

LAMPIRAN B  
NERACA MASSA

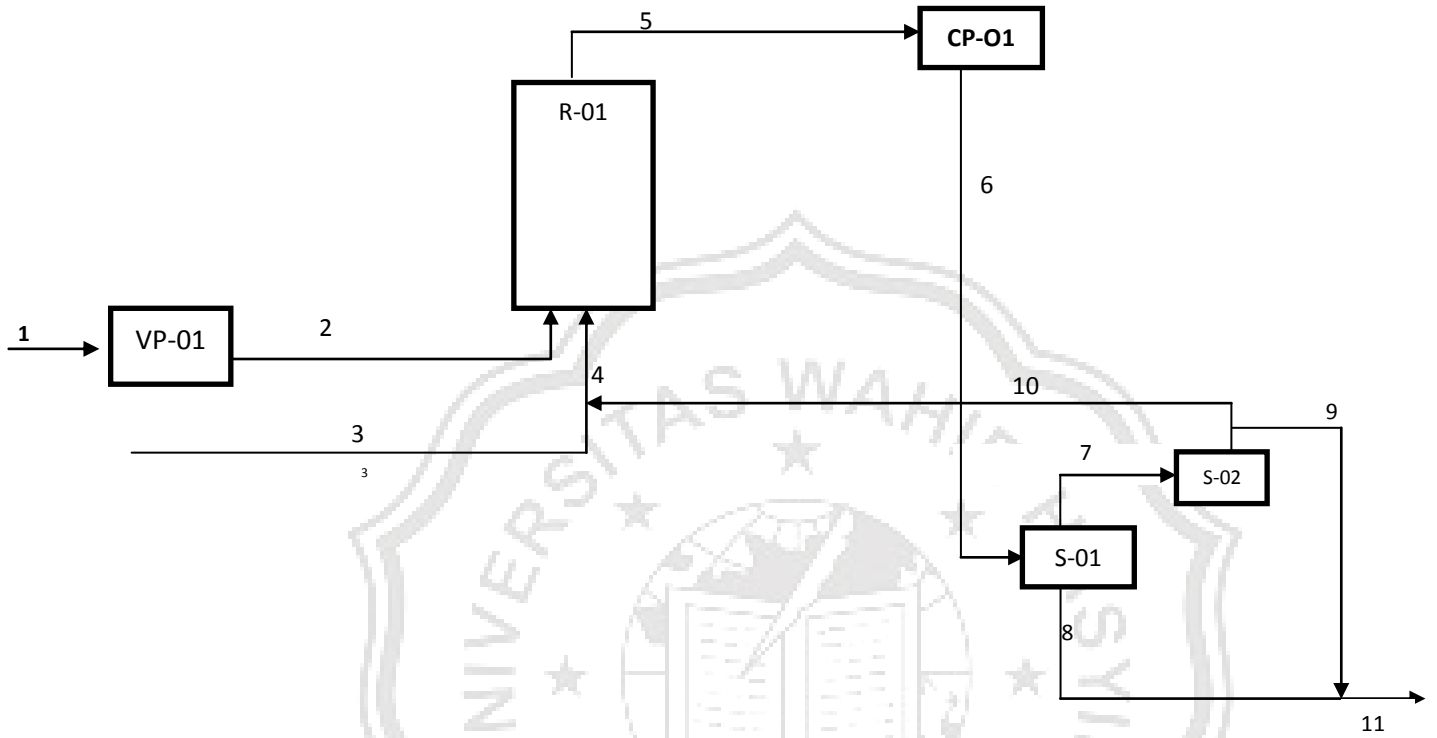


Diagram Alir Neraca Massa

Data-data Perancangan Produksi:

### A. Kapasitas Produksi

Kapasitas Produksi *Cyclohexane* = 45.000 ton/tahun

Operasi pabrik selama 1 tahun = 330 hari

Operasi pabrik selama 1 hari = 24 jam

Maka produksi dalam 1 jam =

$$= \frac{45.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$
$$= 5681,8 \text{ kg/jam}$$

### B. Spesifikasi Bahan Baku

- Benzena

Komposisi (%berat) :  $C_6H_6$  = 99,9%

$C_7H_8$  = 0,1 %

- Hidrogen

Komposisi (%berat) :  $H_2$  = 99,9995%

Impuritas = 0,0005% (sangat kecil, sehingga diabaikan)

### C. Spesifikasi Produk

*Cyclohexane* : min. 99,8% berat

Impuritas Benzena : 0,1% berat

Impuritas Toluena : 0,1 % berat

Spesifikasi produk cyclohexane 99.8% = 0,998 x 5681,8 kg/jam

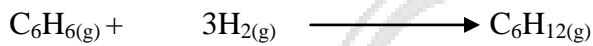
$$= 5671,3 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.1 Berat Molekul Komponen**

Komponen	Nama Senyawa	BM
H <sub>2</sub>	Hidrogen	2
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	Benzena	78
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	Toluena	92
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	<i>Cyclohexane</i>	84

**D. Dasar Perhitungan**

Reaktor



Rasio mol reaktan:

$$C_6H_6 : H_2 = 1 : 3,5 \quad (\text{Us patent 2373501})$$

$$\text{Konversi } C_6H_6 = 99,9 \% \quad (\text{US Patent 3622645})$$

Ketentuan simbol yang dipakai : M(1) = Laju komponen total arus (1)

M1X<sub>B</sub> = Laju massa komponen (B)

