

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### II.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

###### 1. *Paraxylene* ( $p\text{-CH}_3)_2\text{C}_6\text{H}_4$

Wujud : cair, tidak berwarna

Kemurnian (%berat) : 99,7%

###### 2. Asam Asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ )

Wujud : cair, tidak berwarna

Kemurnian (%berat) : 99%

Kandungan air (%berat) : 1%

###### 3. Kobalt Asetat ( $\text{Co(II)COOH}$ )

Wujud : merah bata, kristal, higroskopis

Kemurnian (%berat) : minimal 99,9% berat

Impuritas : maksimal 0,1% berat

###### 4. Udara

Fase : gas

Wujud : tidak nampak

Komposisi (%mol) :  $\text{N}_2$  = min. 79%

$\text{O}_2$  = min. 21%

*Relative Humidity* (%mol) : 75-85%

*Humidity* (lb  $\text{H}_2\text{O}$ /lb udara kering) : 0,01-0,022

##### II.1.2 Spesifikasi Produk

###### 1. Asam Tereftalat ( $\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$ )

Wujud : serbuk, kristal halus, putih

Kemurnian : 99% berat

Impuritas : 4-CBA = 5-25 ppm

*p-toluic acid* = 80-170 ppm

$\text{H}_2\text{O}$  = maksimal 0,2% berat

2. 4-CBA ( $C_8H_6O_3$ )

Wujud (30 °C) : padat bubuk

3. p-Toluic Acid ( $C_8H_8O_2$ )

Wujud (30 °C) : padat bubuk

## 4. Air

Fase : cair

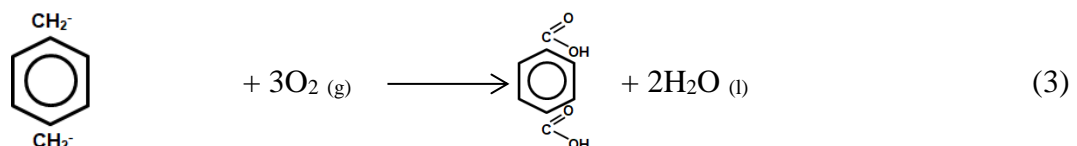
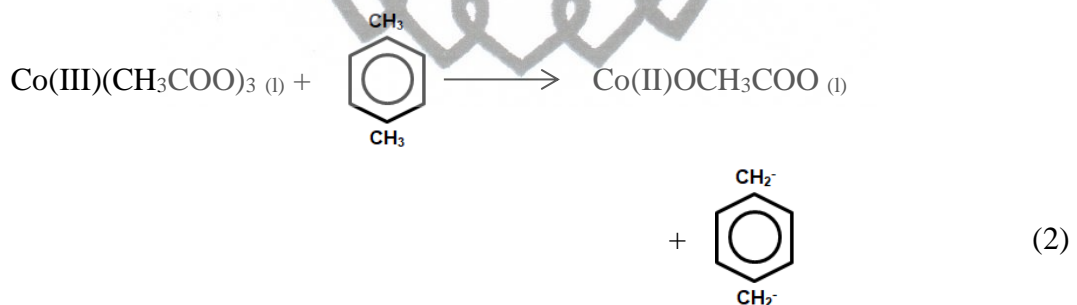
Warna : tidak berwarna

Densitas : 0,9982 g/cm<sup>3</sup>

Viskositas : 0,6985 cP

**II.2 Konsep Proses****II.2.1 Dasar Reaksi**

Asam tereftalat diproduksi dari oksidasi *paraxylene* dengan udara dalam larutan asam asetat menggunakan bantuan katalis  $Co(II)COOH$  yang berfase cair.  $Co(II)COOH$  ini akan teroksidasi menjadi  $Co(III)COOH$ ,  $Co(III)COOH$  ini yang berperan sebagai katalis dalam proses oksidasi *paraxylene*. Mekanisme katalis dalam pelarut sebagai berikut.

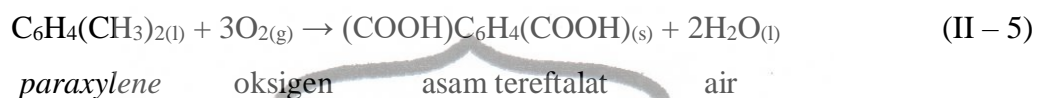


Keterangan:

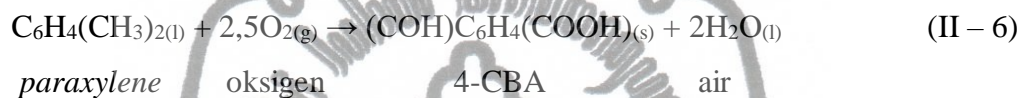
- 1) katalis  $Co(II)COOH$  dalam larutan asam asetat teroksidasi menjadi  $Co(III)COOH$

- 2) katalis  $\text{Co(III)COOH}$  yang aktif bereaksi dengan *paraxylene* menjadi radikal *paraxylene*
- 3) radikal *paraxylene* teroksidasi lebih lanjut dengan gas oksigen menjadi asam tereftalat
- 4) larutan asetat bereaksi dengan ion  $\text{H}^+$  menjadi asam asetat

Reaksi pembentukan asam tereftalat yang terjadi sebagai berikut.



Selain itu, reaksi samping terjadi sebagai berikut.



Kondisi operasi proses berkisar antara  $160\text{-}230^\circ\text{C}$  dengan tekanan  $0,6\text{-}1,6$  MPa, reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis. Konsentrasi oksigen yang terdifusi di dalam media pelarut sangat menentukan reaksi yang terjadi dengan mempertimbangkan hal tersebut dan faktor-faktor lain sehingga dipilih reaktor jenis CSTR *with bubble sparger*.

## II.2.2 Kondisi Operasi

Proses pembuatan asam tereftalat dari bahan baku *paraxylene* dan udara ini dijalankan pada suhu  $229^\circ\text{C}$  dan tekanan  $15$  bar ( $15,3 \text{ kg/cm}^2$ ). Reaksi ini berlangsung secara kontinu dengan konversi yang diperoleh lebih dari  $98\%$ .

## II.2.3 Tinjauan Kinetika

Proses oksidasi *paraxylene* meliputi reaksi utama, yaitu *paraxylene* yang diubah menjadi asam tereftalat dan reaksi samping, yaitu pembentukan produk samping berupa 4-carboxylbenzaldehyde dan p-toluic acid. Reaksi tersebut berlangsung dalam fase heterogen. Mekanisme reaksi yang terjadi sangat rumit karena dipengaruhi oleh banyak faktor, seperti katalis, komponen pelarut, dan berbagai efek dari radikal-radikal yang terlibat di dalam reaksi.

Reaksi terjadi pada orde dua, dinyatakan dengan  $r_A = kC_A C_B$ , notasi A untuk *paraxylene* dan notasi B untuk oksigen. Diperoleh konstanta laju reaksi  $k = 6.825,5 \text{ cm}^3/\text{kmol}.\text{menit}$ .

