

## **TUGAS AKHIR**

### **Prarancangan pabrik fosgen dari karbon monoksida dan gas klor kapasitas 30.000 ton/tahun**



**Disusun Oleh :**

- 1. Niken Rakhmawati                      NIM. I.0501035**
- 2. RM. Hatmiyarsa D.P.                      NIM. I0501039**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SEBELAS MARET  
SURAKARTA**

**2007**

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia mengalami perkembangan yang cukup pesat. Perkembangan yang cukup pesat ini dapat dilihat dari meningkatnya jenis bahan kimia yang diproduksi dan kuantitasnya. Dengan peningkatan ini, berarti meningkat pula kebutuhan bahan baku dan bahan penunjang produksinya.

Fosgen, dengan rumus molekul  $\text{COCl}_2$  merupakan produk yang dihasilkan dari proses reaksi antara karbon monoksida dengan gas klor, cukup potensial untuk dikembangkan di Indonesia mengingat semakin banyak industri yang menggunakannya dan karena kebutuhannya di Indonesia masih dipenuhi dari impor. Penggunaan fosgen terbesar sebagai bahan intermediate untuk pembentukan isocyanat pada pembuatan *polyurethane* dan untuk pembuatan *polycarbonate*. *Polycarbonate* dan *polyurethane* merupakan produk yang sangat dikembangkan pemanfaatannya, misalnya untuk optical disc (cd dan dvd), busa pada automotif, roda, perabotan, bahkan untuk lem dan kondom. Selain itu fosgen juga digunakan pada industri farmasi dan pestisida juga sebagai *chlorinating agent*.

Segi-segi positif dengan didirikannya pabrik fosgen ini adalah :

1. mengatasi masalah pengangguran dengan terciptanya lapangan kerja.
2. mengurangi ketergantungan akan produk impor.

### 3. merangsang pertumbuhan pabrik-pabrik baru

Fosgen pada suhu kamar dan tekanan atmosfer berupa gas tidak berwarna. Senyawa fosgen ini pertama kali dibuat pada tahun 1812 oleh J. Davy dengan reaksi dari karbon monoksida dan gas klor sebagai bahan baku dan karbon aktif sebagai katalisatornya.

Saat ini, kebutuhan fosgen di Indonesia masih diimpor dari negara-negara penghasil fosgen.

Tabel 1.1. Produsen fosgen di dunia

Negara	Jumlah(%)
Eropa Barat	40
Amerika	37
Jepang	11
Eropa Timur	7
Amerika Latin & Timur Jauh	5

(Ullman,1985)

Perencanaan pendirian pabrik fosgen di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri yang semakin meningkat setiap tahunnya, sehingga hal ini dapat mengurangi ketergantungan pada luar negeri dan dapat merangsang pertumbuhan pabrik-pabrik baru di Indonesia yang membutuhkan fosgen.

## 1.2 Kapasitas Perancangan

Permintaan fosgen di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Kebutuhan tersebut dapat dilihat dari impor fosgen pada tabel 1.2

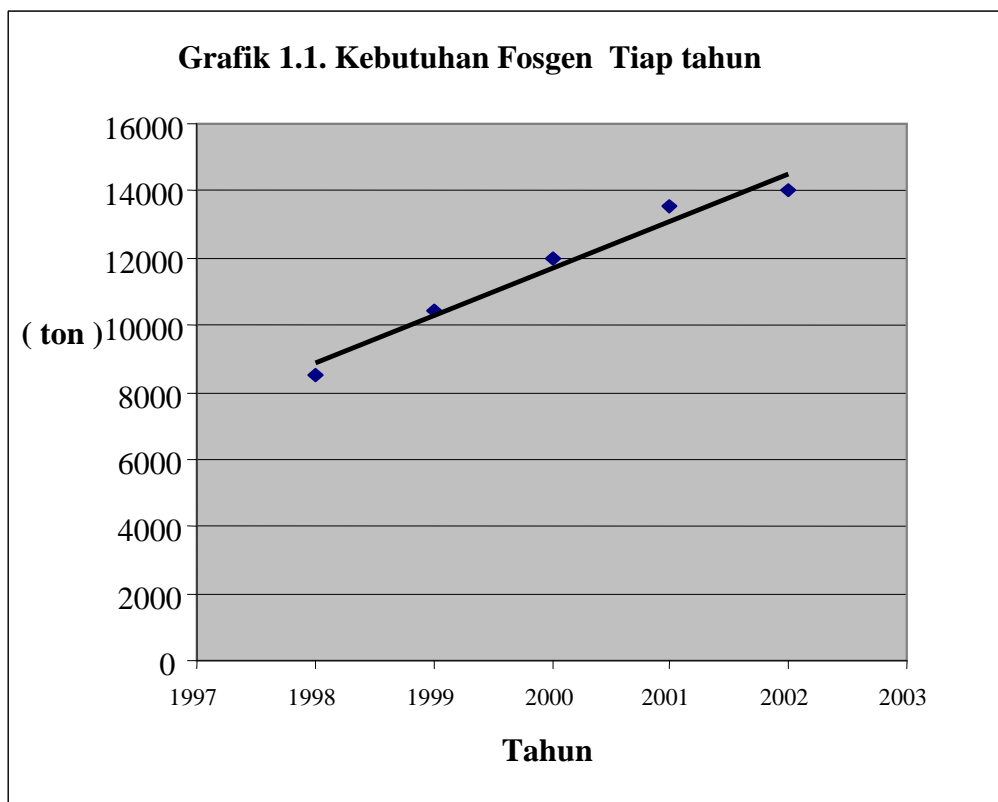
Tabel 1.2. Impor fosgen di Indonesia

Tahun	Impor ( ton )
1998	8500,387
1999	10445,821
2000	12001,761
2001	13531,213
2002	14014,093

( Sumber : Biro Pusat Statistik )

Dari tabel di atas diperoleh persamaan garis lurus antara data tahun sebagai sumbu x dan data impor sebagai sumbu y yaitu :

$$y = 1411,28 x - 2810862,15.$$



Persamaan di atas dipakai untuk menghitung kebutuhan fosgen pada tahun 2013, yaitu :

$$\begin{aligned}y &= 1411,28 \cdot (2013) - 2810862,15 \\ &= 30044,49\end{aligned}$$

Direncanakan pendirian pabrik fosgen pada tahun 2013. Dari perhitungan di atas diperoleh kapasitas perancangan pabrik sebesar 30.000 ton /tahun. Kapasitas pabrik sebesar 30.000 ton/ tahun sesuai dengan harapan :

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Dapat membuka kesempatan berdirinya industri-industri lain yang menggunakan fosgen.

### **1.3 Lokasi Pabrik**

Rencananya pabrik akan didirikan di daerah Banten, dengan alasan :

1. Ketersediaan bahan baku

Pabrik berusaha untuk memperoleh bahan baku baik secara kualitatif maupun kuantitatif dengan mudah, harga murah serta keseimbangan yang berkesinambungan dan biaya pengangkutan yang rendah dan resiko kerusakan kecil, sehingga biaya produksi dapat ditekan serendah mungkin, dan kualitas produk sesuai dengan standar. Bahan baku CO dialirkan melalui pemipaan langsung dari PT AIR PRODUCTS INDONESIA yang berlokasi di Banten dan Cl<sub>2</sub> dari PT SULFINDO ADIUSAHA yang juga berlokasi di Banten, sehingga menghemat biaya transportasi dan penyimpanan.

## 2. Penyediaan utilitas

Kebutuhan listrik didapatkan dari PLN dan generator, di mana bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina. Dan untuk penyediaan air dapat diambil dari PAM (Perusahaan Air Minum) yang letaknya tidak jauh.

## 3. Penyediaan tenaga kerja

Tenaga kerja di Indonesia cukup banyak sehingga penyediaan tenaga kerja tidak terlalu sulit memperolehnya.

## 4. Sarana transportasi

Transportasi sangat penting bagi suatu industri. Daerah Banten dekat dengan pelabuhan serta memiliki jalan raya dan jalan tol yang memadai sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku dan produk.

## 5. Kemungkinan perluasan pabrik

Banten merupakan kawasan industri yang cukup luas sehingga memungkinkan adanya perluasan pabrik.

## 6. Pemasaran hasil industri

Banten merupakan kawasan industri sehingga lokasi itu cocok untuk didirikan pabrik fosgen karena merupakan bahan intermediate yang diperlukan sebagai bahan baku untuk pabrik lain.

## **1.4 Tinjauan Pustaka**

### **1.4.1. Proses**

Pada pembuatan fosgen, baik di Negara-negara Eropa maupun di Amerika yang telah memproduksi fosgen dengan kapasitas mencapai ratusan juta pound

per tahun, hanya dikenal satu macam proses yaitu dengan menggunakan karbon monoksida dan gas klor sebagai bahan baku dan karbon aktif sebagai katalisator. Reaksi berjalan pada fase gas dan dijalankan dalam suatu reaktor *fixed bed multitube*. Katalisator diletakkan di dalam *tube-tube* reaktor sedangkan pendingin di dalam *shell* yang akan membawa panas reaksi yang eksotermik.

Gas keluar reaktor akan dikondensasikan untuk mendapatkan fosgen cair, sedang fosgen yang tidak terkondensasikan dan *uncondensable gas* dibuang sebagai gas buang.

(Ullman,1985)

#### 1.4.2. Kegunaan produk

Berbagai kegunaan fosgen adalah sebagai berikut :

1. Dalam industri farmasi dan industri pestisida, digunakan untuk membentuk *chloro formic ester*.



Alkohol      Fosgen      Chloroformic ester

2. Untuk pembuatan plastik *polycarbonate* yaitu dengan mereaksikan fosgen dengan Bhispenol A (BPA) secara langsung atau tidak langsung melalui *dhipenyl carbonate*.

Kegunaan *polycarbonate* :

1. Optical Disc

Untuk cd dan dvd

2. Automotif

*Polycarbonate* digunakan untuk busa pada interior mobil dan bumper

3. Electrical dan elektronik

Sebagai *electric conector*, outlet box dan kabel jaringan telepon

4. Perabotan

Plastik *polycarbonate* dapat juga digunakan untuk membuat meja, kursi termasuk botol susu.

(Kirk Othmer,1978)

3. Digunakan dalam pembuatan *polyurethane* yaitu dalam pembentukan isocyanat.

Kegunaan *polyurethane* :

1. Pernis

Sebagai pelapis terakhir untuk menutupi dan melindungi kayu.

2. Lem

Untuk membuat lem perekat kayu. Contohnya Gorilla glue

3. Roda

Pembuatan roda pada in line skates, roler blade.

4. Automotive

Busa pada interior mobil seperti sandaran kepala, atap. Pada eksterior mobil seperti bumper dan fender.

5. Kondom

Kondom yang dihasilkan antara lain Trojan Supra dan DUREX

([www.wikipedia.com](http://www.wikipedia.com))



4. Dalam kimia anorganik fosgen digunakan untuk memproduksi aluminium chloride
5. Dalam industri gelas fosgen digunakan sebagai *bleaching sand* dan *chlorinating agent*.

(Ullman,1985)

### 1.4.3. Sifat-sifat bahan baku dan produk

#### 1.4.3.1. Bahan baku

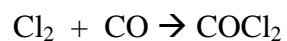
##### 1. Gas Klor ( $\text{Cl}_2$ )

Sifat fisis :

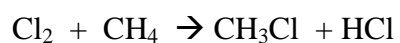
- Fasa (pada P dan T lingkungan) : gas
- Berat molekul : 71 kg/kgmol
- Titik didih (1 atm) :  $-34,5^\circ\text{C}$
- Titik beku (1 atm) :  $-100,98^\circ\text{C}$
- Densitas gas : 0,9425 gr/ml
- Suhu kritis :  $-144^\circ\text{C}$

Sifat kimia :

- Bereaksi dengan CO membentuk fosgen



- Bereaksi dengan methana membentuk *methylchloride*



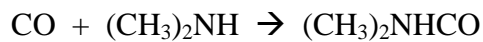
## 2. Karbon Monoksida (CO)

Sifat fisis :

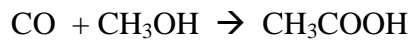
- Fasa (pada P dan T lingkungan) : gas
- Berat molekul : 28 kg/kgmol
- Titik didih (1 atm) : -192°C
- Titik beku (1 atm) : -207°C
- Densitas gas (21°F, 1 atm) : 1.1613 kg/m<sup>3</sup>
- Suhu kritis : -140,22°C

Sifat kimia :

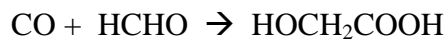
- Bereaksi dengan methylamine membentuk dimethyl formamide



- Bereaksi dengan methanol membentuk asam asetat



- Bereaksi dengan formaldehid membentuk asam glikol



### 1.4.3.2. Produk

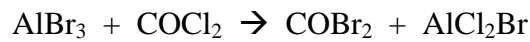
Fosgen (COCl<sub>2</sub>)

Sifat fisis :

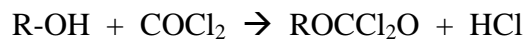
- Fasa (pada P dan T lingkungan) : gas
- Berat molekul : 99 kg/kgmol
- Titik didih : 8,2°C
- Densitas gas : 0,26 kg/m<sup>3</sup>
- Suhu kritis : 181,89°C

Sifat kimia :

- Bereaksi dengan aluminium bromide membentuk carbonyl dan aluminium chloro bromide



- Bereaksi dengan alkohol membentuk ester



- Bereaksi dengan amina sekunder membentuk carbonyl chloride

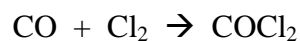


#### 1.4.4. Tinjauan proses secara umum

Proses pembuatan fosgen dijalankan pada fase gas dengan mereaksikan karbon monoksida dan gas klor dengan katalis karbon aktif pada reaktor *fixed bed multitube* pada tekanan atmosferis dan suhu 125-150°C. Reaktor dilengkapi dengan pendingin karena reaksinya eksotermis. Katalisator diletakkan dalam tube-tube reaktor, sedangkan pendingin di dalam shell.

(Ullman,1985)

Reaksi :



Harga konstanta kesetimbangan adalah :

$$K = \frac{\text{COCl}_2}{[\text{CO}][\text{Cl}_2]}$$

(Leidler,1980)

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1. Spesifikasi bahan baku Utama

###### 1. Gas Klor

- Rumus Molekul :  $\text{Cl}_2$
- Berat Molekul : 71
- Fase : cair
- Kemurnian : 99,9%
- Impuritas : 0,1 %  $\text{H}_2$

###### 2. Karbon Monoksida

- Rumus Molekul :  $\text{CO}$
- Berat Molekul : 28
- Fase : gas
- Kemurnian : 98,5%
- Impuritas : 1,5 %  $\text{H}_2$

##### 2.1.2. Spesifikasi bahan pembantu

###### 1. Katalis karbon aktif

- Bentuk : Butiran
- Diameter : 4 mm
- Bulk density :  $1350 \text{ kg/m}^3$

### 2.1.3. Spesifikasi produk

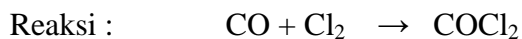
#### 1. Fosgen

- Rumus Molekul :  $\text{COCl}_2$
- Berat Molekul : 99
- Fase : cair
- Kemurnian : 99,9 %
- Impuritas : 0,1 %  $\text{Cl}_2$

## 2.2. Konsep Proses

### 2.2.1. Dasar reaksi

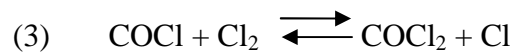
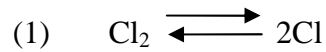
Pada pembuatan fosgen, baik di Negara-negara Eropa maupun di Amerika yang telah memproduksi fosgen dengan kapasitas mencapai ratusan juta pound per tahun, hanya dikenal satu macam proses yaitu dengan menggunakan karbon monoksida dan gas klor sebagai bahan baku dan karbon aktif sebagai katalisator. Reaksi berjalan pada fase gas dan dijalankan dalam suatu reaktor *fixed bed multitube* pada tekanan 1 atm dan suhu 125-150°C. Katalisator diletakkan di dalam *tube-tube* reaktor sedangkan pendingin di dalam *shell* yang akan membawa panas reaksi yang eksotermik. Reaksi bersifat *irreversible* (tidak dapat balik / searah).



Dari reaksi diatas akan didapat konversi fosgen sebesar 99%.

### 2.2.2. Mekanisme Reaksi

Reaksi pembentukan fosgen dari karbon monoksida dan gas klor berlangsung dengan mekanisme reaksi :



Reaksi no (1) dan (2) berlangsung cepat sedangkan reaksi no (3) berlangsung lambat sehingga reaksi yang mengontrol adalah reaksi no (3)

$$K_1 = \frac{[\text{Cl}]^2}{[\text{Cl}_2]}$$

$$[\text{Cl}] = K_1^{1/2} [\text{Cl}_2]^{1/2}$$

$$K_2 = \frac{[\text{COCl}]}{[\text{Cl}][\text{CO}]}$$

$$[\text{COCl}] = K_2 [\text{Cl}] [\text{CO}]$$

$$= K_2 K_1^{1/2} [\text{Cl}_2]^{1/2} [\text{CO}]$$

$$\frac{d[\text{COCl}_2]}{dt} = k_3 [\text{COCl}] [\text{Cl}_2]$$

$$= k_3 K_2 K_1^{1/2} [\text{Cl}_2]^{1/2} [\text{CO}] [\text{Cl}_2]$$

$$= k_3 K_2 K_1^{1/2} [\text{Cl}_2]^{3/2} [\text{CO}]$$

$$= k [\text{Cl}_2]^{3/2} [\text{CO}]$$

(Leidler, 1980)

Dari mekanisme reaksi di atas dapat dibuat mekanisme reaksi katalitik antara zat reaktan  $\text{Cl}_2$  dan  $\text{CO}$  pada katalisator karbon aktif berbentuk padatan sebagai berikut :



Keterangan :  $A = \text{Cl}_2$

$B = \text{CO}$

$D = \text{fosgen}$

$C_v =$  konsentrasi di puncak kosong katalis

$C_{is} =$  konsentrasi i pada permukaan katalis

$C_t =$  konsentrasi di puncak aktif

1. Adsorbsi



$$r_{AD} = k_1 \left[ P_A \cdot C_v^2 - \frac{C_{A.S}^2}{K_1} \right]$$

2. Reaksi permukaan



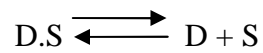
$$r_2 = k_2 \left[ C_{A.S} \cdot P_B - \frac{C_{C.S}}{K_2} \right]$$

3. Reaksi permukaan



$$r_3 = k_3 \left[ C_{C.S} \cdot C_A - \frac{C_{D.S}}{K_3} \right]$$

4. Desorbsi



(cepat)

$$r_{DD} = k_{DD} \left[ C_{DS} - \frac{P_D \cdot C_V}{K_{DD}} \right]$$

Reaksi yang mengontrol adalah reaksi yang ketiga

$$-r_A = r_s = k_3 \left[ C_{C.S} \cdot P_A - \frac{C_{D.S}}{K_3} \right]$$

Reaksi kesatu, dua dan empat sangat cepat sehingga :

- $k_1 \gg$

$$\frac{r_{AD}}{k_1} = 0 \rightarrow C_{A.S} = K_1^{1/2} P_A^{1/2} C_V$$

- $k_2 \gg$

$$\frac{r_2}{k_2} = 0 \rightarrow C_{C.S} = K_2 C_{A.S} P_B$$

$$C_{C.S} = K_1^{1/2} K_2 P_A^{1/2} P_B C_V$$

- $k_{DD} \gg$

$$\frac{r_{DD}}{k_{DD}} = 0 \rightarrow C_{D.S} = \frac{P_D \cdot C_V}{K_{DD}}$$

Reaksi ketiga berjalan lambat sehingga :

- $k_3 \ll$

$$r_s = k_3 \left[ C_{C.S} \cdot P_A - \frac{C_{D.S}}{K_3} \right]$$

$$= k_3 \left[ K_1^{1/2} K_2 \cdot P_A^{1/2} \cdot P_B \cdot C_V \cdot P_A - \frac{P_D \cdot C_V}{K_{DD} \cdot K_3} \right]$$



$$= k_3 \cdot K_1^{1/2} \cdot K_2 \cdot C_V \left[ P_A^{3/2} \cdot P_B \cdot - \frac{P_D}{K_1^{1/2} \cdot K_2 \cdot K_{DD} \cdot K_3} \right]$$

$P_D = 0$  ( tidak ada pada awal reaksi)

Sehingga persamaan menjadi :

$$-r_A = k_3 \cdot K_1^{1/2} \cdot K_2 \cdot C_V [P_A^{3/2} \cdot P_B]$$

$$\text{NM. Puncak} = C_T = C_V + C_{A,S} + C_{C,S} + C_{D,S}$$

$$= C_V + K_1^{1/2} P_A^{1/2} C_V + K_1^{1/2} K_2 P_A^{1/2} P_B C_V + \frac{P_D \cdot C_V}{K_{DD}}$$

$$= C_V \left( 1 + K_1^{1/2} P_A^{1/2} + K_1^{1/2} K_2 P_A^{1/2} P_B + \frac{P_D}{K_{DD}} \right)$$

$$P_D = 0$$

$$C_V = \frac{C_T}{1 + K_1^{1/2} P_A^{1/2} + K_1^{1/2} K_2 P_A^{1/2} P_B}$$

$$\text{Asumsi} : 1 \gg \gg K_1^{1/2} P_A^{1/2} + K_1^{1/2} K_2 P_A^{1/2} P_B$$

$$C_V = C_T$$

Sehingga :

$$-r_A = k_3 \cdot K_1^{1/2} \cdot K_2 \cdot C_T [P_A^{3/2} \cdot P_B]$$

Untuk gas  $P = C$  dan  $k = k_3 \cdot K_1^{1/2} \cdot K_2 \cdot C_T$

maka pers menjadi :

$$-r_A = k [C_A^{3/2} \cdot C_B] = k [Cl_2]^{3/2} [CO]$$

### 2.2.3. Tinjauan Kinetika



Persamaan kecepatan reaksi menurut Leidler adalah :

$$-r_A = k [\text{Cl}_2]^{3/2} [\text{CO}]$$

persamaan hubungan konstanta dengan suhu adalah sebagai berikut :

$$k = 1,05 \times 10^{-11} e^{\frac{-26,230}{RT}}$$

dengan :  $R = \text{kcal/mol K}$

$$T = \text{K}$$

[www.kinetics.nist.gov](http://www.kinetics.nist.gov)

### 2.2.4 Tinjauan Termodinamika

$$\begin{aligned} \text{Reaksi : } \text{CO} + \text{CL}_2 &\rightarrow \text{COCl}_2 \\ \Delta H_{298} &= \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= (-221,06) - (-110,62 + 0) \\ &= -110,44 \text{ Kj/mol} \\ &= -110440 \text{ Kj/Kmol} \end{aligned}$$

Dilihat dari tanda (-) pada  $\Delta H_{298}$  dapat disimpulkan bahwa reaksinya eksotermis.

Reaksi dapat berjalan apabila energi Gibbs ( $\Delta G$ ) besarnya negatif.

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_f \text{ total} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (-206,91) - (-137,37 + 0) \\ &= -69,54 \text{ Kj/mol} \\ &= -69540 \text{ Kj/Kmol} \\ \Delta G^\circ_f &= -R T \ln K \end{aligned}$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G^{\circ}_f}{R \times T} = \frac{69540}{8,314 \times 298} = 28,0678$$

$$K = 1,5477 \times 10^{12} \text{ (pada 298K)}$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G^{\circ}_f}{R \times T} = \frac{69540}{8,314 \times 398} = 21,0156$$

$$K = 1,3395 \times 10^9 \text{ (pada 398 K)}$$

Dari hasil perhitungan dapat dilihat bahwa  $K > 1$ , maka dapat disimpulkan bahwa reaksi bersifat *irreversible*.

### 2.3. Diagram Alir Proses

#### 2.3.1 Diagram alir proses

( lihat halaman 27 )

#### 2.3.2 Langkah Proses

Langkah proses pembuatan fosgen dari karbon monoksida dan gas klor dapat dikelompokkan dalam tiga tahap proses, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap proses utama
3. Tahap pemurnian produk

#### 1. Tahap persiapan bahan baku

Gas klor di simpan dalam tangki penyimpan pada fase cair dengan tekanan 35 atm, suhu 30°C kemudian dialirkan melalui expansion valve sehingga tekanan turun menjadi 1,05 atm dalam fase gas. Setelah itu dipanaskan dengan HE hingga mencapai suhu 125°C.

Karbon monoksida disimpan pada tekanan 35 atm, suhu 30°C dalam fase gas diekspansi sampai tekanan 1,05 atm, kemudian dipanaskan dengan HE hingga suhu mencapai 125°C.

#### 2. Tahap proses utama

Bahan baku  $\text{Cl}_2$  dan CO yang telah bertekanan 1,05 atm dan suhu 125°C tersebut dimasukkan ke dalam reaktor yang berisi katalis padat karbon aktif. Di dalam reaktor terjadi proses reaksi CO dan  $\text{Cl}_2$  menjadi fosgen ( $\text{COCl}_2$ ).

Reaktor yang digunakan adalah reaktor jenis *fixed bed multi tube* dengan kondisi *non isothermal, non adiabatic* dan bersifat eksotermis. Reaktor dioperasikan pada suhu 125-149,64°C dengan tekanan 1,05 atm. Konversi yang diperoleh di dalam reaktor sebesar 99%.

### 3. Tahap pemurnian produk

#### a Pemurnian fosgen awal

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan fosgen untuk mendapatkan kemurnian yang lebih tinggi dan hanya disertai impuritas Cl<sub>2</sub>.

Produk reaktor yang keluar dinaikkan tekanannya sampai 3 atm dengan menggunakan kompresor dan suhu naik menjadi 152,58°C. Dari kompresor produk dimasukkan ke Condenser Parsial (CP) untuk memisahkan fosgen dari hidrogen dan karbon monoksida yang merupakan gas *non condensable* dengan cara suhu diturunkan menjadi 39,16°C dengan menggunakan media pendingin air. Hasil keluaran CP merupakan campuran uap-cair pada 3 atm, 39,16°C. Dari CP, campuran uap-cair tersebut dimasukkan ke Separator (SP) untuk memisahkan antara uap dan cair. Uap yang terdiri dari H<sub>2</sub>, CO, sedikit Cl<sub>2</sub> serta sedikit fosgen keluar sebagai hasil atas SP sedangkan cairan yang terdiri dari fosgen dan Cl<sub>2</sub> keluar sebagai hasil bawah SP dengan kemurnian fosgen sebesar 99,3 %.

#### b Pemurnian fosgen akhir

Produk fosgen dengan kemurnian 99,3 % tersebut sebelum dimasukkan ke menara distilasi terlebih dahulu dinaikkan tekanannya hingga 5 atm dengan menggunakan Pompa (P-01). Hasil keluaran pompa kemudian dialirkan ke Menara distilasi (MD). Di dalam MD, fosgen dimurnikan lagi sehingga diperoleh hasil bawah MD berupa fosgen dengan kemurnian 99,9% pada 5 atm, 58,56°C dalam kondisi cair.

#### c Tahap penyimpanan produk

Fosgen keluar MD kemudian dialirkan melalui Heat Exchanger (HE-03) sehingga diperoleh suhu 35°C dan disimpan dalam tangki penyimpan produk (TP) dengan kondisi tekanan 4,5 atm dan suhu 35°C.