Simbol Komponen :

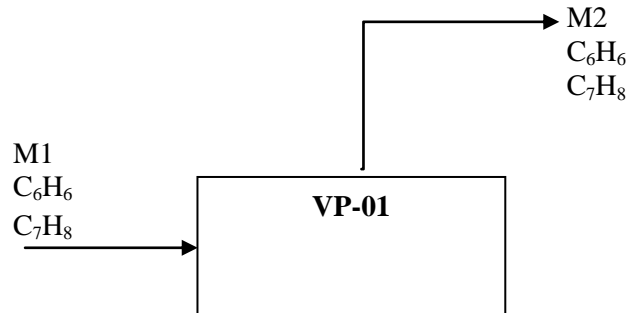
- Benzena (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) : B
- Toluena (C<sub>7</sub>H<sub>8</sub>) : T
- Hidrogen (H<sub>2</sub>) : H
- *Cyclohexane* (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>) : Cy

Pada perhitungan ini digunakan perhitungan dengan alur maju dengan menggunakan basis perhitungan .

## E. Neraca Massa Berdasarkan Basis feed Benzena 5.000 kg/jam

### 1. Neraca Massa Vaporizer

Tujuan : Menguapkan umpan (Benzena)



Gambar B.2 Skema Neraca Massa pada Vaporizer

Keterangan :

M1 = Laju alir Benzena cair masuk vaporizer

M2 = Laju alir gas Benzena keluar Vaporizer

#### • Massa Total

$$M_1 = M_2$$

$$M_1 X_B + M_2 X_T = M_2 X_B + M_2 X_T$$

#### Benzena

Kemurnian 99,9 %

$$M_1 X_B = 0,999 \times 5.000 = 4.995 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Benzena} &= \frac{\text{massa benzena}}{BM} \\ &= \frac{4995}{78} \\ &= \mathbf{64,04 \text{ kmol/jam}} \end{aligned}$$

#### Toluena

$$M_1 X_T = 0,001 \times 5.000 = 5 \text{ kg/jam}$$

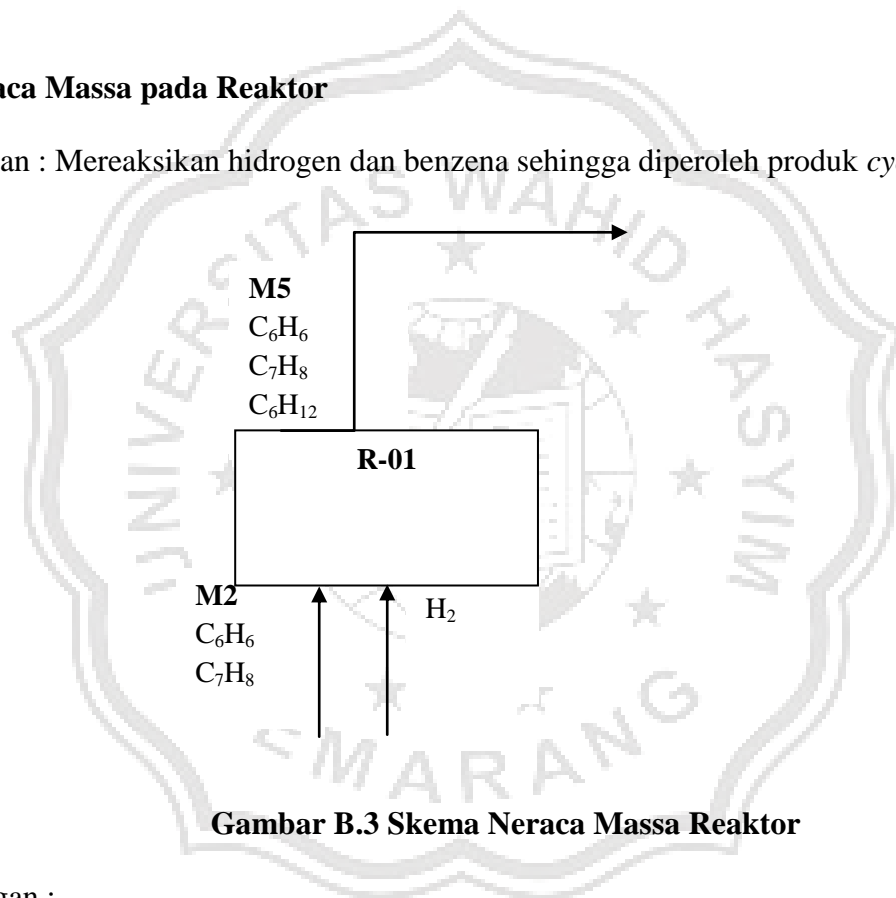
$$\begin{aligned} \text{Mol Toluena} &= \frac{\text{massa toluena}}{BM} \\ &= \frac{5}{92} = 0,05 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.2 Neraca Massa pada Vaporizer**

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>	4995,0	64,04	4995,0	64,04
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,0	0,05	5,0	0,05
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,00	0,0	0,00
<b>Total</b>	<b>5000,0</b>	<b>64,09</b>	<b>5000,0</b>	<b>64,09</b>

## 2. Neraca Massa pada Reaktor

Tujuan : Mereaksikan hidrogen dan benzena sehingga diperoleh produk *cyclohexane*



**Gambar B.3 Skema Neraca Massa Reaktor**

Keterangan :

