

## BAB II DESKRIPSI PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

##### a. Ammonia

- **Komposisi**

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : Minimal 99,5% berat

Impuritas (Air) : Maksimal 0,5% berat

Komposisi amonia mengacu pada spesifikasi yang ditetapkan oleh PT.

Pupuk Kaltim Indonesia (2022).

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul :  $\text{NH}_3$

Titik leleh :  $-77,7^\circ\text{C}$

Titik didih :  $-33,4^\circ\text{C}$

Densitas ( $15^\circ\text{C}$ ) : 0,617

Berat molekul : 17,03 gr/mol

*Specific gravity* : 0,59

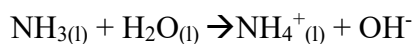
Memiliki aroma yang sangat menyengat

Sifat fisika amonia di atas bersumber dari Speight (2002).

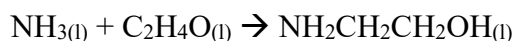
- **Sifat Kimia**

Reaksi - reaksi ammonia

Reaksi ammonia dengan air membentuk ammonium hidroksida



Reaksi ammonia dengan etilen oksida



Mudah terbakar

Sifat kimia amonia di atas bersumber dari Strigle (1994).

## b. Etilen Oksida

- **Komposisi**

Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kemurnian	: Minimal 99,5% berat
Impuritas (Air)	: Maksimal 0,5% berat

Komposisi etilen oksida bersumber dari Turton (2009).

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O
Titik didih	: 10,4°C
Titik beku	: -111,7°C
Titik nyala	: 18°C
Berat molekul	: 44,05 gr/mol
<i>Specific gravity</i>	: 1,015

Berbau seperti senyawa eter

Sifat fisika etilen oksida bersumber dari Speight (2002).

- **Sifat Kimia**

Reaksi- reaksi etilen oksida

Reaksi etilen oksida dengan air membentuk etilen glikol

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(l)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{C}_2\text{H}_6\text{O}_{2(l)}$$

Reaksi etilen oksida dengan ammonia

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_{(l)} + \text{NH}_3_{(l)} \rightarrow \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}_{(l)}$$

Mudah meledak pada suhu tinggi

Sifat kimia etilen oksida bersumber dari Speight (2002).

### 2.1.2 Spesifikasi Katalis

#### a. Silika-Alumina

- **Komposisi**

Kandungan	: 20% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> dan 80% SiO <sub>2</sub>
Bentuk	: Bola
Diameter	: 3-5 mm
Porositas	: 0,35 – 0,5

Komposisi silika alumina bersumber dari Pingxiang Gophin Chemical .  
(2023)

- **Sifat Fisika**

Rumus Molekul :  $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{CO}_3$

Densitas : 650 – 780 g/L

Sifat Fisika silika alumina bersumber dari *Pingxiang Gophin Chemical*  
(2023).

- **Sifat Kimia**

Konsentrasi alumina tidak terlalu tinggi

Memiliki sumber keasaman yaitu pusat asam Bronsted

Sifat kimia silika alumina bersumber dari *Pingxiang Gophin Chemical*  
(2023).

### 2.1.3 Spesifikasi Produk

#### 2.1.3.1 Produk Utama

- *Monoethanolamine (MEA)*

- Komposisi

Wujud : Cair

Warna : Tidak Berwarna

Kemurnian : Min. 99,5% berat

Impuritas : Air max 0,3% berat

DEA max. : 0,2% berat

Komposisi *Monoethanolamine* mengacu pada spesifikasi yang  
Bersumber dari Dow Chemical (2003)

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul :  $\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$

Bentuk (pada 25°C) : Cair

Berat molekul : 61,084 gr/mol

Titik didih : 171°C

Titik leleh : 10,5°C

Densitas (pada 25°C) : 1,018 gr/mL

Sifat fisika *Monoethanolamine* bersumber dari Speight (2002)

- **Sifat Kimia**

Reaksi - reaksi *Monoethanolamine*

Reaksi MEA dengan Karbondioksida (CO<sub>2</sub>)



Reaksi MEA dengan Etilen Oksida



Reaktif dan mudah terbakar

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam air, metanol dan dietil eter

Sifat Kimia *Monoethanolamine* di atas bersumber dari PubChem

(2022)

### 2.1.3.2 Produk Samping

#### - *Diethanolamine (DEA)*

- **Komposisi**

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : Min. 95% berat

Impuritas : Air max. 0,75% berat

MEA max. 2% berat

TEA max. 2,25% berat

Komposisi *Diethanolamine* mengacu pada spesifikasi yang bersumber dari *Dow Chemical* (2003).

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul : C<sub>4</sub>H<sub>11</sub>NO<sub>2</sub>

Bentuk (pada 25°C) : Cair

Berat molekul : 105,14 gr/mol

Titik didih : 270°C

Titik leleh : 28°C

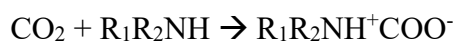
Densitas (pada 25°C) : 1,019 gr/mL

Sifat fisika *Diethanolamine* bersumber dari Speight (2002).

- **Sifat Kimia**

Reaksi - reaksi *Diethanolamine*

Reaksi DEA dengan CO<sub>2</sub>



Reaksi DEA dengan Etilen Oksida



Reaktif dan mudah terbakar

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam etanol dan aseton

Sifat kimia *Diethanolamine* bersumber dari PubChem (2002).

- **Triethanolamine (TEA)**

**Komposisi**

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : Min. 96% berat

Impuritas : MEA max. 2% berat

DEA max. 2% berat

Komposisi *Triethanolamine* mengacu pada spesifikasi yang bersumber dari *Dow Chemical* (2003).

• **Sifat Fisika**

Rumus molekul :  $\text{C}_6\text{H}_{15}\text{NO}_3$

Bentuk (pada 25°C) : Cair

Berat molekul : 149,19 gr/mol

Titik didih : 360°C

Titik leleh : 21,2°C

Densitas (pada 25°C) : 1,126 gr/mL

Sifat fisika *Triethanolamine* bersumber pada Speight (2002).

• **Sifat Kimia**

Larut dalam air, etanol dan aseton

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam etanol dan aseton

Bersifat karsinogenik

Sifat fisika *Triethanolamine* bersumber pada *PubChem* (2022).

## 2.2 Konsep Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi Pembentukan MEA, DEA, dan TEA

Monoethanolamine (MEA) dihasilkan melalui reaksi kimia antara etilen oksida dan amonia yang berlangsung dalam fase cair. Proses pembentukan MEA ini dilakukan dengan bantuan katalis silika-alumina ( $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ ) untuk meningkatkan laju reaksi.





Oleh karena itu, jika Monoethanolamine (MEA) diinginkan sebagai produk utama, maka perbandingan pereaksi harus diatur dengan tepat. Rasio antara amonia dan etilen oksida memiliki peran penting dalam menentukan hasil yang diperoleh, selain faktor suhu dan tekanan dalam sistem.

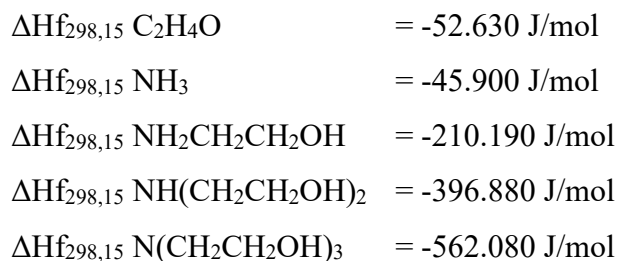
### 2.2.3 Kondisi Operasi

Reaksi pembentukan Monoethanolamine (MEA) merupakan proses katalitik yang bersifat eksotermis dan berlangsung pada suhu tinggi. Bahan baku yang digunakan adalah liquid ammonia (99,5%) dan etilen oksida, yang direaksikan dalam fase cair. Reaksi ini berlangsung dengan perbandingan mol antara amonia dan etilen oksida sebesar 39,88:1, pada suhu operasi 100°C dan tekanan 100 atm. Katalis yang digunakan adalah silika-alumina dengan kandungan 25% alumina. Produk yang dihasilkan terdiri dari 87,04% mol MEA, 10,12% mol DEA, dan 2,1% mol TEA, dengan tingkat konversi etilen oksida mencapai 98% (US Patent 4,438,281).

### 2.2.4 Tinjauan Termodinamika

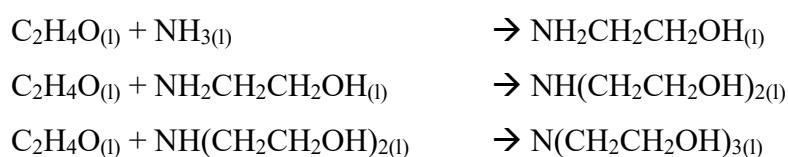
Perhitungan panas reaksi standar ( $\Delta H_r$ ) pada tekanan 1 atm dengan suhu ruang 298,15 K serta suhu operasi 373,15 K diperlukan untuk menentukan sifat reaksi, apakah berlangsung secara eksotermis atau endotermis.

