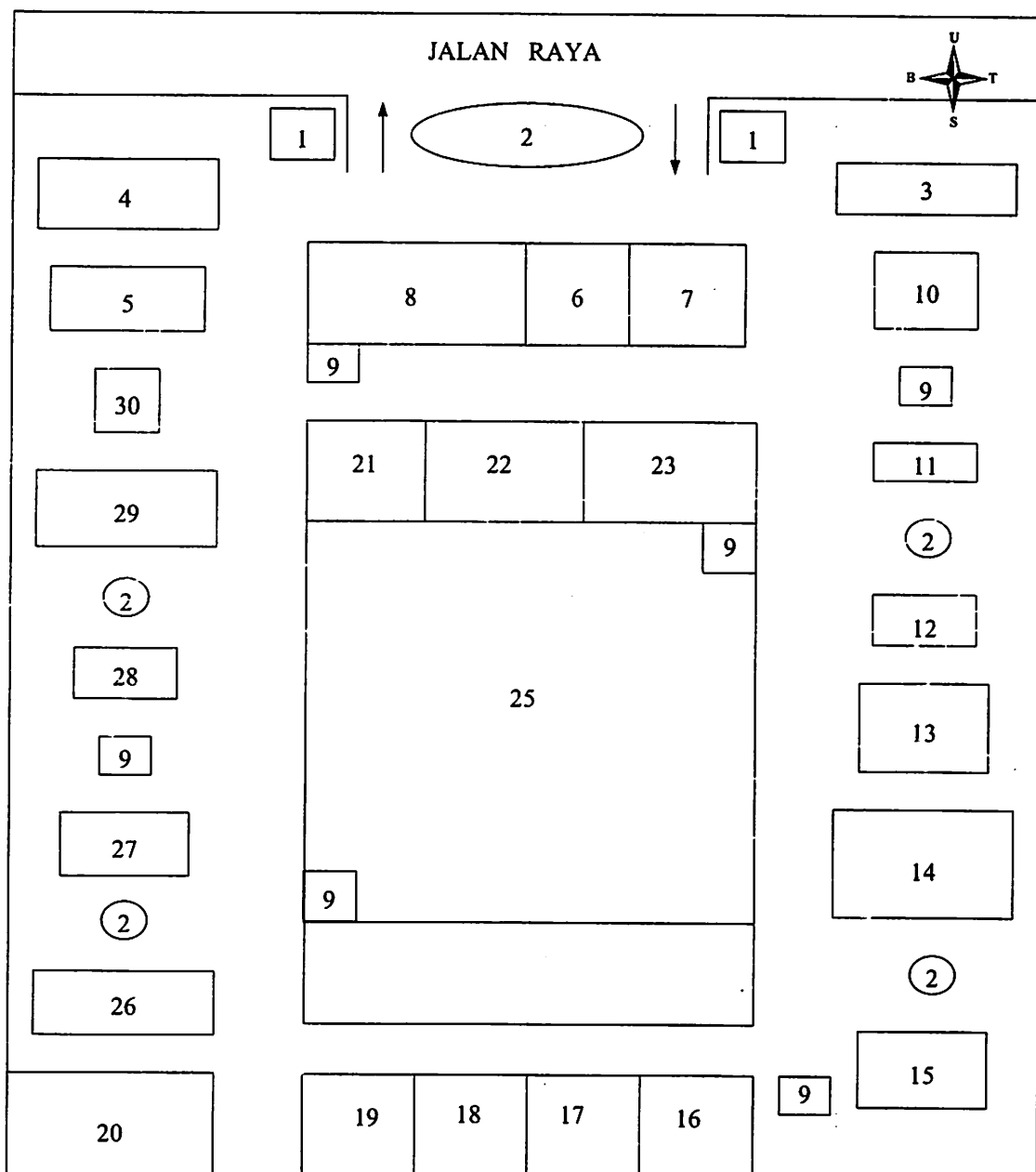
- Adanya ruangan yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, pondasi, dinding serta atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan steam, air, listrik, dan lain sebagainya.
- Kemungkinan perluasan di masa datang.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas-gas dan lain sebagainya.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Penerangan ruangan.

Ukuran luas bangunan dapat dilihat pada Tabel 9.2 sedangkan gambar *plant lay out* dapat dilihat pada Gambar 9.2



Tabel 9.2 Luas Bangunan Pra Rencana Pabrik Benzaldehida

No.	Lokasi	Luas (m <sup>2</sup> )	
		Tanah	Bangunan
1	Pos Penjagaan	20	20
2	Taman	450	450
3	Parkir Tamu	150	150
4	Parkir Karyawan	250	250
5	Parkir Truk	250	250
6	Ruang Serba Guna	150	150
7	Perpustakaan	80	80
8	Are Perkantoran dan Tata Usaha	1200	1200
9	Toilet	50	50
10	Musholla	60	60
11	Poliklinik	80	80
12	Kantin	70	70
13	Pemeriksaan Bahan Baku	50	50
14	Gudang Bahan Baku	260	260
15	PMK	60	60
16	Listrik / Ruang Genset	80	80
17	Ruang Bahan Bakar	120	120
18	Ruang Boiler	400	400
19	Unit Pengolahan Air	700	700
20	Ruang Proses	30000	30000
21	Area Perluasan Pabrik	15000	-
22	Bengkel dan Garasi	500	500
23	Litbang / R & D	80	80
24	Laboratorium	250	250
25	Gudang Produk	250	250
26	Pos Penimbangan	40	40
27	Pembuatan Sludge Jalan	900	900
<b>TOTAL</b>		<b>51500</b>	<b>36500</b>



**Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik Benzaldehida**

Keterangan gambar 9.2 :