## 2.4. Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.4.1. Neraca Massa

### 2.4.1.1. Neraca massa total

Tabel 2.1. Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 7	Arus 8
CO	1084,612		10,846		
H <sub>2</sub>	16,517	2,753	19,270		
Cl <sub>2</sub>		2750,266	0,029	23,686	3,788
COCl <sub>2</sub>			1,052	11,386	3784,091
<b>Total</b>	3854,148		3854,148		

### 2.4.1.2. Neraca massa tiap alat

#### 1. Reaktor ( R )

Tabel 2.2. Neraca massa reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CO	1084,612	10,846
H <sub>2</sub>	19,270	19,270
Cl <sub>2</sub>	2750,266	27,503
COCl <sub>2</sub>	-	3796,529
<b>Total</b>	3854,148	3854,148

#### 2. Condensor Parsial (CP) dan Separator (SP)

Tabel 2.3. Neraca massa CP dan SP

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Uap	Cair
CO	10,846	10,846	-
H <sub>2</sub>	19,270	19,270	-
Cl <sub>2</sub>	27,503	0,029	27,479
COCl <sub>2</sub>	3796,529	1,052	3795,477
<b>Total</b>	3854,148	31,197	3822,951
		3854,148	

#### 3. Menara Distilasi (MD)

Tabel 2.4. Neraca massa MD

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		Uap	Cair
CO	-	-	-
H <sub>2</sub>	-	-	-
Cl <sub>2</sub>	27,474	23,686	3,788
COCl <sub>2</sub>	3795,477	11,386	3784,091
		35,072	3787,879

Total	3822,951	3822,951
-------	----------	----------

## 2.4.2. Neraca Panas Alat

### 1. Reaktor ( R )

Tabel 2.5. Neraca panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CO	248429,954	309599,724
H <sub>2</sub>	1143619,138	14251,714
Cl <sub>2</sub>	1231907,947	15368,786
COCl <sub>2</sub>	-	1185062,351
Panas reaksi	4235238,893	-
Panas pendingin	-	5334913,357
TOTAL	6859196,932	6859196,932

### 2. Condensor Parsial (CP) dan Separator (SP)

Tabel 2.6. Neraca panas CP

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CO	2101548,727	2069624,363
H <sub>2</sub>	10461,116	9182,443
Cl <sub>2</sub>	8725,585	421,020
COCl <sub>2</sub>	1213308,409	61937,003
Panas pendingin	-	1192879,008
TOTAL	3334043,837	3334043,837

### 3. Menara Distilasi (MD)

Tabel 2.7. Neraca panas MD

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
		Distilat	Bottom
Cl <sub>2</sub>	413,908	-182,220	136,900

COCl <sub>2</sub>	61675,800	-95,136	145551,783
Panas Kondensor	-	323241,345	-
Panas Reboiler	406562,965	-	-
TOTAL	468652,673	322963,989	145688,683
		468652,673	

## 2.5. Lay Out Pabrik dan Peralatan

### 2.5.1. Lay Out Pabrik

Lay out pabrik adalah pengaturan dan penyusunan alat proses dan fasilitas pabrik lainnya, sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara aman, efektif dan efisien.

Tata letak pabrik perlu disusun dengan baik dengan tujuan :

- a. Mempermudah akses keluar masuk pabrik, baik untuk manusia maupun barang.
- b. Mempermudah pemasangan, pemeliharaan dan perbaikan peralatan.
- c. Membuat proses pengolahan dari bahan baku hingga menjadi produk berlangsung secara efisien.
- d. Mengantisipasi dampak yang mungkin timbul apabila terjadi musibah, seperti ledakan, kebakaran, dsb.
- e. Mengoptimalkan keuntungan.

Untuk mencapai tujuan tersebut di atas, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan tata letak pabrik yang baik, antara lain :

- a. Pabrik fosgen akan didirikan di atas tanah yang masih kosong, sehingga tata letak pabrik tidak dipengaruhi adanya bangunan lain.
- b. Perlu disediakan areal untuk kemungkinan perluasan.
- c. Area utilitas ditempatkan jauh dari area proses, untuk menjaga agar tidak terjadi kontak antara bahan bakar dengan sumber panas.

- d. Fasilitas karyawan seperti tempat ibadah, kantin, klinik ditempatkan di lokasi yang mudah terjangkau dan tidak mengganggu proses.
- e. Fasilitas bengkel pada lokasi yang strategis.

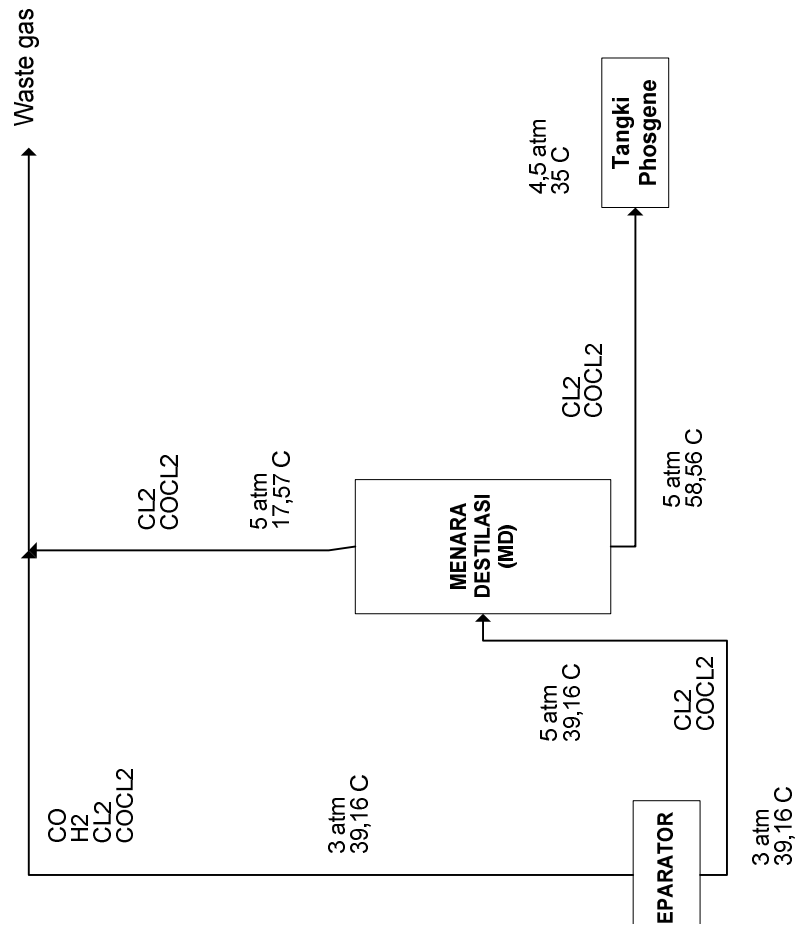
### **2.5.2. Tata Letak Peralatan**

Dalam menyusun tata letak peralatan ada beberapa hal yang harus diperhatikan :

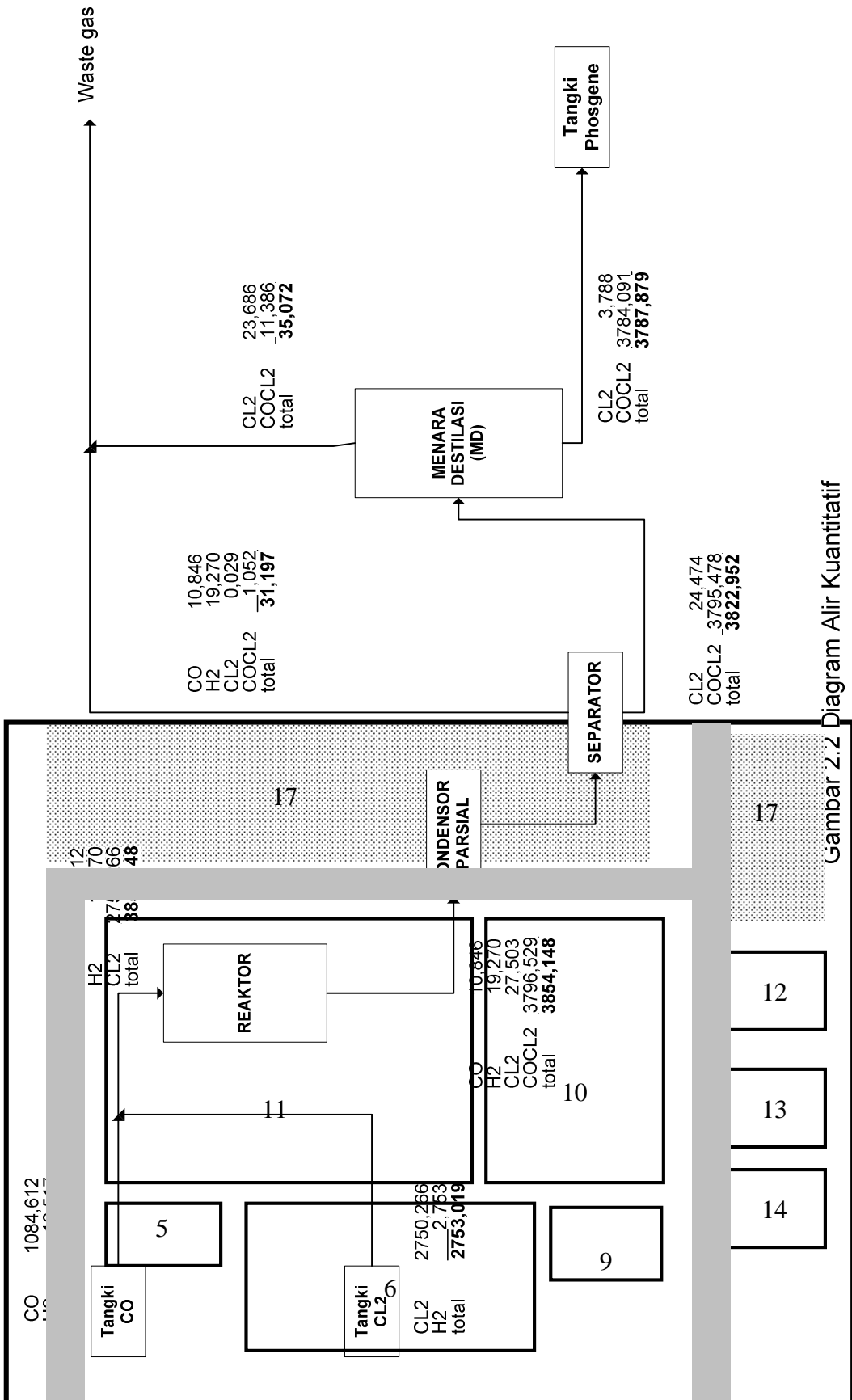
- a. Peralatan yang sejenis ditempatkan secara berkelompok untuk memudahkan pemeliharaan.
- b. Alat kontrol diletakkan pada lokasi yang mudah diamati oleh operator.
- c. Susunan alat dan pemipaan diusahakan tidak mengganggu operator.
- d. Sistem pemipaan diberi warna sedemikian rupa sehingga mempermudah operator untuk mengidentifikasi apabila terjadi masalah.
- e. Tata letak peralatan harus menyediakan minimal dua arah bagi karyawan untuk menyelamatkan diri apabila terjadi ledakan atau kebakaran.
- f. Peralatan yang sekiranya rawan terhadap kebakaran seperti tangki penyimpan, dilengkapi tanggul untuk mengisolir lokasi apabila terjadi kebakaran.
- g. Sirkulasi udara yang baik dan cahaya yang cukup merupakan faktor penting yang mempengaruhi semangat dan hasil kerja karyawan.



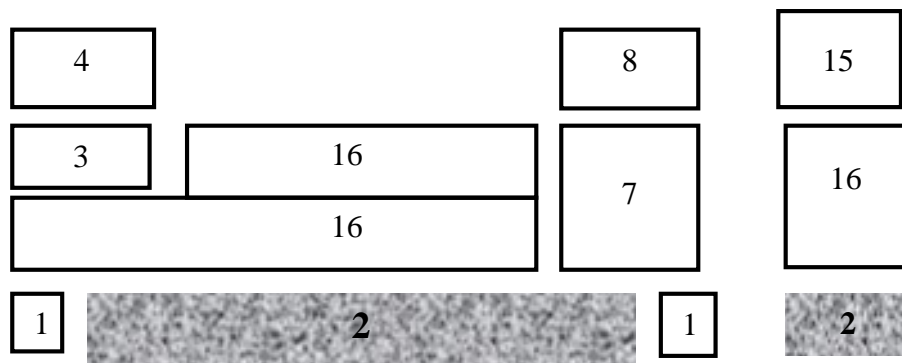




.2 Diagram Alir Kualitatif



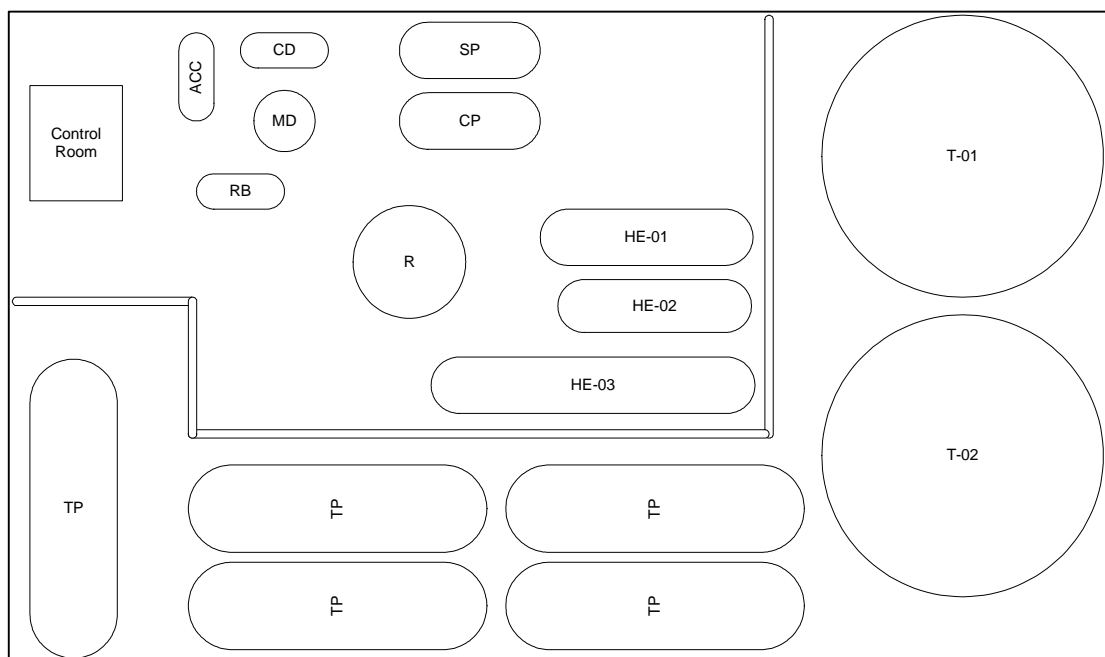
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 2-4. Layout Pabrik

Keterangan :

- |                  |                        |                    |
|------------------|------------------------|--------------------|
| 1. Pos keamanan  | 7. Gedung Serbaguna    | 13. Safety         |
| 2. Taman         | 8. Klinik              | 14. Gudang         |
| 3. Musholla      | 9. Laboratorium        | 15. Bengkel        |
| 4. Kantin        | 10. Utilitas           | 16. Parkir         |
| 5. Ruang kontrol | 11. Proses             | 17. Area perluasan |
| 6. Kantor        | 12. Pembangkit listrik |                    |



## Gambar 2-5. Layout Peralatan Proses

Keterangan :

T-01 : Tangki CO

SP : Separator

T-02 : Tangki Cl<sub>2</sub>

MD : Menara Destilasi

TP : Tangki Penyimpan fosgen

ACC : Accumulator

R : Reaktor

CD : Condenser

HE : Heat Exchanger

RB : Reboiler

CP : Condenser Parsial

## BAB III

### SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

#### 3.1 Tangki

Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki

Kode	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku Karbon Monoksida selama 3 hari	Menyimpan bahan baku Klorin selama 30 hari
Tipe	<i>Spherical</i>	<i>Spherical</i>
Material	Carbon steel SA 283	Stainlees steel SA 204

	<i>grade C</i>	<i>grade C</i>
Jumlah	1 buah	1 buah
Kondisi operasi		
- Tekanan (atm)	35	35
- Suhu (°C)	30	30
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	2594,102	1435,022
Dimensi		
- Diameter (m)	17,054	14,447
- Tebal (in)	8,5	5

Kode	T-03
Fungsi	Menyimpan produk fosgen selama 1 bulan
Tipe	Silinder horisontal
Material	Stainlees steel SA 204 <i>grade C</i>
Jumlah	5 buah
Kondisi operasi	
- Tekanan (atm)	4,5
- Suhu (°C)	35
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	488,532
Dimensi	

- Diameter (m)	5,784
- Panjang (m)	17,352
- Tebal (in)	1

### 3.2 Heat Exchanger

Tabel 3.2 Spesifikasi Heat Exchanger

Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Memanaskan CO untuk umpan reaktor	Memanaskan Cl <sub>2</sub> untuk umpan reaktor
Jumlah	1 buah	1 buah
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Ukuran HE	2½ x 1¼	2½ x 1¼
Kondisi operasi	Fluida panas : 130,69°C Fluida dingin :-139,09-125°C	Fluida panas :130,69°C Fluida dingin:-33,58-125°C
<i>Annulus</i>		

<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kapasitas(kg/jam)</li> <li>• Fluida</li> <li>• Pressure drop</li> </ul>	<p>1101,129</p> <p>Umpan reaktor</p> <p>1,3307 psi</p>	<p>2753,019</p> <p>Umpan reaktor</p> <p>0,99 psi</p>
<i>Inner pipe</i>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kapasitas(kg/jam)</li> <li>• Fluida</li> <li>• Pressure drop</li> </ul>	<p>165,759</p> <p>Steam</p> <p>0,0137 psi</p>	<p>123,608</p> <p>Steam</p> <p>0,0077 psi</p>
<i>Dirt factor</i>	0,0011 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu	0,0019 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas transfer panas	26,10 ft <sup>2</sup>	26,10 ft <sup>2</sup>
Panjang Hairpin	15 ft	15 ft
jumlah	2 buah	2 buah
Kode	HE-03 (Cooler)	
Fungsi	Mendinginkan produk MD (Fosgen)	
Jumlah	1 buah	
Jenis	<i>Double pipe</i>	
Ukuran HE	2 x 1¼	
Kondisi operasi	Fluida panas : 58,56-35 °C Fluida dingin :30-42°C	
<i>Annulus</i>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kapasitas(kg/jam)</li> <li>• Fluida</li> </ul>	<p>2127,381</p> <p>Air</p>	



• Pressure drop	7,3783 psi
<i>Inner pipe</i>	
• Kapasitas(kg/jam)	3787,388
• Fluida	Produk MD (Fosgen)
• Pressure drop	4,4921 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0036 hr ft°F/Btu
Luas transfer panas	65,821 ft <sup>2</sup>
Panjang Hairpin	20 ft
jumlah	4 buah

### 3.3 Reaktor

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor

Kode	<b>R</b>
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi dari karbon monoksida dan klorin menjadi <i>phosgene</i>
Tipe	<i>Fixed bed multitube</i>
Jumlah	1 buah
Ukuran HE	2 x 1¼
Kondisi operasi	
• Tekanan	1,05 atm

<ul style="list-style-type: none"> <li>• Suhu umpan</li> <li>• Suhu Produk</li> <li>• Suhu Pendingin masuk</li> <li>• Suhu Pendingin keluar</li> </ul>	<p>125°C</p> <p>149,64°C</p> <p>30°C</p> <p>42°C</p>
<p><i>Spesifikasi Tube</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Jumlah</li> <li>• Panjang</li> <li>• IDT</li> <li>• ODT</li> <li>• Susunan</li> <li>• Jumlah Pass</li> <li>• Material</li> </ul>	<p>1632 tube</p> <p>4,5 m</p> <p>1,33 in</p> <p>1,5 in</p> <p>Triangular, dengan pitch 1<sup>7</sup>/<sub>8</sub> in</p> <p>1</p> <p>High alloy steel SA 167 grade C</p>
<p><i>Spesifikasi Shell</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• IDS</li> <li>• IDT</li> <li>• Tebal</li> <li>• <i>Baffle space</i></li> <li>• Jumlah Pass</li> <li>• Material</li> </ul>	<p>85 in</p> <p>0,25 in</p> <p>1,5 in</p> <p>0,5398 m</p> <p>1</p> <p>High alloy steel SA 167 grade 3</p>
Bentuk Head	Torispherical dished head
Tebal Head	0,25 in
Tinggi Head	0,426 m

Tinggi total Reaktor	5,352 m
----------------------	---------

### 3.4 Kondenser Parsial

Tabel 3.4 Spesifikasi Kondenser Parsial

Kode	CP-01
Fungsi	Mengembunkan sebagian produk reaktor
Jumlah	1 buah
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas : 152,58 – 39,16 °C fluida dingin : 30 - 42 °C
<i>Shell side</i>	
• Kapasitas (kg/jam)	3824,032
• Fluida	Produk reaktor
• ID (in)	23,25
• Baffle space	17,438 in
• Passes	1
• Pressure drop	0,0008 psi
<i>Tube side</i>	
• Kapasitas (kg/jam)	23098
• Fluida	Air
• Panjang	16 ft
• Jumlah	352
• OD	0,75 in

• BWG	16
• Pitch	1 in
• Passes	4
• Pressure drop	0,7010 psi
Dirt factor	0,0012 hr ft <sup>2</sup> /Btu
Luas transfer panas	1103,709 ft <sup>2</sup>

### 3.5 Separator

Tabel 3.5 Spesifikasi Separator

Kode	SP
Fungsi	Memisahkan fase uap dan cair dari condenser parsial
Tipe	Horisontal drum
Material	Carbon steel SA 283 <i>grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
• Tekanan (atm)	3
• Suhu (°C)	39,16
Dimensi	
• Diameter (m)	0,457
• Panjang (m)	2,134
• Tebal (in)	0,1875

### 3.6 Menara Destilasi

Tabel 3.6 Spesifikasi Menara Destilasi

Kode	MD-01
Fungsi	Memurnikan fosgen
Tipe	<i>Packed tower</i> dengan condenser total dan reboiler parsial
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	
• Tekanan (atm)	5
• Suhu umpan (°C)	39,16
• Suhu bottom (°C)	57,97
• Suhu top (°C)	30,32
Dimensi atas menara	
• Diameter (m)	0,251
• Tinggi head (in)	3,746
Dimensi bawah menara	
• Diameter (m)	0,379
• Tinggi head (in)	4,581
Tinggi <i>packing</i> (m)	14,173
Material	High Alloy steel SA 204 <i>grade C</i>

Spesifikasi <i>packing</i>	
- Bahan	keramik
- Jenis <i>packing</i>	<i>Rasching rings</i>
- Ukuran <i>packing</i>	1 in
Tinggi menara (m)	15,391

### 3.7 Kondenser

Tabel 3.7 Spesifikasi Kondenser

Kode	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas menara distilasi - 01
Jumlah	1 buah
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Kondisi operasi	Fluida panas : 30,32 - 17,57 °C fluida dingin : 10-20 °C
<i>Shell side</i>	
• Kapasitas (kg/jam)	1304,014
• Fluida	Destilat MD-01
• ID (in)	12
• Baffle space	2,4
• Passes	1
• Pressure drop	0,4886
<i>Tube side</i>	

• Kapasitas (kg/jam)	7720,536
• Fluida	<i>Chilled Water</i>
• Panjang (ft)	16
• Jumlah	76
• OD	0,75
• BWG	16
• Pitch	1
• Passes	4
• Pressure drop	1,6190
Dirt factor	0,0034 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas transfer panas	238,701 ft <sup>2</sup>

### 3.8 Accumulator

Tabel 3.8 Spesifikasi Accumulator

Kode	Acc-01
Fungsi	Menampung destilat MD-01
Tipe	Horisontal drum
Material	Carbon steel SA 283 <i>grade C</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	

<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tekanan (atm)</li> <li>• Suhu (°C)</li> </ul>	<p>5</p> <p>17,57</p>
Dimensi	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Diameter (m)</li> <li>• Panjang (m)</li> <li>• Tebal (in)</li> </ul>	<p>0,449</p> <p>1,610</p> <p>0.25</p>

### 3.9 Reboiler

Tabel 3.9 Spesifikasi *Reboiler*

Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01
Tipe	<i>Kettle reboiler</i>
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	Fluida panas : 130,69 °C fluida dingin : 57,97-58,56 °C
<i>Shell side</i>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kapasitas (kg/jam)</li> <li>• Fluida</li> <li>• ID (in)</li> </ul>	<p>5438,544</p> <p>Hasil bawah MD-01</p> <p>12</p>



<i>Tube side</i>	
• Kapasitas(kg/jam)	435,523
• Fluida	steam
• Jumlah	12
• length	8 ft
• OD	1,5 in
• BWG	18
• Pitch	1 $\frac{7}{8}$
• Passes	6
• Pressure drop	0,3128 psi
Dirt factor	0,0035 hr ft <sup>2</sup> /Btu
Luas transfer panas	31,402 ft <sup>2</sup>

### 3.10 Pompa

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa

Kode	<b>P-01</b>
Fungsi	Menekan produk Separator ke MD-01
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Material	Carbon steel SA 283 <i>grade C</i>
Kapasitas (gpm)	15,192
Tekanan	3 – 5 atm
Tenaga pompa (HP)	1

Head pompa (ft)	76,2963
Kec putar (rpm)	3500
Tegangan (volt)	220/380
Tenaga motor (HP)	1,5
Pipa	
- SN	40
- Dia (in)	1,25
- ID (in)	1,38

### 3.11 Kompresor

Tabel 3.11 spesifikasi Kompresor

Kode	<b>C-01</b>
Fungsi	Menekan produk reaktor ke CP-01
Tipe	<i>Reciprocating Compressor coverage single stage</i>
Material	Carbon steel SA 283 <i>grade C</i>
Kondisi Operasi	Tekanan 1,05 – 3 atm Suhu 149,64 – 152,58°C
Tenaga (HP)	84
Tegangan (volt)	220/380

## BAB IV

### UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

#### 4.1. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau yang lebih dikenal dengan sebutan utilitas merupakan unit penunjang proses produksi yang merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya proses suatu pabrik. Utilitas di pabrik fosgen dirancang antara lain meliputi unit pengadaan air, unit pengadaan *steam*, unit pengadaan udara tekan, unit pengadaan listrik, unit pengadaan bahan bakar dan unit pengolahan limbah.

##### 1. Unit pengadaan air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut :

- a. Air pendingin
- b. Air umpan *boiler*
- c. Air konsumsi umum dan sanitasi

##### 2. Unit pengadaan *steam*

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk alat-alat *heat exchanger*.

##### 3. Unit pengadaan udara tekan.

Unit ini bertugas untuk menyediakan udara tekan untuk kebutuhan perbengkelan.

#### 4. Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau listrik, AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

#### 5. Unit pengadaaan bahan bakar

Unit ini bertugas menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan *boiler* dan *generator*.

#### 6. Unit refrigerasi

Unit ini bertugas menyediakan pendinginan pada kondensor menara destilasi.

#### 7. Unit pengolahan limbah

Unit ini bertugas untuk mengolah bahan-bahan buangan.

### **4.1.1. Unit Pengadaan Air**

Air yang digunakan dalam pabrik fosgen ini berasal dari perusahaan air industri yaitu PT Krakatau Tirta Industri, Cilegon, Banten dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Pabrik berada di kawasan industri di mana kebutuhan air disediakan oleh pengelola kawasan industri.
- b. Pasokan air baku dijamin kontinyu.
- c. Telah memenuhi standar baku air minum

Total kebutuhan air dalam pabrik ini adalah :

Air make up pendingin = 3223,322 kg/jam = 3,180 m<sup>3</sup>/jam

Air umpan *boiler* = 2104,363 kg/jam = 2,076m<sup>3</sup>/jam

Air konsumsi dan sanitasi = 696,972 kg/jam = 0,688 m<sup>3</sup>/jam

Total kebutuhan = 6024,656 kg/jam = 5,943 m<sup>3</sup>/jam

Untuk keamanan dipakai 20 % berlebih, maka :

Total kebutuhan = 7229,587 kg/jam = 7,131 m<sup>3</sup>/jam

#### **4.1.1.1. Air pendingin**

Alasan digunakannya air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor sebagai berikut :

- a. Air dapat diperoleh dalam jumlah yang besar dengan biaya murah.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.
- d. Tidak terdekomposisi.

Air pendingin ini digunakan sebagai pendingin pada reaktor, kondensor parsial dan HE (*cooler*). Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin :

- a. Kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak.
- b. Adanya zat besi, yang dapat menimbulkan korosi.