#### II.2.4 Tinjauan Termodinamika

Reaksi oksidasi *paraxylene* menjadi asam tereftalat merupakan reaksi eksotermis. Nilai entalpi pembentukan masing-masing komponen diperoleh dari NIST Chemistry Webbook. Nilai  $\Delta H$  reaksi pada suhu  $25^\circ\text{C}$  (298,15 K) diperoleh sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{\text{paraxylene}} &= -24,4 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H^\circ_{\text{oxygen}} &= 0 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H^\circ_{\text{terephthalic acid}} &= -816,17 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H^\circ_{\text{water}} &= -285,83 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H^\circ_{\text{reaksi}} &= (-816,17 + (2 \times -285,83)) - (-24,4 + (3 \times 0)) \\ &= -1.363,4 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Perubahan harga Energi Gibbs dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (\text{II} - 8)$$

Nilai energi Gibbs pembentukan diperoleh dari NIST Chemistry Webbook. Nilai  $\Delta G^\circ$  pada suhu  $25^\circ\text{C}$  (298,15 K) diperoleh sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{\text{paraxylene}} &= -119,26 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G^\circ_{\text{water}} &= 0 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G^\circ_{\text{terephthalic acid}} &= -412,22 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G^\circ_{\text{water}} &= -237,14 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G^\circ_{\text{reaksi}} &= (-412,22 + (2 \times -237,14)) - (-119,26 + (3 \times 0)) \\ &= -767,24 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai K pada suhu  $25^\circ\text{C}$  (298,15 K) diperoleh sebagai berikut.

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{\text{reaksi}} &= -RT \ln K \\ -767,24 \text{ kJ/mol} &= (-0,008314 \text{ kJ/mol.K}) (298,15 \text{ K}) \ln K \\ \ln K &= 309,518 \\ K &= 2,64 \times 10^{134}\end{aligned}$$

Nilai K pada suhu  $229^\circ\text{C}$  (502,15 K) diperoleh sebagai berikut.

$$\frac{\Delta G^\circ}{RT} = \frac{\Delta G_0^\circ - \Delta H_0^\circ}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^\circ}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \frac{dT}{T} \quad (\text{II} - 9)$$

dengan

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[ \Delta B + \left( \Delta C + \frac{\Delta D}{T_0^2 T^2} \right) \left( \frac{T + T_0}{2} \right) \right] (T - T_0) \quad (\text{II} - 10)$$

dan

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT = \Delta A (T - T_0) + \frac{\Delta B}{2} (T^2 - T_0^2) + \frac{\Delta C}{3} (T^3 - T_0^3) + \Delta D \left( \frac{T - T_0}{T T_0} \right) \quad (\text{II} - 11)$$

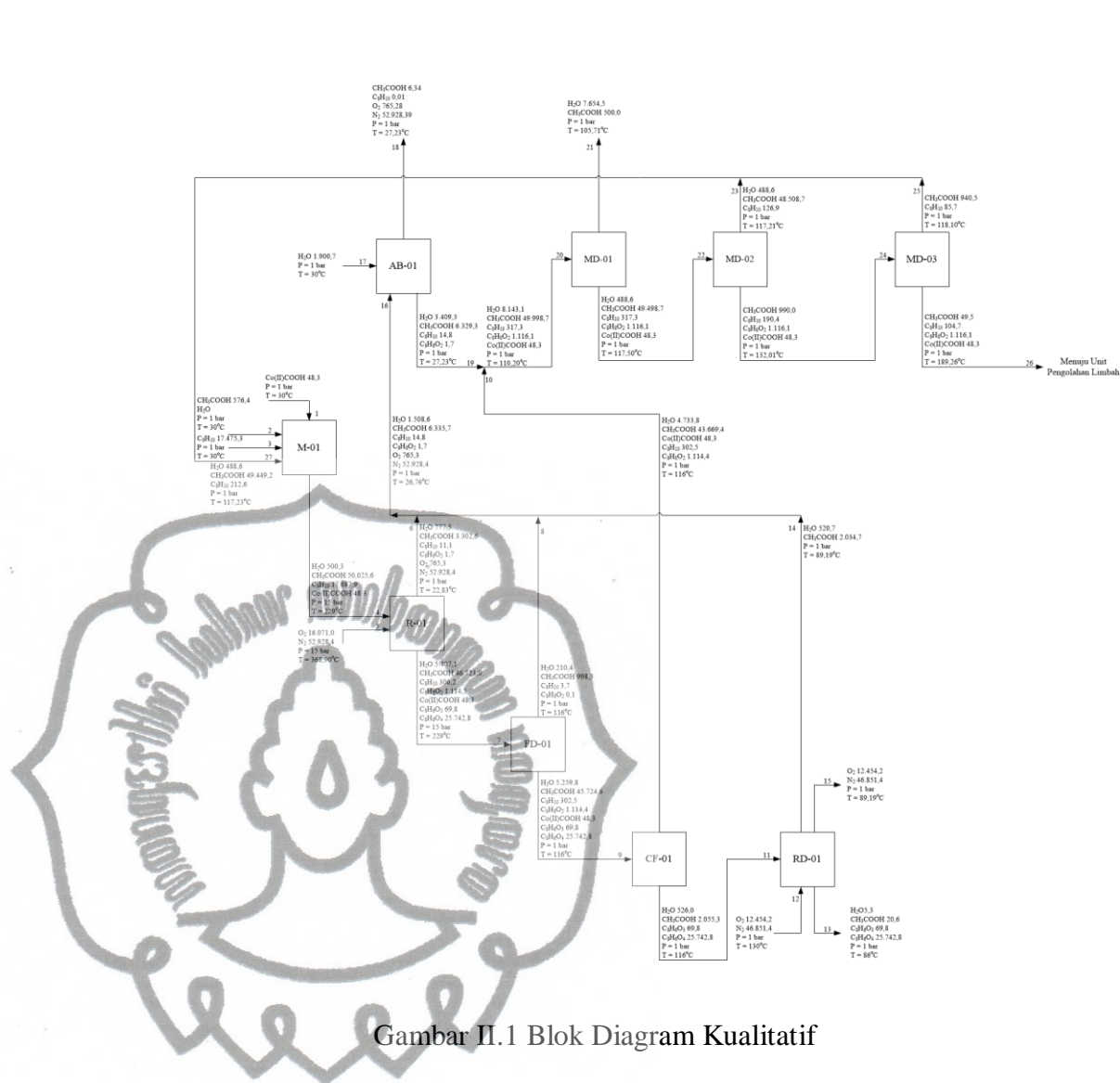
Dengan  $T_0 = 298,15 \text{ K}$  dan  $T = 502,15 \text{ K}$  maka diperoleh nilai  $K_{502,15}$  sebesar  $6,776 \times 10^{61}$ .

Harga  $K$  yang sangat besar mengindikasikan bahwa reaksi pembentukan asam tereftalat berjalan searah (*irreversible*).