- |                            |                                       |
|----------------------------|---------------------------------------|
| 1. Pos satpam              | 16. Ruang listrik/genset              |
| 2. Taman                   | 17. Ruang bahan bakar                 |
| 3. Parkir tamu             | 18. Ruang boiler/ketel                |
| 4. Parkir karyawan         | 19. Unit Pengolahan Air               |
| 5. Parkir truk             | 20. Area <i>waste water treatment</i> |
| 6. Aula (Ruang serba guna) | 21. Ruang pertemuan                   |

- |                            |                                   |
|----------------------------|-----------------------------------|
| 7. Perpustakaan            | 22. Ruang Kepala staff dan pabrik |
| 8. Area perkantoran dan TU | 23. Ruang kontrol                 |
| 9. Toilet                  | 24. Ruang proses                  |
| 10. Musholla               | 25. Area perluasan pabrik         |
| 11. Poliklinik             | 26. Bengkel dan garasi            |
| 12. Kantin                 | 27. Litbang / R & D               |
| 13. Pemeriksaan bahan baku | 28. Laboratorium                  |
| 14. Gudang bahan baku      | 29. Gudang produk                 |
| 15. PMK                    | 30. Pos penimbangan truk          |

### **b. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)**

Dalam perencanaan *process layout* ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu

#### 1. Aliran bahan baku dan produk.

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Pemasangan elevasi perlu memperhatikan ketinggian. Biasanya pipa atau elevator dipasang pada ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu lalu lintas karyawan.

#### 2. Aliran udara.

Aliran udara di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja.

#### 3. Pencahayaan.

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

#### 4. Lalu lintas manusia.

Dalam perencanaan *process layout* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan alat (*trouble shooting*) dapat segera teratasi.

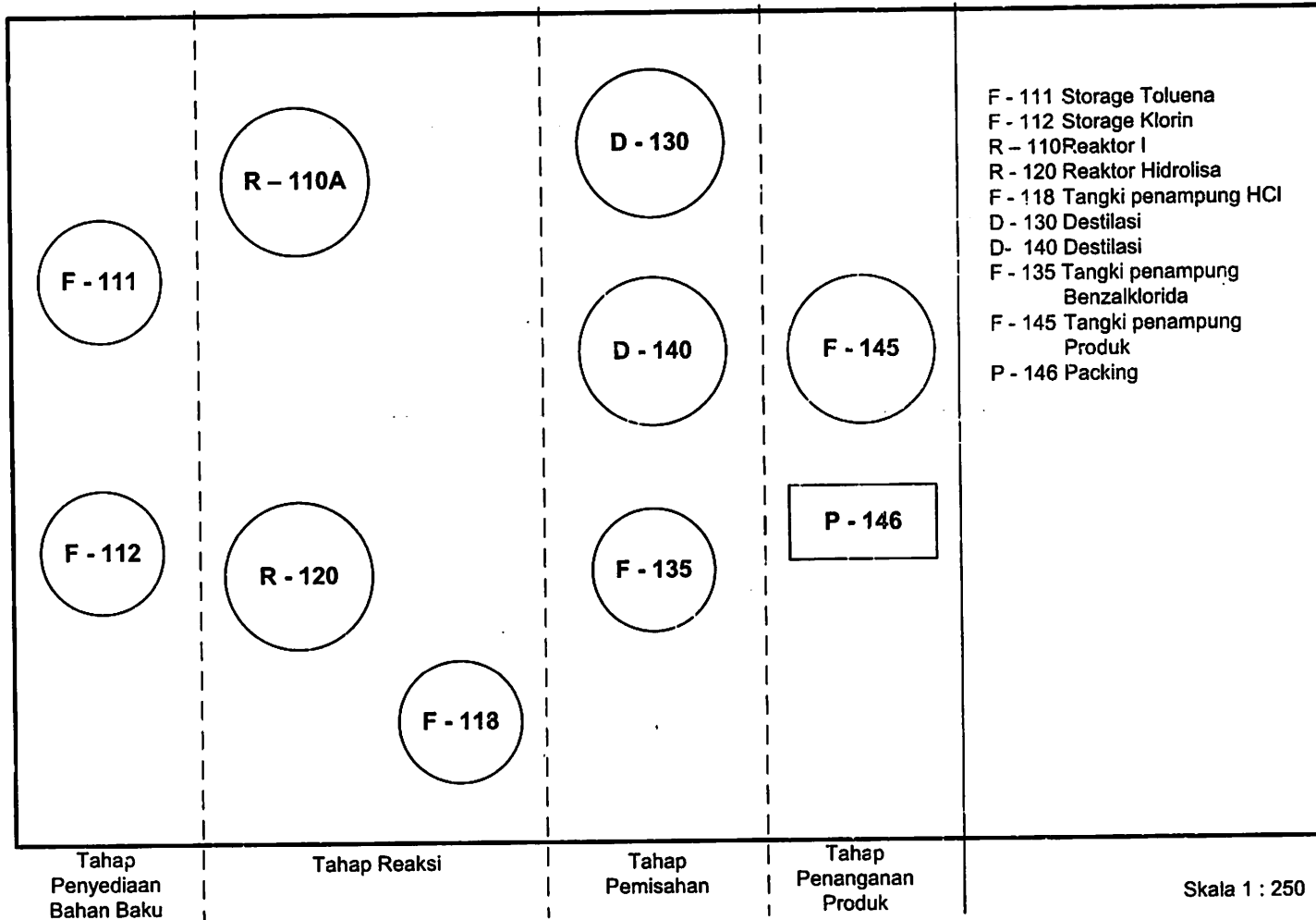
#### 5. Efektif dan efisien.

Penempatan alat-alat proses diusahakan agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

6. Jarak antar alat proses.

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.3



**Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Proses**

## **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	: Cilegon, Banten
Kapasitas produksi	: 35.000 ton/tahun
Status investasi	: Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN).

#### **10.2 Bentuk Perusahaan**

Pabrik Benzaldehida 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 berproduksi 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, betapapun 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 Benzaldehida 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 :

- a. Bertanggung jawab terhadap pabrik secara umum dan memberikan laporan pertanggungjawaban kepada para pemegang saham dalam RUPS.
- b. 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 :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, membuat perencanaan kerja dan menginstruksikan cara-cara pelaksanaannya kepada manager.
- b. Mengurus harta kekayaan perusahaan.