Pada suhu 298,15 K:



(Yaws, 1999)

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi:



Didapatkan  $\Delta H_r^{o298,15}$  pada tiap-tiap reaksi adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_r^{\circ}_{298,15} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \quad (2.7)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 1} &= \Delta H_f \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ NH}_3) \\ &= -210.190 - \{-52.630 + (-45.900)\} \\ &= -111.660 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 2} &= \Delta H_f \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\ &= -396.880 - \{-52.630 + (-210,190)\} \\ &= -102.450 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 3} &= \Delta H_f \text{ N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2) \\ &= -562.080 - \{-52.630 + (-396.880)\} \\ &= -110.090 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Panas pembentukkan ( $\Delta H_f$ ) pada  $T = 100 \text{ C}$  atau  $373,15 \text{ K}$

$$\Delta H_f(373,15) = \Delta H_f(298,15) + \int_{298,15}^{373,15} C_p \, dt \quad CT^2 \quad DT^2$$

$$\Delta H_f(373,15) = \Delta H_f(298,15) + \left[ \int_{298,15}^{373,15} AT + \left(\frac{B}{2}\right)T^2 + \left(\frac{C}{3}\right)T^3 + \left(\frac{D}{4}\right)T^4 \right]_{298,15}^{373,15}$$

$$\Delta H_f(373,15) = \Delta H_f(298,15) + [(AT + (-2)T + (-3)T + (-4)T)_{298,15}$$

$$\Delta H_f(373,15) \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = -12.350 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f(373,15) \text{ NH}_3 = -45.309 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f(373,15) \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} = -195.150 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f(373,15) \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 = -378.606 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_f(373,15) \text{ N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3 = -533.286 \text{ J/mol}$$

(Yaws, 1999)

Sehingga didapat nilai panas reaksi ( $\Delta H_r^{\circ} 373,15$ ) tiap-tiap reaksi sebagai berikut:

$$\Delta H_r^{\circ}_{373,15} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{373,15} \text{ Rx 1} &= \Delta H_f \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ NH}_3) \\ &= -137.491 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ}_{373,15} \text{ Rx 2} &= \Delta H_f \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\ &= -171.106 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

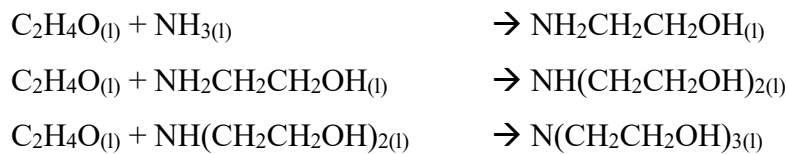
$$\begin{aligned}\Delta H_{r,373,15}^{\circ} \text{ Rx 3} &= \Delta H_f \text{ N(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_3 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_2) \\ &= -142.331 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Karena  $\Delta H_{r,298,15}$  dan  $\Delta H_{r,373,15}$  tiap-tiap reaksi bernilai negatif, maka reaksi pembentukan ethanolamine (MEA, DEA dan TEA) merupakan reaksi eksotermis. Sifat reaksi yang menunjukkan reaksi tersebut *reversible* (reaksi bolak-balik) atau *irreversible* (reaksi searah) dapat diketahui dari harga konstanta kesetimbangan (K) pada suhu 298,15 K:

$$\begin{aligned}\Delta G_{f,298,15}^{\circ} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} &= -13.100 \text{ J/mol} \\ \Delta G_{f,298,15}^{\circ} \text{ NH}_3 &= -16.400 \text{ J/mol} \\ \Delta G_{f,298,15}^{\circ} \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} &= -106.880 \text{ J/mol} \\ \Delta G_{f,298,15}^{\circ} \text{ NH(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_2 &= -214.080 \text{ J/mol} \\ \Delta G_{f,298,15}^{\circ} \text{ N(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_3 &= -299.930 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

(Yaws, 1999)

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi:



Sehingga didapatkan nilai  $\Delta G_{r,298,15}^{\circ}$  tiap-tiap reaksi sebagai berikut:

$$\Delta G_{r,298,15}^{\circ} = \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \quad (2.8)$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{r,298,15}^{\circ} \text{ Rx 1} &= \Delta G_f \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} - (\Delta G_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ NH}_3) \\ &= -106.880 - \{-13.200 + (-16.400)\} \\ &= -77.280 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{r,298,15}^{\circ} \text{ Rx 2} &= \Delta G_f \text{ NH(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_2 - (\Delta G_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\ &= -214.080 - \{-13.200 + (-106.880)\} \\ &= -94.000 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_{r,298,15}^{\circ} \text{ Rx 3} &= \Delta H_f \text{ N(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_3 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\ &\quad \text{NH(CH}_2\text{CH}_2\text{OH)}_2) \\ &= -299.930 - \{-13.200 + (-214.080)\} \\ &= -72.650 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Konstanta Kesetimbangan (K) pada T1= 100 C atau 373,15 K

$$K = K_0 \times K_1 \times K_2 \quad (2.9)$$

$$K_0 = \exp\left(\frac{\Delta G_r 298,15}{-R T_0}\right); \text{ dimana } T_0 = 298,15 \text{ K} \quad (2.10)$$

$$K_1 = \exp\left(\frac{\Delta H_r 298,15}{R T_0}\right) \times \left(1 - \frac{T_0}{T_1}\right); \text{ dimana } T_0 = 298,15 \text{ K} \quad (2.11)$$

$$K_2 = \exp \Delta A \left[\left(\ln \tau \frac{\tau-1}{\tau}\right)\right] + \frac{1}{2} \Delta B T_0 \frac{(\tau-1)^2}{\tau} + \frac{1}{6} \Delta C T_0^2 \frac{(\tau-1)^2 (\tau+2)}{\tau} + \frac{1}{2} \frac{\Delta D (\tau-1)^2}{T_0^2 \tau^2}; \text{ dimana } T = \frac{T_1}{T_0} = \frac{373,15}{298,15} = 1,2515 \quad (2.12)$$

(Smith et al., 2018)

Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai K0, K1, dan K2 pada reaksi utama dan reaksi samping dapat dilihat dari tabel dibawah ini:

**Tabel 2. 1 Harga Konstanta Kesetimbangan (K)**

	<b>K0</b>	<b>K1</b>	<b>K2</b>	<b>K=K0 x K1 x K2</b>
Reaksi Utama (Rx 1)	3,464 x 10 <sup>13</sup>	0,000117	29,762164	1,206 x 10 <sup>11</sup>
Reaksi Samping (Rx 2)	18,3700711	0,000247	1,512402	1,099 x 10 <sup>13</sup>
Reaksi Samping (Rx 3)	5,351 x 10 <sup>12</sup>	0,000133	4,741961	3,370 x 10 <sup>9</sup>

Harga konstanta kesetimbangan (K) tiap-tiap reaksi sangat besar (>1) maka reaksi pembentukan ethanalamine (MEA, DEA dan TEA) bersifat irreversible atau reaksi searah ke arah produk

### 2.2.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan monoethanolamine (MEA) bersifat eksotermis, sehingga selama proses reaksi berlangsung akan terjadi pelepasan panas yang akan mempengaruhi kecepatan reaksi. Harga konstanta kecepatan reaksi (k) pada pembentukan monoethanolamine (MEA) mengikuti persamaan umum kinetika menurut persamaan Arrhenius (Zahedi dkk., 2009).

Faktor-faktor yang mempengaruhi kecepatan reaksi, antara lain:

1. Katalis

Katalis berperan dalam menurunkan energi aktivasi, sehingga konstanta kecepatan reaksi tinggi dan reaksi dapat berjalan cepat serta mengarahkan reaksi bergeser ke arah produk.

2. Suhu

Semakin tinggi suhu, maka harga k (konstanta kecepatan reaksi) akan semakin besar. Sehingga reaksi berjalan semakin cepat.

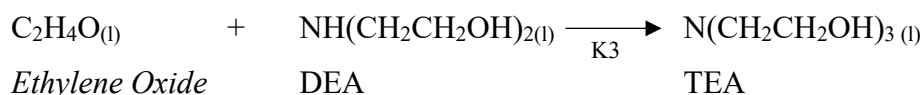
3. Luas Permukaan

Kecepatan reaksi dipengaruhi oleh ukuran partikel zat. Semakin luas permukaan bidang sentuh zat yang bereaksi akan mempermudah terjadinya tumbukan efektif. Tumbukan efektif ini akan menyebabkan reaksi kimia yang mempercepat laju reaksi. Harga konstanta kecepatan reaksi pada pembuatan MEA dari etilen oksida dan ammonia adalah sebagai berikut:

**Reaksi Utama:**



**Reaksi Samping:**



(Zahedi, 2009)

Keterangan:

$$\frac{d [\text{MEA}]}{dt} = k_1 \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}] \cdot [\text{NH}_3] - k_2 \cdot [\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}]$$

$$\frac{d [\text{DEA}]}{dt} = k_2 \cdot [\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}] - k_2 \cdot [\text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}]$$

$$\frac{d [\text{TEA}]}{dt} = k_3 \cdot [\text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}]$$

Dengan:

R = Laju reaksi (m/s)

k1 = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan MEA

k2 = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan DEA

k3 = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan TEA

[C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O] = Konsentrasi etilen oksida

[NH<sub>3</sub>] = Konsentrasi ammonia  
 [NH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>OH] = Konsentrasi MEA  
 [NH(CH<sub>2</sub>CH<sub>2</sub>OH)]<sub>2</sub> = Konsentrasi DEA

Pada perhitungan kecepatan reaksi besarnya nilai k<sub>1</sub>, k<sub>2</sub>, dan k<sub>3</sub> untuk reaksi pembentukan MEA dari ammonia dan etilen oksida ditentukan dengan persamaan berikut:

$$k = k_0 \exp \frac{-EA}{RT}$$

$$k_1 = 4,11 \times 10^8 \exp ((-14600)/RT) \quad (2.13)$$

$$k_2 = 1,13 \times 10^{10} \exp ((-15700)/RT) \quad (2.14)$$

$$k_3 = 2,94 \times 10^9 \exp ((-15100)/RT) \quad (2.15)$$

dengan:

k = Konstanta kecepatan reaksi (L/mol.min)

k<sub>1</sub> = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan MEA (L/mol.min)

k<sub>2</sub> = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan DEA (L/mol.min)

k<sub>3</sub> = Konstanta kecepatan reaksi pembuatan TEA (L/mol.min)

EA = Energi aktivasi (kcal/mol)

k<sub>0</sub> = Faktor pra eksponensial (L/mol.min)

T = Suhu (K)

R = Konstanta gas ideal (kcal/mol.K)

(Zahedi, 2009)

**Tabel 2. 2 Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)**

Reaksi	k
Reaksi Utama (k <sub>1</sub> )	3,72 x 10 <sup>6</sup>
Reaksi Samping (k <sub>2</sub> )	7,17 x 10 <sup>5</sup>
Reaksi Samping (k <sub>3</sub> )	2,26 x 10 <sup>6</sup>

### 2.3 Langkah Proses

Proses produksi monoethanolamine menggunakan katalis silica-alumina dilaksanakan melalui beberapa tahapan utama, meliputi tahap penyiapan bahan baku (pre-treatment), tahap reaksi pembentukan produk, tahap pemisahan dan daur ulang (separasi dan recycle), serta tahap pemurnian produk melalui distilasi. Uraian masing-masing tahapan proses dijelaskan sebagai berikut.