M2 = Laju alir umpan Benzena gas masuk reaktor

M4 = Laju alir umpan gas hydrogen masuk reaktor

M5 = Laju alir gas produk keluar reaktor

Data reaksi :

Kondisi operasi : P = 30 atm

T = 204 °C

Konversi terhadap C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> = 99,9 % (US Patent 3622645)

Perbandingan rasio mol gas reaktan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> : H<sub>2</sub> = 1 : 3,5

**Neraca Massa Total :**

M<sub>2</sub> + M<sub>4</sub> = M<sub>5</sub>

5.000 kg/jam + M<sub>4</sub> = M<sub>5</sub>

**Hidrogen**

Mol H<sub>2</sub> = 100% x 3,5 x C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>  
= 0,999995 x 3,5 x 64,04 kmol/jam  
= 224,135 kmol/jam

Konversi terhadap C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> = 99,9 % (US Patent 3622645)

**Komponen bereaksi :**

Mol C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> = konversi terhadap C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> x mol C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> umpan  
= 0,999 x 64,04 kmol/jam  
= 63,97 kmol/jam

Mol H<sub>2</sub> = 3 x mol C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> bereaksi  
= 3 x 63,97  
= 191,92 kmol/jam

Reaksi :

Mula-mula	64,04	224,13	0
Reaksi	63,97	191,92	63,97
Sisa	0,06	32,21	63,97

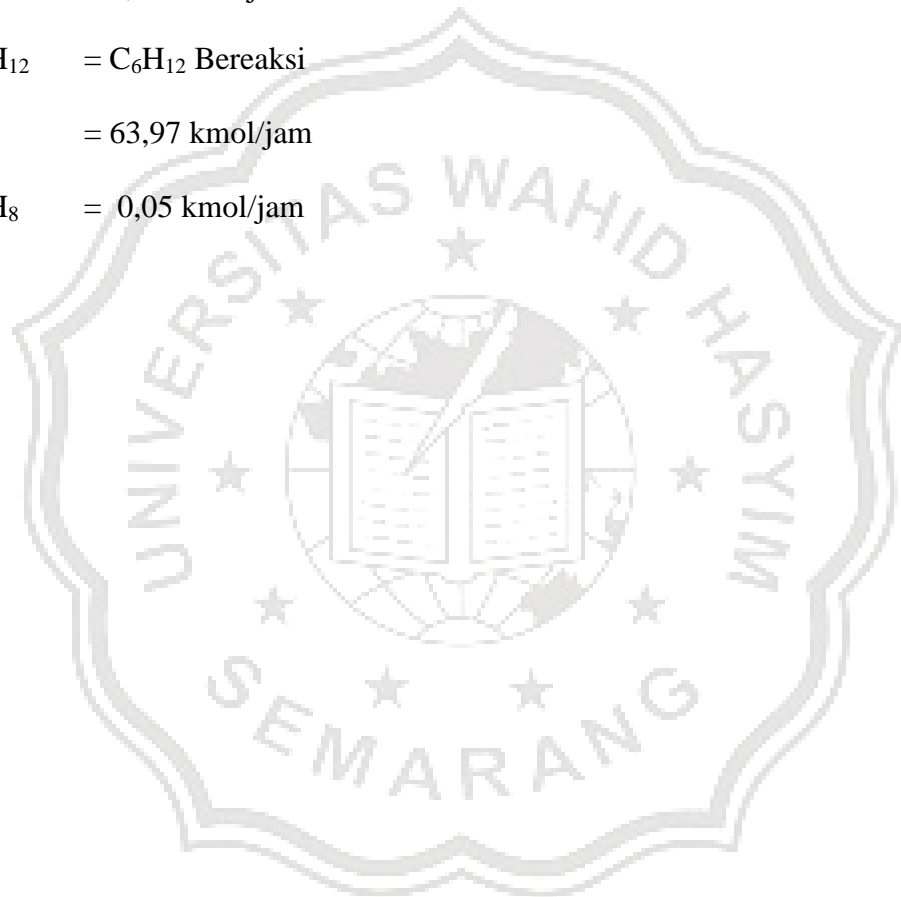
### Komponen Output (M5)

$$\begin{aligned}\text{Mol H}_2 &= \text{H}_2 \text{ input} - \text{H}_2 \text{ bereaksi} \\ &= 224,13 - 191,92 \\ &= 32,21 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol C}_6\text{H}_6 &= \text{C}_6\text{H}_6 \text{ input} - \text{C}_6\text{H}_6 \text{ Bereaksi} \\ &= 64,04 - 63,97 \\ &= 0,06 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol C}_6\text{H}_{12} &= \text{C}_6\text{H}_{12} \text{ Bereaksi} \\ &= 63,97 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Mol C}_7\text{H}_8 = 0,05 \text{ kmol/jam}$$



