

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

###### 1. Benzena

- a. Rumus molekul :  $C_6H_6$
- b. Berat molekul : 78 kg/kmol
- c. Bentuk : cair ( $30^\circ C$ ; 1 atm)
- d. Warna : bening
- e. Kemurnian : 99,9% berat
- f. Impuritas :
  - Toluena : max 0,1% berat

(PT Pertamina, 2015)

###### 2. Hidrogen

- a. Rumus molekul :  $H_2$
- b. Berat molekul : 2 kg/kmol
- c. Bentuk : gas ( $30^\circ C$  ; 3 atm)
- d. Kemurnian : 99,9995% berat
- e. Impuritas : 0,0005% berat (sangat kecil, sehingga diabaikan)

(PT Air Liquide, 2015)

##### 2.1.2 Spesifikasi Katalis

###### 1. Raney Nickel

- a. Bentuk : *spherical*
- b. Fase : Fine grained solid

- c. Carrier : alumunium
- d. Density : 6,5 g/cm<sup>3</sup>
- e. Ukuran Partikel : 50 μm
- f. Surface Area : 100 m<sup>2</sup>/gram

(Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd., 2016)

### 2.1.3 Spesifikasi Produk

#### 1. *Cyclohexane*

- a. Produk : *Cyclohexane*
- b. Rumus molekul : C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>
- c. Bentuk : cair (30°C; 1 atm)
- d. Warna : bening
- e. Kemurnian : min 99,8% berat
- f. Konversi : 99,9 % terhadap Benzena
- g. Impuritas : C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> dan C<sub>7</sub>H<sub>8</sub> max 0,2% berat

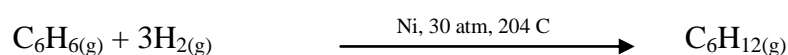
(Mc. Ketta, 1982)

## 2.2 Konsep Dasar Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *cyclohexane* dengan hidrogenasi benzena menggunakan katalis Ni dengan carrier alumunium dan besi berlangsung di dalam reaktor *fixed bed multitube* pada suhu 204°C dan tekanan 30 atm. Laju perbandingan volume umpan benzena dan hidrogen yaitu 1: 3,5.

Pembentukan *cyclohexane* dari hidrogenasi benzena mengikuti reaksi non elementer yang *irreversible* dan *eksotermis*. Reaksi pembentukan *cyclohexane* dari benzena dan hidrogen mengikuti reaksi sebagai berikut :



Dari reaksi diatas diperoleh konversi *cyclohexane* terhadap benzena adalah 99,9 %.

### 2.2.2 Pemakaian Katalis

Katalis yang digunakan adalah nickel dengan *carrier* alumina yang dapat membantu reaksi hidrogenasi. Alasan penggunaan katalis ini karena memiliki *lifetime* yang cukup lama dan tidak terlarut di dalam produk sehingga tidak memerlukan proses pemisahan katalis.

### 2.2.3 Mekanisme Reaksi

Reaksi pembentukan *cyclohexane* dengan katalis Ni mengikuti persamaan sebagai berikut :

$$r = \left( \frac{k K_B P_B}{1 + K_B P_B} \right) \left( \frac{P_{H_2}}{P_{H_2} + P_B} \right)$$

Reaksi katalitik dengan zat reaktan benzana berbentuk gas dan katalisator Ni berbentuk padatan berlangsung menurut mekanisme sebagai berikut :

1. a. Difusi gas reaktan dari fase gas kepermukaan luar (*interface*) katalis.  
b. Difusi reaktan dari permukaan luar katalis melewati pori-pori ke permukaan dalam pori-pori katalis (difusi molekuler)
2. Adsorpsi benzena pada permukaan dalam katalis.
3. Terjadi reaksi  $C_6H_6 + 3H_2 \longrightarrow C_6H_{12}$
4. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan luar katalis (*interface*) ke fase gas.

Pada mekanisme reaksi katalis di atas tahap difusi dan adsorpsi berlangsung sangat cepat, sedangkan reaksi pada permukaan katalis berlangsung paling lambat. Sehingga kecepatan reaksi katalitis secara keseluruhan dikontrol oleh reaksi permukaan.