### **2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku**

Tahap ini bertujuan untuk menyesuaikan kondisi bahan baku agar memenuhi persyaratan operasi reaktor. Amonia cair yang digunakan diperoleh dari dengan tingkat kemurnian sebesar 99,5%. Amonia tersebut disimpan dalam tangki penyimpanan amonia (F-110) pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Sementara itu, etilen oksida yang diperoleh dari PT Polychem Banten dan berada dalam fase cair dan disimpan pada suhu 30°C dengan tekanan 3 atm di dalam tangki penyimpanan etilen oksida (F-120).

Amonia cair dari tangki penyimpanan (F-110) dialirkan menggunakan pompa (L-111) sehingga tekanannya meningkat hingga 20 atm sebelum masuk ke Mixer (M-130). Di dalam mixer, amonia segar dicampurkan dengan aliran amonia hasil daur ulang dari Flash Column (D-310) pada kondisi operasi suhu 50,71°C dan tekanan 20 atm. Campuran amonia tersebut selanjutnya dipompa menggunakan pompa (L-131) hingga mencapai tekanan 100 atm, kemudian dialirkan menuju pipa pencampuran.

Di sisi lain, etilen oksida dialirkan dari tangki penyimpanan (F-120) menuju pipa pencampuran dengan bantuan pompa (L-121) sehingga tekanannya juga dinaikkan hingga 100 atm. Pada pipa pencampuran, etilen oksida dicampurkan dengan aliran amonia cair. Campuran reaktan ini kemudian dialirkan ke Heat Exchanger (HE-01) untuk dipanaskan hingga mencapai suhu 100°C sebelum diumpankan ke dalam reaktor (R-210) untuk berlangsungnya reaksi pembentukan monoethanolamine.

### **2.3.2 Tahap Pembentukan Produk (Reaksi)**

Tahap pembentukan monoethanolamine berlangsung di dalam reaktor (R-210) melalui reaksi antara amonia dan etilen oksida pada kondisi operasi suhu 100°C dan tekanan 100 atm. Perbandingan mol amonia terhadap etilen oksida ditetapkan sebesar 39,88:1, sehingga konversi etilen oksida yang dicapai mencapai 98%. Reaksi ini bersifat eksotermis dan dijalankan secara isothermal, sehingga diperlukan sistem pendinginan untuk menjaga suhu reaktor tetap konstan pada 100°C. Pendinginan dilakukan menggunakan air pendingin (cooling water) yang dialirkan melalui sisi shell reaktor dengan suhu masuk sekitar 30°C.

Reaktor yang digunakan merupakan jenis fixed bed multitube reactor yang di dalamnya diisi katalis silica-alumina ( $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$ ). Penggunaan katalis ini bertujuan untuk mempercepat laju reaksi, mengingat proses pembentukan monoethanolamine berlangsung melalui mekanisme reaksi katalitik.

### **2.3.3 Tahap Separasi dan Recycle**

Tahap separasi dan recycle bertujuan untuk memisahkan amonia dan air yang tidak bereaksi dari aliran produk, sehingga komponen tersebut dapat dikembalikan ke dalam sistem sebagai umpan reaktor (R-210) bersama dengan amonia segar dan etilen oksida. Produk keluaran reaktor terlebih dahulu dialirkan menuju expansion valve (EV-311) untuk menurunkan tekanannya hingga 20 atm, kemudian diumpankan ke Flash Column I (D-310).

Flash Column I (D-310) dioperasikan pada suhu  $100^\circ\text{C}$  dan tekanan 20 atm. Pada unit ini terjadi pemisahan berdasarkan perbedaan fase, di mana aliran atas berupa campuran gas yang terdiri dari amonia, etilen oksida, dan uap air, sedangkan aliran bawah mengandung campuran ethanolamine. Aliran atas dari Flash Column I kemudian dikondensasikan menggunakan kondensor (E-313) sehingga berubah menjadi fase cair dan dialirkan kembali ke mixer sebagai aliran recycle. Sementara itu, aliran bawah dari Flash Column I diturunkan tekanannya menggunakan expansion valve (EV-321) hingga 2 atm, kemudian dipompa dengan pompa (L-322) menuju Flash Column II (D-320).

Pada Flash Column II (D-320) dilakukan pemisahan lanjutan antara amonia, etilen oksida, dan air dengan campuran ethanolamine. Unit ini beroperasi pada suhu  $120^\circ\text{C}$  dan tekanan 2 atm. Aliran atas yang berupa campuran gas amonia, etilen oksida, dan uap air dialirkan ke kompresor (C-324) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 20 atm, kemudian dikondensasikan di kondensor (E-325) sehingga berubah menjadi fase cair dan dikembalikan ke mixer sebagai aliran recycle. Aliran bawah Flash Column II yang mengandung ethanolamine selanjutnya dialirkan menggunakan pompa (L-331) menuju Menara Distilasi I (D-330) untuk tahap pemurnian lebih lanjut.

### **2.3.4 Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)**

Pada tahap pemurnian, campuran produk berupa monoethanolamine (MEA), diethanolamine (DEA), dan triethanolamine (TEA) dipisahkan berdasarkan perbedaan titik didih masing-masing komponen, kemudian

disimpan pada tangki penyimpanan yang sesuai. Aliran ethanolamine hasil keluaran Flash Column II (D-320) terlebih dahulu dialirkan ke Menara Distilasi I (D-330).

Di dalam Menara Distilasi I (D-330) berlangsung proses pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih komponen. Monoethanolamine (MEA) yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap dan keluar sebagai produk atas kolom, sedangkan diethanolamine (DEA) dan triethanolamine (TEA) yang memiliki titik didih lebih tinggi tetap berada dalam fase cair dan keluar sebagai produk bawah kolom. Produk bawah dari Menara Distilasi I selanjutnya dialirkan menuju reboiler (E-338) untuk mendapatkan suplai panas yang diperlukan dalam mempertahankan proses distilasi, kemudian dialirkan ke Menara Distilasi II (D-340) untuk proses pemisahan lanjutan.

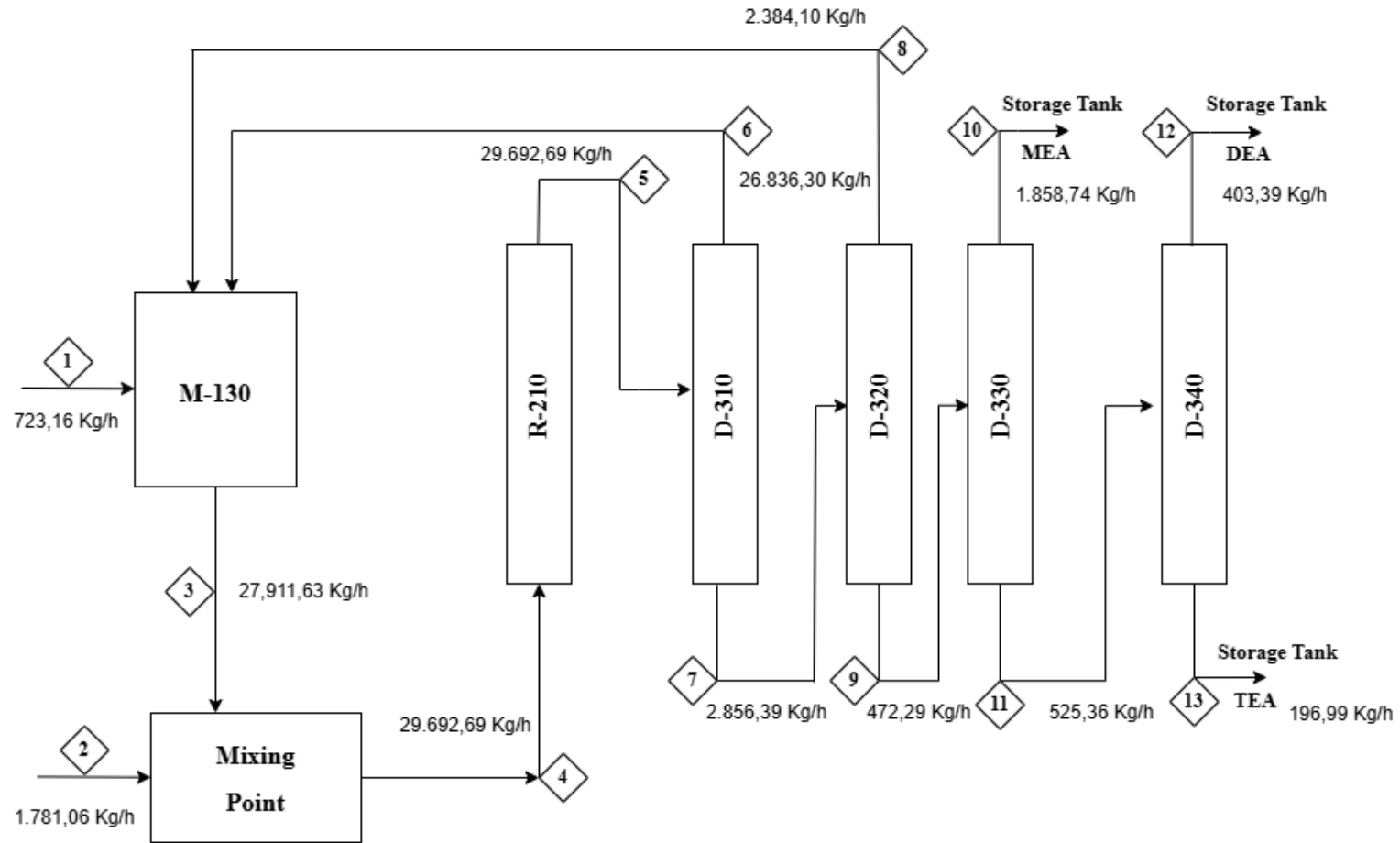
Produk atas Menara Distilasi I (D-330) berupa monoethanolamine (MEA) dengan kemurnian sekitar 99,5% dan kandungan air maksimum 0,5%. Aliran MEA tersebut kemudian didinginkan hingga suhu 30°C menggunakan Heat Exchanger (E-336) sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan monoethanolamine (F-338).