Pada penggunaan air pendingin melibatkan penggunaan *cooling tower* yaitu untuk mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan sebagai media pendingin.

Spesifikasi lengkap *cooling tower* :

1. Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*
2. Jumlah : 1 buah
3. Jumlah air yang didinginkan : 138,320 m<sup>3</sup>/jam
4. Tenaga *fan* : 9,440HP
5. Tenaga motor : 12 HP
6. Tegangan : 220/380 volt

➤ **Jumlah air yang digunakan**

Jumlah air yang dibutuhkan sebagai media pendingin adalah sebesar :

$$= 140225,380 \text{ kg/jam}$$

$$= 138,320 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3319,672 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Pada proses pendinginan terdapat air yang hilang misalnya akibat penguapan, sehingga dibutuhkan penambahan air atau yang disebut sebagai air make up.

Jumlah air make up sebagai media pendingin adalah sebesar :

$$= 3223,322 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,180 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 76,308 \text{ m}^3/\text{hari}$$

➤ **Pengolahan air**

Air yang berasal dari perusahaan air industri ini pada umumnya telah memenuhi persyaratan yang diperlukan sehingga tidak diperlukan pengolahan air.

#### 4.1.1.2. Air umpan boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Kandungan zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi di dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut.

- b. Kandungan zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

- c. Kandungan zat yang menyebabkan pembusaan (*foaming*).

Air yang digunakan pada proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik, dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

#### ➤ Jumlah air sebagai umpan boiler

Jumlah air yang digunakan adalah sebesar 2104,363 kg/jam atau laju alir sebanyak 2,076 m<sup>3</sup>/jam. Jumlah air ini digunakan hanya pada awal *start up* pabrik, untuk kebutuhan selanjutnya hanya air *make up* saja yang diperlukan. Jumlah air untuk keperluan *make up* air umpan boiler adalah sebesar 350,727 kg/jam atau laju alir 0,346 m<sup>3</sup>/jam. Air umpan boiler biasanya digunakan lagi setelah digunakan.

➤ **Pengolahan air umpan boiler**

Air yang ada perlu menjalani proses pengolahan terlebih dahulu agar dapat memenuhi persyaratan air umpan boiler.

Proses pengolahannya yaitu dengan demineralisasi (*ion exchanger*), yaitu penghilangan mineral-mineral dalam air seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , lalu dilanjutkan proses penghilangan gas-gas terlarut (pada *deaerator*), terutama  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ , karena gas-gas tersebut dapat mengakibatkan terjadinya korosi. Proses demineralisasi menggunakan suatu *cation exchanger* (untuk menghilangkan kation-kation mineralnya) dan suatu *anion exchanger* (untuk menghilangkan anion-anion mineralnya). Sedangkan proses penghilangan gas terlarut menggunakan suatu *deaerator*.

**4.1.1.3. Air konsumsi umum dan sanitasi**

Air ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, perumahan dan pertamanan. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

Syarat fisik:

- a. suhu di bawah suhu udara luar
- b. warna jernih
- c. tidak mempunyai rasa dan tidak berbau.

Syarat kimia:

- a. tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- b. tidak beracun



Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri yang patogen.

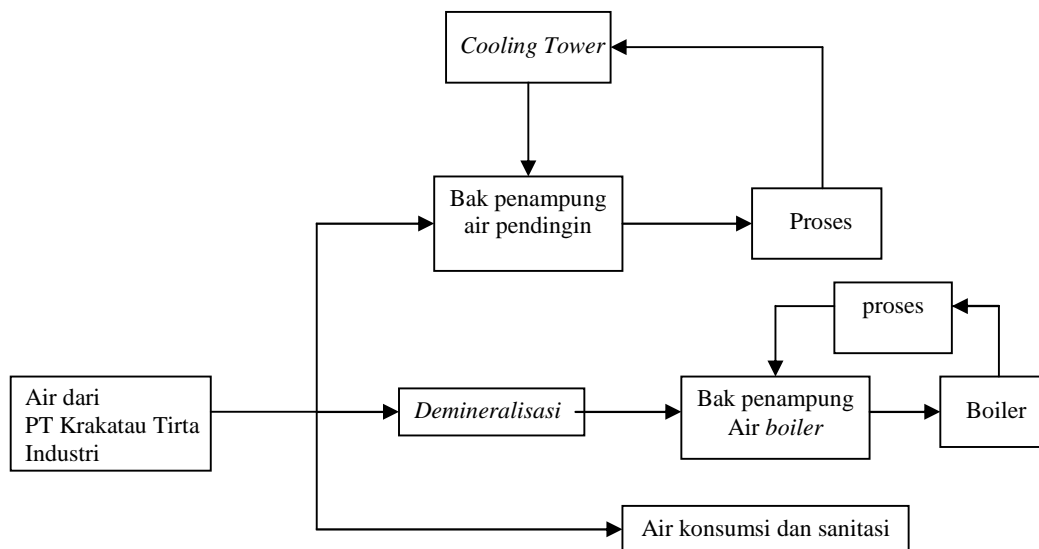
➤ **Jumlah air untuk konsumsi dan sanitasi**

Jumlah yang dibutuhkan adalah sebesar 69,972 kg/jam atau laju alir sebesar 0,688 m<sup>3</sup>/jam.

➤ **Pengolahan air untuk konsumsi dan sanitasi**

Air yang berasal dari PT Krakatau Tirta Industri ini telah memenuhi persyaratan yang diperlukan untuk kebutuhan konsumsi dan sanitasi sehingga tidak diperlukan pengolahan air terlebih dulu.

Skema pengolahan air yang digunakan di pabrik fosgen dapat dilihat pada gambar 4.1.



Gambar 4.1. skema pengolahan air

#### 4.1.2. Unit Pengadaan *Steam*

*Steam* yang diproduksi pada pabrik fosgen ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada *reboiler*, dan *heat exchanger*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan *boiler*. Kebutuhan *steam* pada pabrik fosgen ini adalah

Tekanan = 40 psi

Suhu = 130,69 °C

Jumlah = 722,340 kg/jam

Untuk menjaga kemungkinan kebocoran *steam* pada saat distribusi, jumlah *steam* dilebihkan sebanyak 10 %. Jadi jumlah *steam* yang dibutuhkan adalah sebanyak 794,397 kg/jam.

#### ➤ **Boiler yang dibutuhkan**

Spesifikasi *Boiler* :

1. Tipe : *Fire tube boiler*
2. Jumlah : 1 buah
3. *Heating surface* : 612,265 ft<sup>2</sup>
4. *Rate of steam* : 1753,635 lb/jam
5. Tekanan *steam* : 40 psi
6. Bahan bakar : Solar

#### 4.1.3. Unit Pengadaan Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan merupakan salah satu unit yang sangat penting. Udara tekan sangat diperlukan dalam berbagai proses terutama untuk fasilitas

instrumentasi peralatan proses. Kebutuhan udara tekan untuk pabrik fosgen diperkirakan sebesar  $200 \text{ m}^3/\text{jam}$ , tekanan 100 psia, dan suhu  $30^\circ\text{C}$ .

Spesifikasi kompresor :

Kode	= K
Tipe	= <i>Single stage reciprocating compressor</i>
Jumlah	= 2 buah ( 1 cadangan )
Kapasitas	= $200 \text{ m}^3/\text{jam}$
Suhu udara	= $30^\circ\text{C}$
Tekanan <i>suction</i>	= 14,7 psia
Tekanan <i>discharge</i>	= 100 psia
Daya kompresor	= 13 HP
Tegangan	= 220/380 volt
Efisiensi	= 80 %

#### **4.1.4. Unit Pengadaan Listrik**

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik fosgen ini dipenuhi oleh PLN dan generator pabrik, hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan :

- a) Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- b) Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan *transformer*.

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

- |  |              |
|--|--------------|
| 1. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas   | = 94,931 kW  |
| 2. Listrik untuk penerangan                      | = 131,366 kW |
| 3. Listrik untuk AC                              | = 15 kW      |
| 4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi. | = 10 kW      |
| Jumlah kebutuhan listrik total                   | = 251,298 kW |

Jumlah kebutuhan listrik sebesar ini disuplai oleh PLN. Jika diasumsikan kapasitas generator = 75 % dari kapasitas total sehingga spesifikasi generator yang dibutuhkan untuk menyuplai kebutuhan listrik diatas jika terjadi gangguan listrik dari PLN adalah sebagai berikut :

- |             |                |
|-------------|----------------|
| Tipe        | : AC generator |
| Kapasitas   | : 500 kW       |
| Tegangan    | : 220/380 volt |
| Efisiensi   | : 75 %         |
| Jumlah      | : 1 buah       |
| Bahan bakar | : Solar        |

#### **4.1.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar**

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan adalah solar yang diperoleh dari Pertamina dan distributornya.

Pemilihan bahan bakar cair tersebut didasarkan pada alasan :

1. Mudah didapat
2. Keseimbangan terjamin
3. Mudah dalam penyimpanan

Sifat fisik solar adalah sebagai berikut :

- *Heating Value* : 27800 Btu/lb
- *Specific gravity* : 0,8691
- Efisiensi : 85 %

➤ **Kebutuhan bahan bakar**

1. Untuk *Boiler* = 40,593 L/jam
  2. Untuk Generator = 34,466 L/jam
- Total kebutuhan = 75,059 L/jam

#### **4.1.6. Unit Refrigerasi**

Proses refrigerasi digunakan untuk menyediakan pendingin kondenser pada menara destilasi. Proses dilakukan dengan cara kompresi, kondensasi, ekspansi dan pendinginan air menggunakan refrigerant. Jumlah air (*chilled water*) yang dibutuhkan sebesar 7720,536 kg/jam.

#### **4.1.7. Unit Pengolahan Limbah**

Gas residu dari produksi fosgen harus diolah terlebih dahulu dengan dibakar sebelum dibuang karena dapat mengakibatkan pencemaran yang berbahaya bagi lingkungan.

Gas residu berasal dari pemisahan pada unit *separator* yang berupa *uncondensable gas*. Selain dari unit *separator*, distilat dari menara distilasi juga merupakan residu yang harus diolah sebelum dibuang ke lingkungan.

Destilat dari MD ini berupa cair pada tekanan 5 atm, kemudian diturunkan menjadi 1 atm agar berubah menjadi gas. Gas distilat MD ini bersama dengan gas residu lain masuk ke unit pengolahan gas buang yaitu dengan proses pembakaran.

#### **4.2. Laboratorium**

Pengendalian dan peningkatan kualitas produk dilakukan oleh bagian Laboratorium. Layanan yang diberikan oleh Laboratorium ini adalah pengujian bahan baku, pengujian kualitas air utilitas dan air buangan, pengujian kualitas produk fosgen serta pengembangan produk dan layanan konsumen.

Pabrik fosgen ini memiliki beberapa laboratorium yang berfungsi sebagai berikut :

1. Menjamin bahan baku, aditif dan katalis yang akan dipergunakan dalam proses sesuai dengan spesifikasi bahan tersebut.
2. Membantu operasi dengan menjaga kualitas bahan baku agar selama proses berlangsung operasi dapat terkendali.
3. Meneliti kualitas produk, apakah kualitasnya sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan aatau menyimpang dari spesifikasi produk.
4. Meneliti kualitas air utilitas dan limbah.

Dalam melaksanakan tugasnya, laboratorium dibagi 2 yaitu :

1. Laboratorium fisik dan analitik
2. Laboratorium penelitian dan pengembangan

#### **4.2.1. Laboratorium Fisik dan Analitik**

Bagian ini bertugas mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan yaitu antara lain :

- *Gas Chromatography ( GC )*
- *Liquid Chromatography ( HPLC )*

Digunakan untuk mengetahui kadar dan kandungan dalam bahan baku karbon monoksida dan gas klor juga dalam produk fosgen. Selain itu alat ini juga digunakan untuk menganalisa kadar gas buang atau residu dalam produksi fosgen.

#### **4.2.2. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan**

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, contohnya perlindungan terhadap lingkungan. Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non rutin, misalnya penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian guna mendapatkan alternatif lain terhadap penggunaan bahan baku.

Alat analisa penting yang digunakan antara lain :

1. *Water content tester*, untuk menganalisa kadar air.
2. *Hydrometer*, untuk mengukur *specific gravity*.
3. *Viscometer*, untuk mengukur viskositas.

4. *High Performance Liquid Chromatography ( HPLC ) dan Gas Chromatography ( GC )* untuk menganalisa kadar bahan baku dan produk.

## **BAB V**

### **MANAJEMEN PERUSAHAAN**

#### **5.1. Bentuk Perusahaan**

Pabrik fosgen yang akan didirikan, direncanakan mempunyai :

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Fosgen

Lokasi Perusahaan : Cilegon, Banten

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya :
  - a. Pemegang saham



- b. Direksi beserta stafnya
- c. Karyawan perusahaan

#### 5. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

#### 6. Lapangan usaha lebih luas

Suatu Perseroan Terbatas (PT) dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

### **5.2. Struktur Organisasi**

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berprinsip pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis.

Kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem, organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf, yaitu :

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa

kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing – masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing – masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing – masing seksi.

### **5.3. Tugas dan Wewenang**

#### **5.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **5.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- Mengawasi tugas-tugas direksi
- Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

### **5.3.3. Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi :

- Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan
- Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum

Tugas-tugas Direktur Produksi meliputi :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala – kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas-tugas Direktur Keuangan dan Umum meliputi :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala – kepala bagian yang menjadi bawahannya

#### **5.3.4. Staf Ahli**

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing.

Tugas dan wewenang Staf Ahli :

- Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

#### **5.3.5. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)**

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

Tugas dan wewenang Litbang :

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik / perencanaan alat untuk pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja

### **5.3.6. Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama, kepala bagian yang terdiri dari :

#### **1. Kepala Bagian Produksi**

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Proses
- Seksi Pengendalian
- Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Proses :

- Mengawasi jalannya proses dan produksi
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang

Tugas Seksi Pengendalian :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

## 2. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian ini membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Penjualan

Tugas Seksi Pembelian :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

Tugas Seksi Penjualan :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi barang dari gudang

## 3. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas. Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Pemeliharaan
- Seksi Utilitas

Tugas Seksi Pemeliharaan :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas Seksi Utilitas :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik

#### 4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

Tugas Seksi Administrasi :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah pajak

Tugas Seksi Kas :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan



- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

#### 5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

Tugas Seksi Personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

Tugas Seksi Humas :

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar

Tugas Seksi Keamanan :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

## 7. Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing – masing sesuai dengan seksinya.

### 5.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik fosgen direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown*) pabrik. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

#### 1. Karyawan *non shift* / harian

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

- Hari Senin – Jum'at : jam 08.00 – 16.00

Jam istirahat :

- Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

- Hari Jum'at : jam 11.00 – 13.00

## 2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian – bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian keamanan.

Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

- *Shift* pagi : jam 08.00 – 16.00
- *Shift* sore : jam 16.00 – 24.00
- *Shift* malam : jam 24.00 – 08.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A,B,C,D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat, dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya.

Tabel 5.1. Jadwal pembagian kelompok *shift*

Hari	<i>Shift</i> pagi	<i>Shift</i> sore	<i>Shift</i> malam	Libur
Senin	A	C	B	D
Selasa	A	D	B	C
Rabu	A	D	C	B
Kamis	B	D	C	A
Jum'at	B	A	C	D

Sabtu	B	A	D	C
Minggu	C	A	D	B

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

### **5.5. Status Karyawan dan Sistem Upah**

Pada Pabrik fosgen ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

#### **1. Karyawan tetap**

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

#### **2. Karyawan harian**

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

#### **3. Karyawan borongan**

Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

## 5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

### 5.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 5.2. Penggolongan jabatan dalam suatu perusahaan

No.	Jabatan	Keterangan
1.	Direktur Utama	Sarjana Ekonomi/Teknik/Hukum
2	Direktur Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
6.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
9.	Kepala Seksi	Sarjana
10.	Operator	D3/STM/SMU
11.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
12.	Dokter	Sarjana Kedokteran

13.	Perawat	Akademi Perawat
14.	Lain-lain	SMU/SMP/Sederajat

### 5.6.2. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 5.3. Jumlah karyawan sesuai dengan jabatannya

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staf Ahli	3
5.	Litbang	3
6.	Sekretaris	3
7.	Kepala Bagian Produksi	1
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Umum	1
11.	Kepala Bagian Keuangan	1
12.	Kepala Seksi Proses	1
13.	Kepala Seksi Pengendalian	1

14.	Kepala Seksi Laboratorium	1
15.	Kepala Seksi Penjualan	1
16.	Kepala Seksi Pembelian	1
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18.	Kepala Seksi Utilitas	1
19.	Kepala Seksi Administrasi	1
20.	Kepala Seksi Kas	1
21.	Kepala Seksi Personalia	1
22.	Kepala Seksi Humas	1
23.	Kepala Seksi Keamanan	1
24.	Karyawan Proses	16
25.	Karyawan Pengendalian	4
26.	Karyawan Laboratorium	4
27.	Karyawan Penjualan	4
28.	Karyawan Pembelian	4
29.	Karyawan Pemeliharaan	4
30.	Karyawan Utilitas	10
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas	3
33.	Karyawan Personalia	3
34.	Karyawan Humas	3
35.	Karyawan Keamanan	8
36.	Dokter	1

37.	Perawat	2
38.	Sopir	4
39.	Pesuruh	5
	Total	110

Tabel 5.4. Perincian golongan dan gaji karyawan

Gol.	Jabatan	Gaji/bulan (Rp.)	Kualifikasi
I	Direktur Utama	50.000.000,00	S1/S2/S3
II	Direktur	30.000.000,00	S1/S2
III	Staf Ahli	14.000.000,00	S1
IV	Litbang	10.000.000,00	S1
V	Kepala Bagian	9.000.000,00	S1
VI	Kepala Seksi	5.000.000,00	S1
VII	Sekretaris	4.000.000,00	S1
	Karyawan Biasa	2.500.000,00 – 3.000.000,00	D3
	Karyawan Biasa	1.000.000,00 – 1.500.000,00	SLTA ke bawah

### 5.7. Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain :

#### 1. Tunjangan



- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

## 2. Cuti

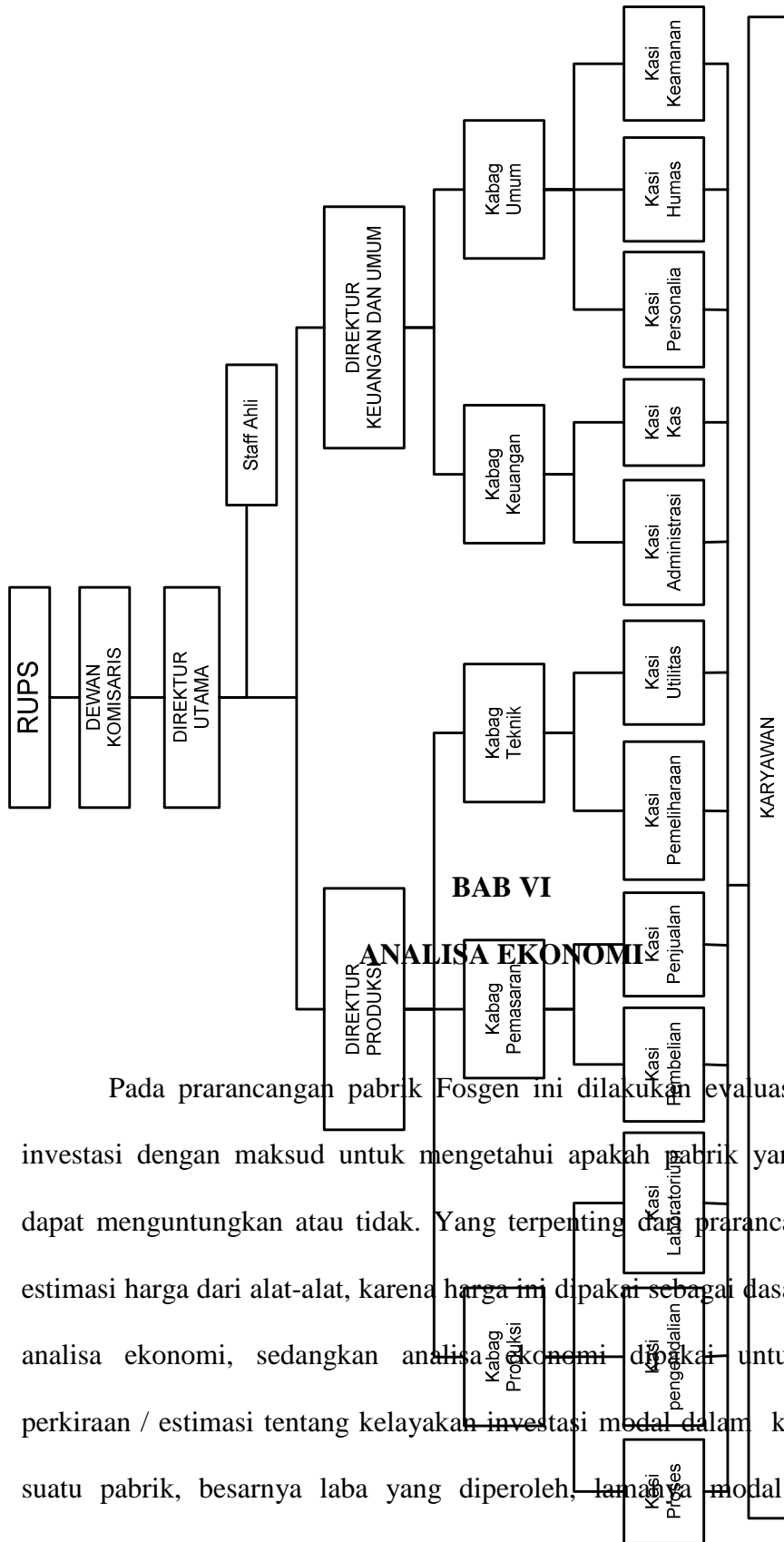
- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

## 3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

## 4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan



Gambar 5.1 Struktur Organisasi Pabrik Fosgene

Pada perancangan pabrik Fosgen ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini dapat menguntungkan atau tidak. Yang terpenting dari perancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga ini dipakai sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi, sedangkan analisa ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan / estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat

dikembalikan dan terjadinya titik impas. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan.

Untuk itu pada prarancangan pabrik Fosgen ini, kelayakan investasi modal dalam sebuah pabrik dapat diperkirakan dan dianalisa meliputi :

a. *Profitability*

Adalah selisih antara total penjualan produk dengan total biaya produksi yang dikeluarkan.

*Profitability* = Total penjualan produk - Total biaya produksi

(G. Donald, 1989)

b. *Percent Profit On Sales (% POS)*

*Percent Profit On Sales* adalah rasio keuntungan dengan harga penjualan produk yang digunakan untuk mengetahui besarnya tingkat keuntungan yang diperoleh.

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit}}{\text{Harga jual produk}} \times 100 \%$$

c. *Percent Return of Investement (% ROI)*

*Percent Return of Investement* adalah rasio keuntungan tahunan dengan mengukur kemampuan perusahaan dalam mengembalikan modal investasi.

ROI membandingkan laba rata-rata terhadap *Total Capital Investment*.

$$\text{Prb} = \frac{P_b r_a}{I_F} \quad \text{dan} \quad \text{Pra} = \frac{P_a r_a}{I_F}$$

dengan :

Prb = % ROI sebelum pajak

Pra = % ROI setelah pajak

Pb = Keuntungan sebelum pajak

Pa = Keuntungan setelah pajak

ra = *Annual production rate*

If = *Fixed capital investment*

(Aries, Newton, 1955)

d. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Capital*

*Investment* berdasarkan profit yang diperoleh.

$$D = \frac{I_F}{P_b r_a + 0,1 I_F}$$

dengan :

D = *Pay out time*, tahun

Pb = Keuntungan sebelum pajak

ra = *Annual production rate*

If = *Fixed Capital Investment*

(Aries, Newton, 1955)

e. *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah titik impas suatu keadaan, dimana besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan. Suatu keadaan di mana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian.

$$R_a = \frac{(F_a + 0,3 R_a)Z}{S_a - V_a - 0,7 R_a}$$

dengan :

$r_a$  = *Annual production rate*

$F_a$  = *Annual fixed expense at max production*

$R_a$  = *Annual regulated expense at max production*

$S_a$  = *Annual sales value at max production*

$V_a$  = *Annual variable expense at max production*

$Z$  = *Annual max production*

f. *Shut Down Point (SDP)*

SDP adalah titik dimana pabrik tersebut mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup.

$$r_a = \frac{0,3 R_a Z}{S_a - V_a - 0,7 R_a}$$

dengan :

$r_a$  = *Annual production rate*

$F_a$  = *Annual fixed expense at max production*

$R_a$  = *Annual regulated expense at max production*

$S_a$  = *Annual sales value at max production*

$V_a$  = *Annual variable expense at max production*

$Z$  = *Annual max production*

(Peters, Timmerhaus, 2003)

g. *Discounted Cash Flow* (DCF)

DCF adalah analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan *Discounted Cash Flow* dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atas investasi yang tak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. DCF biasanya satu setengah kali bunga pinjaman bank.

$$\text{Umur pabrik (n)} = \frac{\text{FCI} - \text{SV}}{\text{Depresiasi}}$$

$$\text{Salvage value (SV)} = 0,1 \times \text{FCI}$$

$$(\text{FC} + \text{WC}) (1+i)^n = (\text{FC} + \text{WC}) + |(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + 1| \times c$$

(Peters, Timmerhaus, 2003)

Dengan cara coba-coba diperoleh ralat nilai  $i$  dalam %

Untuk meninjau faktor-faktor tersebut di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
  - a. *Manufacturing Cost*
  - b. *General Expense*
3. Total Pendapatan Penjualan Produk Fosgena

Yaitu keuntungan yang didapat selama satu periode produksi.

### 6.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan pabrik bisa diperkirakan dengan metode yang dikonversikan dengan keadaan yang ada sekarang ini. Penentuan harga peralatan dilakukan dengan menggunakan data Indeks Harga.

Penentuan harga dengan indeks dilakukan untuk alat dengan kapasitas yang sama dan jenis yang sama namun berbeda tahunnya.