1. Adsorpsi gas benzena ke permukaan katalis

2. Reaksi irreversible benzena di permukaan katalis dengan  $H_2(g)$  menghasilkan  $C(g)$



$$r_1 = k_1 P_B C_v - k_{-1} C_{BS} \quad \text{dengan} \quad K_1 = \frac{k_1}{k_{-1}}$$

$$r_1 = k_1 (P_B C_v - \frac{k_{-1}}{k_1} C_{BS})$$

$$r_1 = k_1 (P_B C_v - \frac{C_{BS}}{K_1})$$

$$\frac{r_1}{k_1} = (P_B C_v - \frac{C_{BS}}{K_1})$$

$$\frac{r_1}{k_1} = 0, \text{ sehingga}$$

$$P_B C_v = \frac{C_{BS}}{K_1}$$

$$C_{BS} = K_1 P_B C_v$$

$$C_T = C_v + C_{BS}$$

$$1 = C_v + K_1 P_B C_v$$

$$1 = C_v (1 + K_1 P_B)$$

$$C_v = \left( \frac{1}{1 + K_1 P_B} \right)$$

$$C_{BS} = \frac{K_1 P_B}{1 + K_1 P_B}$$



$$r_2 = k_2 C_{BS} P_{H_2}$$

$$r_2 = \frac{k_2 K_1 P_B}{1 + K_1 P_B} P_{H_2}$$

$$r_2 = \frac{k_2 K_B P_B}{1 + K_B P_B} P_{H_2}$$

Penyesuaian Numerik berdasarkan eksperimen yang terdapat pada jurnal  $P_{H_2}$  pada persamaan laju reaksi di atas disubstitusi oleh  $\left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2} + P_B}\right)$ , yang dikarenakan adanya pengaruh tekanan total sistem  $P_{H_2} + P_B$  terhadap laju reaksi, didapatkan :

$$r_2 = \left(\frac{k K_B P_B}{1 + K_B P_B}\right) \left(\frac{P_{H_2}}{P_{H_2} + P_B}\right)$$

$$k = 5,73 \times 10^4 \exp \frac{-12000}{RT} \quad , \text{ (mol of B)/ (g)(h)}$$

$$K_B = 1,05 \times 10^{-1} \exp \frac{-6000}{RT} \quad , \text{ torr}^{-1}$$

(Ind. Chem. Eng Vol.1 No.1, 1979)

Dengan :

$C_B$  = Konsentrasi benzena

$C_{BS}$  = Konsentrasi benzena yang telah teradsorpsi dipermukaan katalis

$C_v$  = Konsentrasi permukaan katalis yang masih kosong

$C_T$  = Konsentrasi total di permukaan katalis ( $C_T = C_v + C_{BS}$ )

$C_{H_2}$  = Konsentrasi  $H_2$

$k$  = Konstanta kecepatan reaksi

$k_1$  = Konstanta kecepatan reaksi adsorpsi ke arah produk

$k_{-1}$  = Konstanta kecepatan reaksi adsorpsi ke arah reaktan

$k_2$  = Konstanta kecepatan reaksi di permukaan katalis ke arah produk

$K_1$  = Konstanta kesetimbangan reaksi adsorpsi benzena

$P_{H_2}$  = Tekanan parsial hidrogen

$P_B$  = Tekanan parsial benzena

Dari penjelasan mekanisme di atas, dapat disimpulkan bahwa :

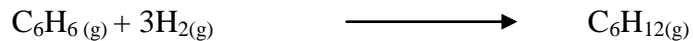
1. Reaksi pengendalinya adalah reaksi permukaan
2. Reaktan benzena teradsorpsi

3. Produk *cyclohexane* tidak teradsorpsi
4. Reaksi menjadi searah

#### 2.2.4 Fase Reaksi

Kondisi umpan sebelum masuk reaktor dalam fase gas-gas dengan katalis padat.

Reaksi :



#### 2.2.5 Kondisi Operasi

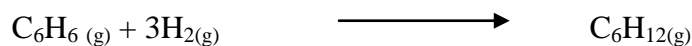
Proses pembuatan *cyclohexane* merupakan reaksi hidrogenasi benzena yang dilakukan dalam reaktor *fixed bed multitube*. Kondisi operasi dalam pembuatan *cyclohexane* ini dipengaruhi oleh perbandingan mol benzena dan hidrogen, temperatur, tekanan, dan jenis katalis yang digunakan.

Proses hidrogenasi benzena menjadi *cyclohexane* dilakukan pada fase gas dengan tekanan 30 atm dan suhu reaksi 204°C menggunakan katalis nickel alumina. Hal ini dilakukan dengan melihat pertimbangan pengaruh kondisi suhu dan tekanan yang tinggi di dalam tahapan reaksi heterogen katalitik gas-padat agar reaksi berjalan sempurna. Semakin tinggi tekanan dan temperatur akan menyebabkan kecepatan reaksi bertambah cepat. Selain itu, katalis nickel alumina digunakan agar lebih cepat mengarahkan reaksi bergeser ke kanan dengan konstanta kecepatan reaksi yang tinggi dimana katalis ini aktif pada kondisi suhu dan tekanan tinggi.

#### 2.2.6 Tinjauan Termodinamika

##### 1. Panas Reaksi ( $\Delta H_r$ )

Panas reaksi ( $\Delta H_r$ ) digunakan untuk menentukan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi ( $\Delta H_r$ ) antara Benzene dan Hidrogen.



Untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan eksotermis atau endotermis maka perlu perhitungan dengan menggunakan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^0$ ) pada 1 atm dan 298 K dari reaktan dan produk.

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

**Tabel 2.1** Harga  $\Delta H_f^0$  masing-masing Komponen

Komponen	$\Delta H_f^0$ (Kj/mol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	82,9
H <sub>2</sub>	0
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	-123,4

(Yaws, 1999)

Jika  $\Delta H = (-)$  maka reaksi bersifat eksotermis

Jika  $\Delta H = (+)$  maka reaksi bersifat endotermis

$$\begin{aligned} \Delta H_{R298.15K}^0 &= \Delta H_f^0 \text{produk} - \Delta H_f^0 \text{reaktan} \\ &= \Delta H_f^0 \text{C}_6\text{H}_{12} - (\Delta H_f^0 \text{C}_6\text{H}_6 + \Delta H_f^0 \text{H}_2) \\ &= -123,4 - (82,9 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -206,3 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Nilai  $\Delta H$  negatif dengan demikian reaksi yang berlangsung adalah reaksi eksotermis yang menghasilkan panas.

## 2. Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^0$ )

**Tabel 2.2** Harga  $\Delta G_f^0$  masing-masing Komponen

Komponen	$\Delta G_f^0$ (Kj/mol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	129,8
H <sub>2</sub>	0
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	32

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned} \Delta G_{298.15K}^0 &= \Delta G_f^0 \text{produk} - \Delta G_f^0 \text{reaktan} \\ &= \Delta G_f^0 \text{C}_6\text{H}_{12} - (\Delta G_f^0 \text{C}_6\text{H}_6 + \Delta G_f^0 \text{H}_2) \end{aligned}$$

$$= 32 - (129,8 + 0) \text{ kJ/mol}$$

$$= - 97,8 \text{ kJ/mol}$$

Didapat  $\Delta G^0 < 0$ , sehingga reaksi dapat berlangsung.

### 3. Konstanta Kestimbangan Reaksi

Dari Smith Van Ness (1975), persamaan (15.11) :

$$\begin{aligned} \ln K_{298,15} &= - \frac{\Delta G^0}{RT} \\ &= \frac{97800 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/ mol.K} \times 298,15 \text{ K}} \\ &= 39,454 \end{aligned}$$

$$K_{298,15} = 1,36 \times 10^{17}$$

Dari Smith Van Ness (1975), persamaan (9.17) :

$$\ln \left[ \frac{K}{K_{298,15}} \right] = - \frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

Pada suhu  $204^0\text{C}$  ( $477,15 \text{ K}$ ) besarnya konstanta kestimbangan dapat dihitung sebagai berikut :

$$\ln \left[ \frac{K}{K_{298,15}} \right] = - \frac{\Delta H_{298,15}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{1,36 \times 10^{17}} = - \frac{(-206300 \frac{\text{J}}{\text{mol}})}{8,314 \text{ Jmol.K}} \times \left[ \frac{1}{477,15} - \frac{1}{298,15} \right] \text{K}$$

$$\ln \left[ \frac{K}{1,36 \times 10^{17}} \right] = -31,22$$

$$\left[ \frac{K}{1,36 \times 10^{17}} \right] = 2,76 \times 10^{-14}$$

$$K = 3,75 \times 10^3$$

Maka harga K pada kondisi operasi adalah  $3,75 \times 10^3$ . Karena harga konstanta kestimbangan besar, maka reaksi pembentukan *cyclohexane* ini berlangsung searah (ke arah produk).



### 2.2.7. Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan *cyclohexane* dari benzena dan hidrogen berlangsung secara eksotermis. Persamaan kecepatan reaksi yang digunakan :

$$-r_A = \frac{k \cdot K_B \cdot P_B \cdot P_{H_2}}{(1 + K_B \cdot P_B) \cdot (P_{H_2} + P_B)}$$

Persamaan konstanta kecepatan reaksinya adalah :

$$k = 5,736 \times 10^4 \exp \frac{-12000}{RT} \quad , \text{ (mol of B)/(g)(h)}$$
$$= 423,8 \text{ mol/gr.h}$$

(Ind. Eng. Chem Vol.1 No.1, 1979)

Pada persamaan diatas menunjukkan bahwa jika suhu dinaikkan maka harga k juga akan naik sedangkan jika suhu diturunkan maka harga konstanta kecepatan reaksi (k) juga menurun.

### 2.2.8. Perbandingan Mol Reaktan

Dari Mc. Ketta (1982) perbandingan mol reaktan antara benzena dan hidrogen pada reaksi pembentukan *cyclohexane* adalah sebesar 1 : 3 sampai 1:6.