Sementara itu, aliran bawah Menara Distilasi I (D-330) yang mengandung campuran diethanolamine (DEA) dan triethanolamine (TEA) dipompa menuju Menara Distilasi II (D-340). Pada unit ini dilakukan pemisahan antara DEA dan TEA. Produk atas Menara Distilasi II (D-340) berupa diethanolamine (DEA) dengan kemurnian sekitar 97,5% serta mengandung impuritas maksimum 1% MEA, 0,54% air, dan 0,96% TEA. Produk DEA tersebut selanjutnya didinginkan hingga suhu 30°C menggunakan Heat Exchanger (E-345) dan disimpan dalam tangki penyimpanan diethanolamine (F-347).

Produk bawah Menara Distilasi II (D-340) didominasi oleh triethanolamine (TEA) dengan tingkat kemurnian sekitar 98% dan kandungan impuritas maksimum 1% MEA dan 1% komponen lainnya. Aliran TEA ini kemudian didinginkan hingga 30°C menggunakan Heat Exchanger (E-3410) sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan triethanolamine (F-3411)

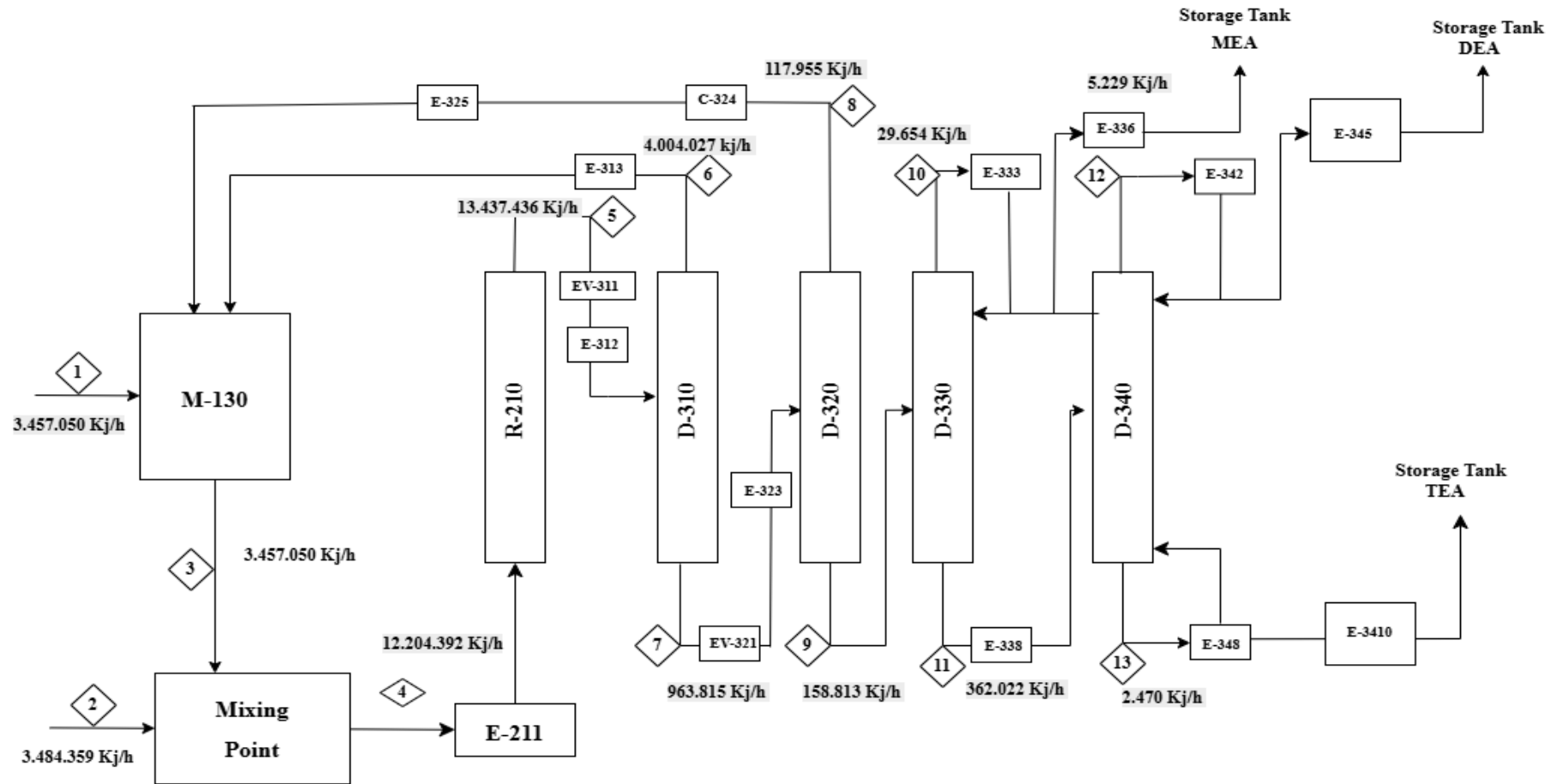
## 2.4 Diagram Alir

### 2.4.1 Diagram Alir Neraca Massa



Gambar 2. 1 Diagram Alir Neraca Massa

### 2.4.2 Diagram Alir Neraca Panas



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Panas

## 2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.5.1 Neraca Massa

Berikut adalah ringkasan dari neraca massa Pabrik Monoethanolamine (MEA) dengan kapasitas 14.700 ton/tahun. Perhitungan secara rinci dapat dilihat pada Lampiran A.

#### 2.5.1.1 Mixer

**Tabel 2. 3 Neraca Massa Aktual pada Mixer**

Senyawa	BM	Input			Output
		Arus 6 kg/jam	Arus 8 kg/jam	Arus 1 kg/jam	Arus 3 kg/jam
<b>NH3</b>	17,03	26508,15241	273,0288017	585,5815428	27366,76276
<b>C2H4O</b>	44,05	46,35782717	1,754909193	0	48,11273636
<b>H2O</b>	18,01	87,47151585	20,03365139	137,5765754	245,0817427
<b>MEA</b>	61,08	175,119189	75,91133989	0	251,0305289
<b>DEA</b>	105,13	0,377106184	0,257327699	0	0,634433883
<b>TEA</b>	149,18	0,005483764	0,004801153	0	0,010284917
<b>JUMLAH</b>		<b>26817,48354</b>	<b>370,990831</b>	<b>723,1581182</b>	<b>27911,63249</b>
<b>TOTAL</b>			<b>27911,63249</b>		<b>27911,63249</b>

#### 2.5.1.2 Pipa Pencampuran

**Tabel 2. 4 Neraca Massa Aktual pada Pipa Pencampuran**

Senyawa	BM	Input		Output
		Arus 2 kg/jam	Arus 3 kg/jam	Arus 4 kg/jam
<b>NH3</b>	17,03	0	27366,76276	27366,76276
<b>C2H4O</b>	44,05	1775,716729	48,11273636	1823,829466
<b>H2O</b>	18,01	5,343179727	245,0817427	250,4249224
<b>MEA</b>	61,08	0	251,0305289	251,0305289
<b>DEA</b>	105,13	0	0,634433883	0,634433883
<b>TEA</b>	149,18	0	0,010284917	0,010284917
<b>JUMLAH</b>		<b>1781,059909</b>	<b>27911,63249</b>	<b>29692,69239</b>
<b>TOTAL</b>			<b>29692,69239</b>	<b>29692,69239</b>

### 2.5.1.3 Reaktor

**Tabel 2. 5 Neraca Massa Aktual pada Reaktor**

Senyawa	BM	Input	Output	Fraksi
		Arus 4	Arus 5	
		kg/jam	kg/jam	
NH3	17,03	27366,76276	26781,181	0,901945194
C2H4O	44,05	1823,829466	96,505	0,003250112
H2O	18,01	250,4249224	250,425	0,008433891
MEA	61,08	251,0305289	2107,091	0,07096329
DEA	105,13	0,634433883	333,719	0,011239105
TEA	149,18	0,010284917	123,771	0,004168408
<b>JUMLAH</b>		<b>29692,692</b>	<b>29692,692</b>	
<b>TOTAL</b>		<b>29692,692</b>	<b>29692,692</b>	

### 2.5.1.4 Flash Kolom I

**Tabel 2. 6 Neraca Massa Aktual pada Flash Kolom I**

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 5	Arus 7	Arus 6
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	26781,181	344,472	26436,709
C2H4O	44,05	96,505	4,889	91,616
H2O	18,01	250,425	109,017	141,408
MEA	61,08	2107,091	1940,838	166,253
DEA	105,13	333,719	333,409	0,311
TEA	149,18	123,771	123,767	0,005
<b>JUMLAH</b>		<b>29692,692</b>	<b>2856,391</b>	<b>26836,301</b>

### 2.5.1.5 Flash Kolom I

**Tabel 2. 7 Neraca Massa Aktual pada Flash Kolom II**

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 7	Arus 9	Arus 8
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	344,472	12,364	332,108
C2H4O	44,05	4,889	0,628	4,261
H2O	18,01	109,017	67,678	41,339
MEA	61,08	1940,838	1846,538	94,300
DEA	105,13	333,409	333,130	0,278
TEA	149,18	123,767	123,762	0,005
<b>JUMLAH</b>		<b>2856,391</b>	<b>2384,100</b>	<b>472,291</b>
<b>TOTAL</b>		<b>2856,391</b>	<b>2856,391</b>	