- c. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan atau target perusahaan yang telah direncanakan.
  - d. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi.
  - e. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
  - f. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris semua anggaran pembelanjaan dan pendapatan perusahaan.
  - g. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan. Dan harus berkonsultasi kepada dewan komisaris setiap akan melakukan tindakan perusahaan yang krusial seperti peminjaman uang ke Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang perusahaan, dll).
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.

##### a. Divisi Jaminan Mutu

Divisi Jaminan Mutu bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control yang bertugas untuk melakukan penganalisaan, pengujian dan pengawasan terhadap bahan mentah yang dipasok dan produk/Benzaldehida yang sudah jadi agar sesuai standar yang telah ditentukan.

##### b. Divisi Pengendalian proses

Divisi Pengendalian Proses bertanggung jawab kepada Departemen Quality Control untuk mengendalikan kualitas bahan selama proses produksi 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.

##### a. 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.

##### b. 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.

### a. Divisi Utilitas

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Teknik mengenai kelancaran alat-alat utilitas.

### b. Divisi Bengkel & Perawatan

Bertugas memperbaiki alat-alat atau instrumen yang rusak baik alat produksi maupun peralatan utilitas. Divisi ini juga diharapkan menciptakan alat-alat yang inovatif untuk menunjang kelancaran produksi.

## 10. Departemen Pemasaran

Kepal 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 dsitribusi pejualan produk ke daerah-daerah, melakukan promosi pada berbagai media massa baik cetak maupun elektronik agar produk dapat terserap konsumen.

### a. Divisi Pembelian

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Pemasaran mengenai pembelian bahan baku, alat-alat yang menunjang proses.

### b. Divisi Penjualan

Bertanggung jawab kepada kepala Dept. Pemasaran mengenai penjualan produk pada berbagai daerah distribusi sekaligus mensurvei kebutuhannya agar dapat dipasok setiap saat.

### c. Divisi Promosi dan Periklanan

Melakukan promosi ke berbagai sumber tentang kelebihan produk perusahaan minimal masyarakat konsumen mengetahui produk yang diproduksi perusahaan.

d. 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 :

- a. Divisi Pembukuan
- c. 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 :

a. Divisi Humas

Divisi Humas bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan baik di dalam perusahaan, antar instansi ataupun dengan masyarakat setempat ataupun dengan pihak pemerintah, sehingga diharapkan dengan kerjasama yang baik kelangsungan dan kelancaran perusahaan dapat berjalan dengan baik.

b. Divisi Personalia

Divisi Personalia bertugas untuk menyaring dan menyeleksi calon pegawai/pekerja baru serta mendistribusikan pekerja sesuai dengan keahlian dan kemampuan yang dimilikinya.

c. Divisi Administrasi

Divisi ini bertugas untuk menjalankan kegiatan administrasi perusahaan, mulai dari surat menyurat, absensi karyawan, pendataan sampai pendistribusian gaji.

d. Divisi Keamanan dan Keselamatan

Divisi keamanan bertugas untuk menjaga keamanan perusahaan meliputi pengontrolan setiap kendaraan yang masuk perusahaan baik kendaraan bahan baku, produk, sampai kendaraan tamu. Dan juga menjaga keamanan dan ketertiban di lingkungan kerja di seluruh area pabrik.

e. Divisi Kebersihan

Divisi Kebersihan bertugas menjaga kenyamanan, keindahan, perusahaan dari mulai keindahan taman, toilet sampai kebersihan gudang dan produksi.

f. Divisi Transportasi.

Divisi ini mengatur penggunaan transportasi mulai dari penyediaan bahan baku sampai ke transportasi untuk pemasaran produk-produk yang dihasilkan.

12. Departemen Sumber Daya Manusia (SDM)

Kepala 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.