Persamaan yang digunakan :

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny}$$

dengan :  $Ex$  = Harga pembelian alat pada tahun 2010

$Ey$  = Harga pembelian alat pada tahun 2002

$Nx$  = Indeks harga pada tahun 2010

$Ny$  = Indeks harga pada tahun 2002

Tabel 6.1 Indeks harga alat

<i>Cost Index, tahun</i>	<i>Chemical Engineering Plant Index</i>
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5

1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	390,4

(Timmerhaus, p.238)

## 6.2. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam analisa ekonomi :

1. Pembangunan fisik pabrik akan dilaksanakan pada tahun 2010 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 3 tahun dan pabrik dapat beroperasi secara komersial pada awal tahun 2013.
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu.
3. Kapasitas produksi adalah 30.000 ton/tahun.
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari per tahun.
5. Modal kerja yang diperhitungkan adalah selama 1 bulan.
6. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
7. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun. kecuali alat-alat tertentu (umur pompa dan tangki adalah 5 tahun).
8. Nilai rongsokan (*salvage value*) 0% dari FCI.
9. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi.
10. Kurs rupiah yang dipakai Rp. 9000,-



### 6.2.1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 6.2 *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Harga (Rp)
1.	Harga peralatan	37.294.564.654
2.	Instalasi	16.036.662.801
3.	Pemipaan	32.073.325.602
4.	Instrumentasi	5.594.184.698
5.	Isolasi	2.983.565.172
6.	Listrik	3.729.456.465

7.	Bangunan	18.647.282.327
8.	Tanah dan perbaikan lahan	3.729.456.465
9.	Utilitas	9.323.641.163
10.	<i>Engineering &amp; construction</i>	25.882.427.870
11.	<i>Contractor's fee</i>	6.211.782.689
12.	<i>Contingency</i>	15.529.456.722
<b>Fixed Capital (FC)</b>		<b>177.035.806.630</b>

### 6.2.2. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 6.3 Modal kerja

No.	Jenis	Harga (Rp)
1.	Persediaan bahan baku	5.402.640.740
2.	<i>In-process inventory</i>	5.797.303.156
3.	<i>Product inventory</i>	23.189.212.625
4.	<i>Extended credit</i>	38.691.127.013
5.	<i>Available cash</i>	23.189.212.625
<b>Working Capital (WC)</b>		<b>96.269.496.160</b>

*Total Capital Investment (TCI)*

$$\text{TCI} = \text{FC} + \text{WC}$$

$$= \text{Rp. } 177.035.806.630 + \text{Rp. } 96.269.496.160$$

$$= \text{Rp. } 273.305.302.790$$

**6.3 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)**

**6.3.1 *Manufacturing Cost (MC)***

**6.3.1.1 *Direct Manufacturing Cost (DMC)***

Tabel 6.4 *Direct manufacturing cost*

<b>No.</b>	<b>Jenis</b>	<b>Harga (Rp)</b>
1.	Harga Bahan Baku	64.866.717.608
2.	<i>Labor</i>	1.380.000.000
3.	Supervisi	138.000.000
4.	<i>Maintenance</i>	14.162.864.530

5.	<i>Plant Supplies</i>	1.982.801.034
6.	<i>Royalty dan patent</i>	4.642.935.242
7.	Utilitas	4.496.737.353
<b>Total Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>90.290.055.767</b>

### 6.3.1.2 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 6.5 *Indirect manufacturing cost*

No.	Jenis	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll overhead</i>	276.000.000
2.	<i>Laboratory</i>	276.000.000
3.	<i>Plant over head</i>	1.380.000.000
4.	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	162.502.733.456
<b>Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>164.434.733.456</b>

### 6.3.1.3 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 6.6 *Fixed manufacturing cost*

No.	Jenis	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	18.234.688.083
2.	<i>Property tax</i>	3.540.716.133
3.	Asuransi	1.770.358.066
<b>Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>23.545.762.282</b>

*Total Manufacturing Cost* = DMC + IMC + FMC

= Rp. **278.270.551.505**

#### 6.3.1.4 *General Expense (GE)*

Tabel 6.7. *General expense*

No.	Jenis	Harga (Rp)
1.	Administrasi	13.928.805.725
2.	<i>Sales</i>	51.072.287.658
3.	Riset	18.571.740.966
4.	<i>Finance</i>	14.052.844.782
<b><i>General Expense (GE)</i></b>		<b>97.625.679.131</b>

Biaya Produksi Total (TPC) = MC + GE

= Rp. **375.896.230.636**

#### 6.4. **Keuntungan (*Profit*)**

Penjualan produk :

Total Penjualan Produk = Rp. 464.293.524.161

Biaya produksi total (TPC) = Rp. 375.896.230.636

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 88.397.293.525

Pajak diambil 20% = Rp. 17.679.458.705

Keuntungan setelah pajak = Rp. 70.717.834.820

## 6.5. Analisa Kelayakan

### 1. Return of Investment (ROI)

$$\begin{aligned}\text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{Keuntungan Sebelum Pajak}}{\text{FCI}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. 88.397.293.525}}{\text{Rp. 177.035.806.630}} \times 100\% \\ &= 49,93 \%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI setelah pajak} &= \frac{\text{Keuntungan Setelah Pajak}}{\text{FCI}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp. 71.717.834.820}}{\text{Rp. 177.035.806.630}} \times 100\% \\ &= 39,95 \%\end{aligned}$$

### 2. Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}\text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan Sebelum Pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{\text{Rp. 177.035.806.630}}{\text{Rp. 88.397.293.525} + \text{Rp. 18.234.688.083}} \\ &= 1,66 \text{ tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{POT setelah pajak} &= \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan Setelah Pajak} + \text{Depresiasi}} \\ &= \frac{\text{Rp. 177.035.806.630}}{\text{Rp. 71.717.834.820} + \text{Rp. 18.234.688.083}} \\ &= 1,99 \text{ tahun}\end{aligned}$$

### 3. Break Even point (BEP)

- Fixed manufacturing cost (Fa)

Depresiasi	Rp. 18,234.688.083
<i>Property Taxes</i>	Rp. 3.540.716.133
Asuransi	<u>Rp. 1.770.358.066</u>
<b>Total</b>	<b>Rp. 23.545.762.282</b>
- <i>Variabel Cost (Va)</i>	
<i>Raw material</i>	Rp. 64.866.717.608
<i>Packaging and transport</i>	Rp. 162.502.733.456
<i>Utilities</i>	Rp. 4.496.737.353
Royalti	<u>Rp. 4.642.935.242</u>
<b>Total</b>	<b>Rp. 236.509.123.659</b>
- <i>Regulated Cost (Ra)</i>	
<i>Labor</i>	Rp. 1.380.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 276.000.000
Supervisi	Rp. 138.000.000
Laboratorium	Rp. 276.000.000
<i>General Expense</i>	Rp. 97.625.679.131
<i>Maintenance</i>	Rp. 14.162.864.530
<i>Plant Supplies</i>	Rp. 1.982.801.034
<i>Plant Overhead</i>	<u>Rp. 1.380.000.000</u>

**Total** **Rp. 117.221.344.695**

- Total penjualan produk selama 1 th (Sa) **Rp. 464.293.524.161**

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100 \% \\ &= \frac{\text{Rp.}23.545.762.282 + 0,3\text{Rp.}117.221.344.695}{\text{Rp.}464.293.524.161 - \text{Rp.}236.509.123.659 - 0,7\text{Rp.}117.221.344.695} \\ &= 40,29 \% \end{aligned}$$

#### 4. Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100 \% \\ &= \frac{0,3\text{Rp.}117.221.344.695}{\text{Rp.}464.293.524.161 - \text{Rp.}236.509.123.659 - 0,7\text{Rp.}117.221.344.695} \\ &= 24,13 \% \end{aligned}$$

#### 5. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur pabrik (n) = 10 tahun

FCI = Rp. 177.035.806.630

WC = Rp. 96.269.496.160

SV = 0

C = Keuntungan setelah pajak + depresiasi

= Rp. 88.952.522.903

$$(FCI + WC) (1 + i)^n = Wc + Sv + C \{ (1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1 \}$$

Dengan trial and error diperoleh  $i = 31,11 \%$

Tabel 6.8. Analisa kelayakan

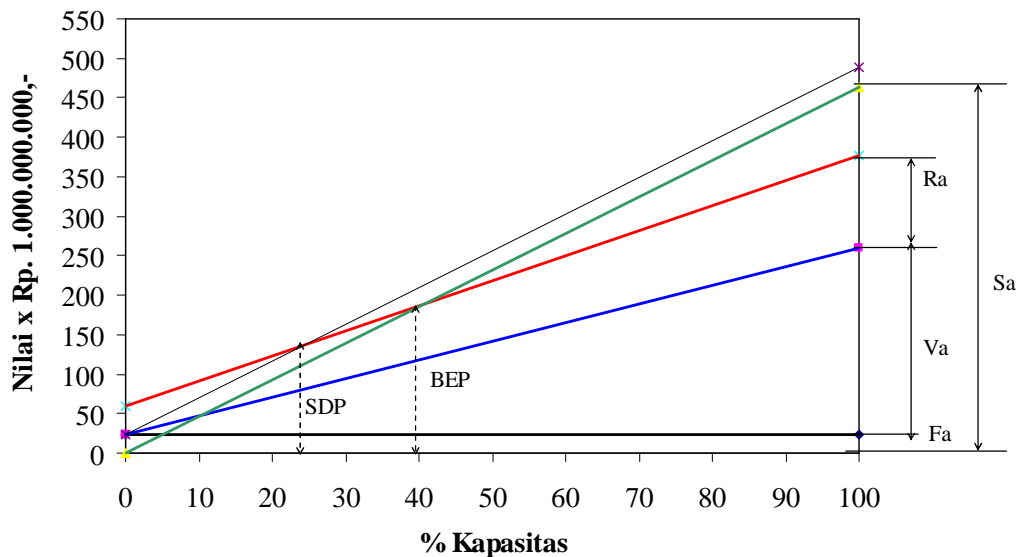
No.	Keterangan	Nilai	Batasan
1.	% Return on Investment (ROI) :		Resiko tinggi



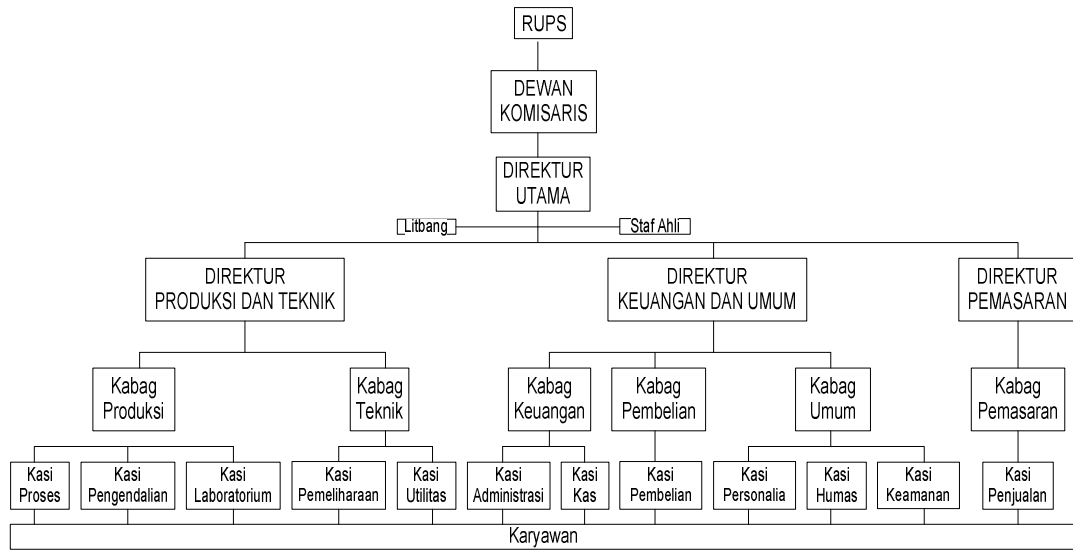
	ROI sebelum pajak	49,93%	Min. 44 %
	ROI setelah pajak	39,95%	-
2.	<i>Pay Out Time (POT) :</i>		Resiko tinggi
	POT sebelum pajak	1,66 tahun	Maks. 2 tahun
	POT setelah pajak	1,99 tahun	-
3.	<i>Break Even Point (BEP)</i>	40,29 %	40 - 60 %
4.	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	24,13 %	-
5.	<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	31,11 %	-

Dari hasil analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa investasi pendirian pabrik Fosgena ini lebih menarik untuk dilakukan daripada menyimpan uang di bank.

#### GRAFIK ANALISA KELAYAKAN

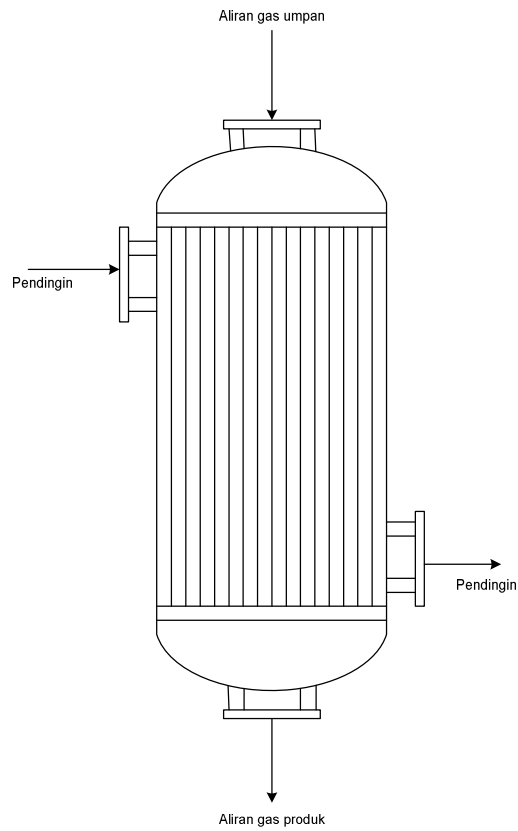


Gambar 6.1. Grafik kelayakan ekonomi

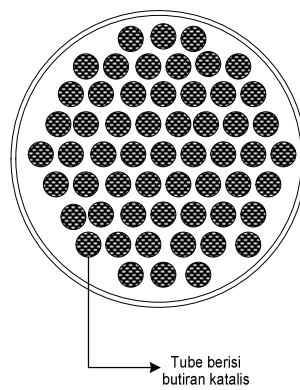


Gambar 5.1 Struktur organisasi pabrik fosgen

# REAKTOR



Gambar 1. Reaktor tampak depan



Gambar 2. Reaktor tampak atas

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara Karbon monoksida dan klorin untuk membentuk *Phosgene*

Bentuk : Reaktor Katalitik Fixed Bed Multitube

Fase : Gas

Tekanan : 1,05 atm.

Suhu : 125 - 150°C

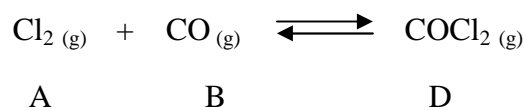
Katalis : Karbon aktif

#### A. Uraian proses

Reaksi klorin dan karbon monoksida menjadi *phosgene* pada suhu di bawah 200°C adalah irreversible (searah) dengan katalis padat yaitu karbon aktif. Reaksi terjadi pada permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah *non-isothermal, non-adiabatis*, suhu gas didalam reaktor 125-150 °C dan tekanan 1,05 atm. Konversi reaktan menjadi *phosgene* sebesar 99%.

#### B. Menyusun Persamaan Reaksi :

Ditinjau reaksi :



Reaksi Pembentukan *phosgene* dirumuskan sebagai :

$$(-r_A) = k (C_A)^{3/2} (C_B)$$

Reaksi Dekomposisi *phosgene* dirumuskan sebagai :

$$(r_A) = k' (C_A)^{1/2} (C_B)$$

(Leidler, 1980)

dengan :

$C_A$  = konsentrasi  $Cl_2$  keluar reaktor

$C_B$  = konsentrasi CO keluar reaktor

$k$  = konstanta kinetika reaksi pembentukan *phosgene*

$k'$  = konstanta kinetika reaksi dekomposisi *phosgene*

Reaksi berjalan pada suhu 125-150°C sehingga reaksi berjalan searah atau tidak ada reaksi dekomposisi *phosgene* menjadi karbon monoksida dan klorin. Sehingga hanya berlaku rumus reaksi pembentukannya saja.

(Ullman, 1985)

### C. Menghitung neraca massa komponen pada reaktor.

• Waktu operasi = 330 hari/tahun

• Kapasitas = 30.000 ton/tahun

$$= 30.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \cdot \frac{1\text{tahun}}{330\text{hari}} \cdot \frac{1\text{hari}}{24\text{jam}}$$

$$= 3787,879 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

• Basis = 1 jam operasi

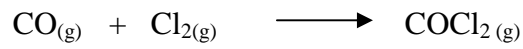
• Perbandingan umpan masuk reaktor adalah



• Umpan masuk reaktor

komponen	kg	fr.massa	kgmol	fr.mol
H <sub>2</sub>	19,270	0,0050	9,6350	0,1106
CO	1084,612	0,2814	38,7361	0,4447
Cl <sub>2</sub>	2750,266	0,7136	38,7361	0,4447
COCl <sub>2</sub>	0,000	0,0000	0,0000	0,0000
Jumlah	3854,148	1,0000	87,1073	1,0000

- Reaksi



Reaksi yang terjadi merupakan reaksi searah dengan konversi 99%.

Secara stoikiometri

	CO	+	Cl <sub>2</sub>	→	COCl <sub>2</sub>
Mula	38,7361		38,7361		-
Reaksi	38,3488		38,3488		38,3488
Akhir	0,3874		0,3874		38,3488

- Komposisi gas keluar reaktor

$$\begin{aligned} \text{COCl}_2 &= \text{Produk hasil reaksi} \\ &= 38,3488 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CO} &= \text{CO mula-mula} - \text{CO bereaksi} \\ &= 0,3874 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cl}_2 &= \text{Cl}_2 \text{ mula-mula} - \text{Cl}_2 \text{ bereaksi} \\ &= 0,3874 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 &= \text{H}_2 \text{ mula-mula} \\ &= 9,6350 \text{ kmol} \end{aligned}$$

<b>komponen</b>	<b>kg</b>	<b>fr.massa</b>	<b>kgmol</b>	<b>fr.mol</b>
H <sub>2</sub>	19,270	0,0050	9,6350	0,1976
CO	10,846	0,0028	0,3874	0,0079
Cl <sub>2</sub>	27,503	0,0071	0,3874	0,0079
COCl <sub>2</sub>	3796,529	0,9851	38,3488	0,7865
<b>Jumlah</b>	<b>3854,148</b>	<b>1,0000</b>	<b>48,7585</b>	<b>1,0000</b>

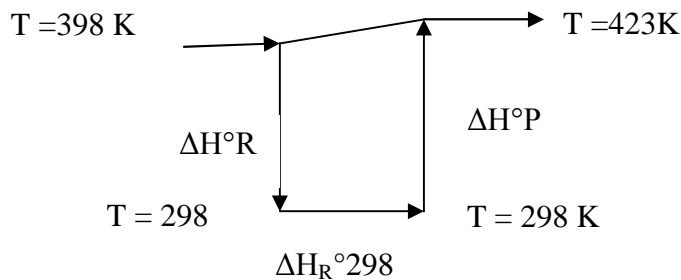
#### D. Menghitung neraca panas komponen pada reaktor

Panas reaksi

$$Q = \Delta H^{\circ}R + \Delta H^{\circ}_{R,298} + \Delta H^{\circ}P$$

Keterangan : Q = panas reaksi total  
 $\Delta H^{\circ}R$  = panas gas masuk reaktor  
 $\Delta H^{\circ}P$  = panas gas keluar reaktor  
 $\Delta H^{\circ}_{R,298}$  = panas reaksi standar pada 298 K

Menghitung panas reaksi (Q)



Data harga  $\Delta H_f$  untuk masing-masing komponen pada 298 K adl sbb:

$$\Delta H_f \text{ CO} = -110,62 \text{ kJ/mol} = -110620 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = -0,13 \text{ kJ/mol} = -130 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Cl}_2 = 0 \text{ kJ/mol} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ COCl}_2 = -221,06 \text{ kJ/mol} = -221060 \text{ kJ/kmol}$$

(Coulson,1983)

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_{R,298} &= \Delta H^{\circ}P - \Delta H^{\circ}R \\ &= \Delta H_f \text{ COCl}_2 - (\Delta H_f \text{ CO} + \Delta H_f \text{ Cl}_2) \\ &= -221060 - (-110620 + 0) \\ &= -110440 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$\Delta H^{\circ}_{R,298}$  bernilai negative sehingga reaksi ini bersifat eksotermis

$$\Delta H^{\circ}R = \int_{398}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H^{\circ}P = m \int_{298}^{423} C_p dT$$

### E. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
2. Menggunakan katalis karbon aktif yang berumur panjang.
3. Ukuran karbon aktif (4 mm) lebih sesuai untuk reaktor *fixed bed* yang mempunyai batasan ukuran katalis 2 – 5 mm.
4. *Pressure Drop* gas pada *fixed bed* lebih kecil dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
5. Kehilangan katalis termasuk kecil jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
6. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
7. Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

( Charles G Hill, p 425-431)

Kondisi operasi reaktor :

- a. Non isothermal dan non adiabatik
- b.  $P = 1,05 \text{ atm}$
- c.  $T = 398-423 \text{ K}$



## F. Menentukan kondisi umpan.

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap increment panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut :

### 1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$BM \text{ campuran} = \Sigma (B_{mi} \cdot y_i)$$

Dengan :

$B_{mi}$  = berat molekul komponen i, kg/kmol

$y_i$  = fraksi mol gas i

komponen	kgmol/j	$y_i$	$B_{mi}$	$B_{mi} \cdot y_i$
H <sub>2</sub>	9,6350	0,1106	2	0,22122
CO	38,7361	0,4447	28	12,45145
Cl <sub>2</sub>	38,7361	0,4447	71	31,57332
COCl <sub>2</sub>	0,00000	0,0000	99	0,00000
Jumlah	87,1073	1,0000		44,24599

Diperoleh  $B_{m_{avg}}$  umpan = 44,246 kg/kmol

### 2. Menghitung densitas umpan

$$\rho = \frac{BM_{avg} \cdot P}{(Z \cdot R \cdot T)}$$

P = tekanan umpan masuk = 1,05 atm

R = 0,082057 atm.m<sup>3</sup>/kmol.K

T = suhu umpan masuk = 398 K

Z = faktor kompresibilitas (fig 1.1 Chohey hal 11)

komponen	yi (mol)	Tc ( K )	yi x Tc	Pc ( atm )	yi x Pc
H <sub>2</sub>	0,1106	33,1800	3,6701	12,9583	1,4333
CO	0,4447	132,9300	59,1133	34,5324	15,3564
Cl <sub>2</sub>	0,4447	417,1500	185,5044	76,1016	33,842
COCl <sub>2</sub>	0,0000	455,0000	0,0000	55,9980	0,000
Jumlah	1,0000		248.2877		50.6317

$$Pr = P/Pc' = 0,02074$$

$$Tr = T/Tc' = 1,60298$$

$$Z = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } \rho &= \frac{44,2459898 \times 1,05}{1 \times 0,082057 \times 398} \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,5736 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

### 3. Menghitung viskositas umpan ( $\mu g$ )

Untuk menghitung viskositas umpan digunakan persamaan yang diperoleh

dari Yaws, 1999, yaitu :  $\mu g_i = A + BT + CT^2$

$\mu g_i$  = viskositas gas, mikropoise

T = suhu umpan, K

$$\mu g_{\text{campuran}} = (\sum xi / \mu g_i)^{-1}$$

komponen	kg/jam	xi (berat)	$\mu g_i$	$xi/\mu g_i$
H <sub>2</sub>	19,270	0,0050	106,9384	0,00005
CO	1084,612	0,2814	214,0965	0,00131
Cl <sub>2</sub>	2750,266	0,7136	176,7431	0,00404
COCl <sub>2</sub>	0,000	0,0000	166,7052	0,00000
Jumlah	3854,148	1,0000		0,00535

$$\begin{aligned} \mu_{\text{gi campuran}} &= (0,00535185)^{-1} \text{ micropoise} \\ &= 1,8685\text{E-}05 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

4. Menghitung konduktivitas panas umpan ( $K_G$ )

$K_G$  dihitung menggunakan persamaan dari Yaws, 1999, yaitu :

$$K_G = A + BT + CT^2$$

$K_G$  = konduktivitas gas, W/m.K

T = suhu umpan, K

$$K_G = \Sigma(K_{G,i} \cdot x_i)$$

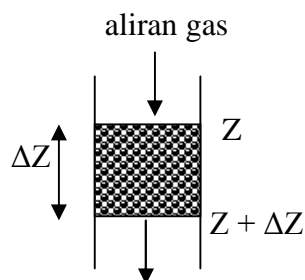
komponen	$x_i$ (massa)	$k_i$	$k_i \cdot x_i$
H <sub>2</sub>	0,00500	0,21198	0,00106
CO	0,28141	0,03140	0,00884
Cl <sub>2</sub>	0,71359	0,01230	0,00878
COCl <sub>2</sub>	0,00000	0,01387	0,00000
Jumlah	1,00000		0,01867

$$K_G = 0,01867 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,06721 \text{ Kj / m.jam K}$$

## G. Penyusunan Model Matematis

1. Neraca massa pada elemen volume tube



Elemen volume pada tube :  $\pi/4 \times (\text{IDT})^2 \times \Delta Z$

Asumsi : aliran bersifat plug flow

: difusi ke arah aksial dan radial diabaikan

: aliran steady state

Rate of input – Rate of output – Rate of reaction = Rate of accumulation

$$F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - (-r_A) \cdot \rho_B \cdot A \cdot \Delta Z = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$ , sehingga :

$$\frac{F_{A_{Z+\Delta Z}} - F_{A_Z}}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot A$$

Diambil limit  $\Delta Z$  mendekati nol, sehingga :

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A_{Z+\Delta Z}} - F_{A_Z}}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot A$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot A$$

dengan :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{dF_A}{dX} = -F_{A0}$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -F_{A0} \cdot \frac{dX}{dZ}$$

$$-\frac{F_{A0} \cdot dX}{dZ} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot A$$

Untuk semua tube :

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot A \cdot Nt$$

dengan  $A = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (\text{IDT})^2 \cdot (1 - \epsilon)$

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (IDT)^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot Nt$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot \rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (IDT)^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot Nt$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{\rho_B \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (IDT)^2 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot Nt}{F_{A0}} (-r_A)$$

Dengan:

A = Luas pori katalis, m<sup>2</sup>

$\rho_B$  = Densitas bulk katalis, kg/m<sup>3</sup>

$\varepsilon$  = porositas tumpukan katalis, m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>

IDT = diameter dalam tube, m

$F_{A0}$  = laju alir CO masuk reaktor, kmol/j

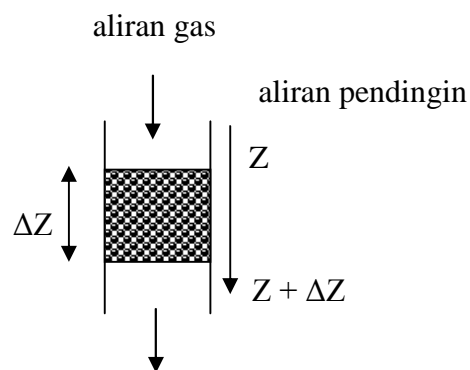
Nt = jumlah tube

Z = panjang tube dihitung dari atas, m

$(-r_A)$  = kecepatan reaksi CO, kmol/j.mass katalis

$\frac{dX}{dZ}$  = konversi tiap increment panjang tube

## 2. Neraca Panas pereaksi pada elemen volume



Reaktor jenis *fixed bed multitube* mirip dengan alat penukar panas, gas reaktan mengalir di dalam tube yang berisi tumpukan katalisator dan fluida pendingin mengalir di bagian shell.