### 2.5.1.6 Menara Distilasi

Tabel 2. 8 Neraca Massa Aktual pada Menara Distilasi I

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 9 kg/jam	Arus 10 kg/jam	Arus 11 kg/jam
NH3	17,03	12,364	12,364	0,000
C2H4O	44,05	0,628	0,628	0,000
H2O	18,01	67,678	0,203	67,475
MEA	61,08	1846,538	1843,883	2,655
DEA	105,13	333,130	1,666	331,464
TEA	149,18	123,762	0,000	123,762
<b>JUMLAH</b>		<b>2384,100</b>	<b>1853,149</b>	<b>530,951</b>
<b>TOTAL</b>		<b>2384,100</b>	<b>2384,100</b>	

### 2.5.1.7 Menara Distilasi II

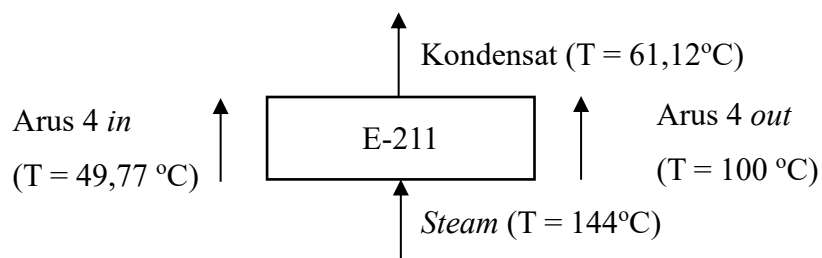
Tabel 2. 9 Neraca Massa Aktual pada Menara Distilasi II

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 11 kg/jam	Arus 12 kg/jam	Arus 13 kg/jam
NH3	17,03	0,000	0,000	0,000
C2H4O	44,05	0,000	0,000	0,000
H2O	18,01	67,475	67,475	0,000
MEA	61,08	2,655	2,655	0,000
DEA	105,13	331,464	326,564	4,900
TEA	149,18	123,762	6,699	192,093
<b>JUMLAH</b>		<b>530,951</b>	<b>334,938</b>	<b>196,014</b>
<b>TOTAL</b>		<b>530,951</b>	<b>530,951</b>	

### 2.5.2 Neraca Panas

Berikut adalah ringkasan dari neraca panas Pabrik Monoethanolamine (MEA) dengan kapasitas 14.700 ton/tahun. Perhitungan secara rinci dapat dilihat pada Lampiran A.

#### 2.5.2.1 Heat Exchanger (E-211)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-211, diperoleh kebutuhan steam sebagai berikut :

LP steam dengan tekanan 404,2 kPa

• HV = 2738,1 KJ/kg

• HL = 606,3 KJ/kg

Q beban = m x (HV – HL)

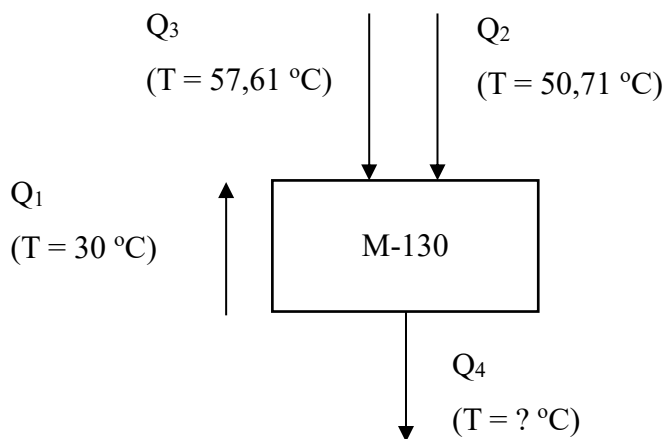
8.720.032,628 = m x (2738,1 - 606,3)

m = 4090,455309 kg/jam

**Tabel 2. 10 Neraca Panas pada Heat Exchanger**

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
<b>NH3</b>	3.343.969,267	Q2- Q1	11.763.928,011
<b>C2H4O</b>	94.307,583		300.073,799
<b>H2O</b>	26.019,717		78.464,616
<b>MEA</b>	20.026,131		61.813,163
<b>DEA</b>	35,883		110,281
<b>TEA</b>	0,647		1,985
<b>Jumlah</b>	3.484.359,228	8.720.032,628	12.204.391,856
<b>Total</b>	<b>12.204.391,856</b>		<b>12.204.391,856</b>

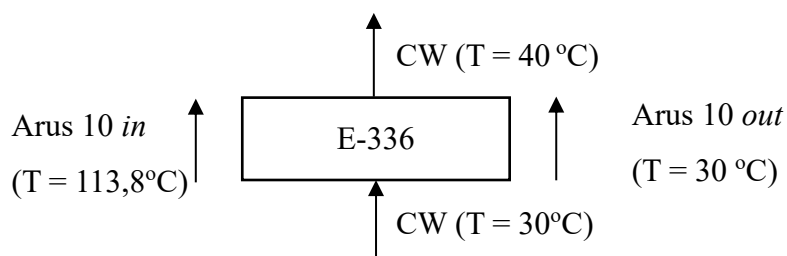
**2.5.2.2 Mixer (M-130)**



**Tabel 2. 11 Neraca Panas pada Mixer**

Komponen	Input			Output
	Q3	Q4	Q5	Q6
NH3	13.891,867	3.358.484,273	44.569,991	3.408.156,614
C2H4O	0,000	2.482,817	119,974	2.534,185
H2O	2.883,466	9.405,183	2.730,237	25.926,979
MEA	0,000	14.463,902	7.976,115	20.394,839
DEA	0,000	22,081	19,158	36,542
TEA	0,000	0,357	0,397	0,659
<b>Jumlah</b>	<b>16.775,333</b>	<b>3.384.858,613</b>	<b>55.415,872</b>	<b>3.457.049,817</b>
<b>Total</b>		<b>3.457.049,818</b>		<b>3.457.049,817</b>

**2.5.2.3 Heat Exchanger (E336)**



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-336, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

$$C_w \text{ in} = 303,15 \text{ K}$$

$$C_w \text{ out} = 313,15 \text{ K}$$

$$Q_{beban} = n \int_{303,15}^{313,15} C_p dT$$

$$n \text{ air} = 687,9455848 \text{ Kmol/jam}$$

$$m \text{ air} = 12.390 \text{ kg/jam}$$

**Tabel 2. 12 Neraca Panas pada Heat Exchanger (E-336)**

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Serap air (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	6.665,098	Q2- Q1	293,324
C2H4O	124,320		6,418
H2O	75,390		4,255
MEA	540.798,450		29.330,906
DEA	344,368		18,813
TEA	0,000		0,000
<b>Jumlah</b>	<b>548.007,627</b>	<b>-518.353,911</b>	<b>29.653,716</b>
<b>Total</b>		<b>29.653,716</b>	<b>29.653,716</b>

### 2.5.2.4 Heat Exchanger (E-345)

Tabel 2. 13 Neraca Panas di Heat Exchanger (E-345)

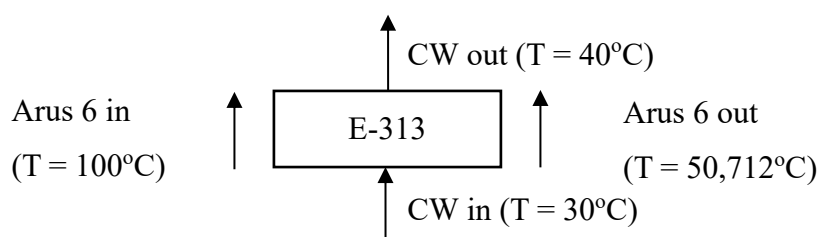
Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q serap air (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	0,000	Q2- Q1	0,000
C2H4O	0,000		0,000
H2O	29.609,945		1.414,215
MEA	924,991		42,230
DEA	80.060,424		3.688,370
TEA	1.822,001		84,196
<b>Jumlah</b>	<b>112.417,361</b>	<b>-107.188,351</b>	<b>5.229,011</b>
<b>Total</b>		<b>5.229,011</b>	<b>5.229,011</b>

### 2.5.2.5 Heat Exchanger (E-3410)

Tabel 2. 14 Neraca Panas pada Heat Exchanger (E-3410)

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q serap air (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	0,000	Q2- Q1	0,000
C2H4O	0,000		0,000
H2O	0,000		0,000
MEA	0,000		0,000
DEA	4.273,092		55,347
TEA	182.308,097		2.414,396
<b>Jumlah</b>	<b>186.581,189</b>	<b>-184.111,446</b>	<b>2.469,743</b>
<b>Total</b>		<b>2.469,743</b>	<b>2.469,743</b>

### 2.5.2.6 Kondensor 1 (E-313)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 Q \text{ beban} &= n_{\text{air}} \int_{303,15}^{313,15} C_p dT \\
 26.823.846,618 &= n_{\text{air}} \times 753,507 \text{ kJ/kmol} \\
 n_{\text{air}} &= 26.165,036 \text{ kmol/jam} \\
 \text{massa air} &= \text{kg/j}471.232,307 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel 2. 15 Neraca Panas pada Kondensor 1**

Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
NH3		29.872.692,123	3874547,068	42.070,031
C2H4O	0,000	55.509,649	7672,615	47,216
H2O	0,000	730.454,154	50388,238	127,721
MEA	0,000	169.037,406	29009,161	120,941
DEA	0,000	178,986	44,249	0,160
TEA		1,770	0,069	0,003
Jumlah	-26.823.846,618	30.827.874,089	3961661,400	42.366,072
<b>Total</b>		<b>4.004.027,471</b>	<b>4.004.027,471</b>	