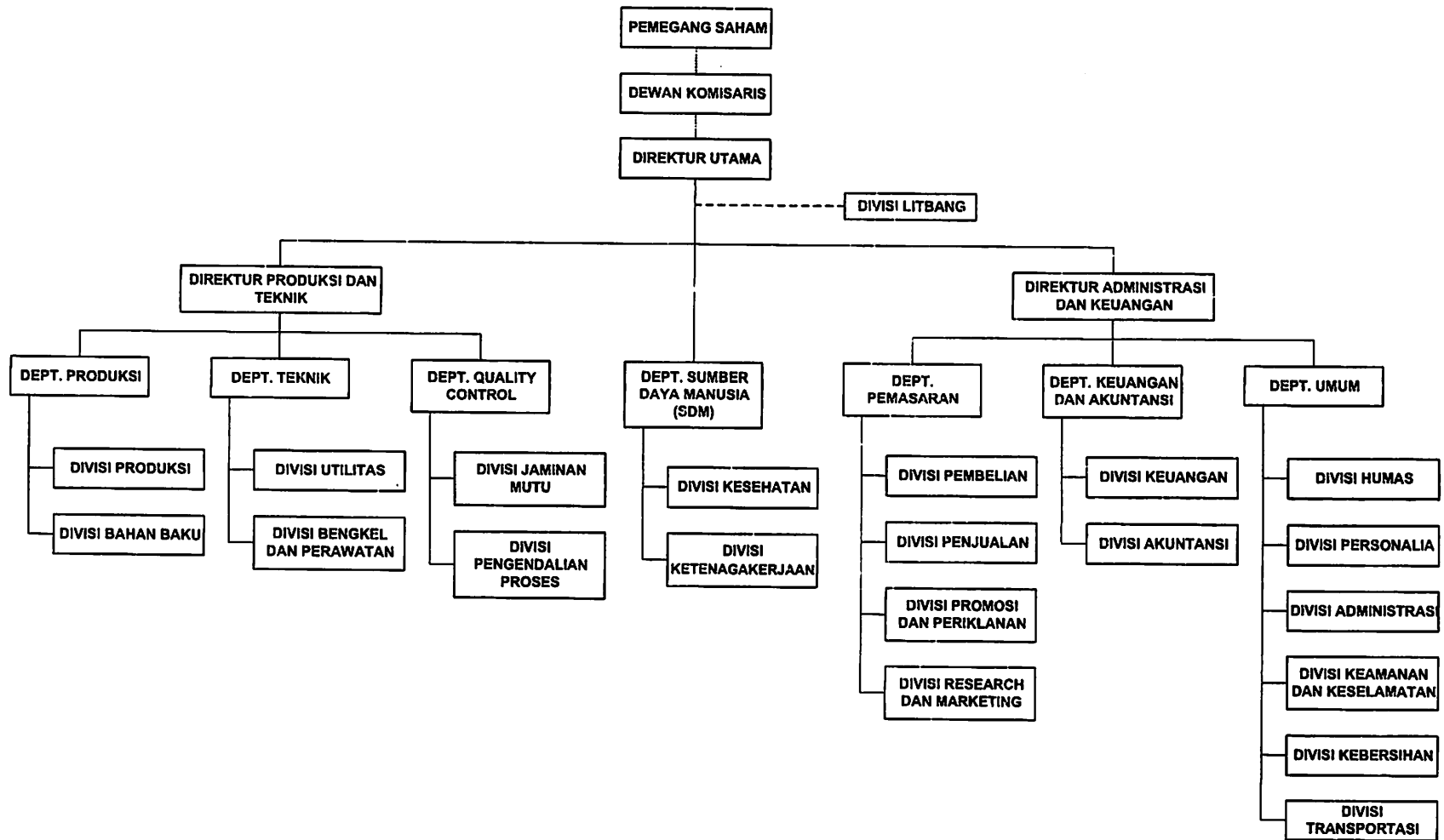
a. Divisi Kesehatan

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.

b. Divisi Ketenagakerjaan

Mengatur kesejahteraan karyawan seperti pemberian fasilitas atau bonus perusahaan untuk karyawan yang berprestasi. Divisi ketenagakerjaan juga perlu memperhatikan prestasi-prestasi yang dibuat oleh karyawan guna meningkatkan jenjang karier dan kebijakan lainnya.

Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar 10.1.



Gambar 10. Struktur Organisasi Pabrik Benzaldehida

## 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 Benzaldehyde ini direncanakan akan beroperasi selama 300 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 empat minggu dan empat 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 Benzaldehida (gambar 10.1) yaitu :

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia atau min. Strata 1
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 Teknik Kimia
  - 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 : 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

Penentuan Jumlah Karyawan Proses :

Dari Vilbrandt halaman 235 fig. 6-35, untuk peralatan dengan kondisi rata-rata didapat :

$M = 50$  (orang.jam/hari.tahapan proses)

Jumlah proses dalam pabrik = 5 proses, sehingga diperoleh :

Karyawan proses =  $50 \times 5 = 250$  orang.jam/hari

Karena satu shift = 8 jam, maka :

Karyawan proses =  $(250/8)$  orang/shift.hari

=  $31.25 \approx 32$  orang/shift.hari

Dalam satu hari terdapat 4 shift, sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah karyawan proses} &= 32 \text{ orang/shift.hari} \times 4 \text{ shift} \\ &= 128 \text{ orang/hari} \end{aligned}$$

Karyawan administrasi dan karyawan lain (selain karyawan proses) berjumlah 53 orang. Jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik pembuatan benzaldehida ini adalah sebanyak 181 orang.

Perincian jumlah tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2

Perincian kebutuhan tenaga kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

**Tabel 10.2. Jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja.**

No.	J A B A T A N	PENDIDIKAN				
		SMA	D3	S1	S2	S3
1.	Direktur Utama			1		
2.	Direktur Teknik dan Produksi			1		
3.	Direktur Administrasi dan Keuangan				1	
4.	Staff Litbang					1
5.	Kepala Bagian Teknik			1		
6.	Kepala Bagian Produksi			1		
7.	Ka Bagian Q.C dan Lab.			1		
8.	Ka Bagian Umum dan Administrasi			1		
9.	Kepala Bagian Keuangan			1		
10.	Kepala Bagian Pemasaran			1		
11.	Kepala Seksi Utilitas			1		
12.	Kepala Seksi Maintenance			1		
13.	Kepala Seksi Proses			1		
14.	Kepala Seksi Bahan baku			1		
15.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah			1		
16.	Kepala Seksi Quality Controll			1		
17.	Kepala Seksi Laboratorium			1		

18.	Kepala Seksi Akunting			1		
19.	Kepala Seksi Pembiayaan			1		
20.	Kepala Seksi Pembelian			1		
21.	Kepala Sekai Personalia			1		
22.	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan			1		
23.	Kepala Seksi Humas			1		
24.	Kepala Seksi Penjualan			1		
25.	Kepala Seksi Gudang			1		
26.	Karyawan Utilitas	8	4			
27.	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	4	1	1		
28.	Karyawan Proses	20	4	4		
29.	Karyawan Q.C. & Lab.	4	4	1		
30.	Karyawan Bahan Baku	4	3			
31.	Karyawan Personalia			3		
32.	Karyawan Keamanan	3	2			
33.	Karyawan Kesehatan			2		
34.	Karyawan Pemasaran		3	2		
35.	Karyawan Keuangan			3		
36.	Karyawan Gudang	3	2	1		
37.	Karyawan Administrasi & Pembukuan			2		
38.	Karyawan Kebersihan	3	1			
39.	Pegawai Perpustakaan			1		
40.	Sopir	3				
41.	Karyawan Kantin	3	1			
42.	Dokter			1		
43.	Sekretaris			2		
	<b>J u m l a h</b>	55	26	45	1	1

Catatan :