Dari US Patent 2373501 perbandingan mol reaktan antara benzena dan hidrogen pada reaksi pembentukan *cyclohexane* adalah 1:3,5. Maka dipilih berdasarkan US Patent karena masuk dalam rentang .

## 2.3 Diagram Alir Proses dan Tahapan Proses

### 2.3.1 Diagram Alir Proses

Diagram alir prarancangan pabrik *cyclohexane* dari benzena dan hidrogen dapat dilihat pada lampiran.

### 2.3.2 Tahapan Proses

Pada pembuatan *cyclohexane* dengan proses hidrogenasi benzena dengan bantuan katalis Raney Nickel dalam reaktor *Fix Bed Multitube* dapat dibagi menjadi tiga tahap, yaitu :

1. Tahapan penyiapan dan pencampuran bahan baku
2. Tahap pembentukan produk (Hidrogenasi)
3. Tahap pemisahan produk dan pemurnian

#### 1. Tahap persiapan Bahan Baku

Bahan baku benzena ( $C_6H_6$ ) disimpan pada fase cair dengan suhu  $30^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan (T-01). Sedangkan Hidrogen ( $H_2$ ) disalurkan melalui pipa PT. Air Liquid dengan suhu  $30^{\circ}C$  dan tekanan 3 atm. Bahan baku benzena ( $C_6H_6$ ) diperoleh dipasaran dengan kemurnian 99,9% berat, sedangkan hidrogen ( $H_2$ ) diperoleh dengan kemurnian 99,9995% berat.

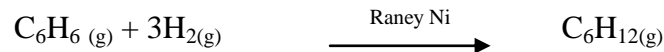
Benzena cair dari tangki penyimpanan dialirkan dengan pompa (P-01) ke Vaporizer (VP) untuk mengubah fasenya menjadi fase gas. Pemanas yang digunakan untuk menguapkan sampai suhu  $164^{\circ}C$  adalah *saturated steam*. Gas umpan keluar Vaporizer dinaikkan tekanannya dengan kompresor 1 (C-01) menjadi 30,2 atm.

Gas hidrogen ( $H_2$ ) *fress feed* dan *recycle* gas keluaran Codenser Parsial (CP) dan Adsorber (S-02) yang telah dikompresor dengan suhu  $204^{\circ}C$  dan tekanan 30,2 atm diumpan ke dalam Reaktor 01. Dari arus lain diumpankan gas Benzena ke dalam reaktor. Rasio benzena dan hidrogen adalah 1:3,5.

#### 2. Tahap Pembentukan Produk

Tahap ini terjadi di dalam reaktor. Reaktor yang digunakan adalah *fix bed multitube* dengan katalis padat Raney Nikel. Kondisi operasi yang terjadi dalam reaktor  $204^{\circ}C$  dan pada tekanan 30 atm.

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



Bahan baku yang telah disiapkan dimasukkan dalam reaktor yang beroperasi secara non isothermal dan non adiabatik, dimana reaksi dijaga pada suhu optimum 204-214°C. Gas benzena (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) dan hidrogen(H<sub>2</sub>) dimasukkan bersama ke bagian tube reaktor. Didalam reaktor terjadi reaksi pembentukan *cyclohexane*. Benzena yang bereaksi adalah sebesar 99,9% dari benzena yang diumpankan ke reaktor. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, sehingga akan melepaskan panas yang dapat menaikkan suhu dalam reaktor. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini diserap oleh media pendingin yaitu *dowtherm A* yang dialirkan di dalam *shell*. *Dowtherm A* masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 100°C. Sedangkan kondisi gas keluar reaktor yaitu pada suhu 214°C dan tekanan 29,9 atm. Produk keluaran reaktor adalah *cyclohexane*, benzena, toluena dan hidrogen.

### 3. Tahap Pemisahan Produk

Produk reaktor yang berupa gas, terdiri dari benzena tak bereaksi, toluena, *cyclohexane*, dan hidrogen sisa dikondensasikan dalam kondenser parsial (CP) yang sebelumnya diturunkan tekanan terlebih dahulu sehingga fasenya berubah menjadi campuran gas-cair. Kemudian hasil kondensasi dipisahkan antara fase cair dan gas dalam Separator 01. Campuran gas yang tidak terkondensasi, yang terdiri dari gas hidrogen, benzena, *cyclohexane*, dan toluena diumpankan dalam Adsorber (S-02) dengan adsorben berupa karbon aktif untuk memurnikan hidrogen. Hidrogen hasil adsorber direcycle dan dikompresi untuk digunakan kembali.