**2.5.2.7 Kondensor 2 (E-325)**

**Tabel 2. 16 Neraca Panas pada Kondensor 2**

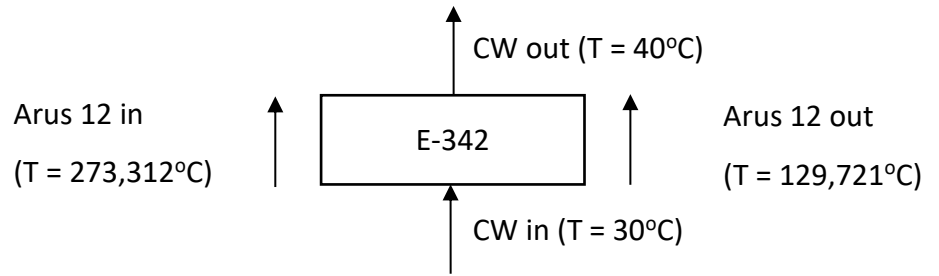
Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
NH3		247.679,790	49262,270	156.469,989
C2H4O	0,000	1.795,224	368,979	671,585
H2O	0,000	153.752,728	15212,694	11.625,493
MEA	0,000	68.585,702	17019,522	21.221,925
DEA	0,000	115,930	41,066	44,380
TEA		1,475	0,079	0,913
Jumlah	-199.991,953	471.930,848	81904,610	190.034,285
<b>Total</b>		<b>271.938,896</b>	<b>271.938,896</b>	

**2.5.2.8 Kondensor 3 (E-333)**

**Tabel 2. 17 Neraca Panas pada Kondensor 3**

Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
NH3		1.693,389	2198,109	-6.643,658
C2H4O	0,000	145,955	70,152	-124,602
H2O	0,000	626,545	95,277	-75,390
MEA	0,000	1.047.817,739	426575,679	-538.821,713
DEA	0,000	598,069	316,914	-346,027
TEA		0,000	0,000	0,000
Jumlah	-1.167.636,955	1.050.881,697	429256,132	-546.011,390
<b>Total</b>		<b>116.755,258</b>	<b>116.755,258</b>	

### 2.5.2.9 Kondensor 4 (E-342)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut

$$Q \text{ beban} = n_{\text{air}} \int_{303,15}^{313,15} C_p dT$$

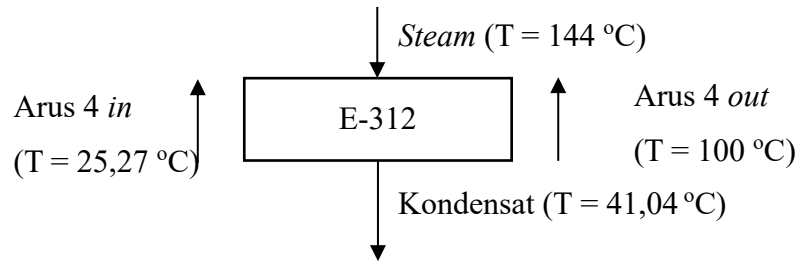
$$3.410,474,126 = n_{\text{air}} \times 753,507 \text{ kJ/kmol}$$

$$n_{\text{air}} = 4526,137 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{massa air} = 81.515,730 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input	Output		
	Q	Qb	Qa	Qc
<b>NH3</b>		0,000	0,000	0,000
<b>C2H4O</b>	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>H2O</b>	0,000	266.704, 291	86362,5 78	- 61.241,3 30
<b>MEA</b>	0,000	1.894,49 3	1680,85 1	- 1.981,85 1
<b>DEA</b>	0,000	153.488, 711	172364, 767	- 166.426, 975
<b>TEA</b>		2.231,82 9	309,275	- 3.718,56 3
<b>Jumlah</b>	- 3.410.47 4,126	1.871.11 5,567	0,000	- 1.539.35 8,560
<b>Total</b>		<b>1.539.358,560</b>	<b>1.539.358,560</b>	

### 2.5.2.10 Heat Exchanger ( E-312)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-312, diperoleh kebutuhan steam sebagai berikut :

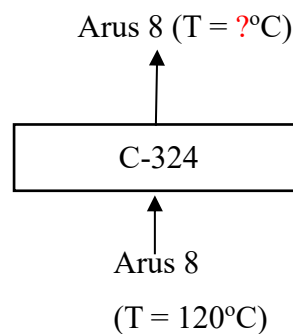
LP steam dengan tekanan 404,2 kPa

- HV = 2738,1 KJ/kg
- HL = 606,3 KJ/kg

$$\begin{aligned}
 Q \text{ beban} &= m \times (HV - HL) \\
 12.171.346,439 &= m \times (2738,1 - 606,3) \\
 m &= 5709,42229 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	33.556,343	Q2- Q1	11.512.208,830
C2H4O	52,264		15.877,851
H2O	279,270		78.464,616
MEA	1.778,110		518.845,129
DEA	200,024		58.008,939
TEA	82,572		23.889,656
<b>Jumlah</b>	<b>35.948,583</b>	<b>12.171.346,439</b>	<b>12.207.295,021</b>
<b>Total</b>	<b>12.207.295,021</b>		<b>12.207.295,021</b>

### 2.5.2.11 Kompresor (C-324)



T input	T output	P input	P output
120 °C	124,707 °C	2 atm	20 atm

**Tabel 2. 18 Neraca Panas pada Kompresor**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH <sub>3</sub>	7149,920	68544,314
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	523,442	502,825
MEA	21790,650	20931,280
DEA	2409,540	23140,500
TEA	58,074	55,775
Air	0,114	0,112
Q beban	14460,139	0
<b>Total</b>	<b>17955,092</b>	<b>17955,092</b>

#### 2.5.2.12 Pipa Pencampuran

**Tabel 2. 19 Neraca Panas pada Pipa Pencampuran**

Komponen	Input		Output
	Q6	Q7	Q8
NH <sub>3</sub>	3.408.156,61 4	0,000	3.343.969,26 7
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	2.534,185	37.003,29 8	94.307,583
H <sub>2</sub> O	25.926,979	111,988	26.019,717
MEA	20.394,839	0,000	20.026,131
DEA	36,542	0,000	35,883
TEA	0,659	0,000	0,647
<b>Jumlah</b>	<b>3.457.049,81 7</b>	<b>37.115,28 6</b>	<b>3.484.359,22 8</b>
<b>Total</b>	<b>3.494.165,10</b>		<b>3.484.359,23</b>

#### 2.5.2.13 Menara Distilasi (D-330)

- a. Menghitung panas umpan (feed)

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas umpan sebesar  $Q_f = 671.239,255$  kJ/jam

- b. Menghitung panas yang dibawa distilat

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas pada distilat sebesar

$$Q_d = 1.059.441,778 \text{ kJ/jam}$$

- c. Menghitung panas yang dibawa bawah

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas pada residu sebesar

$$Q_w = 166.338.675 \text{ kJ/jam}$$

- d. Menghitung panas reboiler

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_d + Q_w - Q_f$$

$$Q_{\text{reboiler}} = -1.033.261,323 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Input	Output
Q <sub>f</sub>	671.239,255	
Q <sub>w</sub>		166.338,675
Q <sub>d</sub>		1.059.441,788
Q <sub>kondensor</sub>		-
Q <sub>reboiler</sub>	-	1.167.636,955
	613.095,747	
<b>Total</b>	58.143,508	58.143,508

#### 2.5.2.14 Menara Distilasi (D-340)

- a. Menghitung panas umpan (feed)

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas umpan sebesar.

$$Q_f = 197.911,89965412 \text{ kJ/jam}$$

- b. Menghitung panas yang dibawa distilat

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas pada distilat sebesar.

$$Q_d = 267960,0290073 \text{ kJ/jam}$$

- c. Menghitung panas yang dibawa bawah

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas pada Yaws, 1999, didapatkan nilai kebutuhan panas pada residu sebesar

$$Q_w = 186581,1889 \text{ kJ/jam}$$

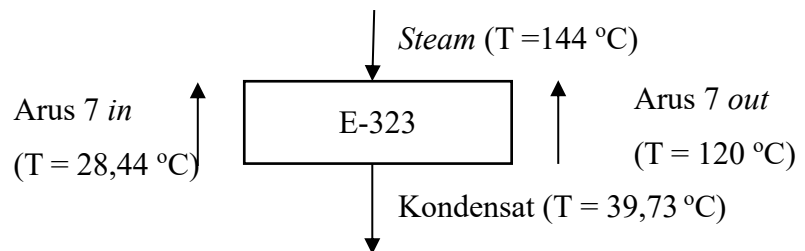
d. Menghitung panas reboiler

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_d + Q_w - Q_f$$

$$Q_{\text{reboiler}} = -3101398,15467527 \text{ kJ/jam}$$

Komponn	Input	Output
<b>Qf</b>	145.465,246	
<b>Qw</b>		186.581,189
<b>Qd</b>		267.960,029
<b>Qkodenso r</b>		- 3.410.474,126
<b>Qreboiler</b>	- 3.101.398,155	
<b>Total</b>	2.955.932,908	2.955.932,908

### 2.5.2.15 Heat Exchanger 5 (E-323)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-323, diperoleh kebutuhan steam sebagai berikut :