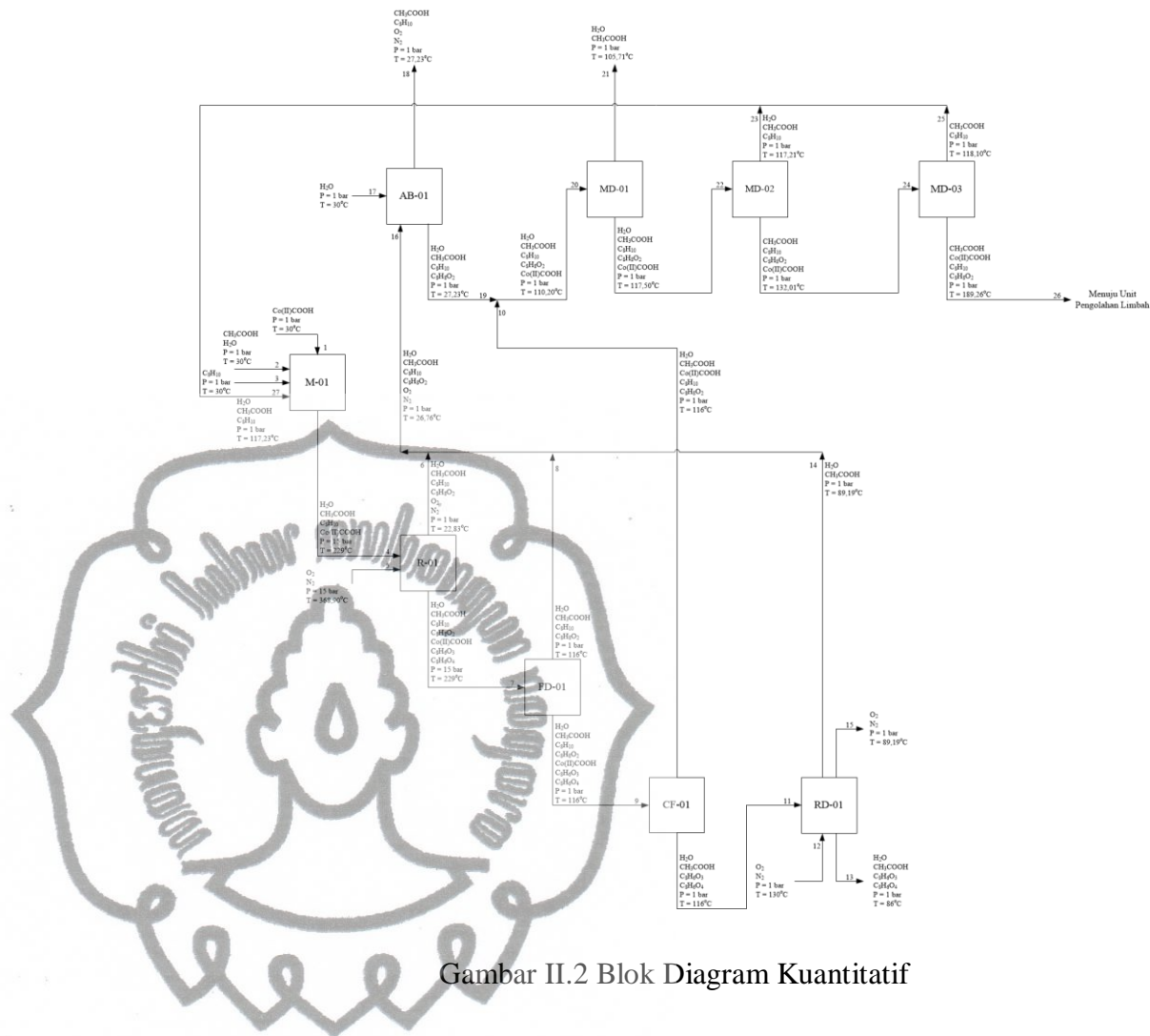
## II.3 Langkah Proses

### II.3.1 Diagram Alir Proses

1. Diagram alir kualitatif dapat dilihat pada Gambar II.1
2. Diagram alir kuantitatif dapat dilihat pada Gambar II.2
3. Diagram alir lengkap dapat dilihat pada Gambar II.3

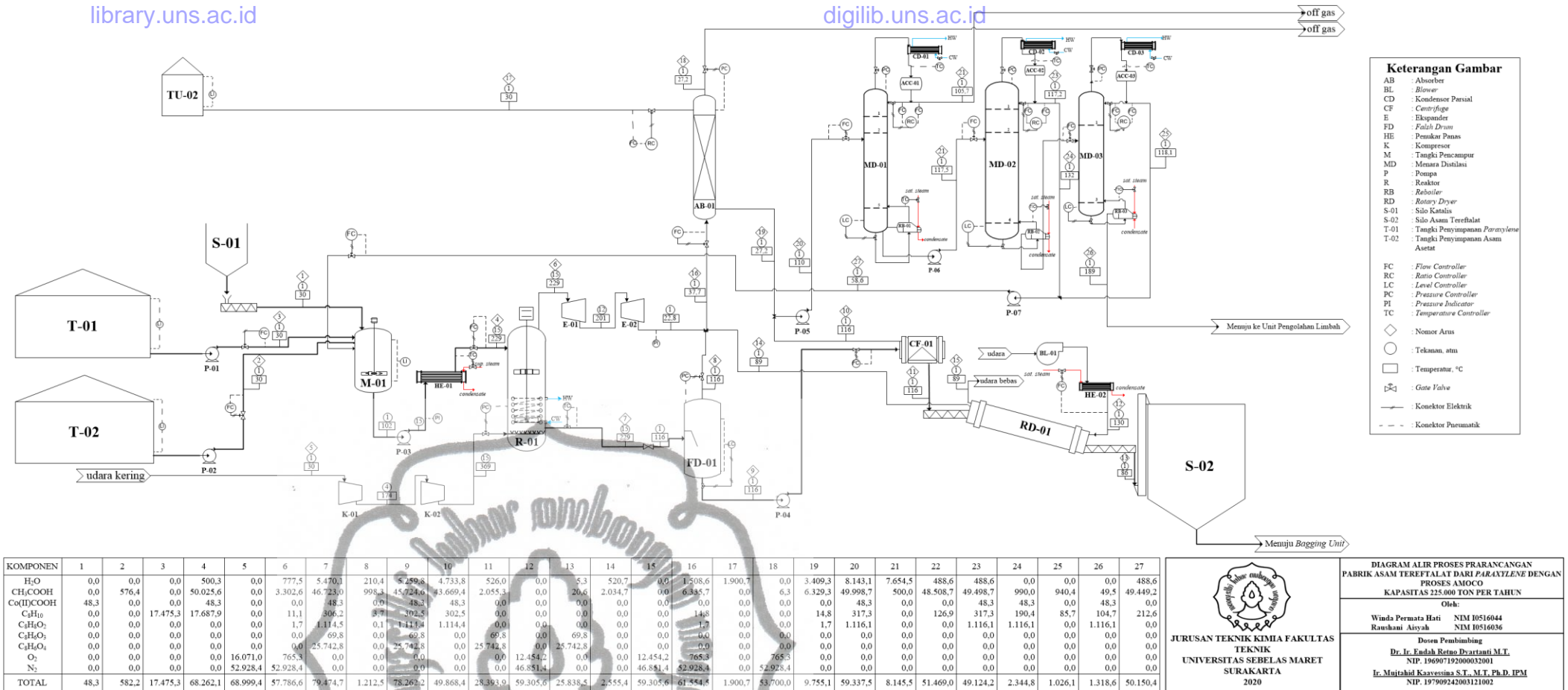


Gambar II.1 Blok Diagram Kualitatif



### Gambar II.2 Blok Diagram Kuantitatif





Gambar II.3 Diagram Alir Proses



## II.4 Tahapan Proses

Proses pembuatan asam terftalat menggunakan proses Amoco dapat dibagi menjadi lima tahap:

- 1) Tahap Penyimpanan Bahan Baku
- 2) Tahap Penyiapan Bahan Baku
- 3) Tahap Pembentukan Produk
- 4) Tahap Pemurnian Produk
- 5) Tahap Pemulihan Pelarut

Penjelasan berdasarkan Gambar II.1 mengenai masing-masing tahapan sebagai berikut:

### 1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku berupa *paraxylene* ( $C_8H_{10}$ ) disimpan dalam tangki penyimpan (T-01), pada kondisi  $T = 30^\circ C$  dan  $P = 1 \text{ bar}$  ( $1,02 \text{ kg/cm}^2$ ), pelarut asam asetat ( $CH_3COOH$ ) dengan kadar 99% berat disimpan dalam tangki penyimpan (T-02). Katalis yang digunakan, kobalt (II) asetat ( $Co(CH_3COO)_2$ ), disimpan dalam silo (S-01).