Ketika Adsorber 01 on maka karbon aktif menjerap *cyclohexane* kemudian melepas H<sub>2</sub>, Dan ketika Adsorber 01 off (adsorben telah jenuh) maka Adsorber tersebut berfungsi untuk mendesorpsi *cyclohexane* dengan cara dipanaskan menggunakan steam

yang kemudian keluar menjadi produk. Kemudian proses adsorbs dilanjutkan ke Adsorber 02. Begitu seterusnya bergantian.

Gas produk dari desorbsi diturunkan tekanan mencapai 1 atm dengan suhu 30 C. Dengan kondisi tersebut maka gas *Cyclohexane* dan impuritas menjadi cair. Keluaran Separator 01 fase cair dan cairan dari Adsorber berupa produk *cyclohexane* kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (T-02) untuk disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

## 2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

Produk : *Cyclohexane* min. 99,8% berat

Kapasitas Perancangan : 45.000 ton/tahun

Waktu operasi selama 1 tahun : 330 hari

Waktu operasi selama 1 hari : 24 jam

### 2.4.1 Neraca Massa

**Tabel 2.3** Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Input (M1)		Output (M2)	
	Kg/jam	kmol/Jam	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub>	0,0	0,00	0,0	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5271,5	67,58	5271,5	67,58
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,3	0,06	5,3	0,06
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,00	0,0	0,00
<b>TOTAL</b>	<b>5276,7</b>	<b>67,64</b>	<b>5276,7</b>	<b>67,64</b>

**Tabel 2.4.** Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input				Output (M5)	
	M2		M4		Kg/jam	kmol/jam
	Kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam		
H <sub>2</sub>	0,0	0,00	473,1	236,54	68,0	33,99
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5271,5	67,58	0,0	0,00	5,3	0,07
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,3	0,06	0,0	0,00	5,3	0,06
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,00	0,0	0,00	5671,3	67,52
	<b>5276,7</b>	<b>67,64</b>	<b>473,1</b>	<b>236,54</b>	<b>5749,8</b>	<b>101,63</b>
<b>TOTAL</b>	<b>5749,8</b>				<b>5749,8</b>	

**Tabel 2.5.** Neraca Massa Condensor Parsial (CP-01)

Komponen	Input		Output	
	M5		M6	
	kg/jam	mol/jam	kg/jam	mol/jam
H <sub>2</sub>	68,0	33,99	68,0	33,99
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5,3	0,07	5,3	0,07
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,3	0,06	5,3	0,06
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	5671,3	67,52	5671,3	67,52
<b>TOTAL</b>	<b>5749,8</b>	<b>101,63</b>	<b>5749,8</b>	<b>101,63</b>

**Tabel 2.6.** Neraca Massa Separator 1 (S-01)

Komponen	Input		Output L(M8)		Output V(M7)	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	33,99	68,0	0,00	0,00	33,99	67,99
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,07	5,3	0,07	5,16	0,00	0,11
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	67,52	5671,3	65,83	5529,37	1,69	141,90
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,06	5,3	0,06	5,24	0,00	0,03
<b>TOTAL</b>	<b>101,63</b>	<b>5749,8</b>	<b>65,95</b>	<b>5539,78</b>	<b>35,69</b>	<b>210,03</b>
	<b>5749,8</b>		<b>5749,8</b>			

**Tabel 2.7.** Neraca Massa Adsorber (S-02)

Komponen	Input(kg/jam)		Output(kg/jam)	
	M7		M9	M10
H <sub>2</sub>	68,0		0,0	68,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,1		0,1	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	141,9		141,9	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,03		0,0	0,0
<b>TOTAL</b>	<b>210,0</b>		<b>354,9</b>	<b>68,0</b>
	<b>422,9</b>		<b>422,9</b>	

**Tabel 2.8.** Neraca Massa Titik Pencampuran Hidrogen Fresh dan Recycle

Komponen	Input				Output	
	M3		M10		M4	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H <sub>2</sub>	202,5454	405,1	34,0	68,0	236,5	473,1
<b>TOTAL</b>		<b>473,1</b>			<b>473,1</b>	

**Tabel 2.9.** Neraca Massa Titik Pencampuran Produk

Komponen	Input				Output	
	M8		M9		M11	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H <sub>2</sub>	0,00	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,07	5,2	0,001	0,1	0,1	5,3
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	65,83	5529,4	1,689	141,9	67,5	5671,3
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,06	5,2	0,000	0,0	0,1	5,3
<b>Sub Total</b>	<b>65,95</b>	<b>5539,8</b>	<b>1,7</b>	<b>142,0</b>	<b>67,6</b>	<b>5681,8</b>
<b>TOTAL</b>		<b>5681,8</b>			<b>5681,8</b>	

## 2.4.2 Neraca Panas

**Tabel 2.10.** Neraca Panas pada Vaporizer (VP-01)

<b>Keterangan</b>	<b>Q Input</b>	<b>Q Output</b>
Q (1)	92744,2206	0
Q <sub>penguapan</sub>	0	1618147,0572
Q (2)	0	987544,6904
Q <sub>steam</sub>	2512947,5270	0
<b>TOTAL</b>	<b>2605691,7477</b>	<b>2605691,7477</b>