\* Pendidikan minimal

### **10.9 Status Karyawan dan Sistem Pengupahan (Gaji)**

Pabrik Benzaldehida 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 membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

Tabel 10.9.1. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Benzaldehida

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Direktur Utama	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
3	Direktur Adm. Dan Keuangan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
4	Staff Litbang	1	Rp 6,000,000	Rp 6,000,000
5	Kabag. Teknik	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
6	Kabag. Produksi	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
7	Kabag. QC dan Lab.	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
8	Kabag. Umum & Administrasi	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
9	Kabag. Keuangan	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
10	Kabag. Pemasaran	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
11	Kabag. Utilitas	1	Rp 8,000,000	Rp 8,000,000
12	Kasek. Maintenance	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
13	Kasek. Proses	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
14	Kasek. Bahan Baku	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
15	Kasek. Pengolahan Limbah	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
16	Kasek. Quality Control	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
17	Kasek. Laboratorium	1	Rp 5,000,000	Rp 5,000,000
18	Kasek. Accounting	1	Rp 3,500,000	Rp 3,500,000
19	Kasek. Pembiayaan	1	Rp 3,500,000	Rp 3,500,000
20	Kasek. Pembelian	1	Rp 2,500,000	Rp 2,500,000
21	Kasek. Personalia	1	Rp 3,000,000	Rp 3,000,000
22	Kasek. Kebersihan & Keamanan	1	Rp 2,500,000	Rp 2,500,000
23	Kasek. Humas	1	Rp 2,500,000	Rp 2,500,000
24	Kasek. Penjualan	1	Rp 2,500,000	Rp 2,500,000

25	Kasek. Gudang	1	Rp	2,000,000	Rp	2,000,000
26	Karyawan Utilitas	8	Rp	850,000	Rp	6,800,000
		4	Rp	1,200,000	Rp	4,800,000
27	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	4	Rp	850,000	Rp	3,400,000
		1	Rp	1,500,000	Rp	1,500,000
		1	Rp	1,800,000	Rp	1,800,000
28	Karyawan Proses	20	Rp	850,000	Rp	17,000,000
		4	Rp	1,200,000	Rp	4,800,000
		4	Rp	1,800,000	Rp	7,200,000
29	Karyawan QC dan Lab.	4	Rp	850,000	Rp	3,400,000
		4	Rp	1,500,000	Rp	6,000,000
		1	Rp	1,800,000	Rp	1,800,000
30	Karyawan Bahan Baku	4	Rp	850,000	Rp	3,400,000
		3	Rp	1,200,000	Rp	3,600,000
31	Karyawan Personalia	3	Rp	1,200,000	Rp	3,600,000
32	Karyawan Keamanan	3	Rp	850,000	Rp	2,550,000
		2	Rp	1,200,000	Rp	2,400,000
33	Karyawan Kesehatan	2	Rp	900,000	Rp	1,800,000
34	Karyawan Pemasaran	3	Rp	850,000	Rp	2,550,000
		2	Rp	1,200,000	Rp	2,400,000
35	Karyawan Keuangan	3	Rp	900,000	Rp	2,700,000
36	Karyawan Gudang	3	Rp	850,000	Rp	2,550,000
		2	Rp	1,200,000	Rp	2,400,000
		1	Rp	900,000	Rp	900,000
	Karyawan Administrasi &					
37	Pembukuan	2	Rp	900,000	Rp	1,800,000

38	Karyawan Kebersihan	3	Rp 650,000	Rp 1,950,000
		1	Rp 850,000	Rp 850,000
39	Pegawai Perpustakaan	0	Rp 650,000	Rp -
		1	Rp 800,000	Rp 800,000
40	Sekretaris	2	Rp 1,000,000	Rp 2,000,000
41	Dokter	1	Rp 2,000,000	Rp 2,000,000
42	Karyawan Kantin	3	Rp 650,000	Rp 1,950,000
		1	Rp 850,000	Rp 850,000
43	Supir	3	Rp 850,000	Rp 2,550,000
		<b>128</b>	<b>Rp 214,500,000</b>	<b>Rp 283,100,000</b>



## **BAB XI**

### **ANALISA EKONOMI**

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Benzaldehyde adalah sebagai berikut :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*) (%)
- 2 Lama pengembalian modal (*Pay Out Time*) (tahun)
- 3 Titik impas (*Break Event Point*) (%)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

#### *11.1 Faktor-faktor Penentu*

##### **11.1.1. Modal Investasi Total (*Total Capital Investment = TCI*)**

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi, terdiri dari :

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*
  - a. Biaya langsung (*Direct cost*), meliputi :
    - Pembelian alat
    - Instrumentasi dan alat kontrol
    - Perpipaian terpasang
    - Listrik terpasang
    - Tanah dan bangunan
    - Fasilitas pelayanan
    - Pengembangan lahan

b. Biaya tak langsung (*Indirect cost*)

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$$

**11.1.2. Biaya produksi (*Total Production Cost = TPC*)**

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*), terdiri dari :
  - Biaya produksi langsung
  - Biaya produksi tetap
  - Biaya *overhead* pabrik
- b. Biaya umum (*General Expenses*), terdiri dari :
  - Biaya administrasi
  - Biaya distribusi dan pemasaran
  - Litbang
  - Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (*Variable Cost = Vc*)

Biaya variabel yaitu, segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung.

Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (*Semi Variable Cost = SVC*)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung.

Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- *Plant overhead*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- *Operating supplies*
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya tetap (*Fixed Cost = FC*)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

## 11.2 Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Benzaldehyde ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Peter & Timmerhouse serta Gael. D. Ulrich.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2018 digunakan persamaan berikut :

$$C_X = \frac{I_X}{I_K} \times C_K \dots\dots\dots(1)$$

$$V_A = V_B \times \left( \frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right)^n \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

$C_X$  = Taksiran harga alat pada tahun 2018

$C_K$  = Taksiran harga alat pada tahun basis

$I_X$  = Indeks harga pada tahun 2018

$I_K$  = Indeks harga pada tahun basis

$V_A$  = Harga alat dengan kapasitas A

$V_B$  = Harga alat dengan kapasitas B

$n$  = Harga eksponen alat tertentu (Peter and Timmerhaus, hal. 170)

### 11.3. Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

#### A. Modal Langsung (DC)

1. Harga peralatan (E)		17.838.966.428
2. Instalasi alat (30 % E)	30%	5.351.689.928,40
3. Instrumentasi dan kontrol (40 % E)	40%	7.135.586.571,20
4. Perpipaan terpasang (50 % E)	50%	8.919.483.214,00
5. Listrik terpasang (9 % E)	9%	1.605.506.978,52
6. Tanah (18 % E)	18%	3.211.013.957,04
7. Bangunan (10% E)	10%	1.783.896.642,80
8. Fasilitas pelayanan (70% E)	70%	12.487.276.499,60
9. Pengembangan lahan (10% E)	10%	1.783.896.642,80
<b>Total modal langsung (DC)</b>		<b>60.117.316.862,36</b>

#### B. Modal tak Langsung (IC)

10. Eng. Dan supervisi (33% E)	33%	5.886.858.921,24
11. Konstruksi (41% E)	41%	7.313.976.235,48
<b>Modal tak langsung (IC)</b>		<b>13.200.835.156,72</b>

#### C. Total Total Plant Cost (TPC)

12. Total TPC (DC +IC)		<b>73.318.152.019,08</b>
------------------------	--	--------------------------

<b>D. Modal Tetap (FCI)</b>		
13. Kontraktor (5 % TPC)	5%	3.665.907.600,95
14. Biaya tak terduga (1% DC+ IC)	1%	733.181.520,19
<b>Total modal tetap (FCI)</b>		<b>77.717.241.140,22</b>
<b>E. Modal kerja 15% FCI (WCI)</b>		
	15%	<b>11.657.586.171,03</b>
<b>F. Total Capital Investment TCI (FCI+WCI)</b>		
(FCI + WCI)		<b>89.374.827.311,26</b>
<b>G. Modal Perusahaan</b>		
Modal sendiri 0,6 TCI	60%	53.624.896.386,76
Modal pinjaman 0,4 TCI	40%	35.749.930.924,50
<b>Total Modal Perusahaan</b>		<b>89.374.827.311,26</b>

#### 11.4. Penentuan *Total Production Cost* (TPC)

##### A. Biaya Pembuatan

##### A. 1. Biaya Produksi Langsung

1. Gaji karyawan 1 tahun (TK)		3.397.200.000,00
2. Bahan baku 1 tahun		1.491.821.248.600,00
3. Biaya utilitas 1 tahun		1.542.872.954,27
4. Biaya pengemasan 1 tahun		49.115.198.470
5. Biaya lab. (8 % TK)	8%	271.776.000,00
6. Pemeliharaan dan perawatan (10 % FCI)	10%	7.771.724.114,02
7. Patent and royalties (1% TPC)	1%	733.181.520,19
8. Supervisi (15% TK)	15%	509.580.000,00
9. Penyediaan operasi (20 % pemeliharaan)	20%	1.554.344.822,80
<b>Biaya produksi langsung (DPC)</b>		<b>1.556.717.126.481,28</b>

##### A. 2. Biaya Produksi Tetap

10. Depresiasi alat (13 % FCI)	13%	10.103.241.348,23
11. Depresiasi bangunan (1% FCI)	1%	777.172.411,40
12. Pajak Kekayaan (2 % FCI)	2%	1.554.344.822,80
13. Asuransi (3% FCI)	3%	2.331.517.234,21
14. Bunga bank (20% modal pinjaman)	20%	7.149.986.184,90
<b>Biaya Produksi tetap (FPC)</b>		<b>21.916.262.001,54</b>

<b>B. Biaya Overhead Pabrik (40% TK)</b>	40%	<b>1.358.880.000,00</b>
<b>Total biaya pembuatan (COM)</b>		<b>1.579.992.268.482,83</b>

### C. Biaya Pengeluaran Umum

15. Biaya administrasi (15 % TK)	15%	509.580.000,00
16. Biaya dis. Dan pemasaran (2 % DPC)	2%	31.134.342.529,63
17. Biaya litbang (3 % DPC)	3%	46.701.513.794,44
<b>Biaya Pengeluaran Umum (GE)</b>		<b>78.345.436.324,06</b>

### D. Biaya Produksi Total (TPC)

<b>Total TPC (GE + COM)</b>		<b>1.658.337.704.806,89</b>
-----------------------------	--	-----------------------------

## 11.5. Laba Perusahaan

Laba perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Total penjualan per tahun = Rp 1.693.999.992.600,00

Laba kotor = Harga Jual - Biaya Produksi

$$= \text{Rp } 1.693.999.992.600,00 - \text{Rp } 1.658.337.704.806,89$$

$$= \text{Rp } 35.662.287.793,11$$

Pajak penghasilan = 30% dari laba kotor

$$= 30\% \times \text{Rp } 35.662.287.793,11$$

$$= \text{Rp } 7.132.457.558,62$$

Laba bersih = laba kotor x (1 - % pajak)

$$= \text{Rp } 35.662.287.793,11 \times (1 - 0,3)$$

$$= \text{Rp } 28.529.830.234,49$$

Nilai penerimaan *Cash Flow* setelah pajak ( $C_A$ ) :

$C_A$  = Laba bersih + Depresiasi alat

$$= \text{Rp } 28.529.830.234,49 + \text{Rp } 10.103.241.348,23$$

$$= \text{Rp } 38.633.071.582,72$$

## 11.6. Analisis Probabilitas

### 11.6.1. Laju Pengembalian Modal (*Rate On Investment = ROI*)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

1 ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp } 35.662.287.793,11}{\text{Rp } 77.717.241.140,22} \times 100\% = 45,89\%$$