### 2. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa umpan segar (*fresh feed*) *paraxylene* dari tangki T-01, asam asetat dari tangki T-02, dan katalis kobalt asetat dari silo S-01 dicampur di dalam tangki pencampur (M-01) dengan masing-masing dialirkan menggunakan pompa sentrifugal P-01, P-02, dan *pneumatic conveyor* untuk katalis. Arus *recycle* dari tahap pemisahan pelarut dialirkan ke M-01 menggunakan pompa P-08 dengan perbandingan mol asam asetat dibanding mol *paraxylene* = 5:1 pada keluaran M-01. Hasil campuran bahan baku dari M-01 dipompa dan kemudian dipanaskan hingga  $229^\circ C$  menggunakan *heater* (HE-01).

Umpan segar udara kemudian dialirkan ke reaktor (R-01) menggunakan kompresor (K-01/2).

### 3. Tahap Pembentukan Produk

Reaktor yang digunakan untuk pembentukan asam tereftalat adalah jenis reaktor alir gelembung berpengaduk (*CSTR with bubble sparger*), (R-01).

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah reaksi oksidasi fase cair dari *paraxylene* dengan oksigen dengan kobalt asetat sebagai katalis serta asam asetat sebagai pelarut. Reaktor beroperasi pada tekanan 15 bar (15,3 kg/cm<sup>2</sup>) dan suhu 229 °C dengan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis.

Reaksi oksidasi tersebut menghasilkan asam tereftalat (C<sub>8</sub>H<sub>6</sub>O<sub>4</sub>) sebagai produk utama, 4-*carboxybenzaldehyde* atau 4-CBA (C<sub>8</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>) sebagai hasil antara dan *paratoluic acid* atau *p-toluic acid* (C<sub>8</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub>) sebagai hasil samping. Hasil reaksi bersama dengan asam asetat, katalis, dan sisa *paraxylene* diumpungkan ke tahap pemurnian, sedangkan gas yang tak terkondensasi menuju tahap pemisahan pelarut. Keluaran gas melewati serangkaian ekspander (E-01/2) untuk diekspansikan tekanannya dari 15 bar (15,3 kg/cm<sup>2</sup>) menjadi 1 bar (1,02 kg/cm<sup>2</sup>). Karena terjadi ekspansi, ekspander menghasilkan energi. Energi keluaran ekspander sendiri dapat dimanfaatkan untuk menggerakkan generator dan *valve*.

#### 4. Tahap Pemurnian Produk

Produk keluaran R-01 diekspansikan secara adiabatik melalui *throttling valve* (V-01) dan dialirkan ke dalam *flash drum* (FD-01) menggunakan pompa (P-04). Di dalam FD-01 terjadi pemisahan antara uap dan cairan.

Selanjutnya, campuran dialirkan menuju *centrifuge* (CF-01) menggunakan pompa (P-05). *Centrifuge* berfungsi memisahkan padatan asam tereftalat dari cairan hingga membentuk *cake*. Pemisahan padatan asam tereftalat dari cairan sisa reaksi berdasarkan kelarutan.

Setelah itu, *cake* yang terbentuk dialirkan menuju *rotary dryer* (RD-01), menggunakan *screw conveyor*. Di dalam RD-01 terjadi proses pengeringan menggunakan udara panas dengan suhu 130°C hingga membentuk bubuk asam tereftalat dengan kelembaban 0,1% berat. Selanjutnya, produk berupa bubuk asam tereftalat disimpan dalam silo (S-02).

#### 5. Tahap Pemisahan Pelarut

Gas yang tak terkondensasikan dari sistem reaktor kemudian diekspansikan melalui *expander* (E-01) hingga tekanan atmosferis. Gas tersebut masih memiliki kandungan asam asetat yang cukup besar. Selanjutnya, gas

tersebut diumpankan menuju *absorber*, (AB-01), bersamaan dengan hasil keluaran atas dari FD-01 dan RD-01 untuk menangkap asam asetat dari arus gas tersebut. Absorben yang digunakan adalah air. Hasil atas AB-01 kemudian dapat dibuang langsung ke lingkungan, sedangkan hasil bawah diumpankan menggunakan pompa (P-06) ke dalam menara distilasi 1, MD-01, bersamaan dengan cairan dari CF-01 untuk memisahkan sebagian besar air dari komponen lainnya. Selanjutnya hasil keluaran atas MD-01 dapat langsung dibuang ke udara bebas, sedangkan hasil keluaran bawah dialirkan ke menara distilasi 2 (MD-02) menggunakan pompa (P-07). Pada MD-02, sebagian besar asam asetat dipisahkan dari komponen lainnya. Hasil keluaran bawah MD-02 dialirkan ke MD-03. Pada MD-03, sebagian besar *paraxylene* dipisahkan dari komponen lainnya yang berupa *paratoluic acid* dan air. Keluaran atas MD-02 menuju arus *recycle* M-01 bersamaan dengan keluaran atas MD-03.

## II.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

### II.5.1 Neraca Massa Total

Tabel II.1 Neraca Massa Total

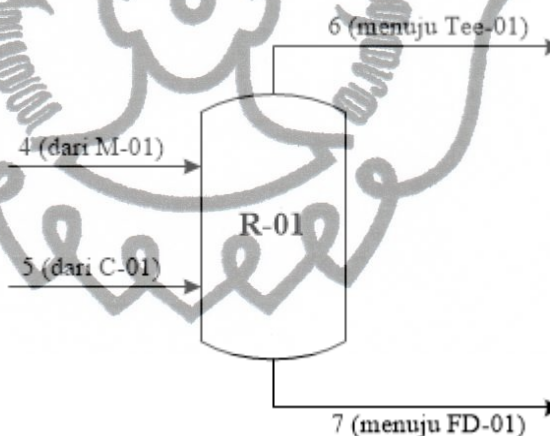
Komponen	Masuk (kg/jam)					
	1	2	3	5	12	17
H <sub>2</sub> O	0,0	5,8	0,0	0,0	0,0	1.900,7
CH <sub>3</sub> COOH	0,0	576,4	0,0	0,0	0,0	0,0
Co(II)COOH	48,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0	17.475,3	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	16.071,0	12.454,2	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	52.928,4	46.581,4	0,0
TOTAL						148.311,475

Tabel II.2 Neraca Massa Total (Lanjutan)

Komponen	Keluar (kg/jam)				
	13	15	18	21	26
H <sub>2</sub> O	5,3	0,0	0,0	7.654,5	0,0
CH <sub>3</sub> COOH	20,6	0,0	6,34	500,0	49,5
Co(II)COOH	0,0	0,0	0,0	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0	0,01	0,0	104,7
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	1.116,1
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	69,8	0,0	0,0	0,0	0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	25.742,8	0,0	0,0	0,0	0
O <sub>2</sub>	0,0	12.454,2	765,28	0,0	0
N <sub>2</sub>	0,0	46.851,4	52.928,39	0,0	0
TOTAL					148.311,475

## II.5.2 Neraca Massa Alat

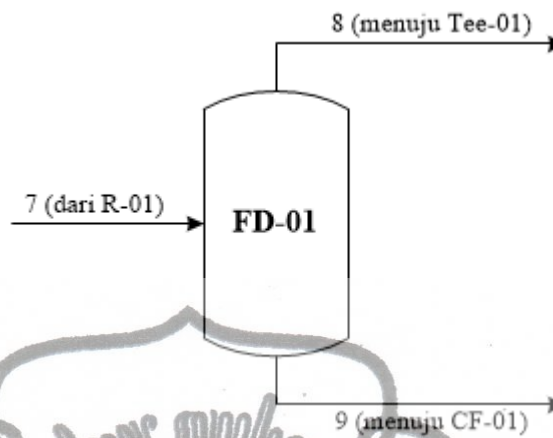
### 1. Neraca Massa Reaktor (R-01)