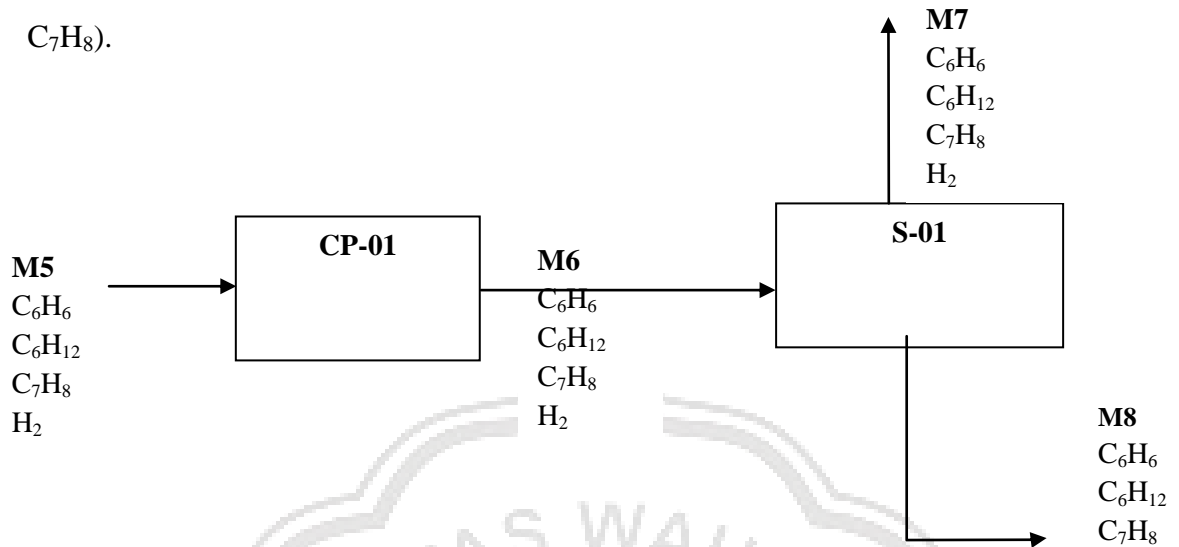
**Tabel B.3 Neraca Massa Pada Reaktor**

Komponen	Input				Output	
	M2		M4		M5	
	Kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam
H <sub>2</sub>	0,0	0,00	448,3	224,13	64,4	32,21
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4995,0	64,04	0,0	0,00	5,0	0,06
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,0	0,05	0,0	0,00	5,0	0,05
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,00	0,0	0,00	5373,9	63,97
	<b>5000,0</b>	<b>64,09</b>	<b>448,3</b>	<b>224,13</b>	<b>5448,3</b>	<b>96,30</b>
<b>TOTAL</b>			<b>5448,3</b>		<b>5448,3</b>	



### 3. Neraca Massa pada Kondenser Parsial dan Separator

Tujuan : Memisahkan *noncondensable gas* ( $H_2$ ) dengan *condensable gas* ( $C_6H_6$ ,  $C_6H_{12}$ ,  $C_7H_8$ ).



**Gambar A.4 Skema Neraca Massa di Kondenser Parsial dan Separator**

Tujuan perhitungan : mengetahui laju M6, M7, dan M8 serta komponen-komponennya.

Keterangan :

M5 = Laju alir produk gas dan hydrogen masuk condenser parsial

M6 = Laju alir campuran gas cair keluar condenser parsial dan masuk separator

M7 = Laju alir gas hydrogen dan gas produk keluar separator

M8 = Laju alir produk cyclohexane keluar separator

Kondisi operasi :

P = 5 atm

$T_{in} = 153,23^{\circ}C = 426,38 K$

$T_{out} = 35^{\circ}C = 308,15 K$

Laju M5 = M6

**Maka Neraca Massa Total Separator :**

$M6 = M7 + M8$

**Menentukan  $T_{\text{dew}}$  dan  $T_{\text{bubble}}$  gas masuk Kondenser**

**Tabel B.4 Data Konstanta Tekanan Uap Komponen**

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	3,4132	-4,13E+01	1,09	-6,69E-10	1,46E-04
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	31,7718	-2,73E+03	-8,44	-5,35E-09	2,72E-06
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	48,5553	-3,08E+03	-1,55E+01	7,38E-03	6,36E-12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	34,0775	-3,04E+03	-9,16	1,03E-11	2,70E-06

Sumber : "Chemical Engineering Properties", Yaws, 1999

**Tabel B.5 Jumlah dan Komposisi Gas Masuk Kondenser**

Komponen	F kmol	Kg	BM	Zi
H <sub>2</sub>	32,21	64,4	2,0	3,34E-01
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,06	5,0	78,0	6,65E-04
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	63,97	5373,9	84,0	6,64E-01
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,05	5,0	92,0	5,64E-04
<b>Total</b>	<b>96,30</b>	<b>5448,3</b>	<b>256,0</b>	<b>1,00E+00</b>

Trial T sampai didapat  $X = 1$  dan  $Y = 1$

$P^0$  diperoleh dari persamaan Antoine

$$\log P^0 = A + \frac{B}{T} + C \log T + DT + ET^2$$

Dengan :  $P^0$  : tekanan uap murni, mmHg

T : suhu operasi, K

A,B,C,D,E : konstanta

## DEWPOINT

$$T_{\text{trial}} = 392,82 \text{ K} = 119,67^{\circ}\text{C}$$

$$P_t = 5 \text{ atm} = 3.800 \text{ mmHg}$$

$$K_i = P^{\circ}/P_t$$

$$X_i = Y_i/K_i$$

**Tabel B.6 Perhitungan *Trial*  $T_{\text{dew}}$  Pada Kondenser Parsial**

Komponen	$Y_i$	$P^{\circ}(\text{mmHg})$	$P^{\circ}(\text{atm})$	$K_i$	$X_i$
H <sub>2</sub>	0,3345	4,5711E+28	6,0146E+25	1,2029E+25	2,7805E-26
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0007	2.222,24	2,92	0,58	1,14E-03
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,6643	2.532,73	3,33	0,67	9,97E-01
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0006	982,71	1,29	0,26	2,18E-03
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>				<b>1,00</b>