Assumsi : steady state

panas input – panas out put + panas yang diserap = panas terakumulasi

$$\sum Hi_Z - \sum Hi_{Z+\Delta Z} + Ud\pi(IDT)\Delta Z(T - Tp)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}(\Delta X_A) = 0$$

$$\sum Hi_Z - \sum Hi_{Z+\Delta Z} + Ud\pi(IDT)\Delta Z(T - Tp)Nt - (\Delta H_R)F_{A0}(X_{Z+\Delta Z} - X_{AZ}) = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$  diperoleh :

$$\frac{\sum Hi_{Z+\Delta Z} - \sum Hi_Z}{\Delta Z} - Ud\pi(IDT)(T - Tp)Nt + (\Delta H_R)F_{A0} \frac{(X_{Z+\Delta Z} - X_{AZ})}{\Delta Z} = 0$$

Diambil limit  $\Delta Z$  mendekati nol, sehingga :

$$\frac{\sum dHi}{\Delta Z} - Ud\pi(IDT)(T - Tp)Nt + (\Delta H_R)F_{A0} \frac{(dX_A)}{\Delta Z} = 0$$

$$\sum FiCpi \frac{dT}{dZ} = Ud\pi(IDT)(T - Tp)Nt - (\Delta H_R)F_{A0} \frac{(dX_A)}{\Delta Z}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{Ud\pi(IDT)(T - Tp)Nt - (\Delta H_R)F_{A0} \frac{(dX_A)}{\Delta Z}}{\sum (FiCpi)}$$

Dengan :

$$(\Delta H_R) = \Delta H^{\circ}_f + \Delta H_{produk} + \Delta H_{reaktan}$$

$\Delta H^{\circ}_f$  = panas reaksi pada keadaan standar (298 K)

$$\Delta H_{produk} = \int Cp_{produk} dT$$

$$\Delta H_{reaktan} = \int Cp_{reaktan} dT$$

Keterangan :

$F_i$  = laju alir umpan masuk reactor, kmol/j

$C_{pi}$  = kapasitas panas komponen, kJ/kmol.K

$(\Delta H_R)$  = panas reaksi, kJ/kmol

$U_d$  = koefisien perpindahan panas overall kotor, kJ/j.m<sup>2</sup>.°K

IDT = diameter dalam tube, m

$T_p$  = suhu pendingin, K

### 3. Neraca Panas pendingin pada elemen volume

Assumsi : Steady state

panas input – panas output + panas yang diserap = panas terakumulasi

$$W_p.C_{pp}.(T_{p_z}-T) - W_p.C_{pp}.(T_{p_{z+\Delta z}}-T) + \pi(ODT).\Delta Z.U_d.(T-T_p) .N_t = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan  $W_p.C_{pp}.\Delta Z$ , sehingga :

$$\frac{T_{p_{z+\Delta z}} - T_{p_z}}{\Delta Z} = \frac{\pi(ODT)U_d N_t}{W_p.C_{pp}} (T - T_p)$$

Jika diambil  $\Delta Z \rightarrow 0$ , diperoleh :

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{p_{z+\Delta z}} - T_{p_z}}{\Delta Z} = \frac{\pi(ODT)U_d N_t}{W_p.C_{pp}} (T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = \frac{\pi(ODT)U_d N_t}{W_p.C_{pp}} (T - T_p)$$

Keterangan :

$W_p$  = kecepatan alir fluida pendingin, kg/j

$C_{pp}$  = kapasitas panas pendingin, kJ/kmol K

$T$  = suhu gas umpan, K

$T_p$  = suhu pendingin, K

#### 4. Penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator

Dengan menggunakan persamaan Ergun :

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right]$$

$$-\int_{P_o}^{P_L} dP = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right] \int_0^L dL$$

$$-(P_L - P_o) = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right] L$$

$$\frac{(P_o - P_L)}{G^2} x \rho x \left[ \frac{D}{L} \right] x \left[ \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} \right] = \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right]$$

Jadi persamaan differensial pressure drop :

$$\frac{dP}{dZ} = \left[ \frac{150.(1-\varepsilon).\mu_{camp}}{Dp.G} + 1,75 \right] \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{G^2}{D.\rho_{camp}}$$

dengan :

dP = penurunan tekanan (kg.m/m<sup>2</sup>.j)

Dp = diameter partikel katalisator (m)

G = kecepatan massa gas (kg/j)

ρ<sub>camp</sub> = densitas gas(kg/m.j)

μ<sub>camp</sub> = viskositas gas (kg/m<sup>3</sup>)

#### H. Menentukan jenis dan ukuran tube

Ukuran tube ditentukan dengan cara memilih pada table 10, Appendix D.Q

Kern halaman 843 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter dalam tube(IDT) : 1,33 in

Diameter luar tube (ODT) : 1,5 in

BWG : 14

Flow area (a't) : 1,4 in



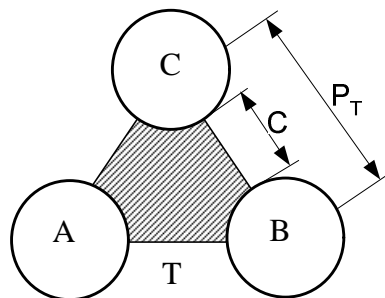
Panjang tube ditentukan pada saat tercapai konversi reaksi yang sesuai yaitu 0,99, sehingga diperoleh tinggi bed katalis = 4.5 m.

### I. Menentukan susunan tube

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dengan alasan :

1. Turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
2. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam shell pada susunan segi empat.

(Agra, S.W.,Perpindahan Panas, p 7-73)



$$\begin{aligned} \text{Luas } \Delta ABC &= \frac{1}{2} \cdot AB \cdot CT \\ &= \frac{1}{2} \cdot AB \cdot PT \sin 60 \\ &= \frac{1}{2} \cdot PT \cdot PT \sin 60 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas daerah } \Delta ABC \text{ tidak diarsir} &= \frac{1}{2} \times \text{luas penampang tube} \\ &= \frac{1}{2} \times \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot \text{ODT}^2\right) \\ &= \frac{1}{2} \times \left(\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 0,0381^2\right) \\ &= 0,0005698\text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pitch} - \text{ODT}$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (\text{Tabel 9, Apendix Kern})$$

$$= 0,047625 \text{ m}$$

$$C' = 0,047625 - 0,0381$$

$$= 0,009525 \text{ m}$$

$$\text{Luas } \Delta \text{ ABC} = \frac{1}{2} \times 0,047625 \times 0,047625 \times \sin 60$$

$$= 0,0009821 \text{ m}^2$$

Luas daerah  $\Delta$  ABC yang diarsir = luas  $\Delta$  ABC - luas daerah  $\Delta$  ABC tidak diarsir

$$= 0,0009821 - 0,0005698$$

$$= 0,000412377 \text{ m}^2$$

#### J. Menentukan diameter shell dan jumlah tube

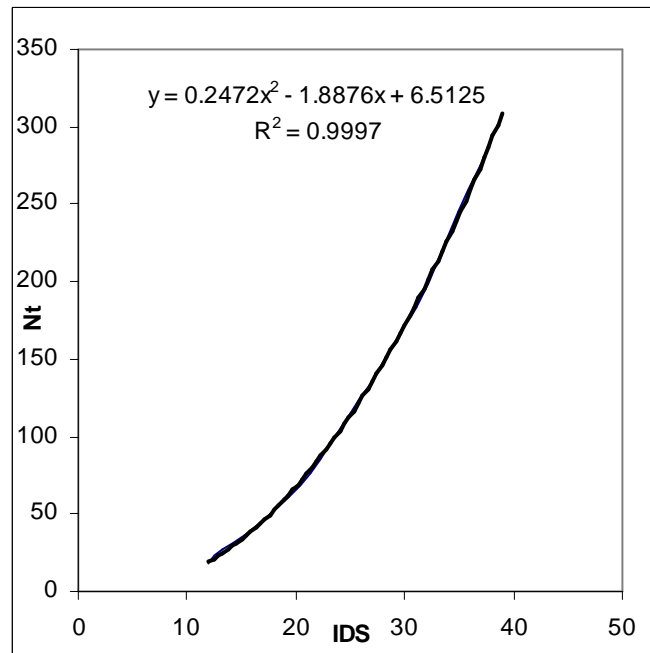
Dari tabel 9, Apendix Kern untuk :

$$\text{ODT} = 1,5 \text{ inc}$$

$$\text{Pitch} = 1,875 \text{ in}$$

ID s	Nt
12	18
13.25	27
15.25	36
17.25	48
19.25	61
21.25	76
23.25	95
25	115
27	136

29	160
31	184
33	215
35	246
37	275
39	307



Gambar 1. Grafik hubungan antara diameter shell dengan jumlah tube.

Pada saat  $IDS = 85 \text{ inc} = 2,159\text{m}$

$N_t = 1632 \text{ tube}$

1. Kecepatan aliran massa gas masuk ke masing-masing tube :

Kecepatan aliran massa gas masuk reaktor (m) = 3854,148 kg/j

$$\begin{aligned}
 mt &= \frac{m}{N_t} = \frac{3854,148}{1632} \\
 &= 2,362 \text{ kg/j}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung debit aliran gas pada masing-masing tube (qf)

$$qf = \frac{mt}{\rho} = \frac{2,362}{0,5736} = 4,117 \text{ m}^3/\text{j}$$

3. Menghitung kecepatan linier gas pada masing-masing tube (v)

$$v = \frac{qf}{a' t. \varepsilon} = \frac{4,11967}{0,0009 \times 0,3} = 15193,613 \text{ m/j}$$

#### 4. Bilangan Reynold (Nre)

$$\begin{aligned} N Re &= \frac{\rho.v.IDT}{\mu} = \frac{0,5736 \times 15193,613 \times 0,0338}{1,8685 \cdot 10^{-5} \times 3600} \\ &= 4377,014 > 4000 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

(Geankoplis, hal 60)

### K. Menentukan *Baffle space*, diameter Ekuivalen dan diameter rerata tube

#### 1. Menghitung *baffle space* (B)

$$\begin{aligned} \text{Baffle space (B)} &= 0,25 \times \text{Ids} && \text{(Kern, hal 129)} \\ &= 0,25 \times 2,159 \\ &= 0,53975 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 2. Menghitung diameter ekuivalen dan diameter rerata tube

$$\begin{aligned} D_{es} &= \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,86 P_T - (0,5 \pi ODT^2 / 4))}{0,5 \pi ODT} && \text{(Kern, hal 139)} \\ &= \frac{4 \times (0,5 \times 0,047625 \times 0,86 \times 0,047625 - (0,5 \times 3,14 \times 0,0381^2 / 4))}{0,5 \times 3,14 \times 0,0381} \\ &= 0,0271 \text{ m} \\ D &= \frac{ODT + IDT}{2} \\ &= \frac{0,0381 + 0,0338}{2} \\ &= 0,0359 \text{ m} \end{aligned}$$

### L. Menghitung koefisien perpindahan panas bersih dan kotor (Uc dan Ud)

Harga Uc dan Ud di setiap inkremen berbeda-beda. Oleh karena itu dipakai harga Uc dan Ud rata-rata. Perhitungan Uc dan Ud didekati dengan cara seperti *shell and tube heat exchanger*, yaitu sebagai berikut:

## 1. Sisi Tube

- a. Luas penampang total,  $at = \frac{Nt.a't}{n}$ , m<sup>2</sup> (kern, pers 7.48)

$$at = \frac{1632 \times 0.0009}{1} = 1,4741 \text{ m}^2$$

- b. Flow rate,  $Gt = \frac{W}{at}$ , kg/jam m<sup>2</sup>

$$Gt = \frac{155000}{1,4741} = 105151,6459 \text{ kg/jam m}^2$$

- c. Koefisien transfer panas pada lapisan film di dalam tube

$$hi = 0,027 \left( \frac{IDT.Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \left( \frac{Cpt.\mu t}{Kt} \right)^{1/3} \left( \frac{Kt}{IDT} \right) \left( \frac{\mu t}{\mu w} \right)^{0,14}, \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

(Kern, pers 6.2)

- d. Koefisien transfer panas lapisan film dalam tube yang disetarakan dengan luar tube

$$hio = hi(IDT / ODT), \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K} \quad (\text{Kern, pers 6.5})$$

Dengan :

$at'$  = flow area per pipa, m<sup>2</sup>

$Nt$  = jumlah tube

$n$  = jumlah pass tube

$W$  = Flow rate reaktan, kg/jam

$IDT$  = diameter dalam tube, m

$ODT$  = diameter luar tube, m

$\mu t$  = viskositas fluida dalam tube, kg/m jam

$Kt$  = konduktivitas panas fluida dalam tube, kJ/m jam K

$\mu t / \mu w$  diasumsikan = 1

2. Sisi shell

a. Clearance,  $C' = PT - ODT$ , m

b. Luas penampang aliran dalam shell,  $as = \frac{IDSxC'xB}{PT}$ , m<sup>2</sup>

(Kern, pers 7.1)

c. Flow rate per rate,  $G_s = \frac{Wp}{as}$ , kg/jam m<sup>2</sup>

(Kern, pers 7.2)

d. Koefisien transfer panas pada lapisan film di luar tube, kJ/jam m<sup>2</sup> K

$$h_o = 0,36 \left( \frac{De.G_s}{\mu_s} \right)^{0,55} \left( \frac{Cps.\mu_s}{Ks} \right)^{1/3} \left( \frac{Ks}{De} \right) \left( \frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Kern, hal 137)

e. Koefisien transfer panas bersih,  $U_c = \frac{h_o.h_o}{h_o + h_o}$ , kJ/jam m<sup>2</sup> K

(kern, pers 6.38)

f. Koefisien transfer panas kotor,  $U_d = \frac{U_c}{(1 + Rd.U_c)}$ , kJ/jam m<sup>2</sup> K

(Kern, pers 6.10)

Dengan :

PT = jarak antar pusat tube, m

IDs = Diameter dalam shell, m

B = Jarak antar baffle, m

Rd = *Dirt factor*, jam m<sup>2</sup> K/kJ

Cps = kapasitas panas pendingin dalam shell, kJ/kg K

Ks = konduktivitas panas pendingin dalam shell, kJ/kmol K

## M. Menentukan massa katalis dan volume bed katalis

Katalis yang dipakai dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan katalis	= karbon aktif
Bentuk	= granular
Umur katalis	= 3-5 tahun
Diameter katalis	= 0,004 m
Porositas, $\varepsilon$	= 0,3 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup>
Densitas katalis	= 1350kg/m <sup>3</sup>

(Kirk-Othmer)

### 1. Menghitung massa katalis

$$W = \frac{\pi}{4} (IDT^2)(1-\varepsilon)Nt.\rho_B\Delta Z$$

$$dW = \frac{\pi}{4} (IDT^2)(1-\varepsilon)Nt.\rho_B dZ$$

$$\int_0^w dW = \frac{\pi}{4} (IDT^2)(1-\varepsilon)Nt.\rho_B \int_0^Z dZ$$

$$W = \frac{\pi}{4} (IDT^2)(1-\varepsilon)Nt.\rho_B Z$$

$$= \frac{3,14}{4} (0,0338^2)(1-0,3) \times 1632 \times 1350 \times 4,5$$

$$= 4605,440 \text{ kg}$$

### 2. Menghitung volume bed katalis

$$\begin{aligned} \circ V_{\text{bed seluruh tube}} &= \frac{W}{\rho_B \times (1-\varepsilon)} \\ &= \frac{4605,4395}{1350 \times (1-0,3)} \\ &= 6,579 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \circ V_{\text{bed}} \text{ katalis untuk tiap tube} &= \frac{V_{\text{bed}} \text{ Alltube}}{Nt} \\
 &= \frac{6,5792}{1632} \\
 &= 0,004 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

## N. Menghitung Pressure Drop Sepanjang Tube

Menggunakan persamaan Ergun :

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right]$$

$$-\int_{P_0}^{P_L} dP = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right] \int_0^L dL$$

$$-(P_L - P_0) = \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right] L$$

$$\frac{(P_0 - P_L)}{G^2} x \rho x \left[ \frac{D}{L} \right] x \left[ \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)} \right] = \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpxG/\mu} + 1.75 \right]$$

Jadi persamaan differensial pressure drop :

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{G^2}{D\rho} x \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} x \left[ \frac{150x(1-\varepsilon)}{DpG/\mu} + 1.75 \right]$$

Dari program diperoleh tekanan keluar reaktor adalah : 1,0486 atm

Jadi Pressure dropnya = 1,05 - 1,0486 = 0,0014 atm

Keterangan :

$P_0$  = tekanan gas pada saat masuk rektor, atm

$P_L$  = tekanan gas setelah keluar reaktor, atm

$D$  = diameter tube, m



- L = panjang tube, m
- $\varepsilon$  = porositas katalis, m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>
- G = kecepatan massa gas, kg/jam
- $\rho$  = densitas gas, kg/m<sup>3</sup>
- $\mu$  = viskositas gas, kg/m.jam
- Dp = diameter katalis, m

## O. Menentukan Tinggi dan Volume Reaktor

### 1. Menghitung tebal shell

Tebal shell (ts) dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{fE - 0.6P} + C \quad \text{in}$$

(Brownell, pers 13-1, p 254)

Direncanakan shell terbuat dari Stainless steel SA 167 grade 3

Kondisi operasi :

Suhu = 423 K = 302 F

Tekanan operasi = 1,05 atm

Spesifikasi :

1. Faktor keamanan diambil = 20%
2. P desain = 1,26 atm = 18,522 psia
3. Tekanan yang diijinkan(f) = 1540 (Brownell and Young, p 342)
4. Efisiensi pengelasan (E) = 0,8 (Brownell and Young, p 254)
5. Corrosion allowance (C) = 0,125 inc
6. Jari-jari dalam shell (ri) = 42,5 inc
7. Diameter dalam shell (IDs)= 85 inc

$$ts = \frac{18,522 \times 42,5}{1540 \times 0,8 - 0,6 \times 18,522} + 0,125$$

$$= 0,1888 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standart yaitu 0,25 inc

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell (ODs)} &= \text{IDs} + 2 \times ts \\ &= 85 + 0,5 \\ &= 85,5 \text{ inc} \end{aligned}$$

Dipakai diameter luar shell standart = 90 inc

## 2. Menghitung tebal head

Direncanakan head menggunakan bahan yang sama dengan shell reaktor yaitu Stainless steel SA 167 grade 3. Head yang digunakan berbentuk torispherical, karena cocok digunakan untuk tekanan antara 15 psig – 200 psig atau antara 1,02 atm – 14 atm. (Brownell, hal 88)

Tebal head dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$th = \frac{PrcrW}{2fxE - (0,2xP)} + C$$

$$W = \frac{1}{4}x\left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$$

$$OD = IDS + 2ts$$

Dengan :

th = tebal head, inc

icr = inside corner radius, inc

rc = radius of dish, inc

Tabel 5.7 Brownell untuk OD = 90 inc dan t = 0.3125 inc

icr = 5,5inc

rc = 90 inc

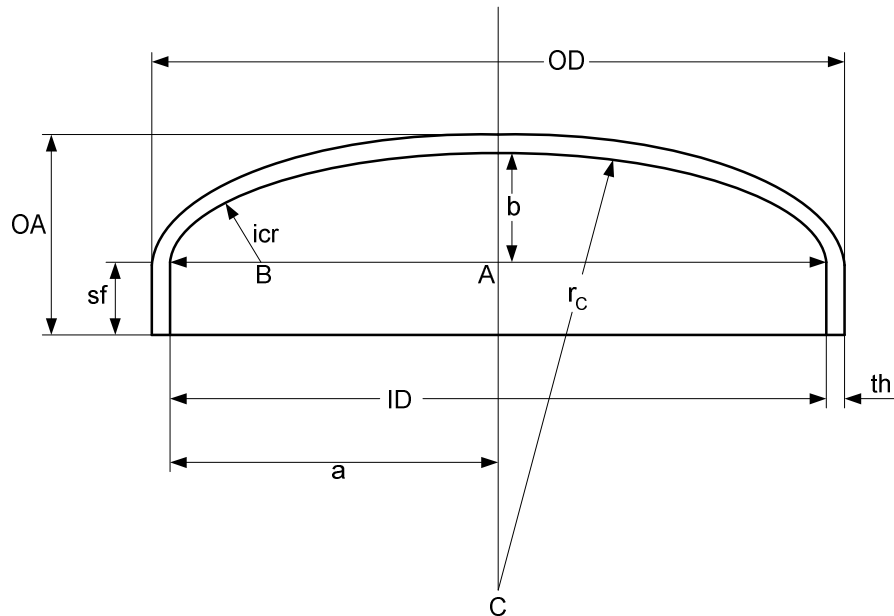
maka didapat W = 1,7613 inc

th = 0,2438 inc

Dipilih tebal standart = 0,25 inc

### 3. Menghitung tinggi head (OA)

Tinggi head dihitung dengan cara berikut



$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$b = r - AC$$

Data-data  $icr$ ,  $r$ ,  $th$  pada  $ts$  dan  $OD$  dapat dilihat pada tabel 5.7 hal 89-91

Brownell. Harga  $sf$  dilihat dari tabel 5.6 hal 88 Brownell. Data-data tersebut

diperoleh sebagai berikut :

$$a = 42,5 \text{ inc}$$

$$sf = 1,5 - 2,25 \quad \text{dipilih } sf = 2,25 \text{ inc}$$

$$icr = 5,875 \text{ inc}$$

$$AB = 36,625 \text{ inc}$$

$$BC = 84,125 \text{ inc}$$

$$AC = 75,7339 \text{ inc}$$

$$b = 14,2661 \text{ inc}$$

$$\text{maka tinggi head} = 0,2299 + 14,2661 + 2,5$$

$$= 16,7661 \text{ inc}$$

$$= 0,42586 \text{ m}$$

#### 4. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor merupakan tinggi tube yang digunakan ditambah 2 x tinggi head. Tinggi tube diperoleh dari hasil run program matlab untuk menyelesaikan persamaan-persamaan yang diperoleh.

Didapat tinggi/panjang tube yang digunakan,  $Z = 4,5 \text{ m}$

$$\text{Tinggi reaktor (Hr)} = Z + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$= 4,5 + 0,85172$$

$$= 5,352 \text{ m}$$

#### 5. Menghitung volume total reaktor

$$\text{Volume Head} = 0.000049 \text{ IDS}^3 \quad (\text{Brownell, hal 88})$$

$$\text{IDs dalam inc, V dalam ft}^3$$

$$= 0.000049 \times 85^3$$

$$= 30,0921 \text{ ft}^3$$

$$= 0,852 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = (1/4) \pi \text{IDS}^2 Z$$

$$= \frac{1}{4} \times 3.14 \times 2,159^2 \times 4,5$$

$$= 16,466 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + 2 \cdot \text{Volume Head}$$

$$= 16,466 + 2 \times 0,852$$

$$= 18,170 \text{ m}^3$$

**P. Menentukan diameter pipa masuk dan pipa keluar reaktor :**

Direncanakan diameter pipa masuk dan keluar sama, karena debit aliran sama.

$$\text{Umpan masuk (G)} = 3854,148 \text{ kg/j} = 1,071 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{avg}} = 0.5736 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum} = 226G^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson,161})$$

$$= 226 \times 1,0706^{0.5} \times 0,5736^{-0.35}$$

$$= 284,054 \text{ mm}$$

$$= 11,183 \text{ inc}$$

$$\text{Dipakai diameter pipa standart} = 12 \text{ inc SN 30}$$

$$\text{OD} = 12,75 \text{ inc}$$

$$\text{ID} = 12,09 \text{ inc}$$

**Q. Menentukan Diameter Pipa Pendingin Masuk dan Keluar Reaktor**

Direncanakan diameter pipa masuk dan keluar sama, karena debit aliran sama.

$$\text{Kecepatan alir massa pendingin masuk reaktor} = 115000 \text{ kg/j} = 31,9444 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas pendingin ( flue gas ), } \rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter optimum} = 226G^{0.5} \rho^{-0.35}$$

$$= 226 \times 31,9444^{0.5} \times 995,68^{-0.35}$$

$$= 114,0156 \text{ mm}$$

$$= 4,489 \text{ inc}$$

$$\text{Dipakai diameter standart} = 6 \text{ inc SN 40}$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ inc}$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ inc}$$

## **RESUME REAKTOR**

Kode : R

Fungsi : sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara karbon monoksida dengan klorin menjadi phosgen dengan katalis karbon aktif.

Tipe : Fixed Bed Multitube Reaktor

Design : 1-1 Shell and Tube

Jumlah : 1 buah

### 1. Kondisi Operasi

Suhu : 398 – 422,64 K

Takanan : 1,05 atm

Non isothermal dan non adiabatik

### 2. Spesifikasi

#### a. Katalisator

Bahan : karbon aktif

Bentuk : granular

Umur : 3-5 tahun

Diameter : 4 mm

Porositas : 0,3

Density : 1350 kg/m<sup>3</sup>

#### b. Tube

Panjang tube : 4,5 m

IDT : 0,0338 m

ODT : 0,0381 m

at :  $9 \cdot 10^{-4}$  m

Jumlah : 1632  
Susunan : triangular, dengan pitch 1,875 inc  
Jumlah pass : 1  
Material : Stainless steel SA 167 grade 3

c. Shell

IDs : 2,159 m  
Tebal shell : 0,25 inc  
Baffle space : 0,53975 m  
Jumlah : 1  
Jumlah pass : 1  
Material : Stainless steel SA 167 grade 3

d. Pendingin

Bahan : air  
Suhu masuk : 303 K  
Suhu keluar : 315

e. Head

Bentuk : Torispherical dished head  
Tinggi : 0,426 m  
Tebal : 0,25 inc  
Volume : 0,852 m<sup>3</sup>

f. Reaktor

Tinggi : 5,352 m  
Volume : 18,170 m<sup>3</sup>

g. Ukuran pipa

Diameter pipa umpan masuk dan keluar reaktor : 12 inc SN 30  
Diameter pipa pendingin masuk dan keluar reaktor : 6 inc SN 40

## ACCUMULATOR

Kode : ACC-01  
 Fungsi : untuk menampung hasil atas MD-01  
 Tipe : Horizontal drum dengan torispherical head

### Data-data

✓ Menghitung suhu bubble point pada hasil atas MD-01

$$P = 5 \text{ atm} = 3800 \text{ mmhg}$$

$$\text{Total T sehingga } \Sigma Y = 1$$

$$T = 17,568 \text{ }^\circ\text{C} = 290,568 \text{ K}$$

$P^\circ$  dihitung dengan persamaan Antoine

$$P^\circ = \exp\left(A - \frac{B}{T + C}\right) \quad (\text{Apendix D, Coulson})$$

komponen	Po	ki	X	Y
Cl <sub>2</sub>	4,7344E+03	1,25E+00	0,7436	0,92647
COCl <sub>2</sub>	1,0904E+03	2,87E-01	0,2564	0,07357
jumlah				1,0000

✓ Densitas cairan destilat

$$\rho = 0,6108 \text{ gr/ml} = 610,8057 \text{ kg/m}^3$$

✓ Kecepatan massa masuk (G) = 1304,0138 kg/j

$$= 2,1349 \text{ m}^3/\text{j}$$

### Perancangan

$$\text{waktu tinggal} = 300 \text{ s} = 5 \text{ menit} = 0,0833 \text{ jam}$$

$$\text{Kapasitas} = G \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,1779 \text{ m}^3$$

$$\text{Over desain } 20 \% \text{, maka kapasitas} = 0,2135 \text{ m}^3$$

$$= 7,5391 \text{ ft}^3$$

Bentuk = horizontal drum dengan torispherical head

$$L/D = 3$$

(Range 3 – 5, Ullrich)

$$V_t = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$



Untuk torispherical V head =  $0,000049 D^3$  (Brownell, pers 5.11)

Dengan, V dalam  $ft^3$ , dan D dalam inc

$$= 0,25 \pi \times D^2 \times L + 2 \times ( 2,835e-8 \times D^3 )$$

$$= 0,25 \pi \times D^2 \times L + 2 \times ( 2,835e-8 \times D^3 )$$

$$7,5391 = 2,355 D^3 + 2 \times ( 2,8355e-8 \times D^3 )$$

$$= 2,3550 D^3$$

$$D = 1,4738 \text{ ft} = 0,4492 \text{ m} = 17,6860 \text{ inc}$$

$$L = 4,4214 \text{ ft} = 1,3477 \text{ m} = 53,0579 \text{ inc}$$

#### a. Tebal dinding tangki

Bahan konstruksi yang dipilih adalah stainless steel SA 283 grade C dengan alasan :

- ✓ Ekonomis untuk pressure vessel
- ✓ T min plate  $\leq 5/8$  inc
- ✓ suhu operasi -20F s/d 650F

Spesifikasi : ( tabel 13.1 Brownell & Young)

$$\text{Tensile strength} = 55000 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stresses ( } f \text{ )} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance} = 0,125 \text{ inc}$$

$$\text{Joint eff (E)} = 75\%$$

(dipakai single welded butt joint without backing

strip)

Tebal shell dapat dihitung dengan persamaan

$$ts = \frac{Pxri}{fxE - 0.6xP} + C \quad (\text{Persamaan 13.1 Brownell})$$

dengan, ts : tebal shell, inc

P : internal pressure, psia

ri : inside radius, inc

f : allowable stresses, psi

E : joint efficiency

C : corrosion allowance, inc

$$P = 73,48 \times ( 1+20\% )$$

$$\begin{aligned}
&= 88,176 \text{ psia} \\
ri &= 8,8430 \text{ inc} \\
f &= 12650 \\
C &= 0,125 \\
E &= 75\% \text{ ( dipakai single welded butt joint with backing strip )}
\end{aligned}$$

Diperoleh,

$$\begin{aligned}
ts &= \frac{88,176 \text{ psia} \times 8,8430 \text{ inc}}{12650 \times 75\% - 0,6 \times 88,176 \text{ psia}} \\
&= 0,2076 \text{ inc}
\end{aligned}$$

dipakai tebal standard = 0,25 inc

### b. Tebal head

Dalam perancangan ini dipilih head jenis torispherical flanged and dished head

$$\begin{aligned}
ODS &= ID_s + (2 \times ts) \\
&= 18,1860 \text{ in} , \text{ dipakai ODS standart 20 inc}
\end{aligned}$$

dari table 5.7 Brownell & Young, untuk OD = 20 dan t = 0,25 diperoleh

$$\begin{aligned}
icr &= 1,25 \text{ inc} \\
rc &= 20 \text{ inc}
\end{aligned}$$

untuk  $icr > 6\% r$ , berlaku rumus :