**Tabel 2.11.** Neraca Panas Pada Kompresor Benzena (C-01)

<b>Komponen</b>	<b>Q Input</b>	<b>Q<sub>output</sub></b>
Q umpan(Q2a)	987511,9481	0
Q produk(Q2b)	0	1342850,9907
Q kompresi	355339,0426	0
<b>TOTAL</b>	<b>1342850,9907</b>	<b>1342850,9907</b>

**Tabel 2.12.** Neraca Panas Pada Kompresor Hidrogen (C-02)

<b>komponen</b>	<b>Q Input</b>	<b>Q Output</b>
Q(4a)	34046,78706	0
Q(6b)	0	1233017,9473
Q kompresi	11430412,3841	0
Qc	127806,6162	0
Qh	0	10359247,84
<b>TOTAL</b>	<b>11592265,78735</b>	<b>11592265,7873</b>

**Tabel 2. 13.** Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

<b>Keterangan</b>	<b>Q input</b>	<b>Q Output</b>
Q umpan	2567003,2283	0
Q produk	0	2029192,1325
Q reaksi	13928369,0684	0
Q pendingin	0	14466180,1641
<b>TOTAL</b>	<b>16495372,2967</b>	<b>16495372,2967</b>

**Tabel 2.14.** Neraca Panas pada Expander (E-01)

<b>Komponen</b>	<b>Q Input</b>	<b>Q Output</b>
Q 5a	2029192,1325	0
Q5b	0	1273056,4131
Q loss	0	756135,7194
<b>TOTAL</b>	<b>2029192,1325</b>	<b>2029192,1325</b>

**Tabel 2.15.** Neraca Panas Kondensor Parsial (CP-01)

<b>Keterangan</b>	<b>Q<sub>Input</sub></b>	<b>Q<sub>Output</sub></b>
Q umpan	1273362,4405	0
Q produk	0	684683,5599
Q gas keluar	0	58951,2020
Q pengembunan	0	-11248853,1818
Q pendingin in	4054003,9006	0
Q Pendingin out	0	15832584,7611
<b>TOTAL</b>	<b>5327366,3411</b>	<b>5327366,3411</b>

**Tabel 2.16** Neraca Panas Separator (S-01)

<b>Keterangan</b>	<b>Q<sub>input</sub></b>	<b>Q<sub>output</sub></b>
Q6	118757,4268	0
Q7	0	5814,3521
Q8	0	53387,6951
Qloss	0	59555,3796
<b>TOTAL</b>	<b>118757,4268</b>	<b>118757,4268</b>