LP steam dengan tekanan 404,2 kPa

- HV = 2738,1 KJ/kg
- HL = 606,3 KJ/kg

$$Q_{\text{beban}} = m \times (HV - HL)$$

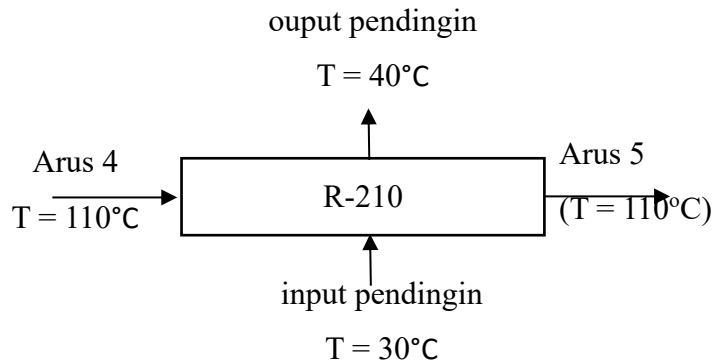
$$931.719,148 = m \times (2738,1 - 606,3)$$

$$m = 437,0574856 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
<b>NH3</b>	5.608,786	Q2- Q1	204.311,466
<b>C2H4O</b>	34,345		1.044,388
<b>H2O</b>	1.572,149		43.341,446
<b>MEA</b>	21.222,076		610.761,367
<b>DEA</b>	2.588,804		73.908,574
<b>TEA</b>	1.069,506		30.447,573

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
Jumlah	32.095,666	931.719,148	963.814,814
<b>Total</b>	<b>963.814,814</b>		<b>963.814,814</b>

### 2.5.2.16 Reaktor (R-210)



Karena reaktor bersifat non isothermal, dibutuhkan pendingin untuk menjaga suhu di reaktor. Pendingin yang digunakan adalah *cooling water*

$$T \text{ input pendingin} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T \text{ output pendingin} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$Q_{\text{beban}} = n \int_{303,15}^{313,15} C_p dT$$

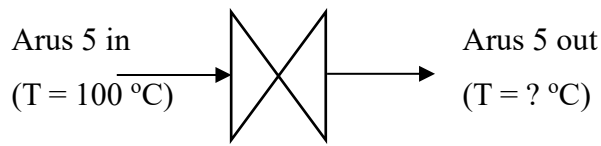
$$45.846.778,53 = n \times 753,626$$

$$n = 29.577,271 \text{ kmol/ jam}$$

$$m = 29.577,271 \times 18,01 = 532.686,643 \text{ kg/jam}$$

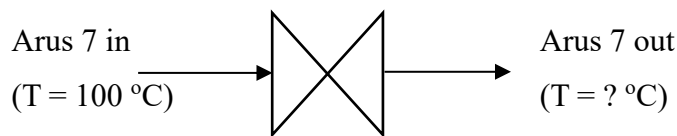
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
<b>NH<sub>3</sub></b>	11763928,011	11763928,011
<b>C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>O</b>	1389098,680	1389098,680
<b>H<sub>2</sub>O</b>	209130,457	209130,457
MEA	75104,817	75104,817
DEA	173,764	173,764
TEA	0,389	0,389
<b>Total</b>	<b>13437436,119</b>	<b>13437436,119</b>

### 2.5.2.17 Expansion Valve (EV-311)



T input	T output	P input	P output
100°C	25,266°C	100 atm	20 atm

### 2.5.2.18 Expansion Valve (EV-321)



T input	T output	P input	P output
100°C	28,439°C	20 atm	2 atm

## 2.6 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

### 2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan pengaturan posisi seluruh fasilitas pabrik yang mencakup area proses dan utilitas, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, perkantoran, area pengembangan pabrik, serta bangunan pendukung lainnya. Perancangan tata letak pabrik bertujuan untuk mengoptimalkan pemanfaatan lahan, memperlancar aliran bahan dan proses produksi, memudahkan kegiatan operasi maupun pemeliharaan, serta meningkatkan aspek keselamatan kerja. Menurut Towler dan Sinnott (2021), perancangan pabrik kimia tidak hanya mempertimbangkan aspek proses dan ekonomi, tetapi juga harus memperhatikan operasi, keselamatan, pencegahan kerugian, pemilihan peralatan, serta standar teknis yang berlaku. Oleh karena itu, penempatan peralatan proses perlu dirancang secara cermat agar efisiensi operasi, keamanan, dan keselamatan kerja dapat tercapai.

Selain peralatan utama yang tercantum dalam diagram alir proses, fasilitas pendukung seperti kantor administrasi, bengkel, poliklinik, kantin, taman, meeting point, kantor K3, dan pos keamanan juga perlu direncanakan dengan baik. Fasilitas-fasilitas tersebut ditempatkan pada area yang tidak

mengganggu jalannya proses produksi, tetapi tetap mudah diakses oleh pekerja maupun pihak yang berkepentingan. Pembagian area pabrik perlu dilakukan secara sistematis untuk memisahkan kegiatan administrasi, proses produksi, penyimpanan, utilitas, serta fasilitas penunjang. Secara umum, tata letak pabrik dibagi ke dalam tiga zona utama, yaitu area administrasi dan perkantoran, area proses, serta area pergudangan, bengkel, garasi, dan utilitas.

Untuk memperoleh tata letak pabrik yang optimal, beberapa hal penting yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut.

a. Kemungkinan Perluasan Pabrik

Area pengembangan pabrik perlu disediakan sejak tahap awal perancangan untuk mengantisipasi peningkatan kapasitas produksi maupun penambahan unit proses di masa mendatang. Penyediaan lahan khusus untuk perluasan bertujuan agar pengembangan pabrik tidak terhambat oleh keterbatasan ruang pada masa operasi berikutnya. Selain itu, perencanaan ruang pengembangan sejak awal juga dapat membantu menjaga keteraturan tata letak pabrik apabila dilakukan ekspansi di kemudian hari.

b. Luas Lahan yang Tersedia

Penggunaan lahan harus disesuaikan dengan kondisi area yang tersedia dan diupayakan seefisien mungkin. Pada lokasi dengan harga lahan yang relatif tinggi atau ketersediaan lahan yang terbatas, penataan peralatan secara vertikal atau bertingkat dapat dipertimbangkan untuk menghemat penggunaan ruang. Namun, efisiensi penggunaan lahan tetap harus memperhatikan kemudahan akses operasi, perawatan, keselamatan pekerja, serta jalur transportasi bahan di dalam area pabrik.

c. Keamanan

Faktor keamanan merupakan salah satu pertimbangan utama dalam penentuan tata letak pabrik, terutama karena industri proses memiliki potensi bahaya seperti kebakaran, ledakan, kebocoran bahan kimia, serta paparan gas atau asap berbahaya. Towler dan Sinnott (2021) menekankan bahwa aspek keselamatan dan pencegahan kerugian merupakan bagian penting dalam

desain pabrik. Oleh karena itu, unit-unit berisiko tinggi seperti tangki penyimpanan bahan baku, area proses bertekanan, dan fasilitas utilitas tertentu harus ditempatkan pada area khusus dengan jarak aman antarbangunan. Selain itu, fasilitas keselamatan seperti alat pemadam kebakaran, jalur evakuasi, meeting point, dan akses kendaraan darurat harus tersedia serta mudah dijangkau.

#### d. Instalasi dan Utilitas

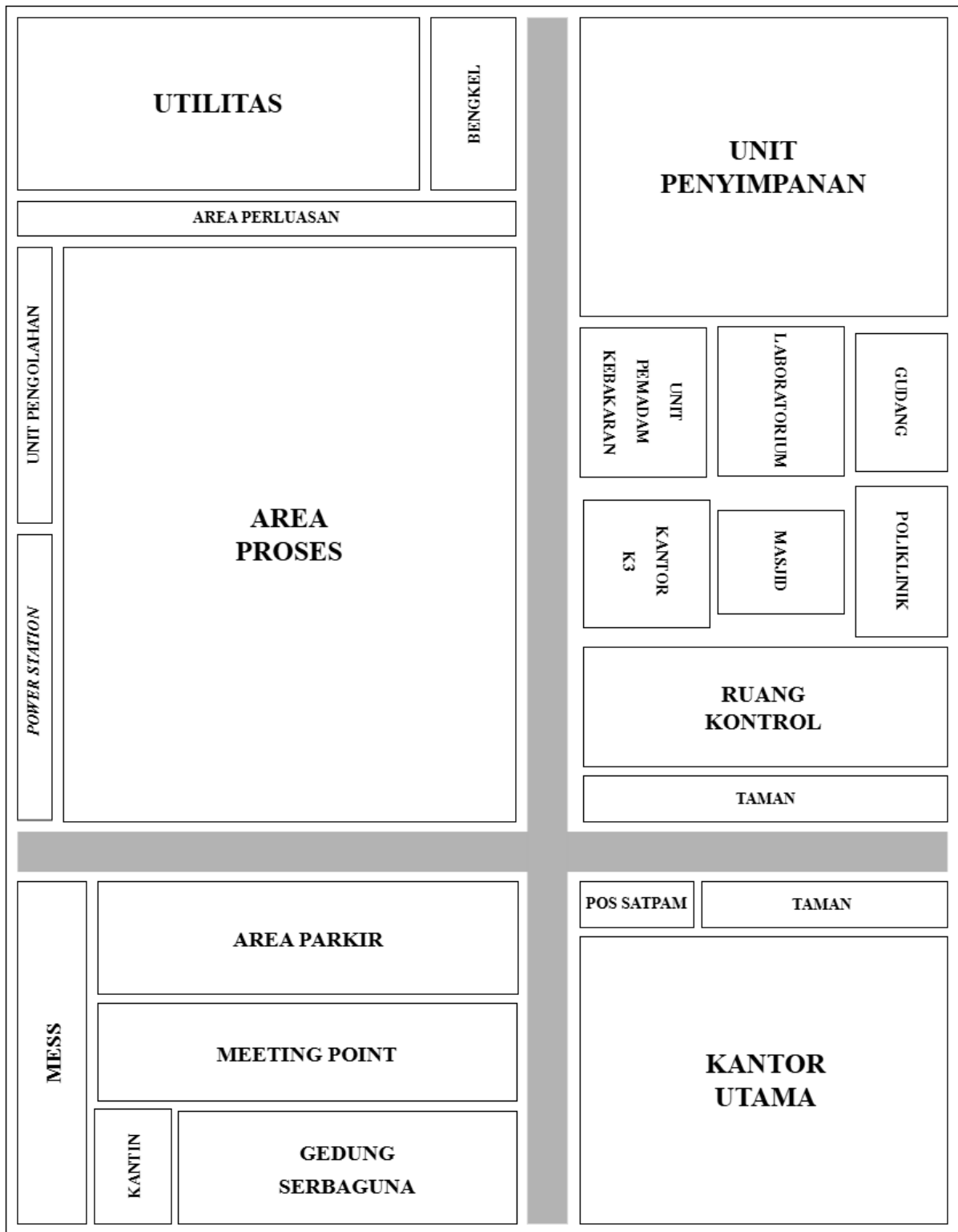
Sistem instalasi dan utilitas seperti distribusi gas, udara tekan, steam, air proses, air pendingin, dan listrik harus dirancang dengan baik agar mendukung kelancaran proses produksi. Penempatan instalasi utilitas yang tepat akan memudahkan pengoperasian, inspeksi, dan perawatan oleh operator maupun teknisi. Selain itu, tata letak utilitas juga perlu mempertimbangkan jarak terhadap area proses utama agar kehilangan energi, gangguan operasi, dan risiko kecelakaan dapat diminimalkan.