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc/icr}) \quad \text{( persamaan 7.76 Brownel )}$$

$$\begin{aligned}
w &= \text{faktor stress untuk tipe torispherical} \\
&= 1,75
\end{aligned}$$

$$th = \frac{Prcxw}{2xfxE - 0.2P} + C \quad \text{( persamaan 7.77 Brownel )}$$

$$= 0,2878 \text{ inc dipakai tebal standard} = 0,3125 \text{ inc}$$

$$\begin{aligned}
Odh &= ID_h + (2 \times thead) \\
&= 18,3110 \text{ inc} , \text{ dipakai Ods standard 20 inc}
\end{aligned}$$

### c. Kedalaman head

Untuk thead = 0,3125, diperoleh range sf = 1,5 - 3

$$\text{dipakai, sf} = 2 \quad \text{(tabel 5.8 Brownell \& Young)}$$

dari persamaan untuk fig. 5.8 Brownell & Young :

$$\begin{aligned}
a &= ID / 2 &= 8,8430 \text{ inc} \\
AB &= a - icr &= 7,5930 \text{ inc} \\
BC &= rc - icr &= 18,7500 \text{ inc} \\
AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} &= 17,1438 \text{ inc} \\
b &= rc - AC &= 2,8562 \text{ inc} \\
\text{tinggi head (OA)} &= sf + b + \text{thead} \\
&= 5,1687 \text{ inc}
\end{aligned}$$

#### d. Menghitung besar pipa pengeluaran

$$\begin{aligned}
\text{BM campuran} &= 78,1785 \text{ g/mol} \\
T &= 290,57 \text{ K} \\
r \text{ cairan} &= 610,8057 \text{ kg/m}^3 = 38,1313 \text{ lb/ft}^3 \\
G &= 1304,0138 \text{ kg/jam} \\
Q &= G/\rho_{\text{cairan}} \\
&= 2,1349 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0209 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Untuk aliran turbulen

$$\begin{aligned}
Di_{\text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times r \text{ cairan}^{0,13} \\
Di_{\text{opt}} &= 1,0992 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dipakai pipa standar dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
D \text{ nominal} &= 1,25 \text{ inc} \\
OD &= 1,66 \text{ inc} \\
ID &= 1,38 \text{ inc} \\
SN &= 40
\end{aligned}$$

## CONDENSER – 01

Kode : C-01

Fungsi : Mengembunkan kembali hasil atas MD-01

Tujuan Perancangan

1. Menentukan tipe kondenser

2. Memilih bahan konstruksi
3. Menentukan spesifikasi condenser

**Data - data :**

**Fluida Panas ( destilat MD - 01 )**

$$T_{in} = 30,32300 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,323 \text{ K} = 86,5814 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 17,56800 \text{ } ^\circ\text{C} = 290,5680 \text{ K} = 63,6224 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju Alir massa ( W )} = 1304,0138 \text{ kg / jam} = 2874,8288 \text{ lb / jam}$$

**Fluida Dingin ( Dowtherm SR-1 )**

$$t_{in} = 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 283 \text{ K} = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 20 \text{ } ^\circ\text{C} = 293 \text{ K} = 68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban panas Kondensor(Q)} &= 323241,35 \text{ kJ/jam} \\ &= 306372,48 \text{ Btu / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir massa ( w )} &= \frac{Q}{C_p(t_{out} - t_{in})} \\ &= \frac{306372,48}{0,76(68 - 50)} \\ &= 22395,6489 \text{ lb/jam} \\ &= 10158,5997 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**a. Menentukan Tipe Kondensor**

Tipe kondensor yang dipilih adalah shell and tube 1 - 4 horisontal kondensor pertimbangan :

- ✓ Konstruksi sederhana
- ✓ Paling umum digunakan

**b. Memilih bahan konstruksi**

Bahan untuk tube : Stainless steel  
 alasan : tahan korosi  
 bahan untuk Shell : Stainless steel  
 alasan : tahan korosi

**c. Menentukan Spesifikasi kondenser**

**1. Penentuan delta T LMTD**

hot fluid (F)		cold fluid (F)	diff.
86,5814	(T1) higher (t2)	68	18,5814
63,6224	(T2) lower (t1)	50	13,6224
22,9590	diff.	18	5

delta t2

delta t1

$$\Delta T_{LMTD} = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / (2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1))$$

$$\Delta T_{LMTD} = 15,97381 \text{ F}$$

## 2. Menghitung Ta dan ta

$$T_a = (T_1 + T_2) / 2$$

$$= 75,1019 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 23,94550 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 296,94550 \text{ K}$$

$$t_a = (t_1 + t_2) / 2$$

$$= 59 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 288 \text{ K}$$

## 3. Penentuan harga Ud

Untuk pendingin heavy organics dan Fluida panas light Organics

$$U_d = 10 - 40 \text{ Btu / ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{Hr} \quad (\text{tabel 8. Kern})$$

$$\text{diambil harga } U_d = 34,42 \text{ Btu / ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T}$$

$$A = \frac{306372,48}{34,42 \times 15,97381}$$

$$A = 557,2246 \text{ ft}^2$$

## 4. Memilih Spesifikasi Tube

Dari tabel 10 kern dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{I D tube} = 0,482 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 10$$

$$A' t = 0,182 \text{ in}^2 \quad (\text{flow area per tube})$$

$$A_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{surface area per 1in ft})$$

$$L = 16 \text{ ft} = 4,87656 \text{ m} = 192 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube ( Nt )} &= \frac{A}{L \times A_o} \\ &= \frac{557,2246}{16 \times 0,1963} \\ &= 177,4149 = 178 \end{aligned}$$

### 5. Memilih pola Tube

Dipilih susunan Triangular pitch dengan pertimbangan :

1. Kapasitas fluida yang akan didinginkan besar sehingga dengan susunan ini akan lebih banyak terpasang pada shell dan tube
2. Pressure drop rendah
3. Viskositas cairan rendah

Untuk OD = 0.75 in, susunan triangular pitch didapatkan :

$$P_t = 1 \text{ inc}$$

$$ID \text{ shell} = 17,25 \text{ inc}$$

$$N_t = 178$$

$$\text{passes (n)} = 4 \quad (\text{table 9 Kern p 842})$$

### 6. Koreksi harga A

$$\begin{aligned} A' &= N_t \times A_o \times L \\ &= 178 \times 0,1963 \times 16 \\ &= 559,0624 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### 7. Koreksi harga Ud

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{A' \times \Delta T} \\ U_d &= \frac{306372,48}{559,0624 \times 15,97381} \\ &= 34,307 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ F jam} \end{aligned}$$

---

FLUIDA DINGIN

FLUIDA PANAS

( Tube side, air pendingin )

### 8. Menghitung Flow Area

$$\begin{aligned}A't &= 0,182 \text{ in}^2 \\A_t &= \frac{Nt \times A't}{144n} \\&= \frac{178 \times 0,182}{144 \times 4} \\&= 0,05624 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

### 9. Menghitung Gt

$$\begin{aligned}G_t &= \frac{W}{A_t} \\&= \frac{22395,6489}{0,0562} \\&= 398194,0289 \text{ lb / ft}^2 \cdot \text{jam}\end{aligned}$$

$$\text{Velocity } V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$$

$$\text{Rho} = 68.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}V &= \frac{398194}{3600 \times 68.3} \\&= 1,61946 \text{ fps}\end{aligned}$$

( shell side , destilat MD-01 )

### 8. Menghitung flow Area

$$\begin{aligned}\text{ID shell} &= 17,25 \text{ in} \\P_t &= 1,000 \text{ in} \\B &= 3,45 \text{ in} \quad B : \text{ panjang baffel} \\&\text{diambil } B = 0,25 \text{ ID shell} \quad (\text{Kern p.130}) \\c' &= P_t - \text{OD tube} \\&= 0,2500 \text{ in} \\A_s &= \frac{ID_s \times c' \times B}{144 \times P_t} \\&= \frac{17,25 \times 0,25 \times 3,45}{144 \times 1} \\&= 0,1033 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

### 9. Menghitung Gs

$$\begin{aligned}G_s &= \frac{W}{A_s} \\&= \frac{2874,82883}{0,1033} \\&= 27824,4303 \text{ lb / ft}^2 \cdot \text{jam}\end{aligned}$$

Loading :

$$\begin{aligned}G'' &= \frac{W}{L \times N_t^{2/3}} \\&= \frac{27824,4303}{16 \times 178^{2/3}} \\&= 10,09461 \text{ lb / hr} \cdot \text{lin. ft}\end{aligned}$$

Asumsi :

$$h = h_o = 210$$

dari perhitungan ( 12 ) bagian tube diperoleh

$$h_{io} = 253,98 \text{ Btu / hr} \cdot \text{Ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$T_w = t_{avg} + \left( \frac{h_o}{(h_{io} + h_o)} \right) (T_{avg} - t_{avg})$$

(  $T_w$  = wall pipe temperature )

(Kern 5.31)

$$T_w = 59 + \left( \frac{210}{(253,98 + 210)} \right) (75,1019 + 59)$$

$$T_w = 66,2878 \text{ F}$$

$$T_f = (T_{avg} + T_w) / 2$$

### 10. Mencari Bilangan Reynold

Pada  $t_{avg}$  59 F

$$\begin{aligned}\mu &= 1,10 \text{ cp} \\ &= 2,661 \text{ lb/ft} \cdot \text{hr}\end{aligned}$$

(fig 14 Kern)

$$D = 0,0625 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{DexGt}{\mu}$$

$$Re_t = \frac{0,0625 \times 398194,0289}{0,00092}$$

$$Re_t = 9352,51157$$

### 11. Menentukan $h_i$

dengan  $v = 1,61946 \text{ fps}$

$$t_{avg} = 59 \text{ F}$$

dari fig . 25 kern diperoleh :

$$h_i = 380 \text{ Btu/h.Ft}^2 \cdot \text{F}$$

faktor koreksi untuk ID 0.584 in = 1

$$h_i = 380 \text{ Btu/h.Ft}^2 \cdot \text{F}$$

### 12. Mencari $h_{io}$

$$h_{io} = h_{ix} \frac{ID}{OD}$$

$$= 380 \times \frac{0,0482}{0,75}$$

$$= 253,98 \text{ Btu/h.Ft}^2 \cdot \text{F}$$

(  $T_f$  = film temperature )

( kern 12.19 )

$$= 70,6948 \text{ F}$$

pada  $T_f$  ,

$$K = 0,06525 \text{ Btu / hr} \cdot \text{ft} \cdot \text{F}$$

$$\mu_{\text{camp.}} = 0,35441 \text{ cp}$$

$$\rho_L = 614,22073 \text{ kg / m}^3$$

$$= 38,19496 \text{ lb / ft}^3$$

$$sf = 0,61308$$

dari fig 12.9. Kern diperoleh :

$$h' = h_o = 210 \text{ Btu/hr.Ft}^2 \cdot \text{F}$$

## Pressure Drop



### Menghitung harga f

untuk harga  $Re_t = 9352,51157$

$$f = 0.00027 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{fig. 26 Kern})$$

### Menghitung delta Pt

$$\Delta P_t = 0.5((f \times G t^2 \times L \times n) / (5.22 \times 10^{10} \times D_s \times \theta))$$

( kern 7.45 )

teta = viscosity faktor =  $1 (\mu/\mu_w)$

s = spesifik gravity = 1

L = panjang = 16 ft

n = jumlah passes = 4

$$\Delta P = 0,76604 \text{ Psi}$$

### Menghitung delta Pr

$$\Delta P_r = (4 \times n / s)(v^2 / 2g)(62.5 / 144)$$

( Kern 7.46 )

untuk  $G_t = 398194,02892 \text{ lb} / \text{ft}^2 \cdot \text{Jam}$

$$V^2 / 2g' = 0,023 \quad (\text{fig 27 Kern})$$

$$\text{delta Pr} = 0,34 \text{ Psi}$$

### Mencari delta PT

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_r + \Delta P_t \\ &= 0,76604 + 0,34 \end{aligned}$$

$$\Delta P_T = 1,10171 \text{ Psi}$$

### Menghitung harga f

Pada :  $T_{avg} = 75,1019 \text{ F}$

$$= 296,9455 \text{ K}$$

menghitung visc uap

$$\mu_{\text{camp}} = 0,0148 \text{ cp}$$

$$= 0,00092 \text{ lb/ft.hr}$$

$$D_e = 0.73 \text{ in}$$

$$= 0.06083 \text{ ft}$$

( fig. 28 Kern )

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

$$= 1839214,15494$$

$$f = 0.0013 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$$

( fig. 29 Kern )

### Menghitung jumlah crosses

$$N + 1 = 12 \text{ ( L / B )}$$

( Kern 7.43 )

$$N + 1 = 12 \text{ ( 16 / 3,45 )}$$

$$N + 1 = 55,65217$$

$$N + 1 = 56$$

$$N = 55$$

### Menghitung delta Ps

$$\Delta P_s = (f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)) / (5.22 \times 10^{10} \times D_{exs})$$

( kern 12.47 )

$D_s = \text{diameter shell} = 17,25 \text{ in}$

$$= 1,43750 \text{ ft}$$

$$\rho = 16,02681 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$= 0.99662 \text{ lbm/ft}^3$$

spesifik gravity = densitas larutan / 62.5

$$SG = 0.01459$$

$$\Delta P_s = 1,21052 \text{ psi}$$

**14. Menghitung Koefisien Transfer Panas pada saat bersih ( U<sub>c</sub> )**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{(h_{io}xh_o)}{(h_{io} + h_o)} \\
 &= \frac{(253,98x210)}{(253,98 + 210)} \\
 &= 114,95318 \text{ Btu / hr ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**15. Menghitung Dirt faktor ( R<sub>d</sub> )**

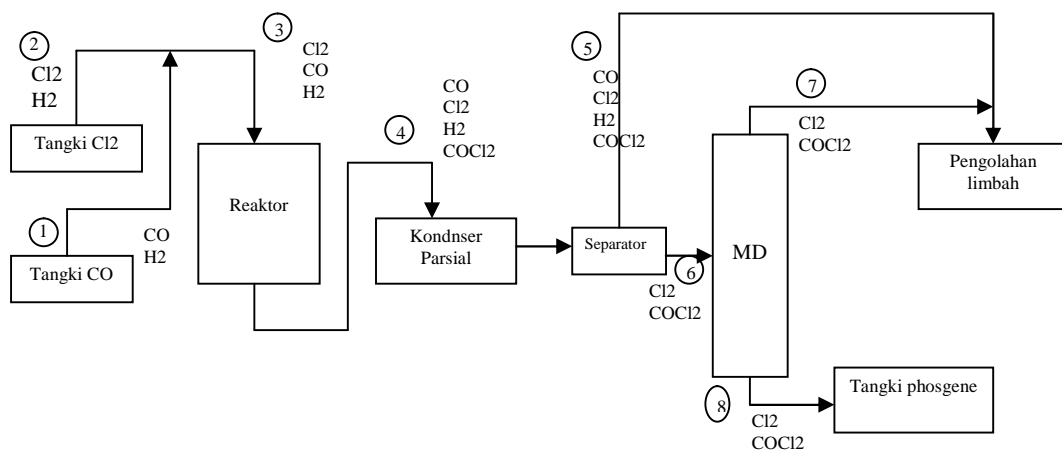
$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{(U_c - U_d)}{(U_c x U_d)} \\
 &= \frac{(114,95318 - 34,307)}{(114,95318 x 34,307)} \\
 &= 0,02045 \text{ Btu / hr ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

**Kesimpulan**

Tube side		Shell side	
Fluida dingin ( Dowtherm SR-1 )		fluida Panas ( destilat MD-01 )	
253,98	h outside	210	
	Btu/jam ft <sup>2</sup> F		
U <sub>c</sub> = 114,95318 Btu/jam ft <sup>2</sup> F U <sub>d</sub> = 34,307 Btu/jam ft <sup>2</sup> F R <sub>d</sub> calc = 0,020405 hr ft <sup>2</sup> F / Btu R <sub>d</sub> req = 0,001 hr ft <sup>2</sup> F / Btu			
1,10171 Psi	ΔP perhitungan	1,21052 Psi	
10 Psi	ΔP diijinkan	2 Psi	

Nt = 178	ID = 17,25 in
Length = 16 ft	Baffle spacing = 3,45 in
OD = 0,75 in	passes = 1
BWG = 10	
passes = 4	

### NERACA MASSA



### Neraca Massa Tiap Komponen dalam Basis :

#### 1. Reaktor

Asumsi :

Basis = 100 kmol/jam

Umpan equimolar = CO : Cl<sub>2</sub> = 1 : 1

Konversi = 99%

Input	Komponen	% wt	BM	kg/jam	kmol/jam
Arus 1	CO	98.5	28	2800	100
	H <sub>2</sub>	1.5	2	42.6396	21.3198
Arus 2	Cl <sub>2</sub>	99.9	71	7100	100
	H <sub>2</sub>	0.1	2	7.1071	3.5536
Jumlah				9949,747	224,8734

Reaksi : CO + Cl<sub>2</sub> → COCl<sub>2</sub>

m: 100 kmol      100 kmol      -

r: 99 kmol      99 kmol      99 kmol

s: 1 kmol      1 kmol      99 kmol

Output

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam
CO	28	1	28
H <sub>2</sub>	2	24,8734	49,7467
Cl <sub>2</sub>	71	1	71
COCl <sub>2</sub>	99	99	9801
Jumlah		125,87335	9949,747

## 2. Kondenser Parsial dan Separator

Gas H<sub>2</sub> dan CO sebagai *uncondensable* gas semua ada di fase uap.

Trial L/F dan kondisi operasi agar COCl<sub>2</sub> yang terbang sedikit

komponen	Uap ( Arus 5 )		
	$y_i = z_i / ((1 - (L/F)) + (L/F)/K_i)$	kmol	kg
Cl <sub>2</sub>	0,03670865	0,00105	0,0746
COCl <sub>2</sub>	0,958380901	0,0274	2,7147
Total	1	0,0016	2,7879

Komponen	Cair ( Arus 6 )		
	$x_i = y_i / K_i$	kmol	kg
Cl <sub>2</sub>	0,0100	0,9989	70,9254
COCl <sub>2</sub>	0,9900	98,9726	9798,2853
Total	1	99,97153	9869,2108

### 3. Menara Destilasi

Asumsi :

Kemurnian produk *phosgene* = 99,9 %

COCl<sub>2</sub> di destilat 0,3% umpan

Light Key komponen = Cl<sub>2</sub>

Heavy Key Komponen = COCl<sub>2</sub>

Komp	BM	f <sub>i</sub> (kg/jam)	d <sub>i</sub> (kg/jam)	b <sub>i</sub> (kg/jam)	X <sub>if</sub>	X <sub>id</sub>	X <sub>ib</sub>
Cl <sub>2</sub> LK	71	70,9254	61,1468	9,7787	0,00719	0,67534	0,001

COCl <sub>2</sub> HK	99	9798,2853	29,3949	9768,8905	0,99281	0,32466	0,99900
Total		9869.2108	90,5416	9778,6692	1,00000	1,00000	1,00000

### Kapasitas Produksi :

$$\text{Kapasitas produksi} = 30.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Jumlah produksi dalam setahun} = 330 \text{ hari / tahun}$$

$$\text{Jumlah jam kerja dalam sehari} = 24 \text{ jam / hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka produksi dalam satu jam} &= 30000 \frac{\text{ton}}{\text{th}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{\text{th}}{330 \text{ hari}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 3787,879 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Kapasitas Produksi :

$$\begin{aligned} \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{kapasitas produksi}}{\text{produkbasis}} = \frac{3787,8788}{9778,6692} \\ &= 0,3874 \end{aligned}$$

Dari faktor pengali tersebut diperoleh kebutuhan pada kapasitas produksi .

$$\begin{aligned} \text{Umpan CO} &= \text{Basis umpan CO} \times \text{faktor pengali} \\ &= 100 \text{ kmol} \times 0,3874 \\ &= 38,7361 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama diperoleh naraca massa pada kapasitas produksi

Komp	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CO	1084,612	-	1084,612	10.846	10.846	-	-	-
H <sub>2</sub>	16,517	2,753	19,270	19.270	19.270	-		-
Cl <sub>2</sub>	-	2750,266	2750,266	27.503	0.029	27.474	23.686	3.788
COCl <sub>2</sub>	-	-	-	3796.529	1.052	3795.477	11.386	3784.091

Jumlah	1101,129	2753,019	3854,148	3854,148	31.197	3822.951	35.072	3787.879
--------	----------	----------	----------	----------	--------	----------	--------	----------

### Neraca Massa Total :

Komponen	input		output		
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 7	Arus 8
CO	1084,612		10,846	-	-
H2	16,517	2,753	19,270	-	-
Cl2		2750,266	0,029	23,686	3,788
COCl2		-	1,052	11,386	3784,091
Jumlah			31,197	35,072	3787,879
Total	3854, 148		3854,148		

### NERACA PANAS

#### 1. Neraca Panas HE-01

komp	A	B	C	D	E
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
H2	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,7585E-12

$$T_{in} = 133,9105041 \text{ K}$$

$$T_{out} = 398 \text{ K}$$

komp	kmol	Cp dT (KJ/kmol)	Q1 (KJ/jam)
CO	38,7361	-4754,400	-184167,082
H2	8,2585	-4662,644	-38506,284
jumlah	46,9946		-222673,366

$$T_{out} = 398 \text{ Kelvin}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ kelvin}$$

komp	kmol	Cp dT(KJ/kmol)	Q2 (KJ/jam)
CO	38,7361	2920,458	113127,257
H2	8,2585	2929,716	24194,962
jumlah	46,9946		137322,220

$$\begin{aligned} Q_{Pemanas} &= Q_2 - Q_1 \\ &= 359995,5855 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas komponen HE-01 :

komponen	input	output
CO	-184167,082	113127,257
H2	-38506,284	24194,962
pemanas	359995,585	
jumlah	137322,220	137322,220



## 2. Neraca Panas HE-02

komp	kmol	A	B	C	D
Cl <sub>2</sub>	38,7361	30,482	3,98E-02	4,53E-06	-3,24E-08
H <sub>2</sub>	1,3765	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08
jumlah	40,1126				

$$T_{in} = 239,419 \text{ K}$$

$$T_{out} = 398 \text{ K}$$

komp	kmol	C <sub>p</sub> dT (KJ/kmol)	Q1 (KJ/jam)
Cl <sub>2</sub>	38,7361	-2397,925	-92886,371
H <sub>2</sub>	1,3765	-1690,608	-2327,138
jumlah	40,1126		-95213,509

$$T_{out} = 398 \text{ Kelvin} \quad T_{ref} = 298 \text{ kelvin}$$

komp	kmol	C <sub>p</sub> dT(KJ/kmol)	Q2 (KJ/jam)
Cl <sub>2</sub>	38,7361	4368,198	169207,104
H <sub>2</sub>	1,3765	2929,716	4032,782
jumlah	40,1126		173239,886

$$Q_{\text{Pemanas}} = Q_2 - Q_1 = 268453,3952 \text{ KJ/jam}$$

Neraca panas komponen HE-02 :

komponen	input	output
Cl <sub>2</sub>	-92886,371	169207,104
H <sub>2</sub>	-2327,138	4032,782
pemanas	268453,395	
jumlah	173239,886	173239,886

### 3. Neraca Panas Reaktor

a. Panas yang dibawa umpan

$$T_{in} = 398 \text{ K}$$

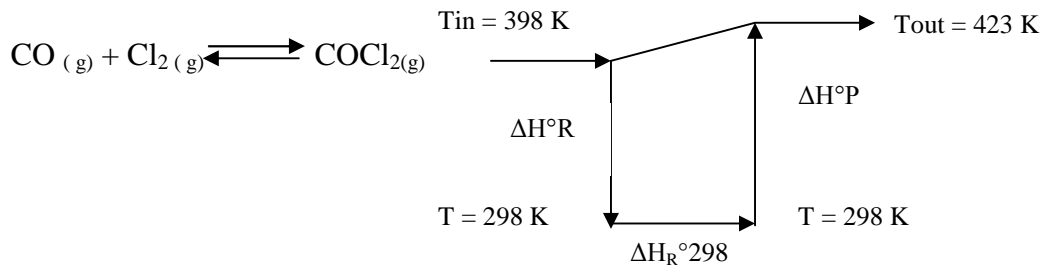
$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

komp	kmol	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	9,6350	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
CO	38,7361	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
Cl <sub>2</sub>	38,7361	30,482	3,98E-02	4,53E-06	-3,25E-08	1,31E-11
COCl <sub>2</sub>	0,0000	20,747	1,797E-01	-2,32E-04	1,42E-07	-3,31E-11
Total	87,1073					

komponen	CpdT (Kj/kmol)	m.CpdT (Kj/jam)
H <sub>2</sub>	25784,1	248430
CO	29523,3	1143619
Cl <sub>2</sub>	31802,5	1231908
COCl <sub>2</sub>	24728,5	-

Total	111838	2623957
-------	--------	---------

b. Panas reaksi pada 298 K



Data harga  $\Delta H_f$  untuk masing-masing komponen pada 298 K adl sbb:

$$\Delta H_f \text{ H}_2 = 0 \text{ kJ/mol} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ CO} = -110,62 \text{ kJ/mol} = -110620 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Cl}_2 = 0 \text{ kJ/mol} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ COCl}_2 = -221,06 \text{ kJ/mol} = -221060 \text{ kJ/kmol}$$

(Appendik D, Coulson)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R^{\circ 298} &= \Delta H^{\circ P} - \Delta H^{\circ R} \\
 &= (\Delta H_f \text{ COCl}_2) - (\Delta H_f \text{ CO}) - (\Delta H_f \text{ H}_2) - (\Delta H_f \text{ Cl}_2) \\
 &= -221060 - (-110620) \\
 &= -110440 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$Q_r = \Delta H_R^{\circ 298} \times F_{AO} \times X$$

$$Q_r = -110440 \text{ kJ/kmol} \times 38,7361 \text{ kmol/jam} \times 0,99$$

$$Q_r = -4235238,89 \text{ kJ/jam}$$

c. Panas yang dibawa produk

$$T_{out} = 423 \text{ K} \quad T_r = 298 \text{ K}$$

komp	kmol	A	B	C	D	E
------	------	---	---	---	---	---

H <sub>2</sub>	9,6350	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
CO	0,3874	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
Cl <sub>2</sub>	0,3874	30,482	3,98E-02	4,53E-06	-3,25E-08	1,31E-11
COCl <sub>2</sub>	38,3488	20,747	1,797E-01	-2,32E-04	1,42E-07	-3,31E-11
	48,7585					

komponen	CpdT (Kj/kmol)	m.CpdT (Kj/jam)
H <sub>2</sub>	32132,8	309600
CO	36791,8	14251,7
Cl <sub>2</sub>	39675,5	15368,8
COCl <sub>2</sub>	30902,2	1185062
total	139502	1524283

d. Panas yang dibawa pendingin

$$QP = WP \times Cp \times (T_{p_{in}} - T_{p_{out}})$$

$$QP = 115000 \times 4 \times (315 - 303)$$

$$= 5334913,357 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas komponen reaktor :

komponen	input	output
H <sub>2</sub>	248429,954	309599,724
CO	1143619,138	14251,714
Cl <sub>2</sub>	1231907,947	15368,786

COCl <sub>2</sub>	0	1185062,351
panas reaksi	4235238,893	-
pendingin	-	5334913,357
TOTAL	6859195,932	6859195,932