## BUBLEPOINT

$$T_{\text{trial}} : 34,21 \text{ K} = -238,94^{\circ}\text{C}$$

$$Y_i = X_i \cdot K_i$$

**Tabel B.7 Perhitungan *Trial*  $T_{\text{bubble}}$  Pada Kondenser Parsial**

Komponen	$X_i$	$P^{\circ}(\text{mmHg})$	$P^{\circ}(\text{atm})$	$K_i$	$Y_i$
H <sub>2</sub>	0,3345	1,14E+04	1,4949E+01	2,9898	1,0000
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0007	1,04E-61	1,37E-64	2,73E-65	1,82E-68
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,6643	9,69E-66	1,28E-68	2,55E-69	1,69E-69
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0006	1,43E-69	1,88E-72	3,76E-73	2,12E-76
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>				<b>1,0000</b>

### Perhitungan Kesetimbangan Tiap Interval

Untuk distribusi komponen difase uap dan di fase cair ditentukan dengan flash calculation.

Untuk kondensasi campuran, maka flash calculation dihitung dengan beberapa interval suhu.

Menentukan interval :  $\Delta T = 84,67$

$$n = 4$$

$$\Delta T/n = 21,17$$

Persamaan :

$$F = V + L \quad \dots(1)$$

$$y_i = k_i \times x_i \quad \dots(2)$$

Menggunakan analog dari persamaan (2), maka :

$$V_i/V = K_i \times (L_i/L) \quad \dots(3)$$

Neraca Massa Komponen :

$$V_i = F_i - L_i \quad \dots(4)$$

$$V_i = K_i \times L_i \times (V/L) \quad \dots(5)$$

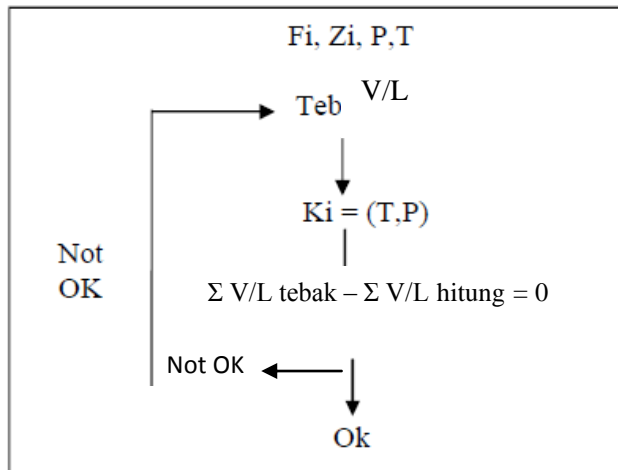
Substitusi persamaan (5) ke persamaan (4) hingga didapatkan :

$$L_i = \frac{F_i}{1 + K_i \cdot \left(\frac{V}{L}\right)} \quad \dots(6)$$

$$V/L \text{ hitung} = \Delta V_i / \Delta L_i$$

$$\Sigma V/L \text{ tebak} - \Sigma V/L \text{ hitung} = 0 \quad \dots(7)$$

Algoritma perhitungan :

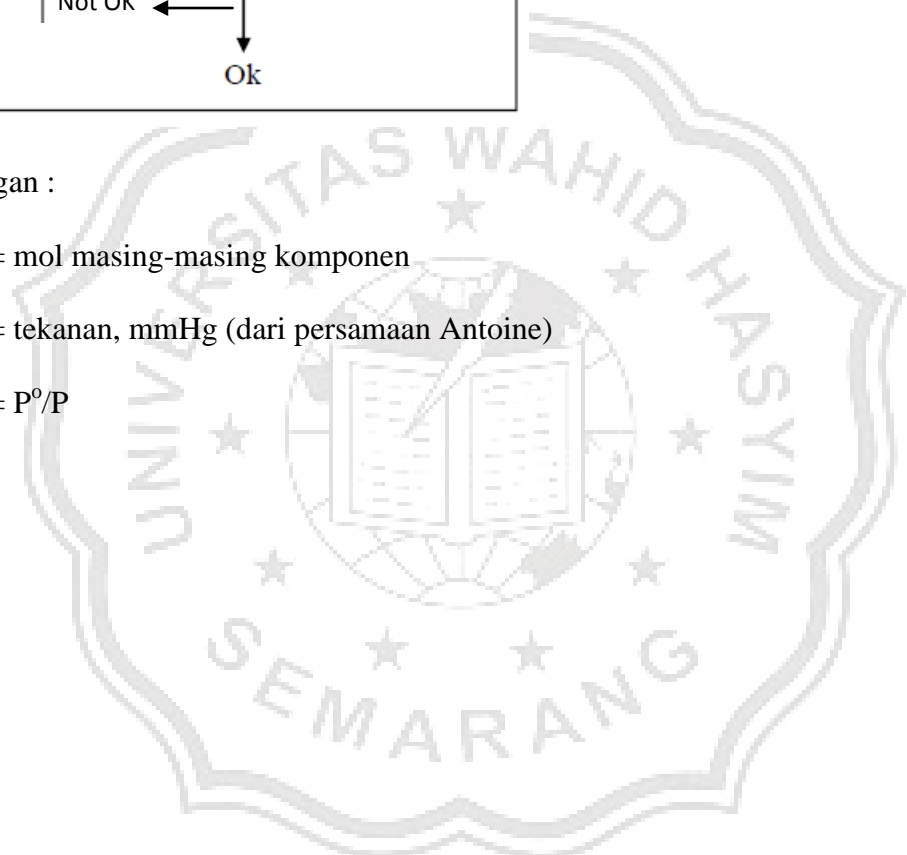


Keterangan :