Gambar II.4 Skema Arus di Reaktor (R-01)

Tabel II.3 Neraca Massa di Reaktor (R-01)

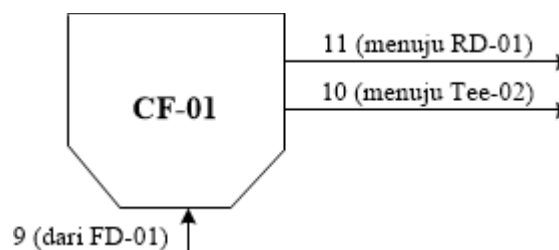
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	4	5	6	7
H <sub>2</sub> O	500,3	0,0	777,5	5.470,1
CH <sub>3</sub> COOH	50.025,6	0,0	3.302,6	46.723,0
Co(II)COOH	48,3	0,0	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	17.687,9	0,0	11,1	306,2
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,0	0,0	1,7	1.114,5
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	0,0	0,0	0,0	69,8
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	0,0	0,0	0,0	25.742,8
O <sub>2</sub>	0,0	16.071,0	765,3	0,0
N <sub>2</sub>	0,0	52.928,4	52.928,4	0,0
TOTAL		137.261,475		137.261,475

2. Neraca Massa *Flash Drum* (FD-01)

Gambar II.5 Skema Arus di Flash Drum (FD-01)

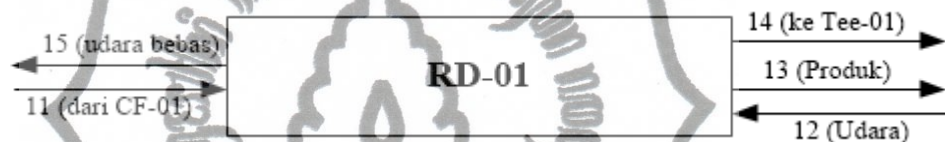
Tabel II.4 Neraca Massa di *Flash Drum* (FD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	7	8	9
H <sub>2</sub> O	5.470,1	210,4	5.259,8
CH <sub>3</sub> COOH	46.723,0	998,3	45.724,6
Co(II)COOH	48,3	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	306,2	3,7	302,5
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.114,5	0,1	1.114,4
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	69,8	0,0	69,8
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	25.742,8	0,0	25.742,8
TOTAL	79.474,732	79.474,732	

3. Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)Gambar II.6 Skema Arus di *Centrifuge* (CF-01)

Tabel II.5 Neraca Massa di *Centrifuge* (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	10	11
H <sub>2</sub> O	5.259,8	4.733,8	526,0
CH <sub>3</sub> COOH	45.724,6	43.669,4	2.055,3
Co(II)COOH	48,3	48,3	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	302,5	302,5	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.114,4	1.114,4	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	69,8	0,0	69,8
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	25.742,8	0,0	25.742,8
TOTAL	78.262,260	78.262,260	

4. Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)Gambar II.7 Skema Arus di *Rotary Dryer* (RD-01)Tabel II.6 Neraca Massa di *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)		
	11	12	13	14	15
H <sub>2</sub> O	526,0	0,0	5,3	520,7	0,0
CH <sub>3</sub> COOH	2.055,3	0,0	20,6	2.034,7	0,0
Co(II)COOH	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	69,8	0,0	69,8	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	25.742,8	0,0	25.742,8	0,0	0,0
O <sub>2</sub>	0,0	12.454,2	0,0	0,0	12.454,2
N <sub>2</sub>	0,0	46.851,4	0,0	0,0	46.851,4
TOTAL	28.393,865		28.393,865		

## 5. Neraca Massa Tee-01



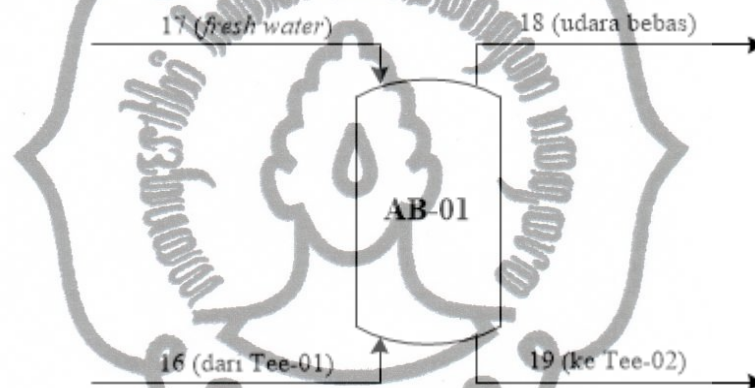
Gambar II.8 Skema Arus di Tee-01



Tabel II.7 Neraca Massa di Tee-01

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	6	8	14	16
H <sub>2</sub> O	777,5	210,4	520,7	1.508,6
CH <sub>3</sub> COOH	3.302,6	998,3	2.034,7	6.335,7
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	11,1	3,7	0,0	14,8
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1,7	0,1	0,0	1,8
O <sub>2</sub>	765,3	0,0	0,0	765,3
N <sub>2</sub>	52.928,4	0,0	0,0	52.928,4
TOTAL	61.554,505		61.554,505	

## 6. Neraca Massa Absorber (AB-01)

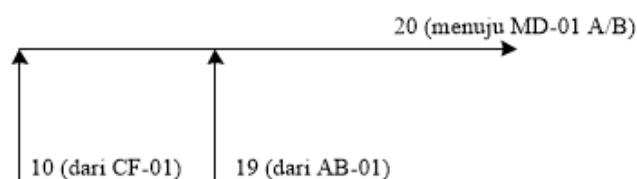


Gambar II.9 Skema Arus di Absorber (AB-01)

Tabel II.8 Neraca Massa di Absorber (AB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	16	17	18	19
H <sub>2</sub> O	1.508,6	1.900,7	0,0	3.409,3
CH <sub>3</sub> COOH	6.335,7	0,0	6,3	6.329,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	14,8	0,0	0,0	14,8
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1,7	0,0	0,0	1,7
O <sub>2</sub>	765,3	0,0	765,3	0,0
N <sub>2</sub>	52.928,4	0,0	52.928,4	0,0
TOTAL	63.455,208		63.455,208	

## 7. Neraca Massa Tee-02

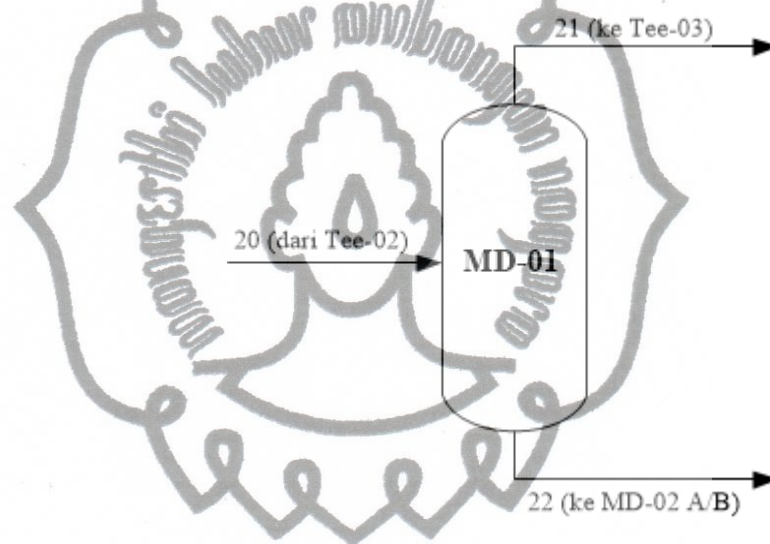


Gambar II.10 Skema Arus di Tee-02

Tabel II.9 Neraca Massa di Tee-02

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	10	19	20
H <sub>2</sub> O	4.733,8	3.409,3	8.143,1
CH <sub>3</sub> COOH	43.669,4	6.329,3	49.998,7
Co(II)COOH	48,3	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	302,5	14,8	317,3
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.114,4	1,7	1.116,1
TOTAL	59.623,575		59.623,575