**Tabel 2. 20 Perincian Penggunaan Lahan**

No.	Penggunaan	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos Keamanan	73,5
2.	Kantor Utama	1470
3.	Gedung Serba Guna (Aula)	882
4.	Lapangan Parkir	833
5.	Masjid	147
6.	Mess	294
7.	Koperasi	98
8.	Laboratorium	245
9.	Unit Pengolahan Limbah	245
10.	Ruang Kontrol	588
11.	Poliklinik	147
12.	Unit Pemadam Kebakaran	245
13.	<i>Power Station</i>	245
14.	Area Proses	4.165
15.	Unit Penyimpanan	1.617

<b>No.</b>	<b>Penggunaan</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
16.	Utilitas	1.249,5
17.	Area Perluasan	232,75
18.	Jalan, Taman, dan Meeting Point	1.604,75
19.	Kantin	98
20.	Bengkel	147
21.	Gudang	147
22.	Kantor K3	196
<b>Total Luas Tanah</b>		<b>14.969,5</b>

Berdasarkan perincian penggunaan lahan pada Tabel 2.26, tata letak dan pembagian area pabrik monoethanolamine secara keseluruhan disajikan pada Gambar 2.3.



Gambar 2. 3 Layout Pabrik

## 2.6.2 Tata Letak Peralatan

Perancangan tata letak peralatan proses merupakan aspek penting dalam menunjang kelancaran, keamanan, serta efisiensi operasi pabrik. Penataan peralatan yang baik tidak hanya berpengaruh terhadap aliran proses produksi, tetapi juga berdampak pada keselamatan kerja, kemudahan perawatan, dan aspek ekonomis pabrik. Menurut Towler dan Sinnott (2021), tata letak peralatan dalam perancangan pabrik perlu memperhatikan hubungan antarunit proses, kemudahan operasi dan pemeliharaan, keselamatan, aksesibilitas, serta efisiensi biaya konstruksi dan pemipaan. Oleh karena itu, dalam perancangan tata letak peralatan proses perlu diperhatikan beberapa hal sebagai berikut.

### a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat memberikan keuntungan ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keamanan proses produksi. Jalur aliran dirancang agar sesingkat dan seefisien mungkin untuk meminimalkan kehilangan energi dan biaya pemipaan. Elevasi pipa juga perlu diperhatikan, di mana pipa yang berada di atas permukaan tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian minimal 3 meter. Sementara itu, pemipaan di permukaan tanah diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu mobilitas pekerja maupun aktivitas operasional lainnya.

### b. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan di sekitar area proses harus dirancang agar berlangsung dengan baik dan tidak terhambat. Hal ini bertujuan untuk mencegah terjadinya stagnasi udara yang dapat menyebabkan akumulasi uap atau gas kimia berbahaya. Selain itu, arah hembusan angin alami juga perlu dipertimbangkan dalam penempatan peralatan untuk meminimalkan risiko paparan zat berbahaya terhadap pekerja.

### c. Cahaya Penerangan

Penerangan di area pabrik harus tersedia dalam jumlah yang memadai untuk menunjang aktivitas operasional dan inspeksi peralatan. Pada area proses yang memiliki tingkat risiko tinggi atau potensi bahaya, diperlukan

penerangan tambahan agar pekerja dapat bekerja dengan aman dan mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan kerja.

d. Lalu Lintas Manusia

Tata letak peralatan harus memungkinkan pekerja untuk menjangkau seluruh peralatan proses dengan cepat dan mudah. Hal ini penting terutama dalam kondisi darurat atau saat diperlukan perbaikan dan perawatan peralatan. Selain itu, jalur lalu lintas pekerja dirancang agar aman, jelas, dan tidak saling berpotongan dengan jalur aliran bahan berbahaya.

e. Tata Letak Alat Proses (Pertimbangan Ekonomi)

Penempatan peralatan proses diusahakan sedemikian rupa sehingga dapat menekan biaya operasi dan perawatan, sekaligus menjamin kelancaran serta keamanan produksi. Tata letak yang efisien akan mengurangi kebutuhan pemipaan, konsumsi energi, dan waktu operasional, sehingga memberikan keuntungan dari segi ekonomi.

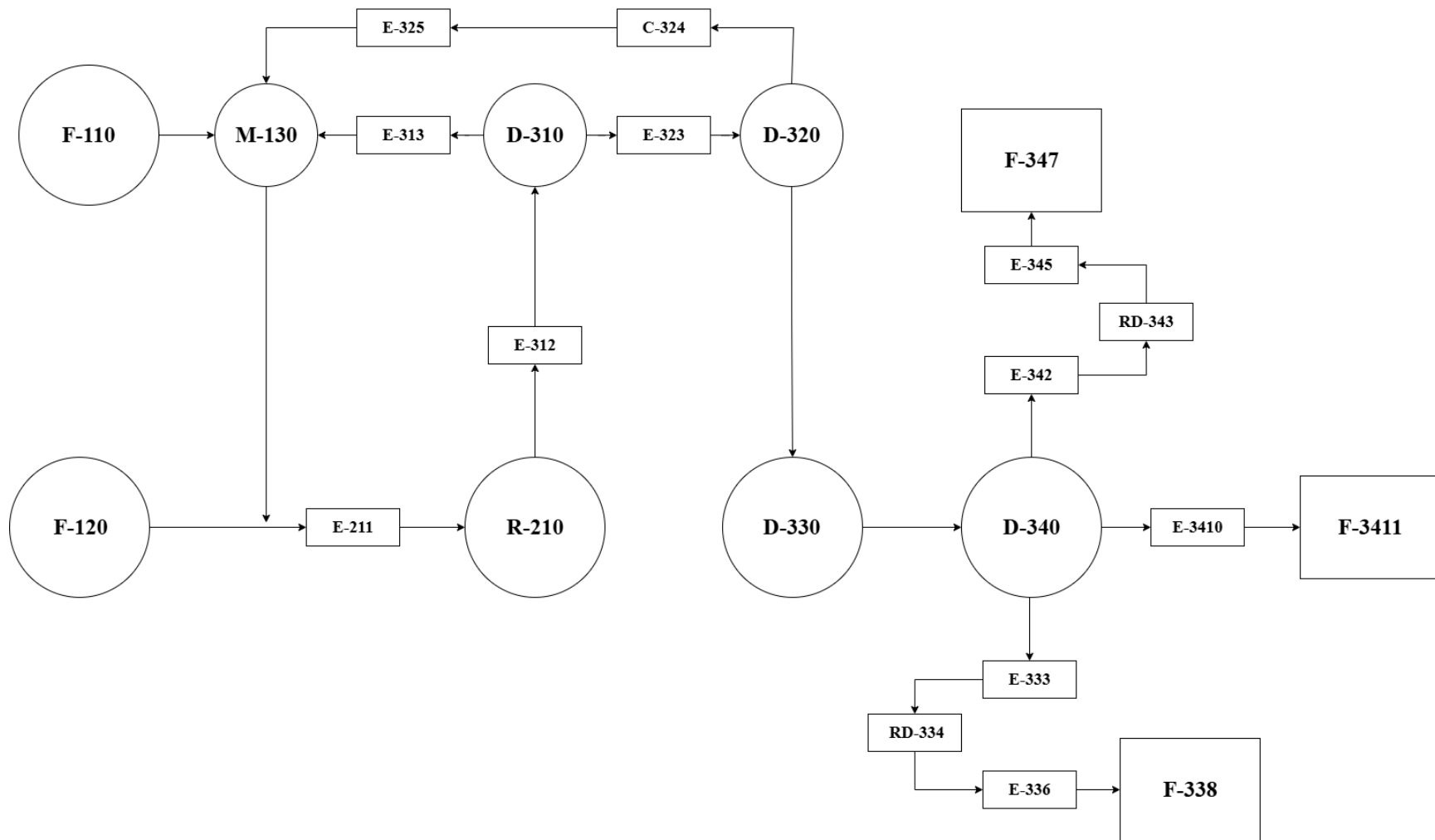
f. Ruang Antar Alat Proses

Peralatan proses yang beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi sebaiknya ditempatkan terpisah dari peralatan lain. Pengaturan jarak antar alat ini bertujuan untuk meminimalkan risiko kerusakan peralatan lain apabila terjadi kebakaran, ledakan, atau gangguan operasional pada unit tersebut.

Secara umum, tata letak peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Penggunaan luas lantai pabrik dapat dioptimalkan
- c. Biaya material dan instalasi dapat ditekan sehingga mengurangi pengeluaran yang tidak perlu
- d. Lingkungan kerja yang aman dan nyaman dapat tercipta, sehingga meningkatkan kepuasan kerja karyawan

Pada pabrik monoethanolamine ini, tata letak peralatan proses disajikan pada Gambar 2.4.



**Gambar 2. 4 Tata Letak Peralatan Proses**