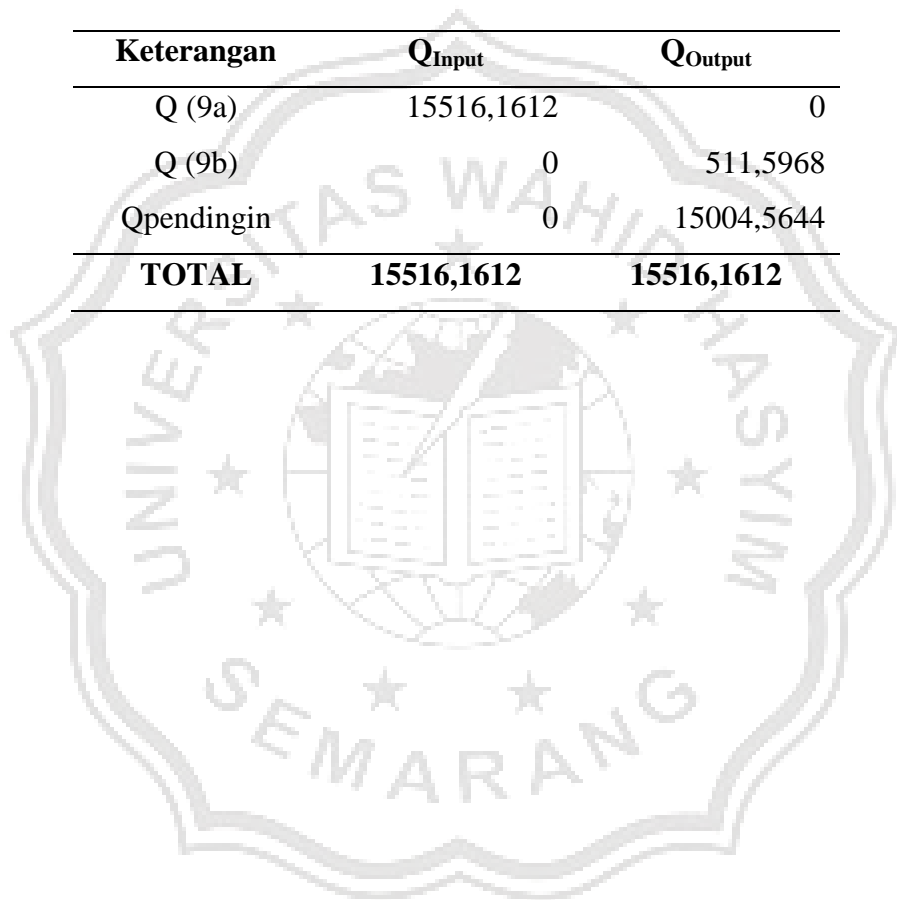


**Tabel 2.17.** Neraca Panas Adsorber (S-02)

<b>keterangan</b>	<b>Q<sub>input</sub></b>	<b>Q<sub>output</sub></b>
Q absorbser	921,3424	0
Q output	0	15516,1612
Q steam	14594,8187	0
<b>TOTAL</b>	<b>15516,1612</b>	<b>15516,1612</b>

**Tabel 2.18** Neraca Panas Cooler (HE-01)

<b>Keterangan</b>	<b>Q<sub>Input</sub></b>	<b>Q<sub>Output</sub></b>
Q (9a)	15516,1612	0
Q (9b)	0	511,5968
Qpendingin	0	15004,5644
<b>TOTAL</b>	<b>15516,1612</b>	<b>15516,1612</b>



## 2.5 Lay Out Pabrik dan Peralatan Proses

### 2.5.1 Lay Out Pabrik

Lay out pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimum dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja dari para karyawan serta keselamatan proses (Vibrandt, 1959).

Menurut Vitbrandt, 1959 untuk mencapai kondisi yang optimal maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik ini adalah :

1. Pabrik *cyclohexane* ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan) sehingga penentuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa mendatang
3. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan layout selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, bahan yang mudah meledak dan jauh dari asap atau gas beracun.
4. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah outdoor untuk menekan biaya bangunan dan gedung dan juga iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara outdoor.
5. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian pengaturan ruangan/lahan.

Secara garis besar layout dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu :

1. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat

pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.

2. Daerah proses merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

3. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk

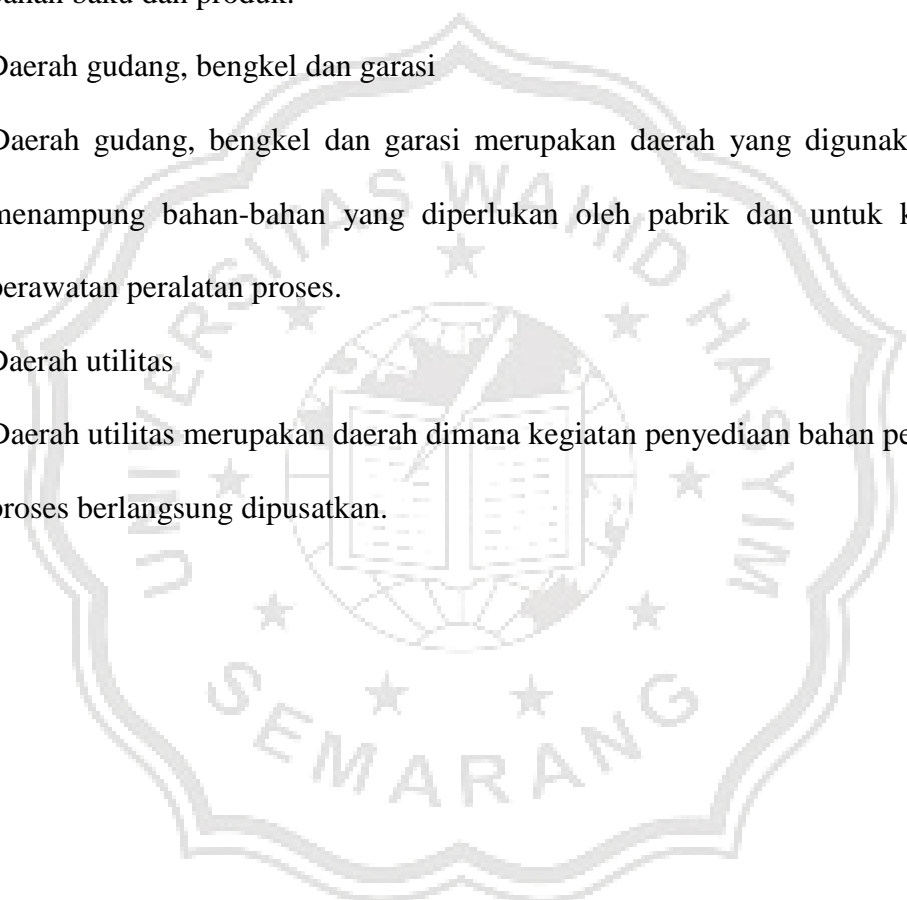
Daerah penyimpanan bahan baku dan produk merupakan daerah untuk tempat bahan baku dan produk.