## 8. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

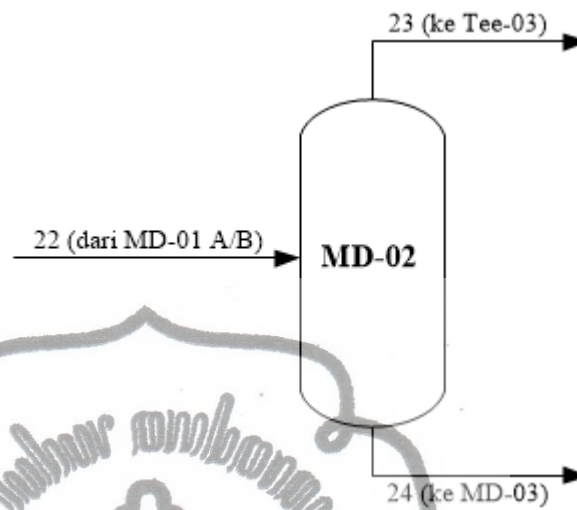


Gambar II.11 Skema Arus di Menara Distilasi (MD-01)

Tabel II.10 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	20	21	22
H <sub>2</sub> O	8.143,1	7.645,5	488,6
CH <sub>3</sub> COOH	49.998,7	500,0	49.498,7
Co(II)COOH	48,3	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	317,3	0,0	317,3
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.116,1	0,0	1.116,1
TOTAL	59.623,575	59.623,575	

## 9. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

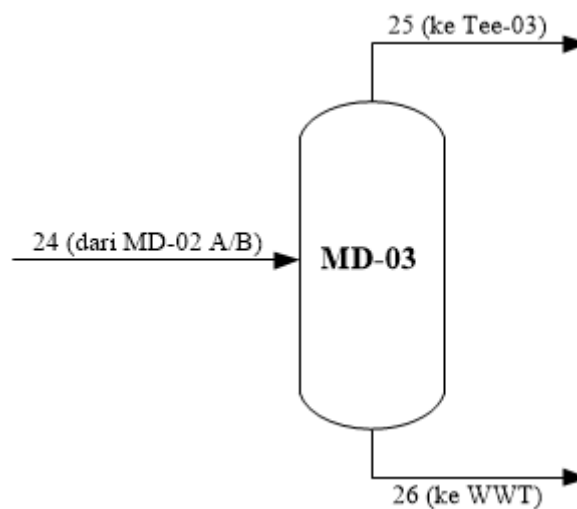


Gambar II.12 Skema Arus di Menara Distilasi (MD-02)

Tabel II.11 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	22	23	24
H <sub>2</sub> O	488,6	488,6	0,0
CH <sub>3</sub> COOH	49.498,7	48.508,7	990,0
Co(II)COOH	48,3	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	317,3	126,9	190,4
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.116,1	0,0	1.116,1
TOTAL	51.469,086		51.469,086

## 10. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-03)

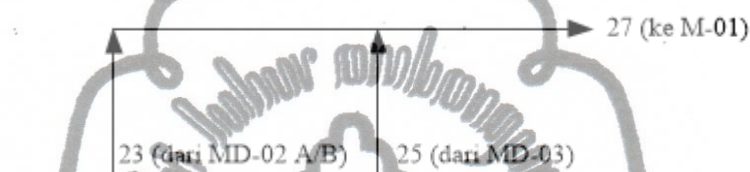


Gambar II.13 Skema Arus di Menara Distilasi (MD-03)

Tabel II.12 Neraca Massa di Menara Distilasi (MD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	24	25	26
CH <sub>3</sub> COOH	990,0	940,4	49,5
Co(II)COOH	48,3	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	190,4	85,7	104,7
C <sub>8</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	1.116,1	0,0	1.116,1
TOTAL	2.344,826	2.344,826	

## 11. Neraca Massa Tee-03

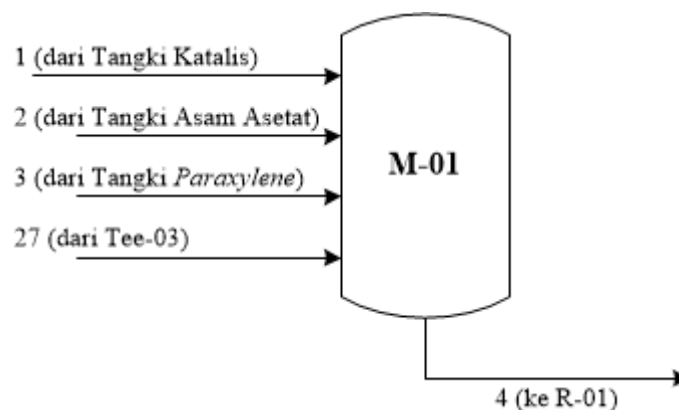


Gambar II.14 Skema Arus di Tee-03

Tabel II.13 Neraca Massa di Tee-03

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	23	25	27
H <sub>2</sub> O	488,6	0,0	488,6
CH <sub>3</sub> COOH	48.508,7	940,4	49.449,2
Co(II)COOH	0,0	0,0	0,0
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	126,9	85,7	212,6
TOTAL	50.150,416	50.150,416	

## 12. Neraca Massa Mixer (M-01)



Gambar II.15 Skema Arus di Mixer (M-01)

Tabel II.14 Neraca Massa di *Mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)	
	1	2	3	27	4
H <sub>2</sub> O	0,0	5,8	0,0	494,5	500,3
CH <sub>3</sub> COOH	0,0	576,4	0,0	49.449,2	50.025,6
Co(II)COOH	48,3	0,0	0,0	0,0	48,3
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0,0	0,0	17.475,3	212,6	17.687,9
TOTAL				68.262,109	68.262,109

### II.5.3 Neraca Panas Total

Tabel II.15 Neraca Panas Total

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q <sub>Arus 2</sub>	631,5	
Q <sub>Arus 3</sub>	5.937,9	
Q <sub>Arus 5</sub>	24.225.710,5	
Q <sub>Arus 12</sub>	6.232.834,6	
Q <sub>Arus 13</sub>		62.546,6
Q <sub>Arus 15</sub>		3.875.357,5
Q <sub>Arus 17</sub>	48.507,4	
Q <sub>Arus 18</sub>		125.608,1
Q <sub>Arus 21</sub>		1.536.966,8
Q <sub>Arus 26</sub>		186.950,3
Q <sub>Reaksi</sub>	233.960.970,6	
Q <sub>Pelarutan</sub>	992,6	
Q <sub>Ekspansi</sub>		260.223.191,4
Q <sub>Pemanas</sub>	1.083.273,7	
Q <sub>Kondensor</sub>		13.600.204,1
Q <sub>Reboiler</sub>	13.462.967,3	
TOTAL	265.636.720,0	265.636.720,0