## 2 ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{ROI}_{\text{AT}} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100 \% \\ &= \frac{\text{Rp } 28.529.830.234,49}{\text{Rp } 77.717.241.140,22} \times 100 \% \\ &= 36,71 \% \text{ dari modal investasi} \end{aligned}$$

### 11.6.2. Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp } 77.717.241.140,22}{\text{Rp } 38.633.071.582,72} \times 1 \text{ tahun} = 2,001 \text{ tahun (2 tahun)} \end{aligned}$$

### 11.6.3. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - (0,7 \text{ SVC} - \text{VC})} \times 100 \%$$

A. Biaya Produksi Tetap (FPC)	21.916.262.001,54
B. Biaya Variabel (VC)	
1. Bahan baku 1 tahun	1.491.821.248.600,00
2. Biaya utilitas 1 tahun	1.542.872.954,27
3. Biaya pengemasan 1 tahun	49.115.198.470,00
<b>Total biaya variabel (VC)</b>	<b>1.542.479.320.024,27</b>
C. Biaya Semivariabel (SVC)	
1. Biaya umum (GE)	78.345.436.324,06
2. Biaya overhead	1.358.880.000,00
3. Penyediaan operasi	1.554.344.822,80
4. Biaya lab.	271.776.000,00
5. Gaji karyawan langsung	3.397.200.000,00
6. Supervisi	509.580.000,00
7. Perawatan dan pemeliharaan	7.771.724.114,02
<b>Total biaya semi variabel (SVC)</b>	<b>93.208.941.260,89</b>

$$\text{BEP} = \frac{(21.916.262.001,54 + (0,3 \times (93.208.941.260,89)))}{(1.693.999.992.600,00) - (0,7 \times (1.542.479.320.024,27) - 93.208.941.260,89)} \times 100$$

$$\text{BEP} = 57,81\%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi} &= 57,81\% \times 35.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 20.235 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk pabrik Benzaldehyde berada diantara nilai 30 - 65%, sehingga nilai BEP diatas memadai.

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 90 % dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{\text{PBi}}{\text{PB}} = \frac{(100 - \text{BEP}) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - \text{BEP})}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

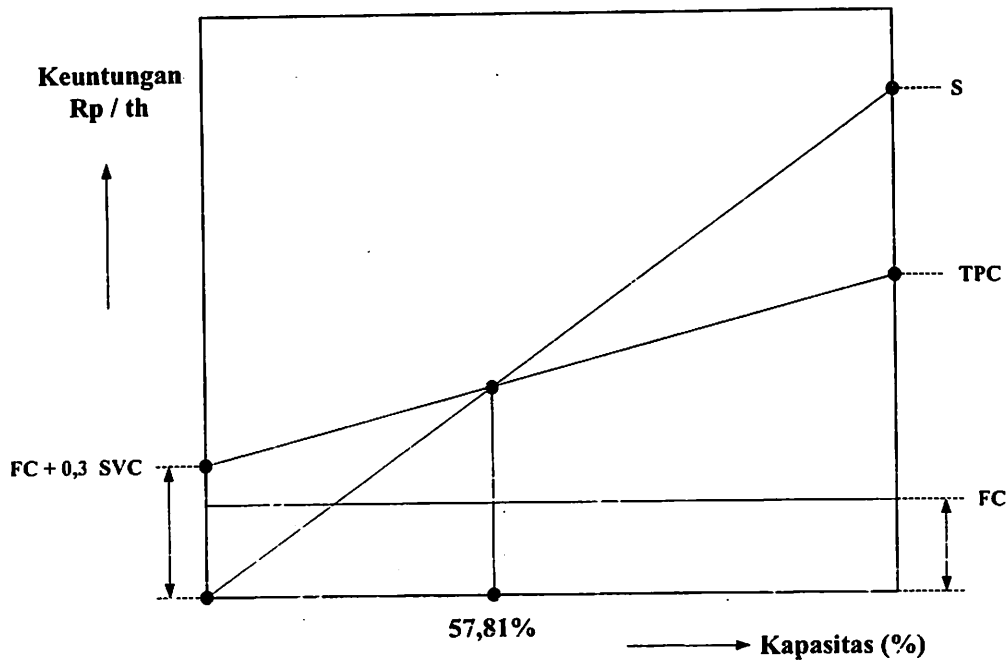
$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp } 28.529.830.234,49} = \frac{(100 - 57,81 - (100 - 90))}{(100 - 57,81)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 21.766.915.996,30$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 21.766.915.996,30 + \text{Rp } 10.103.241.348,23 \\ &= \text{Rp } 31.870.157.344,53 \end{aligned}$$





Gambar 11.6.1. Break Event Point Pra Rencana Pabrik Benzaldehyde

#### 11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - VC} \times 100\%$$

$$= \frac{(0,3 \times 93.208.941.260,89)}{(1.693.999.992.600 - (0,7 \times 93.208.941.260,89) - 1.542.479.320.024,27)}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 10,80% x 35.000 ton/tahun  
 = 3781,321 ton/th.

#### 11.6.5. Net Present Value (NPV)

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah - langkah menghitung NPV :