$z_i$  = mol masing-masing komponen

$P^\circ$  = tekanan, mmHg (dari persamaan Antoine)

$K_i = P^\circ/P$



**Interval 1**

T1= 392,82 K V/L tebak = 1,2238 L= 43,3056 kmol/jam  
 T2= 371,65 K V/L hitung = 1,2238 V= 52,9986 kmol/jam

**Tabel B.8 Perhitungan Interval 1 Kondensor Parsial**

Komponen	F, Kmol	P <sup>o</sup> (mmhg)	P <sup>o</sup> (atm)	Ki	L	V	Xi	Yi
H <sub>2</sub>	32,21	1,8486E+26	2,4324E+23	4,8648E+22	0,0000	32,2113	0,0000	0,6078
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	6,40E-02	1,2882E+03	1,6950	0,3390	0,0453	0,0188	0,0010	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	63,97	1,4917E+03	1,9627	0,3925	43,2140	20,7604	0,9979	0,3917
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,05	5,3496E+02	0,7039	0,1408	0,0464	0,0080	0,0011	0,0002
	<b>96,30</b>				<b>43,3056</b>	<b>52,9986</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
<b>TOTAL</b>					<b>96,30</b>			

**Interval II**

T1= 371,65 K V/L tebak = 0,7417 L= 55,2931 kmol/jam

T2= 350,49 K V/L hitung = 0,7417 V= 41,9083 kmol/jam

**Tabel B.9 Perhitungan Interval II Kondensor Parsial**

Komponen	F, kmol	P <sup>o</sup> (mmhg)	P <sup>o</sup> (atm)	K <sub>i</sub>	L	V	X <sub>i</sub>	Y <sub>i</sub>
H <sub>2</sub>	32,2113	1,0050E+24	1,3223E+21	2,6446E+20	0,0000	32,2113	0,0000	0,7854
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0640	6,9138E+02	0,9097	0,1819	0,0564	0,0076	0,0010	0,0002
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	63,9744	8,1601E+02	1,0737	0,2147	55,1850	8,7894	0,9980	0,2143
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0543	2,6688E+02	0,3512	0,0702	0,0517	0,0027	0,0009	0,0001
					<b>55,2931</b>	<b>41,0111</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
<b>TOTAL</b>	<b>96,3042</b>				<b>96,3042</b>			

**Interval III**

T1= 350,49 K V/L tebak = 0,5990 L= 60,2287 kmol/jam  
 T2= 329.32 K V/L hitung = 0,5990 V= 36,0754 kmol/jam

**Tabel B.10 Perhitungan Interval III Kondenser Parsial**

Komponen	F, kmol	P <sup>o</sup> (mmhg)	P <sup>o</sup> atm	Ki	L	V	Xi	Yi
H <sub>2</sub>	32,2113	7,3382E+21	9,6555E+18	1,9311E+18	0,0000	32,2113	0,0000	0,8929
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0640	3,3748E+02	4,4405E-01	0,0888	0,0608	0,0032	0,0010	0,0001
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	63,9744	4,0735E+02	5,3598E-01	0,1072	60,1146	3,8598	0,9981	0,1070
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0543	1,1961E+02	1,5738E-01	0,0315	0,0533	0,0010	0,0009	0,0000
<b>TOTAL</b>	<b>96,3042</b>				<b>60,2287</b>	<b>36,0754</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>96,3042</b>			



**Interval IV**

T1= 329,82 K      V/L tebak = 0,5411      L= 62,4905 kmol/jam  
 T2= 308,15 K      V/L hitung = 0,5411      V= 34,6737 kmol/jam

**Tabel B.11 Perhitungan Interval IV Kondenser Parsial**

Komponen	F, kmol	P <sup>o</sup> (mmhg)	P <sup>o</sup> (atm)	Ki	L	V	Xi	Yi
H <sub>2</sub>	32,2113	6,9660e+19	9,1658e+16	1,8332e+16	0,0000	32,2113	0,0000	0,9526
C <sub>6</sub> h <sub>6</sub>	0,0640	1,4549e+02	0,191	0,0383	0,0627	0,0013	0,0010	0,0000
C <sub>6</sub> h <sub>12</sub>	63,9744	1,8022e+02	0,237	0,0474	62,3738	1,6007	0,9981	0,0473
C <sub>7</sub> h <sub>8</sub>	0,0543	4,6599e+01	0,061	0,0123	0,0540	0,0004	0,0009	0,0000
<b>TOTAL</b>	<b>96,3042</b>				<b>62,4905</b>	<b>33,8137</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>96,3042</b>			