### II.5.4 Neraca Panas Alat

#### 1. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel II.16 Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q <sub>Arus 4</sub>	75.097.031,4	
Q <sub>Arus 5</sub>	24.225.710,5	
Q <sub>Arus 6</sub>		12.350.338,1
Q <sub>Arus 7</sub>		409.409.430,6
Q <sub>Reaksi</sub>	233.960.970,6	
Q <sub>Pendingin</sub>		-88.576.056,1
TOTAL	333.283.712,6	333.283.712,6

2. Neraca Panas *Flash Drum* (FD-01)Tabel II.17 Neraca Panas di *Flash Drum* (FD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{\text{Arus 7}}$	7.779.923,0	
$Q_{\text{Arus 8}}$		94.554,4
$Q_{\text{Arus 9}}$		3.879.715,6
$Q_{\text{Penguapan}}$		3.805.652,9
TOTAL	7.779.923,0	7.779.923,0

3. Neraca Panas *Centrifuge* (CF-01)Tabel II.18 Neraca Panas di *Centrifuge* (CF-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{\text{Arus 9}}$	3.879.715,6	
$Q_{\text{Arus 10}}$		350.835,3
$Q_{\text{Arus 11}}$		3.528.880,3
TOTAL	3.879.715,6	3.879.715,6

4. Neraca Panas *Rotary Dryer* (RD-01)Tabel II.19 Neraca Panas di *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{\text{Arus 11}}$	350.835,3	
$Q_{\text{Arus 12}}$	6.323.834,6	
$Q_{\text{Arus 13}}$		-62.546,6
$Q_{\text{Arus 14}}$		145.921,4
$Q_{\text{Arus 15}}$		3.875.357,5
$Q_{\text{Penguapan}}$		1.632.664,0
$Q_{\text{Pemanas}}$		1.083.273,7
TOTAL	6.674.669,9	6.674.669,9

## 5. Neraca Panas Tee-01

Tabel II.20 Neraca Panas di Tee-01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{\text{Arus 6}}$	-129.686,0	
$Q_{\text{Arus 8}}$	94.554,4	
$Q_{\text{Arus 14}}$	145.921,4	
$Q_{\text{Arus 15}}$		110.789,9
TOTAL	110.789,9	110.789,9



## 6. Neraca Panas Absorber (AB-01)

Tabel II.21 Neraca Panas di Absorber (AB-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 16}$	110.789,9	
$Q_{Arus\ 17}$	48.507,4	
$Q_{Arus\ 18}$		125.608,1
$Q_{Arus\ 19}$		34.681,8
$Q_{Pelarutan}$	992,6	
TOTAL	160.289,9	160.289,9

## 7. Neraca Panas Tee-02

Tabel II.22 Neraca Panas di Tee-02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 10}$	3.528.880,3	
$Q_{Arus\ 19}$	34.681,8	
$Q_{Arus\ 20}$		3.563.562,1
TOTAL	3.563.562,1	3.563.562,1

## 8. Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel II.23 Neraca Panas di Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 20}$	3.563.562,1	
$Q_{Arus\ 21}$		1.563.966,8
$Q_{Arus\ 22}$		1.889.357,4
$Q_{Kondensor}$		13.600.204,1
$Q_{Reboiler}$	13.462.967,3	
TOTAL	17.026.529,4	17.026.529,4

## 9. Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel II.24 Neraca Panas di Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 22}$	1.889.357,4	
$Q_{Arus\ 23}$		2.020.528,8
$Q_{Arus\ 24}$		-138.303,2
$Q_{Kondensor}$		-965.238,7
$Q_{Reboiler}$	-972.370,3	
TOTAL	916.987,1	916.987,1

## 10. Neraca Panas Menara Distilasi 3 (MD-03)

Tabel II.25 Neraca Panas di Menara Distilasi 3 (MD-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 24}$	-138.303,2	
$Q_{Arus\ 25}$		30.670,3
$Q_{Arus\ 26}$		-186.950,3
$Q_{Kondensor}$		-40.280,1
$Q_{Reboiler}$	-58.257,0	
TOTAL	-196.560,2	-196.560,2

## 11. Neraca Panas Tee-03

Tabel II.26 Neraca Panas di Tee-03

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 23}$	2.020.528,8	
$Q_{Arus\ 25}$	40.888,1	
$Q_{Arus\ 27}$		2.061.417,0
TOTAL	2.061.417,0	2.061.417,0

12. Neraca Panas *Mixer* (M-01)Tabel II.27 Neraca Panas di *Mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{Arus\ 2}$	-631,5	
$Q_{Arus\ 3}$	-5.937,9	
$Q_{Arus\ 4}$	2.064.130,0	
$Q_{Arus\ 27}$		2.057.560,6
TOTAL	2.057.560,6	2.057.560,6

**II.6 Layout Pabrik dan Peralatan****III.6.1 Layout Pabrik**

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan untuk seperangkat fasilitas dalam pabrik yang dilakukan secara optimal. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses.

Untuk mencapai kondisi yang optimal, beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik antara lain:

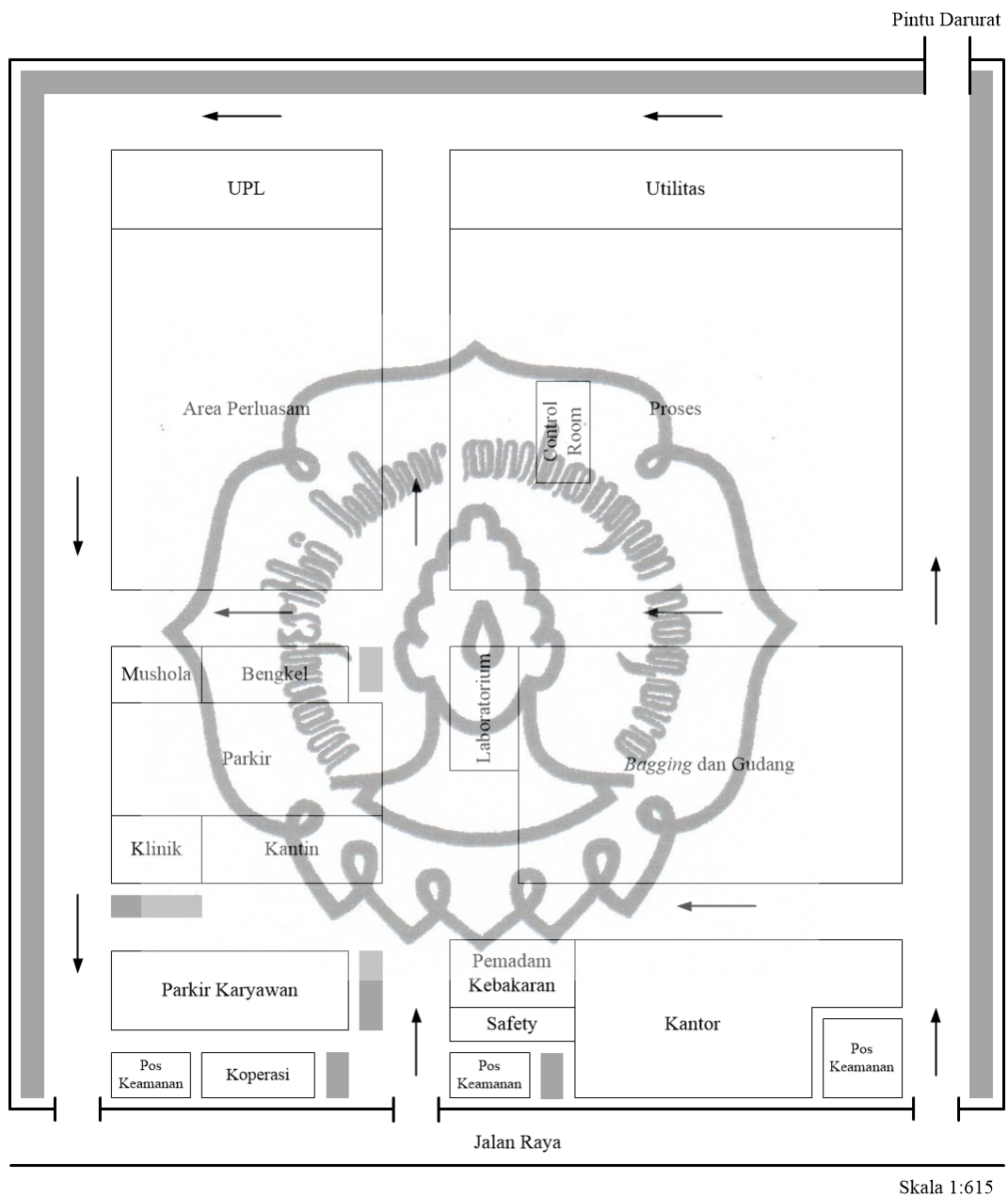
- pabrik asam tereftalat ini merupakan pabrik baru, bukan pengembangan, sehingga penentuan *layout* tidak dibatasi bangunan yang ada