#### 4. Neraca Panas Kondenser Parsial

$$T_{in} = 425,58 \text{ K}$$

$$T_{dew \text{ point}} = 312,83 \text{ K}$$

$$T_{out} = 312,16 \text{ K}$$

a. Menghitung H liquid pada 312,16 K

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p = \text{KJoule/kmol K}$$

$$T_1 = 312,16 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	D	(C <sub>p</sub> T) (kJ/kmol)
H <sub>2</sub>	50,607	-6,11E+00	3,09E-01	-4,15E-04	214783,329
CO	-19,312	2,51E+00	-2,90E-02	1,27E-04	23685,730
Cl <sub>2</sub>	127,601	-6,0215E-01	1,5776E-03	-5,3099E-07	1069,655
COCl <sub>2</sub>	53,075	4,5299E-01	-1,6986E-03	2,8257E-06	1608,732

b. Menghitung entalpi penguapan pada 312,16 K

$$H_{evap} = A * (1 - T/T_c)^n$$

$$H_{evap} = \text{Kjoule/kmol}$$

$$T = 312,16 \text{ K}$$

komponen	A	T <sub>c</sub>	n	H <sub>evap</sub> (Kj/kmol)
----------	---	----------------	---	-----------------------------

H <sub>2</sub>	0,659	33,18	0,38	0,000
CO	8,003	132,92	0,318	0,000
Cl <sub>2</sub>	28,56	417,15	0,401	16424,659
COCl <sub>2</sub>	35,61	455	0,378	22981,240

c. Menghitung entalpi vapor pada 312,16 K

$$H_{\text{vap}} = H_{\text{liquid}} + H_{\text{evap}}$$

komponen	HL (Kj/kmol)	Hevap (Kj/kmol)	Hvap(Kj/kmol)
H <sub>2</sub>	214783,329	0,000	214783,329
CO	23685,730	0,000	23685,730
Cl <sub>2</sub>	1069,655	16424,659	17494,313
COCl <sub>2</sub>	1608,732	22981,240	24589,972

d. Menghitung H vapor pada 312,83 K

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p = \text{KJoule/kmol K}$$

$$T_1 = 312,16 \text{ K}$$

$$T_2 = 312,83 \text{ K}$$

komp	A	B	C	D	E	(CpdT)
H <sub>2</sub>	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12	19,407
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12	19,418

Cl <sub>2</sub>	30,482	3,98E-02	4,526E-06	-3,24E-08	1,309E-11	28,344
COCl <sub>2</sub>	20,747	1,797E-01	-2,32E-04	1,42E-07	-3,31E-11	38,859

e. Menghitung H vapor total pada 312,83 K

$$H_v = H_{\text{liquid}} + H_{\text{penguapan}} + H_{\text{vapor}}$$

komponen	Hliquid	Hpenguapan	Hvapor	Hvap total
H <sub>2</sub>	214783,329	0,000	19,407	214802,736
CO	23685,730	0,000	19,418	23705,148
Cl <sub>2</sub>	1069,655	16424,659	28,344	17522,657
COCl <sub>2</sub>	1608,732	22981,240	38,859	24628,831

f. Menghitung H vapor pada 425,58 K

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_p = \text{KJoule/kmol K}$$

$$T_1 = 312,16 \text{ K}$$

$$T_2 = 425,58 \text{ K}$$

komp	A	B	C	D	E	(C <sub>p</sub> dT)
H <sub>2</sub>	25,399	2,10E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12	3332,781
CO	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12	3320,406
Cl <sub>2</sub>	30,482	3,98E-02	4,526E-06	-3,24E-08	1,31E-11	5031,348
COCl <sub>2</sub>	20,747	1,797E-01	-2,32E-04	1,422E-07	-3,31E-11	7048,806

g. Menghitung H vapor total pada 425,58 K

$$H_v = H_{\text{liquid}} + H_{\text{penguapan}} + H_{\text{vapor}}$$

komponen	Hliquid	Hpenguapan	Hvapor	Hvap total
H <sub>2</sub>	214783,329	0,000	3332,781	218116,111
CO	23685,730	0,000	3320,406	27006,137
Cl <sub>2</sub>	1069,655	16424,659	5031,348	22525,661
COCl <sub>2</sub>	1608,732	22981,240	7048,806	31638,777

Neraca panas umpan 425,58 K

komponen	F (kmol/j)	Hv (kj/kmol)	Q (Kj/jam)
H <sub>2</sub>	9,635	218116,111	2101548,727
CO	0,3874	27006,137	10461,116
Cl <sub>2</sub>	0,3874	22525,661	8725,585
COCl <sub>2</sub>	38,34878	31638,777	1213308,409
jumlah	48,75850		3334043,837

Neraca panas pada suhu 312,83 K

komponen	F (kmol/j)	Hv (kj/kmol)	Q (Kj/jam)
H <sub>2</sub>	9,635	214802,736	2069624,363
CO	0,3874	23705,148	9182,443
Cl <sub>2</sub>	0,3874	17522,657	6787,611



COCl <sub>2</sub>	38,34878	24628,831	944485,540
jumlah	48,75850		3030079,957

Neraca panas pada interval I 312,16 K

komponen	V (kmol/j)	L (kmol/j)	HL (kj/kmol)	Hv (Kj/kmol)
H <sub>2</sub>	9,635	0	214783,329	214802,736
CO	0,3874	0	23685,730	23705,148
Cl <sub>2</sub>	0,00041	0,38696	1069,655	17494,313
COCl <sub>2</sub>	0,01062	38,33815	1608,732	24589,972
jumlah	0,01102884	38,7251099		

komponen	QL (kj/j)	QV (kj/j)	Qtot (kj/j)
H <sub>2</sub>	0,000	2069624,363	2069624,363
CO	0,000	9182,443	9182,443
Cl <sub>2</sub>	413,909	7,111	421,020
COCl <sub>2</sub>	61675,799	261,203	61937,003
jumlah	62089,708	2079075,121	2141164,829

h. Menghitung kebutuhan air pendingin

T (K)	H	Q= H1-H2
425,58	1,2183E+6	-
312,83	9,5127E+5	2,7076E+05
312,16	6,2358E+4	8,8892E+05

		1,1597E+06
--	--	------------

air masuk = 30      C = 303      K

air keluar = 42      C = 315      K

Q = w . Cp . delta T

Kebutuhan air pendingin ( w ) = Q/(cp.delta T)

$$= \frac{1,1597E+06 \text{ KJ/jam}}{4,2 \text{ kJ/kg.K} \times (315 - 303) \text{ K}}$$

$$= 23098 \text{ kg/j} = 50876,651 \text{ lb/j}$$

Neraca panas komponen Kondenser Parsial

Komponen	input	output
H2	2101548,727	2069624,363
CO	10461,116	9182,443
Cl2	8725,585	421,020
COCl2	1213308,409	61937,003
Pendingin		1192879,008
total	3334043,837	3334043,837

## 5. Neraca Panas Menara Destilasi-01

a. Menghitung Entalpi umpan

umpan subcooled

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p = \text{KJoule/kmol K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

$$T_{feed} = 312,163 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D
Cl <sub>2</sub>	127,601	-6,0215E-01	1,5776E-03	-5,3099E-07
COCl <sub>2</sub>	53,075	4,5299E-01	-1,6986E-03	2,8257E-06

Komponen	$\Delta H = \int C_p dT$	F (kmol/j)	Hf(kj/jam)
Cl <sub>2</sub>	1069,655	0,3870	413,908
COCl <sub>2</sub>	1608,732	38,3382	61675,800
jumlah		38,7251	62089,708

b. Menghitung entalpi destilat

Menghitung T bubble pada Top

$$P = 5 \text{ atm} = 3800 \text{ mmhg}$$

$$\text{Trial T} \longrightarrow \Sigma Y = 1$$

$$T = 17,568 \text{ C}$$

$$T = 290,568 \text{ K}$$

Po dihitung dengan persamaan Antoine

$$P_o = 10^{(A + B/T + C \log T + DT + ET^2)}$$

komp	A	B	C	D	E
Cl <sub>2</sub>	28,8659	-1,6745E+03	-8,5216E+00	5,379E-03	-7,787E-13
COCl <sub>2</sub>	46,6551	-2,4657E+03	-1,5351E+01	9,229E-03	2,165E-13

komponen	Po	ki	X	Y
Cl2	4,7344E+03	1,2459	0,7436	0,9265
COCl2	1,0904E+03	0,2869	0,2564	0,0736
			1,0000	1,0000

Menghitung H liquid pada top ( pada suhu bubble point destilat)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p = \text{KJoule/kmol K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K} ; T_d = 290,568 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D
Cl2	127,601	-6,0215E-01	1,5776E-03	-5,3099E-07
COCl2	53,075	4,5299E-01	-1,6986E-03	2,8257E-06

Komponen	$\Delta H = \int C_p dT$	di(kmol/jam)	Hd (kj/kg)
Cl2	-546,2166	0,3336	-182,220
COCl2	-827,1660	0,1150	-95,136
jumlah		0,4486	-277,356

c. Menghitung beban kondenser ( Qc )

Menghitung H evap pada

$$\lambda = A(1-T/T_c)^n ; T = 290,568 \text{ K}$$

Komponen	A	Tc	n	Hvap(Kj/mol)
----------	---	----	---	--------------

Cl <sub>2</sub>	28,56	417,15	0,401	17,704
COCl <sub>2</sub>	35,61	455	0,378	24,237

Komponen	D (kmol)	λ (Kj/jam)
Cl <sub>2</sub>	0,3336	5906,140
COCl <sub>2</sub>	0,1150	2787,647
	0,4486	8693,786

Neraca Massa di sekitar kondensor

$$V = D + L_0$$

$$\text{Dimana } R = L_0/D = 36,181$$

$$L_0 = R \cdot D$$

$$V = (R+1) D = 37,181 D$$

Neraca panas

$$V \cdot H_v + Q_c = L_0 \cdot h_o + D \cdot h_d$$

$$(R+1)D \cdot H_v + Q_c = (R+1)D h_d$$

$$Q_c = (h_d - H_v)(R+1)D$$

$$Q_c = -\lambda(R+1)D$$

$$Q_c = -8693,786 (36,1807+1)$$

$$= -323241,345 \text{ KJ/jam}$$

d. Menghitung panas yang dibawa bottom

Menghitung entalpi botom (hb)

$$T_{ref} = 298 \text{ K} ; T = 330,965 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D
Cl <sub>2</sub>	127,601	-0,60215	0,0015776	-5,3099E-07
COCl <sub>2</sub>	53,075	0,45299	-0,0016986	2,8257E-06

Komponen	$\Delta H = \int C_p dT$	bi(kmol/jam)	Hb (Kj/jam)
Cl <sub>2</sub>	2566,042	0,0534	136.900
COCl <sub>2</sub>	3807,949	38,2231	145551.783
jumlah		38,2765	145688.683

e. Menghitung panas yang dibawa reboiler

Neraca Panas di sekitar Menara distilasi

$$F \cdot h_f + Q_c + Q_r = D \cdot h_d + B \cdot h_b$$

$$H_f + Q_c + Q_r = H_d + H_b$$

Dengan :  $H_f$  = panas yang dibawa umpan ( Kj/jam )

$Q_c$  = panas yang dibawa kondenser ( Kj/jam )

$Q_r$  = panas yang dibawa reboiler ( Kj/jam )

$H_d$  = panas yang dibawa destilat ( Kj/jam )

$H_b$  = panas yang dibawa bottom ( Kj/kam )

$$62089,708 + -323241.345 + Q_r = -277,356 + 145688,683$$

$$Q_r = 406562,965 \text{ Kj/jam}$$

Neraca panas komponen Menara Destilasi-01

komponen	Input ( KJ/jam)	Output (Kj/jam)
<u>Umpan</u>		
• Cl <sub>2</sub>	413,908	-
• COCl <sub>2</sub>	61675,800	-
<u>Destilat</u>		
• Cl <sub>2</sub>	-	-182,220
• COCl <sub>2</sub>	-	-95,136
<u>Bottom</u>		
• Cl <sub>2</sub>	-	136,900
• COCl <sub>2</sub>	-	145551,783
Kondenser	-	323241.345
Reboiler	406562,965	-
Total	468652,673	468652,673

### 6. Neraca Panas HE-03 ( Cooler)

komp	A	B	C	D
Cl <sub>2</sub>	127,601	-6,02E-01	1,58E-03	-5,31E-07
COCl <sub>2</sub>	53,075	4,53E-01	-1,70E-03	2,83E-06

$$T_{in} = 331,5590 \text{ K}$$

$$T_{out} = 298 \text{ K}$$

komp	kmol	Cp dT (KJ/kmol)	Q1 (KJ/jam)
Cl <sub>2</sub>	0,0534	2562,207	136,696

COCl <sub>2</sub>	38,2231	3935,438	150424,782
jumlah	38,2765		150561,478

Tout = 308 Kelvin

Tref = 298 kelvin

komp	kmol	Cp dT(KJ/kmol)	Q2 (KJ/jam)
Cl <sub>2</sub>	0,0534	737,769	39,360
COCl <sub>2</sub>	38,2231	1145,567	43787,185
jumlah	38,2765		43826,545

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Pendingin} &= Q_2 - Q_1 \\
 &= -106734,932 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

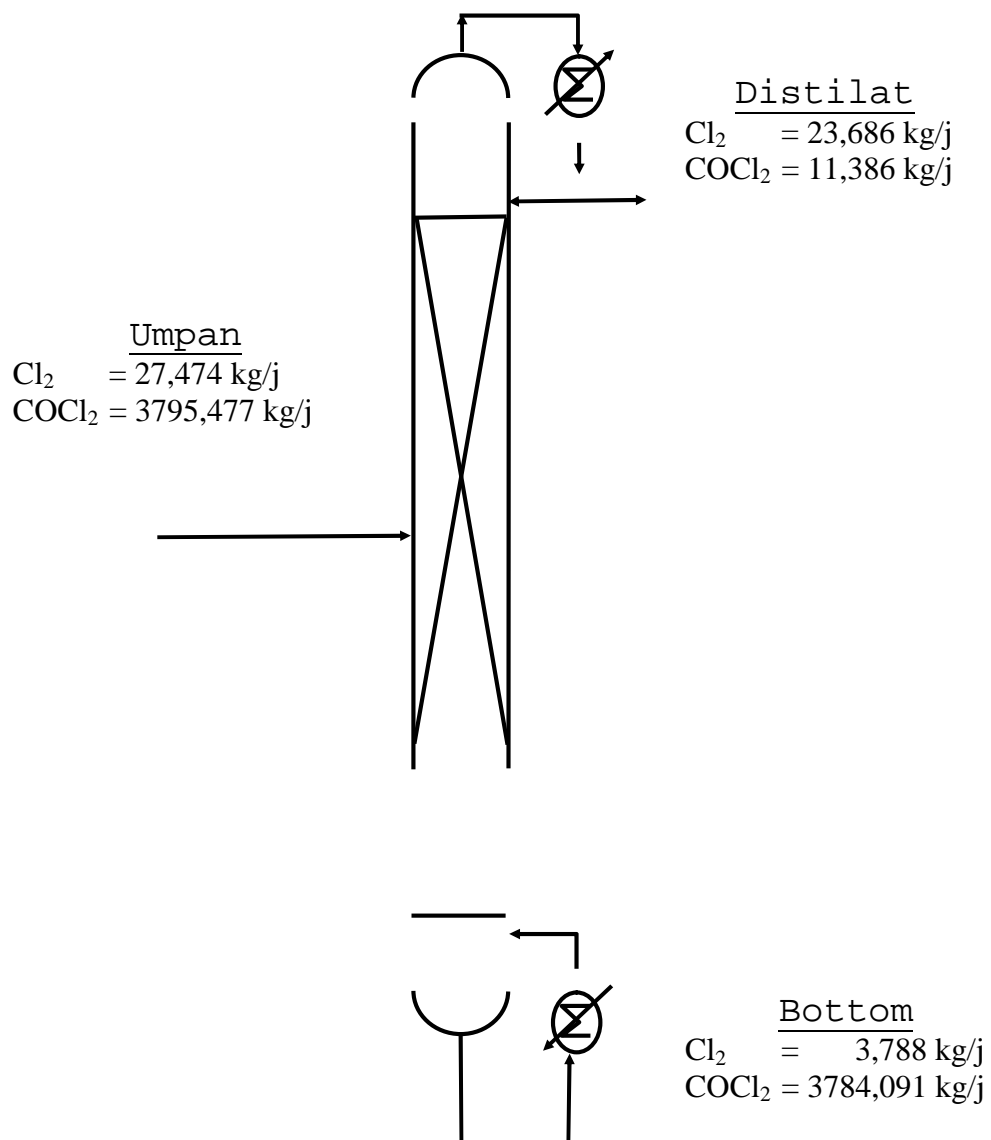
Neraca panas komponen HE-03 :

komponen	Input (kJ/jam)	Output (KJ/jam)
Cl <sub>2</sub>	136,696	39,360
COCl <sub>2</sub>	150424,782	43787,185
pendingin	-	106734,932
jumlah	150561,478	150561,478



# MENARA DISTILASI

## MENARA DISTILASI





## MENARA DISTILASI

(MD)

- Tugas : Memurnikan hasil dari Separator (SP) sebanyak 3822,951 kg/jam menjadi hasil bawah 99,9 %  $\text{COCl}_2$
- Jenis : Packed Tower

### Komposisi Umpan

Umpan merupakan hasil cair dari Separator (SP)

Komponen	BM	F, kg/jam	F, kgmol/jam	Zi
$\text{Cl}_2$	71	27,474	0,3870	0,0100
$\text{COCl}_2$	99	3795,477	38,3382	0,9900
Jumlah		3822,951	38,7251	1,0000

### ***Komposisi Hasil Atas (Distilat)***

Komponen	D, kg/jam	D, kgmol/jam	$X_D$
$\text{Cl}_2$	23,686	0,3336	0,7436
$\text{COCl}_2$	11,386	0,1150	0,2564

Jumlah	35,072	0,4486	1,0000
--------	--------	--------	--------

### **Komposisi Hasil Bawah (Bottom)**

Komponen	B, kg/jam	B, kgmol/jam	X <sub>B</sub>
Cl <sub>2</sub>	3,788	0,0534	0,0010
COCl <sub>2</sub>	3784,091	38,2231	0,9990
Jumlah	3787,879	38,2765	1,0000

MD akan dioperasikan pada :

Tekanan (P) = 5 atm = 3800 mmHg (dianggap tidak ada ΔP pada menara)

### ***Menentukan Suhu Bubble Umpan***

Umpam masuk pada kondisi subcooled (T<sub>umpam</sub> = 39,16 °C)

$$K_i = \frac{P_i^o}{P_t}$$

$$y_i = K_i \cdot x_i$$

Dicoba/trial suhu (T) sehingga  $\sum y_i = 1$

Didapat suhu bubble umpam, T<sub>bubble umpam</sub> = 330,19 K = 57,19 °C

Komponen	x <sub>i</sub>	P <sub>i</sub> <sup>o</sup> (mmHg)	K <sub>i</sub>	α <sub>i</sub>	y <sub>i</sub>
Cl <sub>2</sub>	0,0100	3,36538	2,21309	67,9698	0,0336
COCl <sub>2</sub>	0,9900	0,97608	0,58731	12,3198	0,9663
Jumlah	1,0000			1,0000	1,0000

### ***Menentukan Suhu Atas (Top)***

Digunakan kondenser total

$$x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

dicoba/trial suhu (T) sehingga  $\sum x_i = 1$

Didapat suhu atas,  $T_{TOP} = 303,32 \text{ K} = 30,32 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	$y_i$	$P_i^o$ (mmHg)	$K_i$	$x_i$
$\text{Cl}_2$	0,7436	6717,6	1,7678	0,4207
$\text{COCl}_2$	0,2564	1681,6	0,4425	0,5793
Jumlah	1,0000			1,0000

### **Menentukan Suhu Bawah (bottom)**

Dengan cara yang sama seperti penentuan suhu atas,

didapat  $T_{BOTTOM} = 330,97 \text{ K} = 57,97 \text{ }^\circ\text{C}$

Komponen	$x_i$	$P_i^o$ (mmHg)	$K_i$	$y_i$
$\text{Cl}_2$	0,0010	13007,8247	3,4231	0,0048
$\text{COCl}_2$	0,9990	3787,0651	0,9966	0,9952
Jumlah	1,0000			1,0000

### **Pemilihan Key Component**

Light key component =  $\text{Cl}_2$

Heavy key component =  $\text{COCl}_2$

### **Menentukan $\alpha_{av}$**

Komponen	kd	$\alpha_d = kd/khk$	kb	$\alpha_b = kd/khk$	$\alpha_{av}$
$\text{Cl}_2 \text{ LK}$	1,7678	3,9948	3,4231	3,4348	3,7042
$\text{COCl}_2 \text{ HK}$	0,4425	1,0000	0,9966	1,0000	1,0000

Cek Distribusi dengan persamaan Fenske

persamaan fenske

$$\log (d_i/b_i) = A + C \log \alpha_i$$

$$\text{lk} \quad 0.7960914 = A + C \log 3,7042 \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$h_k \quad -2.5215751 = A + C \log 1,0000 \quad \dots\dots\dots(2)$$

dari persamaan (2),  $A = -2,5216$

maka persamaan (1) menjadi

$$3.3177 = C \log 3,7042$$

$$C = 5,8338$$

sehingga,  $\log(di/bi) = -2.5216 + 5,8388 \log \alpha_i$

$$b_i = f_i / (d_i/b_i + 1)$$

<b>komponen</b>	<b><math>\alpha_i</math></b>	<b><math>f_i</math></b>	<b><math>b_i</math></b>	<b><math>d_i/b_i</math></b>
Cl <sub>2</sub> <i>LK</i>	3,7042	0,3870	0,0534	6,2530
COCl <sub>2</sub> <i>HK</i>	1,0000	38,3382	38,2231	0,0030
		38,7251		

<b>komponen</b>	<b><math>d_i/b_i</math></b>	<b><math>b_i</math></b>	<b><math>d_i</math></b>	<b><math>X_b</math></b>	<b><math>X_d</math></b>
Cl <sub>2</sub> <i>LK</i>	6,2530	0,0534	0,3336	0,0014	0,7436
COCl <sub>2</sub> <i>HK</i>	0,0030	38,2231	0,1150	0,9986	0,2564
		38,2765	0,4486		

**Menentukan harga konstanta Underwood ( $\theta$ )**

$$1 - q = \Sigma((\alpha_i \cdot X_{i,f}) / (\alpha_i - \theta))$$

$$\Sigma((\alpha_i \cdot X_{i,f}) / (\alpha_i - \theta)) = -0,1016$$

Trial  $\theta = 3,5735$

<b>Komponen</b>	<b><math>X_{i,f}</math></b>	<b><math>\alpha_{avg}</math></b>	<b><math>(\alpha_i \cdot X_{i,f}) / (\alpha_i - \theta)</math></b>
Cl LK	0,0100	3,7042	0,2831
COCl <sub>2</sub> HK	0,9900	1,0000	-0,3847
			-0,1016

Sehingga  $q = 1 - (-0,1016) = 1,1016$  (subcooled)

### Menentukan Refluks Minimum

$$R_{\min} + 1 = \sum((\alpha_i \cdot X_{i,d})/(\alpha_i - \theta))$$

$$\theta = 3.5735$$

Komponen	$X_{i,d}$	$\alpha_{avg}$	$(\alpha_i \cdot X_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
Cl LK	0,744	3,7042	25,2193
COCl <sub>2</sub> HK	0,256	1,0000	-0,0988
			25,1205

Diperoleh :

$$R_m + 1 = 25,1205$$

$$R_m = 24,1205$$

Sehingga :

$$R_m/(R_m+1) = 0,9602$$

Agar optimum maka  $R = 1.2 - 1.5 R_m$  (Coulson)

Dipilih  $R_{\text{design}} = 1,5 R_m$

$$= 1,5 \times 24,1205$$

$$= 36,1807$$

$$L_o = R \cdot D$$

$$= 36,1807 \times 0,4486$$

$$= 16,2313 \text{ kmol/jam}$$

$$V = L_o + D$$

$$= 16,2313 + 0,4486$$

$$= 16,68 \text{ kmol/jam}$$

### Menentukan Jumlah Stage Minimum

$$N_m = \frac{\text{Log}((X_{lk,d}/X_{hk,d}).(X_{hk,b}/X_{lk,b}))}{\text{Log}(\alpha_{lk,avg})} \quad (\text{pers. 11.58, coulson,hal 420})$$

$$= 5,8338$$

Jumlah plate dengan cara shortcut (Wankat fig.9.3, hal 288)

$$\frac{R - R_{min}}{R + 1} = 0.3244$$

Plotkan ke grafik, diperoleh nilai

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,46$$

Sehingga nilai N dapat diketahui :  $N = 11,655186 \approx 12$  plate

Dan dari hasil perhitungan plate to plate didapatkan :

$$\text{Jumlah plate ideal (termasuk reboiler)} = 16 \text{ plate}$$

$$\text{Plate umpan masuk pada plate ke-} = 8$$

### Menentukan efisiensi

$$\alpha_{avg} = 3.7042$$

$$T_{top} = 303.32 \text{ K}$$

$$T_{bot} = 330.97 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 317.14 \text{ K}$$

Menghitung viskositas dengan persamaan Yaw's

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2, \quad (T = T_{avg})$$

Komp	A	B	C	D	$\mu_i$	Zi(fr.mas)	$\mu_i.zi$
Cl <sub>2</sub> LK	-0.7681	151,40	-8,0650E-04	4,0750E-07	0,28774	0,0072	0,0022
COCl <sub>2</sub> HK	-5.99	893,28	1,2942E-02	-1,4515E-05	0,24107	0,9928	0,2938
						1,0000	0,2960

Nilai  $\mu_{\text{avg}} = 0,2960 \text{ cp} = 0,2960 \text{ mNs/m}^2$

*O'Connel correlation :*

$$E_o = 51 - 32,5 \log (\alpha_{\text{avg}} \cdot \mu_{\text{avg}})$$

(persamaan 11.67 Coulson)

Dengan :  $\alpha_{\text{avg}} = 3,7042$

didapat  $E_o = 49,69798$

### Menghitung jumlah Plate Aktual dan Feed Plate

$$\begin{aligned} N \text{ actual} &= \frac{N - 1}{E_o} \\ &= 30,1823 \approx 31 \text{ plate} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Plate Umpan} &= \frac{\text{Plate umpan ideal} - 1}{E_o} \\ &= 16,0972 \approx \text{antara plate 16 dan 17 (dari atas)} \end{aligned}$$

## **MENENTUKAN DIAMETER MENARA**

### **SEKSI ATAS MENARA**

a) Kondisi Operasi

Tekanan = 5 atm  
 Suhu = 303,32 K  
 Laju alir cairan (Lo) = 16,2313 kmol/jam  
 Laju alir uap (V) = 16,6800 kmol/jam

b) Menentukan Densitas Cairan Distilat

$$\rho_l = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n} \quad (\text{Persamaan Rackett})$$

Komp	A	B	n	Tc	$\rho_i$	Yi(fr.mas)	$\rho_i \cdot Y_i$
Cl <sub>2</sub> LK	0,566	0,27315	0,2883	417,15	0,626835491	0,6753	0,4233
COCl <sub>2</sub> HK	0,51316	0,27201	0,27201	455	0,577460761	0,3247	0,1875
						1,0000	0,6108



Jadi diperoleh  $\rho_l = 0,6108 \text{ gr/ml} = 610,8 \text{ kg/m}^3$

c) Menghitung BM rata-rata campuran

Komponen	Fr mol	BM	yi.BM
Cl <sub>2</sub> LK	0,74363	71	52,7974
COCl <sub>2</sub> HK	0,25637	99	25,3810
			78,1785

Jadi diperoleh  $BM_{avg} = 78,1785 \text{ gr/gmol}$

d) Menghitung Densitas Uap Distilat

$$\rho_v = \frac{BM_{avg} \cdot P}{Z \cdot R \cdot T} \quad (\text{Kay's Method})$$