**Tabel B.12 Neraca Massa pada Kondenser Parsial**

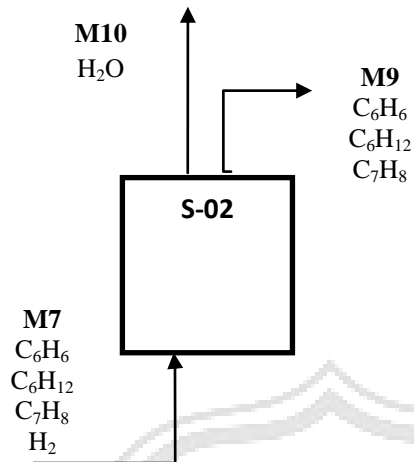
Komponen	Input		Output	
	M5		M6	
	kg/jam	mol/jam	kg/jam	mol/jam
H <sub>2</sub>	64,4	32,211	64,4	32,2113
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5,0	0,064	5,0	0,0640
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,0	0,054	5,0	0,0543
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	5373,9	63,974	5373,9	63,9744
<b>TOTAL</b>	<b>5448,3</b>	<b>96,304</b>	<b>5448,3</b>	<b>96,3042</b>

**Tabel B.13 Neraca Massa Sekitar Separator 01**

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M6	M7	M8
H <sub>2</sub>	64,4	64,4	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5,0	0,1	4,9
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	5373,9	134,5	5239,4
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,0	0,0	5,0
		<b>199,0</b>	<b>5249,3</b>
<b>Total</b>	<b>5448,3</b>	<b>5448,3</b>	

#### 4. Neraca Massa Adsorber

Tujuan : Untuk memurnikan hydrogen dari *Cyclohexane*.



**Gambar B.5 Skema Neraca Massa sekitar Adsorber**

Keterangan :

M7 = Laju alir gas masuk adsorber

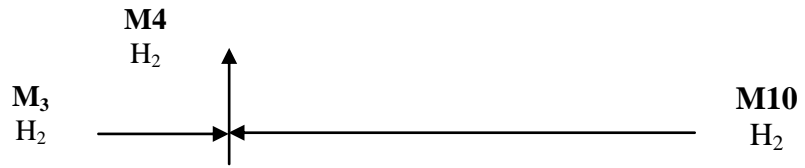
M9 = Laju alir cairan *cyclohexane* keluar adsorber

M10 = Laju alir gas hidrogen keluar dari adsorber

**Tabel B.13 Neraca Massa sekitar Adsorber**

Komponen	Input(kg/jam)		output(kg/jam)	
	M7	M9	M9	M10
H <sub>2</sub>	64,4	0,0	0,0	64,4
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,1	0,1	0,1	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	134,5	134,5	134,5	0,0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0	3,E-02	3,E-02	0,0
<b>TOTAL</b>	<b>199,0</b>		<b>134,6</b>	<b>64,4</b>
			<b>199,0</b>	

### 5. Neraca Massa di sekitar Titik Pencampuran Recycle



Gambar B.6 Skema Neraca Massa pada Titik Pencampuran Recycle

Keterangan :

M3 = Laju alir fress feed Hidrogen

M10 = Laju alir recycle hidrogen

M4 = Laju alir hidrogen umpan reaktor

Tabel B.14 Neraca Massa sekitar Pencampuran Recycle

Komponen	Input				Output	
	M3		M10		M4	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H <sub>2</sub>	191,92	383,8	32,21	64,4	224,13	448,3
<b>Total</b>		<b>448,3</b>			<b>448,3</b>	

### 6. Neraca Massa Titik Pencampuran Produk



Gambar B.7 Skema Neraca Massa pada Titik Pencampuran Produk

Keterangan :

M8 = Laju alir cyclohexane dari separator 01

M9 = Laju alir cairan cyclohexane dari adsorber

M11 = Laju alir produk keluar titik pencampuran

**Tabel B.15 Neraca Massa Sekitar Titik Pencampuran Produk**

Komponen	Input				Output	
	M8		M11		M12	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H <sub>2</sub>	0,00	0,0	0,00	0,0	0,00	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	2,45	4,9	0,00	0,1	2,45	5,0
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	62,37	5239,4	1,60	134,5	63,97	5373,9
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,05	5,0	0,00	0,0	0,05	5,0
<b>Sub Total</b>	<b>64,87</b>	<b>5249,3</b>	<b>1,60</b>	<b>134,6</b>	<b>66,48</b>	<b>5383,8</b>
<b>TOTAL</b>	<b>5383,8</b>				<b>5383,8</b>	

**Faktor Koreksi :**

Laju alir produk yang di Inginkan : 5681,8 kg/jam

Arus Benzena trial : 5.000 kg/jam, Laju alir produk trial : 5383, 8 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor Koreksi} &= \frac{\text{Laju alir produk yang di Inginkan}}{\text{Laju alir produk trial}} \\
 &= \frac{5681,8}{5383,8} \\
 &= 1,05
 \end{aligned}$$

Arus Benzena dengan kapasitas pabrik 45.000 ton/tahun = 1,05 kg/jam x 5.000 kg/jam  
 = 5276,73 kg/jam

**NERACA MASSA UNTUK KAPASITAS PRODUKSI 45.000 ton/tahun**

**1. Neraca Massa pada Vaporizer**

**Tabel B.16 Neraca Massa Vaporizer**

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>

**2. Neraca Massa Pada Reaktor**

Reaksi :

	<b>C<sub>6</sub>H<sub>6</sub></b>	+	<b>3H<sub>2</sub></b>	→	<b>C<sub>6</sub>H<sub>12</sub></b>
mula"	67,583		236,539		0,000
Reaksi	67,515		202,545		67,515
Sisa	0,068		33,994		67,515

**Tabel B.17 Neraca Massa Pada Reaktor**

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
	5276,7	67,64	473,1	236,54	5749,8	101,63
<b>TOTAL</b>			<b>5749,8</b>		<b>5749,8</b>	