- kemungkinan perluasan pabrik dilakukan sebagai bentuk pengembangan pabrik
- faktor keamanan sangat diperlukan untuk mengantisipasi bahaya kebakaran dan ledakan sehingga perencanaan *layout* diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan bahan mudah meledak serta asap atau gas beracun
- sistem konstruksi yang direncanakan berupa *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung dan iklim Indonesia yang memungkinkan konstruksi secara *outdoor*
- harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruang atau lahan

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

- daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium, dan ruang control, yaitu menjadi bagian atau tempat pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang diproses serta produk yang dijual
- daerah proses, yaitu menjadi bagian atau tempat alat proses diletakkan dan proses produksi berlangsung
- daerah penyimpanan bahan baku dan produk, yaitu menjadi bagian atau tempat untuk tangki bahan baku dan produk
- daerah gudang, bengkel, dan garasi, yaitu menjadi bagian atau tempat untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan pabrik dan keperluan perawatan (*maintenance*) peralatan proses
- daerah utilitas, yaitu menjadi bagian atau tempat pusat kegiatan penyediaan bahan pendukung selama proses produksi berlangsung

(Vilbrandt, 1959)



Gambar II.16 Tata Letak Pabrik

### III.6.2 Layout Peralatan

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *layout* peralatan proses pada pabrik asam tereftalat antara lain:

#### 1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi

## 2. Aliran Udara

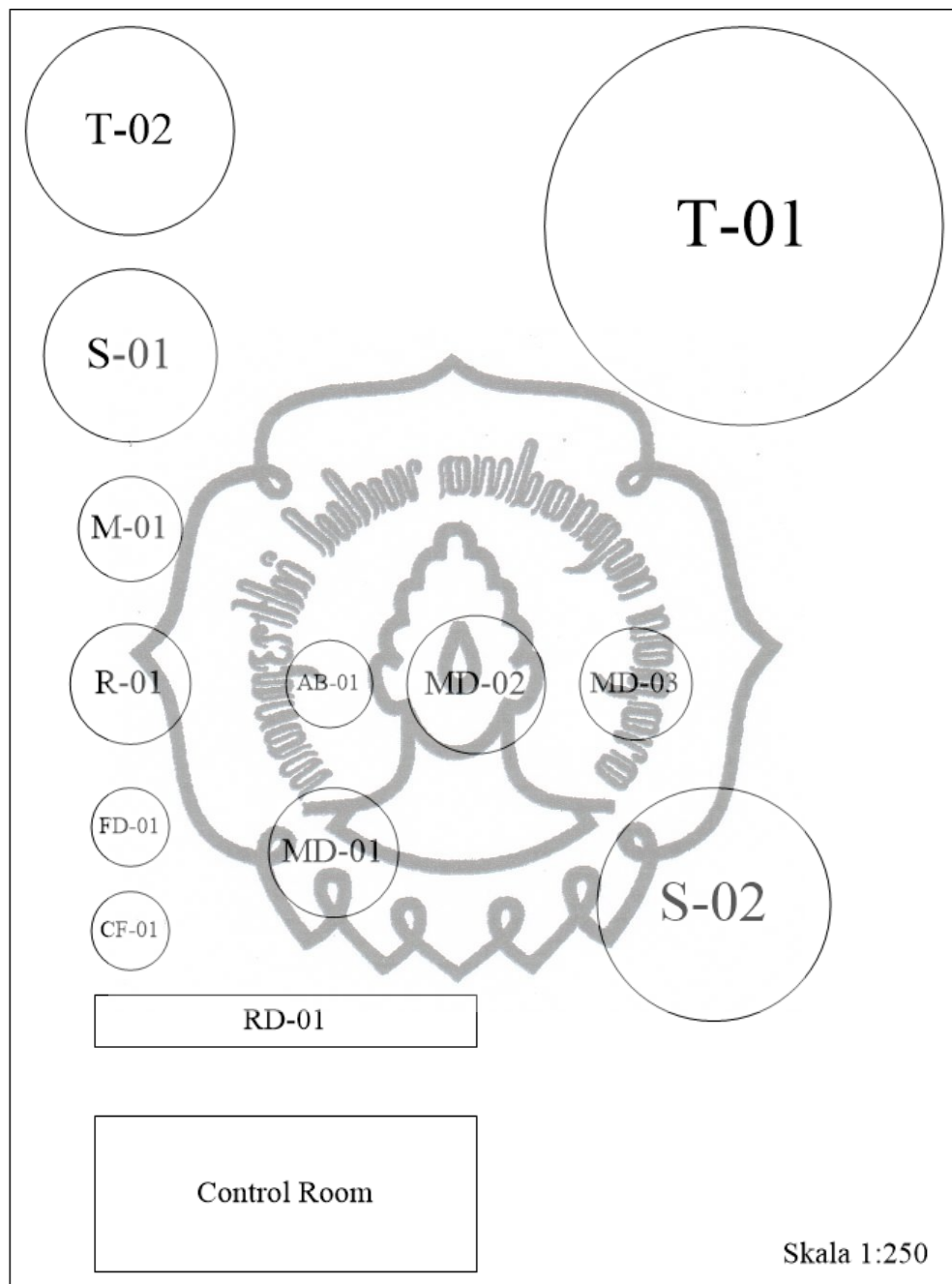
Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja

## 3. Cahaya

Penerangan di seluruh pabrik harus memadai, termasuk pada tempat-tempat proses berbahaya atau beresiko tinggi yang memerlukan penerangan tambahan

## 4. Lalu Lintas Manusia

Jalur pejalan kaki pada perancangan *layout* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah. Hal ini bertujuan untuk mengantisipasi apabila terdapat gangguan pada alat proses sehingga perbaikan dapat segera dilakukan dan berfungsi untuk keamanan pekerja selama menjalani tugas



Keterangan:

T : tangki penyimpanan	MD : menara distilasi
S : silo	FD : <i>flash drum</i>
M : <i>mixer</i>	CF : <i>centrifuge</i>
AB : absorber	RD : <i>rotary dryer</i>

Gambar II.17 Tata Letak Peralatan Proses