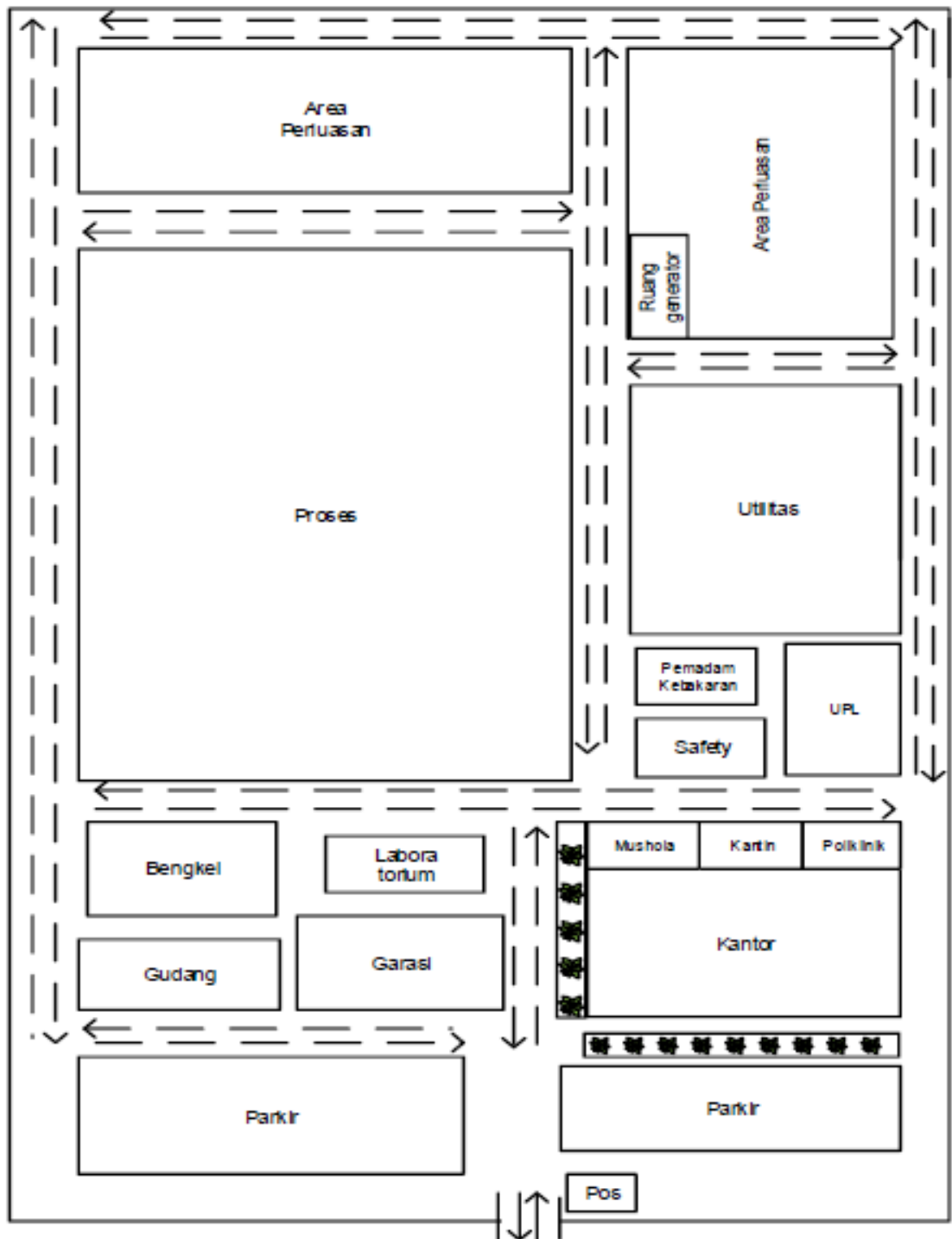
4. Daerah gudang, bengkel dan garasi

Daerah gudang, bengkel dan garasi merupakan daerah yang digunakan untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

5. Daerah utilitas

Daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan.





**Gambar 2.1** Tata Letak Pabrik

### 2.5.2 Lay Out Peralatan Proses

Lay out peralatan proses adalah tempat dimana alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Menurut Vibrandt, 1959, beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan lay out peralatan proses pada pabrik cyclohexane, antara lain :

1. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar peralatan proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

2. Cahaya

Penerangan sebuah pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.

3. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga diprioritaskan.

4. Perimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.