- a. Menghitung  $C_{A_0}$  (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$C_{A-2} = 40\% \times FCI \times (1 + i)^2$$

$$= 40\% \times \text{Rp } 77.717.241.140,22 \times (1 + 0,2)^2$$

$$= \text{Rp } 44.765.130.896,77$$

$$\begin{aligned}
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^1 \\
 &= 60\% \times \text{Rp } 77.717.241.140,22 \times (1+0,2)^1 \\
 &= \text{Rp } 67.147.696.345,15
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A0} &= -(C_{A-2} + C_{A-1}) \\
 &= -(\text{Rp } 44.765.130.896,77 + \text{Rp } 67.147.696.345,15) \\
 &= -111.912.827.241,92
 \end{aligned}$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = C_A \times Fd$$

dimana :  $C_A$  = Cash flow setelah pajak

$$Fd = \text{faktor diskon} = \frac{1}{(1+i)^n}$$

$n$  = tahun ke- $n$        $i$  = tingkat bunga bank

Tabel 11.6.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	Cash Flow/CA (Rp)	Fd (i = 0,2)	PV
0	-111.912.827.241,92	1,0000	-111.912.827.241,92
1	31.870.157.344,53	0,8333	26.558.464.453,77
2	38.633.071.582,72	0,6944	26.828.521.932,44
3	38.633.071.582,72	0,5787	22.357.101.610,37
4	38.633.071.582,72	0,4823	18.630.918.008,64
5	38.633.071.582,72	0,4019	15.525.765.007,20
6	38.633.071.582,72	0,3349	12.938.137.506,00
7	38.633.071.582,72	0,2791	10.781.781.255,00
8	38.633.071.582,72	0,2326	8.984.817.712,50
9	38.633.071.582,72	0,1938	7.487.348.093,75
10	38.633.071.582,72	0,1615	6.239.456.744,79
<b>Nilai sisa</b>	0	0,1615	0
<b>WCI</b>	11.657.586.171,03	0,1615	1.882.765.249,64
<b>Jumlah</b>			46.302.250.332,18

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Benzaldehyde layak untuk didirikan.

### 11.6.6. Internal Rate Of Return (IRR)

Tabel 11.6.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke -1	Cash Flow	Fd 20% 20	PV1	40% 40	PV2
0	111.912.827.241,92	1,0000	111.912.827.241,92	1,0000	111.912.827.241,92
1	31.870.157.344,53	0,8333	26.558.464.453,77	0,7143	22.764.398.103,23
2	38.633.071.582,72	0,6944	26.828.521.932,44	0,5102	19.710.750.807,51
3	38.633.071.582,72	0,5787	22.357.101.610,37	0,3644	14.079.107.719,65
4	38.633.071.582,72	0,4823	18.630.918.008,64	0,2603	10.056.505.514,03
5	38.633.071.582,72	0,4019	15.525.765.007,20	0,1859	7.183.218.224,31
6	38.633.071.582,72	0,3349	12.938.137.506,00	0,1328	5.130.870.160,22
7	38.633.071.582,72	0,2791	10.781.781.255,00	0,0949	3.664.907.257,30
8	38.633.071.582,72	0,2326	8.984.817.712,50	0,0678	2.617.790.898,07
9	38.633.071.582,72	0,1938	7.487.348.093,75	0,0484	1.869.850.641,48
10	38.633.071.582,72	0,1615	6.239.456.744,79	0,0346	1.335.607.601,06
Nilai sisa	0	0,1615	0	0,0346	0
WCI	11.657.586.171,03	0,1615	1.882.765.249,64	0,0346	403021558,01
Jumlah			46.302.250.332,18		-23.096.798.757,04

$$\begin{aligned}
 \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 20\% + \frac{46.302.250.332,18}{46.302.250.332,18 - (-23.096.798.757,04)} \times (40 - 20) \\
 &= 33,343\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (20 %), maka Pabrik Benzaldehyde layak untuk didirikan



## BAB XII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 12.1 Kesimpulan

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Benzaldehida dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan, dengan memperhitungkan beberapa aspek :

##### a. Aspek Lokasi

Pabrik ini didirikan di Cilegon, kabupaten Serang, Banten. Pabrik ini diperkirakan sangat menguntungkan, mengingat :

- Cilegon dekat dengan sumber bahan baku yang dapat diperoleh dari PT. Styrimdo Mono Indonesia
- Penyediaan sumber air yang cukup, baik berasal dari air kawasan maupun PDAM sehingga memudahkan pengadaan utilitas.
- Penyediaan sumber tenaga listrik yang cukup.

##### b. Aspek Sosial

Pendirian Pabrik Benzaldehida ini bila ditinjau dari aspek sosial dinilai menguntungkan karena :

- Dapat menciptakan lapangan kerja baru.
- Memberikan kesempatan kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan.

##### c. Aspek Ekonomi

- Di Indonesia kebutuhan akan Benzaldehida semakin meningkat sejalan dengan kebutuhan akan bahan kimia, cat, parfum, dan aroma pewangi.
- Dapat mengurangi kebutuhan import benzaldehida yang selama ini masih berasal dari luar negeri.

Ditinjau dari hal di atas maka pendirian Pabrik Benzaldehida di Indonesia sangat penting karena dapat membantu program pemerintah dalam rangka meningkatkan industrialiasi dan juga dapat menambah pendapatan/devisa negara.



Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Benzaldehida ini dan dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut ;

ROI <sub>BT</sub>	: 36,71 %
ROI <sub>AT</sub>	: 45,89 % > bunga bank : 20% (layak untuk didirikan)
POT	: 2,001 tahun (2 tahun)
BEP	: 57,81%
NPV	: Rp. 46.302.250.332,18 > 0 (layak untuk didirikan)
IRR	: 33,34 % > bunga bank : 20% (layak untuk didirikan)

d. Aspek Pemasaran

- Banyaknya industri bahan kimia, sabun, parfum dan kosmetik, cat celup yang membutuhkan Benzaldehida sebagai bahan tambahan dalam mendukung pemasaran Benzaldehida di dalam negeri sehingga diharapkan dapat mengurangi kebutuhan akan import.
- Mudahnya transportasi sehingga memungkinkan distribusi produk dan pengadaan bahan baku bisa lebih mudah dan efisien sehingga dapat menekan biaya.

## 12.2 Saran

1. Diharapkan Indonesia dapat mengembangkan industri Benzaldehida mengingat Indonesia belum terdapat pabrik ini.
2. Diharapkan agar penggunaan Benzaldehida bisa dikembangkan lagi dalam industri kimia maupun farmasi.
3. Diharapkan bangsa Indonesia dengan adanya pabrik ini dapat mengurangi tingkat import dari luar negeri, bahkan jika memungkinkan akan dilakukan eksport.