Dengan :  $\rho_v$  = densitas campuran gas, gr/ml

P = tekanan operasi = 5 atm

R = konstanta gas = 62,05 atm.ml/mol.K

T = suhu operasi = 303,32 K

Z = Compressibility Factor

Komponen	yi, Fr.mol	Tc, K	yi.Tc	Pc, atm	yi.Pc
Cl <sub>2</sub> LK	0,74363	417,15	310,2035	76,1016	56,5912
COCl <sub>2</sub> HK	0,25637	455	116,6503	55,9980	14,3564
			426,8538		70,9476

$$Pr = P / Pc' = 0,0705$$

$$Tr = T / Tc' = 0,7106$$

Plotkan Pr dan Tr ke Figure 1-1 Chohey, diperoleh : Z = 0,98

Selanjutnya nilai  $\rho_v$  dapat dihitung, dan diperoleh :

$$\begin{aligned} \rho_v &= 0,0160268 \text{ gr/ml} \\ &= 16,0268 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

e) Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

Kecepatan volumetrik cairan :

$$L = 16,2313 \text{ kmol/jam} = 1268,9415 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 610,8057 \text{ kg/m}^3$$

$$QL = L / \rho_l$$

$$= 2,0775 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0006 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = 16,68 \text{ kmol/jam} = 1304,01 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 16,0268 \text{ kg/m}^3$$

$$QV = V / \rho_v$$

$$= 81,36 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,02 \text{ m}^3/\text{s}$$

Komp	A	B	C	D	$\mu_i$	Zi(fr.mas)	$\mu_i \cdot z_i$
Cl2 LK	-0.7681	151,40	-8,0650E-04	4,0750E-07	0,33412	0,6753	0,2257
COC12 HK	-5.99	893,28	1,2942E-02	-1,4515E-05	0,35086	0,3247	0,1139
						1,0000	0,3396

$\mu_i$  pada  $T_{TOP} = 303,32 \text{ K}$  adalah sebesar  $0,3396 \text{ cp} = 0,3396 \text{ mNs/m}^2$

### ☒ SEKSI BAWAH MENARA

a) Kondisi Operasi

Tekanan = 5 atm

Suhu = 330,97 K

Laju alir cairan (L) = 54,9565 kmol/jam

Laju alir uap (V) = 16,6800 kmol/jam

b) Menentukan Densitas Cairan Bottom

$$\rho_l = A \cdot B^{-(T-T_c)^n} \quad (\text{Persamaan Racket})$$

Komp	A	B	n	Tc	$\rho_i$	Xi(fr.mas)	$\rho_i \cdot X_i$
------	---	---	---	----	----------	------------	--------------------

Cl <sub>2</sub> LK	0,566	0,27315	0,2883	417,15	0,611486182	0,001	0,0006
COCl <sub>2</sub> HK	0,51316	0,27201	0,27201	455	0,565296361	0,999	0,5647
						1,000	0,5653

Jadi diperoleh  $\rho_l = 0,5653 \text{ gr/ml} = 565,3 \text{ kg/m}^3$

c) Menghitung BM rata-rata campuran

Komponen	Fr mol	BM	yi.BM
Cl <sub>2</sub> LK	0,001	71	0,071
COCl <sub>2</sub> HK	0,999	99	98,901
			98,972

Jadi diperoleh  $BM_{avg} = 98,972 \text{ gr/gmol}$

d) Menghitung Densitas Uap Bottom

$$\rho_v = \frac{BM_{avg} \cdot P}{Z \cdot R \cdot T} \quad (\text{Kay's Method})$$

Dengan :  $\rho_v$  = densitas campuran gas, gr/ml

P = tekanan operasi = 5 atm

R = konstanta gas = 62,05 atm.ml/mol.K

T = suhu operasi = 330,97 K

Z = Compressibility Factor

Komponen	yi, Fr.mol	Tc, K	yi.Tc	Pc, atm	yi.Pc
Cl <sub>2</sub> LK	0,001	417,15	0,417	76,1016	0,076
COCl <sub>2</sub> HK	0,999	455	454,545	55,9980	55,942
			454,962		56,018

$$Pr = P / Pc' = 0,08924$$

$$Tr = T / Tc' = 0,72748$$

Plotkan Pr dan Tr ke Figure 1-1 Chohey, diperoleh : Z = 0,93

Selanjutnya nilai  $\rho_v$  dapat dihitung, dan diperoleh :

$$\begin{aligned}\rho_v &= 0,0195925 \text{ gr/ml} \\ &= 19,5925 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

e) Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

Kecepatan volumetrik cairan :

$$L = 54,9565 \text{ kmol/jam} = 5438,543818 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 565,3 \text{ kg/m}^3$$

$$\boxed{QL = L / \rho_l}$$

$$= 9,6199 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00267 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = 16,68 \text{ kmol/jam} = 1650,6650 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = 19,5925 \text{ kg/m}^3$$

$$\boxed{QV = V / \rho_v}$$

$$= 84,2497 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0234 \text{ m}^3/\text{s}$$

Komp	A	B	C	D	$\mu_i$	Zi(fr.mas)	$\mu_i \cdot z_i$
Cl <sub>2</sub> LK	-0.7681	151,40	-8,0650E-04	4,0750E-07	0,29313	0,001	0,0003
COCl <sub>2</sub> HK	-5.99	893,28	1,2942E-02	-1,4515E-05	0,25259	0,999	0,2523
						1,000	0,2526

$\mu_i$  pada T<sub>BOTTOM</sub> = 330,97 K adalah sebesar 0,2526 cp = 0,2526 mNs/m<sup>2</sup>

A. MENENTUKAN JENIS DAN UKURAN PACKING

1. Bahan Packing

Cairan yang dipakai bersifat korosif, oleh sebab itu dipilih bahan keramik.

2. Jenis Packing

Jenis packing yang dipilih adalah Raschig Rings, karena harganya murah (ekonomis), paling populer, dan paling umum digunakan.

3. Ukuran Packing

Ukuran packing yang dipakai = 1 in = 2,54 cm

Ukuran packing tersebut harus memenuhi syarat nantinya, yaitu :

$$\text{Diameter kolom} = 1 - 3 \text{ ft} \quad (\text{Coulson, hal 483})$$

Dari data Tabel 13.1 Wankat, diperoleh data-data :

$$f = 155$$

$$\alpha = 0,53$$

$$\beta = 0,22$$

B. MENENTUKAN DIAMETER KOLOM BAGIAN ATAS MENARA

$$\text{Mencari } \rho_{\text{water}} = P \cdot BM / T$$

$$= \frac{5 \text{ atm} \times 78,1785 \text{ gr/gmol}}{303,32 \text{ K} \times 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{gmol.K}}$$

$$= 1,2887 \text{ gr/cm}^3$$

$$\Psi = \rho_{\text{water}} / \rho_{\text{liquid}}$$

$$= \frac{1,2887 \text{ gr/cm}^3}{0,6108 \text{ gr/cm}^3} = 2,1098$$

Menentukan parameter aliran ( $F_{LV}$ )

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}} \quad (\text{Wankat, hal 421})$$

dari hasil hitungan diperoleh  $F_{LV} = 0,15763$

Menentukan Pressure Drop ( $\Delta P$ )

Untuk batasan  $\Delta P$  antara 0,48 – 0,96 in water/ft packing (Coulson)

Pressure Drop ( $\Delta P$ ) didesain sebesar 0,5 in water/ft packing (Wankat)

Menentukan Diameter menara

Mengeplotkan  $F_{LV}$  dan  $\Delta P$  pada Figure 13.4 Wankat, diperoleh :

$$\frac{(V'^2 \cdot f \cdot \psi \cdot \mu^2)}{(\rho v \cdot \rho l \cdot g c)} = 0,06$$

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai  $V' = 1,5015 \text{ lbm/ft}^2\text{s}$

Luas Kolom:  $A_c = V / V'$

$$= \frac{0,7986 \text{ lbm/s}}{1,5015 \text{ lbm/ft}^2\text{s}}$$

$$= 0,5319 \text{ ft}^2$$

Sehingga nilai Diameter kolom dapat dicari,

$$\begin{aligned} A_c = \pi D_c^2 / 4 \quad \rightarrow \quad D_c &= 4 \cdot A_c / \pi \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot 0,5319 \text{ ft}^2}{3,14}} \\ &= 0,8231 \text{ ft} \\ &= 0,251 \text{ m} \end{aligned}$$

### C. MENENTUKAN DIAMETER KOLOM BAGIAN BAWAH MENARA

Mencari  $\rho_{\text{water}} = P \cdot BM / T$

$$= \frac{5 \text{ atm} \times 98,961 \text{ gr/gmol}}{330,97 \text{ K} \times 82,05 \text{ atm} \cdot \text{cm}^3/\text{gmol} \cdot \text{K}}$$

$$= 1,4950 \text{ gr/cm}^3$$

$\Psi = \rho_{\text{water}} / \rho_{\text{liquid}}$

$$= \frac{1,4950 \text{ gr/cm}^3}{0,5653 \text{ gr/cm}^3} = 2,6445$$

Menentukan parameter aliran ( $F_{LV}$ )

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho l}{\rho v}} \quad (\text{Wankat, hal 421})$$

dari hasil hitungan diperoleh  $F_{LV} = 0,6134$

Menentukan Pressure Drop ( $\Delta P$ )

Untuk batasan  $\Delta P$  antara 0,48 – 0,96 in water/ft packing (Coulson)

Pressure Drop ( $\Delta P$ ) didesain sebesar 0,5 in water/ft packing (Wankat)

Menentukan Diameter menara

Mengeplotkan  $F_{LV}$  dan  $\Delta P$  pada Figure 13.4 Wankat, diperoleh :

$$\frac{(V'^2 \cdot f \cdot \psi \cdot \mu^2)}{(\rho v \cdot \rho l \cdot g c)} = 0,02$$

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai  $V' = 0,8325 \text{ lbm/ft}^2\text{s}$

Luas Kolom:  $A_c = V / V'$

$$\begin{aligned} &= \frac{1,0109 \text{ lbm/s}}{0,8325 \text{ lbm/ft}^2\text{s}} \\ &= 1,2143 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Sehingga nilai Diameter kolom dapat dicari,

$$\begin{aligned} A_c = \pi D_c^2 / 4 \quad \rightarrow \quad D_c &= \sqrt{4 \cdot A_c / \pi} \\ &= \sqrt{\frac{4 \cdot 1,2143 \text{ ft}^2}{3,14}} \\ &= 1,2437 \text{ ft} \\ &= 0,379 \text{ m} \end{aligned}$$

#### D. MENENTUKAN TINGGI MENARA

Untuk menentukan tinggi packing dilakukan dengan pendekatan HETP/High Equivalent to a Theoretical Plate (HETP Approach)

$$\text{HETP} = 0,4 - 0,5 \text{ m} \quad (\text{Coulson, hal 484})$$

Diambil harga HETP = 0,46 m = 1,5 ft

Telah didapat dari perhitungan sebelumnya bahwa jumlah plate = 31 plate,

Sehingga dapat dicari tinggi packing :

$$\boxed{H = N \times \text{HETP}} \quad (\text{persamaan 13.1, Wankat})$$

$$= 31 \times 1,5 \text{ m}$$

$$= 46,5 \text{ ft}$$

$$= 14,17 \text{ m}$$

#### E. MENENTUKAN TEBAL SHELL BAGIAN ATAS MENARA

Bahan yang digunakan : High Alloy Steel SA-204 grade C

Dari Brownell, diperoleh spesifikasi bahan sebagai berikut :

$$\text{Allowable stress (f)} = 18,750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13-1})$$

$$\text{Joint Efficiency (E)} = 0,8$$

$$\text{Welded} = \text{Double welded butt joined without backing strip}$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 13-2})$$

Diambil over design sebesar 10 %, maka :

$$P \text{ operasi} = 1,1 \times P$$

$$= 1,1 \times 5 \text{ atm}$$

$$= 5,5 \text{ atm} = 80,85 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari (r)} = \frac{1}{2} \text{ Diameter}$$

$$= \frac{1}{2} \cdot 0,8231 \text{ ft}$$

$$= 0,4116 \text{ ft} = 4,9387 \text{ in}$$

Sehingga dapat ditentukan tebal shell,

$$\boxed{T_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C}$$



$$= \frac{80,85 \text{ psi} \times 4,9387 \text{ in}}{(18,750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 80,85 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1517 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = 3/16 in = 0,1875 in

**F. MENENTUKAN TEBAL SHELL BAGIAN BAWAH MENARA**

Bahan yang digunakan : High Alloy Steel SA-204 grade C

Dari Brownell, diperoleh spesifikasi bahan sebagai berikut :

Allowable stress (f) = 18.750 psi (Tabel 13-1)

Joint Efficiency (E) = 0,8

Welded = Double welded butt joined without backing strip

Faktor korosi (C) = 0,125 in (Tabel 13-2)

Diambil over design sebesar 10 %, maka :

$$P \text{ operasi} = 1,1 \times P$$

$$= 1,1 \times 5 \text{ atm}$$

$$= 5,5 \text{ atm} = 80,85 \text{ psi}$$

Jari-jari (r) = ½ Diameter

$$= \frac{1}{2} \cdot 1,2437 \text{ ft}$$

$$= 0,6219 \text{ ft} = 7,4623 \text{ in}$$

Sehingga dapat ditentukan tebal shell,

$$T_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad \text{(Brownell\&Young)}$$

$$= \frac{80,85 \text{ psi} \times 7,4623 \text{ in}}{(18,750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 80,85 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1654 \text{ in (Digunakan tebal shell standar =3/16 in=0,1875in)}$$

**G. MENENTUKAN DIMENSI HEAD BAGIAN ATAS MENARA**

Tipe Head = Torispherical Dished Head

Bahan = Low-Alloy Steel SA-204 grade C

Dari Brownell diperoleh spesifikasi bahan :

Allowable stress (f) = 18.750 psi (Tabel 13-1)

Joint Efficiency (E) = 0,8

Welded = Double welded butt joined without backing strip  
 Faktor korosi (C) = 0,125 in (Tabel 13-2)

Outside Diameter (OD):

$$\begin{aligned} \text{OD} &= (2 \times t_s) + \text{ID} \\ &= (2 \times 0,1875 \text{ in}) + 0,98775 \text{ in} \\ &= 10,2525 \text{ in} \quad (\text{digunakan OD standar} = 12 \text{ in}) \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, untuk OD = 12 in dan  $t_s = 0,1875 \text{ in}$ , diperoleh :

$$\begin{aligned} r &= 12 \text{ in} \\ icr &= 0,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka nilai faktor stress dapat dihitung :

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \cdot \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{persamaan 5.7 Brownell}) \\ &= 1,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga tebal head (th) dapat dihitung :

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + C \quad (\text{persamaan 7.7 Brownell}) \\ &= 0,1816 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar = 0,1875 in

#### H. MENENTUKAN DIMENSI HEAD BAGIAN BAWAH MENARA

Tipe Head = Torispherical Dished Head  
 Bahan = Low-Alloy Steel SA-204 grade C

Dari Brownell diperoleh spesifikasi bahan :

Allowable stress (f) = 18.750 psi (Tabel 13-1)  
 Joint Efficiency (E) = 0,8  
 Welded = Double welded butt joined without backing strip

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 13-2})$$

Outside Diameter (OD):

$$\begin{aligned} \text{OD} &= (2 \times t_s) + \text{ID} \\ &= (2 \times 0,1875 \text{ in}) + 14,9244 \text{ in} \\ &= 15,2994 \text{ in} \quad (\text{digunakan OD standar} = 16 \text{ in}) \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, untuk OD = 16 in dan  $t_s = 0,1875$  in, diperoleh :

$$r = 15 \text{ in}$$

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

Maka nilai faktor stress dapat dihitung :

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \cdot (3 + \sqrt{\frac{r}{\text{icr}}}) \quad (\text{persamaan 5.7 Brownell}) \\ &= 1,7182 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga tebal head (th) dapat dihitung :

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + C \quad (\text{persamaan 7.7 Brownell}) \\ &= 0,1945 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar = 0,25 in

#### I. MENENTUKAN TINGGI HEAD BAGIAN ATAS MENARA

$$\text{Diameter} = 0,8231 \text{ ft} = 9,8775 \text{ in}$$

Dari tabel 5.8 Brownell untuk harga th = 0,1875 in, maka harga sf = 1,5-2,25 in

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

$$\text{icr} = 0,75 \text{ in}$$

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

#### J. MENENTUKAN TINGGI HEAD BAGIAN BAWAH MENARA

## Perhitungan diameter menara

### Uap

Kecepatan aliran uap,  $V = 1522,0654 \text{ lb/jam}$

$$Q = V / (3600 \rho_v) \\ = 1,2352 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

### Cairan

Kecepatan aliran cairan,  $L = 19810,3352 \text{ lb/jam}$

$$q = L / \rho_l = 177,554 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

Surface tension,  $\sigma = 14,4077 \text{ dyne/cm}$

### Kapasitas Uap

$$Fl_v = (L/V) (\rho_l / \rho_v)^{0,5} \\ = 0,7209$$

asumsi tray spacing = 0,3 m

$$Fl_v = 0,7209$$

Dari fig 11,27 (Coulson, vol 6), diperoleh  $K_1 = 0,03$

$$\text{Koreksi, } K_{1\text{cor}} = K_1 (\sigma/20)^{0,2} \\ = 0,0281$$

$$Unf = K_{1\text{cor}} ((\rho_l - \rho_v) / \rho_v)^{0,5} \\ = 0,5065 \text{ ft/s}$$

Flooding,  $F^* = 80 \%$

$$Un = F^* Unf$$

$$= 0,4052 \text{ ft/s}$$

Downcomer area = 12 %

Luas menara,  $A_t = Q/(0,88 U_n)$

$$= 3,4641 \text{ ft}^2$$

Diameter menara,  $D_t = (4.A_t/\pi)^{0,5}$

$$= 2,1007 \text{ ft}$$

Dipilih  $D_t = 2,1707 \text{ ft}$

$$A_t = 3,4641 \text{ ft}^2$$

### **Menentukan tinggi menara**

Jumlah plate dalam menara	= 23
Jarak antar plate	= 0,3 m
Jarak tray teratas sampai head	= 3 ft
Jarak tray terbawah sampai dasar	= 3 ft
Penyangga menara	= 6
Tinggi menara total	= 32,67 ft

### **PLATE DESIGN**

Bagian atas feed point :

Diameter column, $D_c$	= 0,6403 m
Luas Column, $A_c$	= 0,3218 m <sup>2</sup>
Downcomer area, $A_d = 0,12 A_c$	= 0,0386 m <sup>2</sup>
Net area, $A_n = A_c - A_d$	= 0,2832 m <sup>2</sup>
Active area, $A_a = A_c - 2A_d$	= 0,2446 m <sup>2</sup>
Hole area, $A_h$ (diambil 4 % $A_a$ )	= 0,0098 m <sup>2</sup>
Panjang weir ( $l_w$ )	= 0,76 x 0,6403 m
= 0,4866 m	
Diambil tinggi weir ( $h_w$ )	= 50 mm
Hole diameter	= 3 mm

Plate thickness

= 3 mm

### Check weeping

Kecepatan cairan maksimum = 0,0555 kg/s

Kecepatan minimum cairan pada 80% turndown = 0,8 x 0,0555 = 0,0444 kg/s

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho_l J_w} \right]$$

maksimum  $h_{ow} = 1,6515$  mm liquid

minimum  $h_{ow} = 1,4232$  mm liquid

pada kecepatan minimum  $h_w + h_{ow} = 51,4232$  mm liquid

dari fig 11.30 (Coulson) diperoleh  $K_2 = 30$

$$u_{h \text{ min}} = \frac{(K_2 - 0.9(25.4 - d_h))}{(\rho_v)^{0.5}}$$

$$= 6,3107 \text{ m/s}$$

kecepatan actual minimum uap :

$$= \frac{(0.80).(0.0789)}{0.0098}$$

$$= 6,4513 \text{ m/s}$$

jadi kecepatan operasi > weep point

### Plate pressure drop

- Dry plate drop

$$u_h = \frac{0,0789}{0,0098} = 8,0642 \text{ m/s}$$

dari fig 11.34 untuk tebal plate : diameter plate = 1

$$\frac{A_h}{A_p} \approx \frac{A_h}{A_a} = 0.04 \quad : C_o = 0,795$$

pers 11.88

$$h_d = 51 \left[ \frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

$$= 11,5584 \text{ mm liquid}$$

- Residual head

$$h_r = \frac{12.5 \cdot 10^3}{\rho_l}$$

$$= 11,3240 \text{ mm liquid}$$

Total plate pressure drop  $h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 74,5339 \text{ mm liquid}$

### Downcomer liquid back up

Downcomer pressure loss

Diambil  $h_{ap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$

Luas dibawah apron,  $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w$

$$= (40 \cdot 10^{-3}) (0,4866) = 0,0195 \text{ m}^2$$

Nilai  $A^{ap} < A_d = 0,3579 \text{ m}^2$ , sehingga digunakan nilai  $A_{ap}$  ke pers 11,92

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho_l \cdot A_m} \right]^2$$

$$= 166 \left[ \frac{0,0555}{(1103,8529)(0,0195)} \right]^2$$

$$= 1,1036 \text{ mm}$$

Back up in downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 127,289 \text{ mm} = 0,127 \text{ m}$$

$h_b < 0,5$  (jarak plate+tinggi weir), sehingga jarak tray memenuhi syarat

### Check residence time

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_l}{L_{wd}}$$

$$= 97,50103507 \text{ s}$$

$t_r > 3 \text{ s}$ , memenuhi syarat

### Check entrainment

Flooding = 80%

$$Fl_v = 0,0136$$

Dari fig 11.29 diperoleh  $\Psi = 0,018$

$\Psi < 0,1$  memenuhi syarat

### Perforated area

$$L_w/D_c = 0,76$$

Dari fig 11.32 didapat  $\theta_c = 99^\circ$

Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$= (0,6403 - 50 \cdot 10^{-3})\pi, (180-99)/180 = 0,8345 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas unperforated edge strips} &= 50 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8345 \\ &= 0,0417 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas calming zone} &= 2 (50 \cdot 10^{-3}) (0,4866 - 2(50 \cdot 10^{-3})) \\ &= 0,0387 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= 0,2446 - (0,0417 + 0,0387) \\ &= 0,1642 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_h/A_p = 0,06$$

Dari fig, 11,33,  $d_h/I_p = 3,6$

$$\text{Luas 1 hole} = \pi(3)^2/4 = 7,0686 \text{ mm}^2$$

Jumlah hole = 1385

### Bagian bawah feed point :

$$\text{Diameter column, } D_c = 0,6403 \text{ m}$$

$$\text{Luas Column, } A_c = 0,3218 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area, } A_d = 0,12 A_c = 0,0386 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area, } A_n = A_c - A_d = 0,2832 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area, } A_a = A_c - 2A_d = 0,2446 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area, } A_h \text{ (diambil 2,5 \% } A_a) = 0,0061 \text{ m}^2$$

$$\text{Panjang weir } (l_w) = 0,76 \times 0,6403 \text{ m}$$

$$= 0,4866 \text{ m}$$



Diambil tinggi weir ( $h_w$ )	= 50 mm
Hole diameter	= 3 mm
Plate thickness	= 3 mm

### Check weeping

Kecepatan cairan maksimum = 2,4961 kg/s

Kecepatan minimum cairan pada 80% turndown =  $0,8 \times 2,4961 = 1,9969$  kg/s

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho_l \cdot J_w} \right]$$

maksimum  $h_{ow} = 15,1482$  mm liquid

minimum  $h_{ow} = 13,0544$  mm liquid

pada kecepatan minimum  $h_w + h_{ow} = 63,0544$  mm liquid

dari fig 11.30 (Coulson) diperoleh  $K_2 = 30,42$

$$u_{h \text{ min}} = \frac{(K_2 - 0,9(25,4 - d_h))}{(\rho_v)^{0,5}}$$

$$= 4,3818 \text{ m/s}$$

kecepatan actual minimum uap :

$$= \frac{(0,80) \cdot (0,035)}{0,0061}$$

$$= 4,5789 \text{ m/s}$$

jadi kecepatan operasi > weep point

### Plate pressure drop

- Dry plate drop

$$u_h = \frac{0,035}{0,0061} = 5,7236 \text{ m/s}$$

dari fig 11.34 untuk tebal plate : diameter plate = 1

$$\frac{A_h}{A_p} \approx \frac{A_h}{A_a} = 0,025 \quad : C_o = 0,78$$

pers 11.88

$$h_d = 51 \left[ \frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_l}$$

$$= 8,4249 \text{ mm liquid}$$

- Residual head

$$h_r = \frac{12.5 \cdot 10^3}{\rho_l}$$

$$= 6,9947 \text{ mm liquid}$$

Total plate pressure drop  $h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r = 80,5678 \text{ mm liquid}$

### Downcomer liquid back up

Downcomer pressure loss

Diambil  $h_{ap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$

Luas dibawah apron,  $A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w$

$$= (40 \cdot 10^{-3}) (0,4866) = 0,0608 \text{ m}^2$$

Nilai  $A^{ap} < A_d = 0,0386 \text{ m}^2$ , sehingga digunakan nilai  $A_{ap}$  ke pers 11.92

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho_l \cdot A_m} \right]^2$$

$$= 166 \left[ \frac{2,4961}{(1787,0687)(0,0195)} \right]^2$$

$$= 0,8517 \text{ mm}$$

Back up in downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} = 146,5677 \text{ mm} = 0,147 \text{ m}$$

$h_b < 0,5$  (jarak plate+tinggi weir), sehingga jarak tray memenuhi syarat

### Check residence time

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_l}{L_{wd}}$$

$$= 4,0624 \text{ s}$$

$t_r > 3 \text{ s}$ , memenuhi syarat

### Check entrainment

Flooding = 80%

$$Fl_v = 0,7209$$

Dari fig 11.29 diperoleh  $\Psi = 0,005$

$\Psi < 0,1$  memenuhi syarat

### Perforated area

$$L_w/D_c = 0,76$$

Dari fig 11.32 didapat  $\theta_c = 99^\circ$

Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$= (0,6403 - 50 \cdot 10^{-3})\pi (180-99)/180 = 0,8345 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas unperforated edge strips} &= 50 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8345 \\ &= 0,0417 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas calming zone} &= 2 (50 \cdot 10^{-3}) (0,4866 - 2 (50 \cdot 10^{-3})) \\ &= 0,0387 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_p &= 0,2466 - (0,0417 + 0,0387) \\ &= 0,1642 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_h/A_p = 0,0372$$

Dari fig, 11,33,  $d_h/I_p = 4$

$$\text{Luas 1 hole} = \pi(3)^2/4 = 7,0686 \text{ mm}^2 = 7,0686 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hole} &= 0,0061/7,0686 \cdot 10^{-6} \\ &= 866 \end{aligned}$$

### Menghitung Pressure Drop

$$\Delta P_t = 9,81 \cdot 10^{-3} h_t \rho_l$$

Bagian atas feed point

$$\begin{aligned} (\Delta P_t)_a &= 9,81 \cdot 10^{-3} (74,5339)(1103,8529)(5) \\ &= 4035,5623 \text{ Pa} = 4,035 \text{ kPa} \\ &= 0,0398 \text{ atm} \end{aligned}$$

Bagian bawah feed point

$$\begin{aligned}(\Delta P_t)_b &= 9,81 \cdot 10^{-3} (80,5678)(1787,0687)(16) \\ &= 22599,1312 \text{ Pa} = 22,6 \text{ kPa} \\ &= 0,2230 \text{ atm}\end{aligned}$$

pressure drop  $\Delta P_t = (\Delta P_t)_a + (\Delta P_t)_b = 0,2628 \text{ atm}$

### **MENGHITUNG TEBAL SHELL MENARA**

Bahan : Carbon steel SA 283 Grade C

f allowable = f = 12650 psi

corrosion allowance, c = 0,125 in

joint efficiency, E = 0,8

tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 (Brownel and Young)

$$t_s = \frac{p \cdot d}{2fE - 1.2p} + c$$

dengan :

ts = tebal dinding, in

p = tekanan dalam menara, psi

d = diameter dalam menara, in

tekanan internal diambil 1,2 kali untuk faktor keamanan

didapat ts = 0,1699 in

digunakan tebal standar 3/16 in

### **MENGHITUNG TEBAL HEAD**

Bentuk Head : Torispherical dished head

Persamaan 13.10 (Brownel and Young)

$$t_{\min} = \frac{0.885 p r_c}{fE - 0.1p} + c$$

didapat tmin = 0,1857 in

digunakan tebal standar 3/16 in