### 3. Neraca Massa pada Kondenser Parsial dan Separator

**Tabel B.18 Neraca Massa Kondenser Parsial**

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>





**Interval I**

T1= 392,82 K      V/L tebak = 1,22      L= 45,7024 kmol/jam  
 T2= 371,65 K      V/L hitung = 1,22      V= 55,9318 kmol/jam

**Tabel B.19 Perhitungan Interval I Kondeser Parsial**

komponen	F, kmol	P <sup>o</sup> (mmHg)	P <sup>o</sup> atm	Ki	L	V	Xi	Yi
H <sub>2</sub>	33,9941	1,8486E+26	2,4324E+23	4,8648E+22	0,0000	33,9941	0,0000	0,6078
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0676	1,2882E+03	1,6950	0,3390	0,0478	0,0198	0,0010	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	67,5151	1,4917E+03	1,9627	0,3925	45,6057	21,9094	0,9979	0,3917
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0574	5,3496E+02	0,7039	0,1408	0,0489	0,0084	0,0011	0,0002
<b>TOTAL</b>	<b>101,6342</b>				<b>45,7024</b>	<b>55,9318</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>101,6342</b>			

### Interval II

T1= 371,65 K      V/L tebak= 0,742      L= 58,3533 kmol  
 T2= 350,49 K      V/Lhitung= 0,742      V= 43,2809 kmol

**Tabel B.20 Perhitungan Interval II Kondenser Parsial**

Komponen	F, kmol	P <sup>o</sup> (mmHg)	P <sup>o</sup> atm	Ki	L	V	Xi	Yi
H <sub>2</sub>	33,9941	1,0050E+24	1,3223E+21	2,6446E+20	0,0000	33,9941	0,0000	0,7854
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0676	6,9138E+02	0,9097	0,1819	0,0595	0,0080	0,0010	0,0002
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	67,5151	8,1601E+02	1,0737	0,2147	58,2392	9,2759	0,9980	0,2143
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0574	2,6688E+02	0,3512	0,0702	0,0545	0,0028	0,0009	0,0001
<b>TOTAL</b>	<b>101,6342</b>				<b>58,3533</b>	<b>43,2809</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>101,6342</b>			

### Interval III

T1= 350,49 K      V/L tebak = 0,598      L= 63,5621  
 T2= 329,32 K      V/L hitung = 0,598      V= 38,0720

**Tabel B.22 Perhitungan Interval III Pada Kondenser Parsial**

Komponen	F, kmol	P <sup>0</sup> (mmHg)	P <sup>0</sup> (atm)	K <sub>i</sub>	L	V	x <sub>i</sub>	y <sub>i</sub>
H <sub>2</sub>	33,9941	7,3382E+21	9,6555E+18	1,9311E+18	0,0000	33,9941	0,0000	0,8929
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0676	3,3748E+02	0,4441	0,0888	0,0642	0,0034	0,0010	0,0001
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	67,5151	4,0735E+02	0,5360	0,1072	63,4417	4,0735	0,9981	0,1070
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0574	1,1961E+02	0,1574	0,0315	0,0563	0,0011	0,0009	0,0000
<b>TOTAL</b>	<b>101,6342</b>				<b>63,5621</b>	<b>38,0720</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>101,6342</b>			

**Interval IV**

T1 = 329,32 K      V/L tebak = 0,541      L= 65,9491  
 T2 = 308,15 K      V/L hitung = 0,541      V= 35,6851

**Tabel B.23 Perhitungan Interval IV pada Kondenser Parsial**

Komponen	Fkmol	Po(mmHg)	atm	Ki	L	V	xi	yi
H <sub>2</sub>	33,9941	6,9660E+19	9,1658E+16	1,8332E+16	0,0000	33,9941	0,0000	0,9526
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0676	1,4549E+02	0,1914	3,8286E-02	0,0662	0,0014	0,0010	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	67,5151	1,8022E+02	0,2371	4,7426E-02	65,8259	1,6893	0,9981	0,0473
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0574	4,6599E+01	0,0613	1,2263E-02	0,0570	0,0004	0,0009	0,0000
<b>TOTAL</b>	<b>101,6342</b>				<b>65,9491</b>	<b>35,6851</b>	<b>1,0000</b>	<b>1,0000</b>
					<b>101,6342</b>			

**Tabel 24. Neraca Massa Pada Separator 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>		

#### 4. Neraca Massa Pada Adsorber

**Tabel B.25 Neraca Massa Pada Adsorber**

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>	

#### 5. Neraca Massa Pada Titik Pencampuran Recycle

**Tabel B.26 Neraca Massa Pada Titik Pertemuan Recycle**

Komponen	Input				Output	
	M3		M10		M4	
	Kmol	Kg	kmol	Kg	kmol	kg
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>	

#### 6. Neraca Massa Pada Titik Pertemuan Produk

**Tabel B.27 Neraca Massa Pada Titik Pertemuan 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>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>5681,8</b>			<b>5681,8</b>	

**Tabel B.28 Neraca Massa Overall**

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	M1	M3	M11
H <sub>2</sub>	0,0	405,1	0,0
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	5271,5	0,0	5,3
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,0	0,0	5671,3
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	5,3	0,0	5,3
<b>TOTAL</b>	<b>5276,7</b>	<b>405,1</b>	<b>5681,8</b>
	<b>5681,8</b>		<b>5681,8</b>

