

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. Etilen Oksida

Menurut (PT Polychem Indonesia Tbk., 2025), komposisi Etilen Oksida ialah sebagai berikut:

- **Komposisi**

Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kemurnian	: Min. 99% berat
Impuritas (Air)	: Max. 1% berat

Menurut (Speight, 2002), sifat fisika dan sifat kimia Etilen Oksida ialah sebagai berikut:

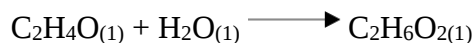
- **Sifat Fisika**

Rumus molekul	: C_2H_4O
Titik didih	: $10,4^{\circ}C$
Titik beku	: $-111,7^{\circ}C$
Titik nyala	: $18^{\circ}C$
Berat molekul	: 44,05 gr/mol
<i>Specific gravity</i>	: 1.015
Berbau seperti senyawa eter	

- **Sifat Kimia**

Reaksi – reaksi etilen oksida

- Reaksi etilen oksida dengan air membentuk etilen glikol



- Reaksi etilen oksida dengan ammonia



Mudah meledak pada suhu tinggi

Mudah terbakar

b. Ammonia

Menurut (PT Panca Amara Utama Tbk., 2025), komposisi Ammonia ialah

sebagai berikut:

- **Komposisi**

Wujud	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Kemurnian	: Min. 99% berat
Impuritas (Air)	: Tidak mengandung air

Menurut (Speight, 2002), sifat fisika Ammonia ialah sebagai berikut:

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul	: NH_3
Titik leleh	: $-77,7^\circ\text{C}$
Titik didih	: $-33,4^\circ\text{C}$
Densitas (15°C)	: 0,617
Berat molekul	: 17,03 gr/mol
<i>Specific gravity</i>	: 0,59
Berbau sangat tajam	

Menurut (Strigle, 1994) , sifat kimia Ammonia ialah sebagai berikut:

- **Sifat Kimia**

Reaksi – reaksi etilen oksida

- Reaksi ammonia dengan air membentuk ammonium hidroksida



- Reaksi ammonia dengan etilen oksida



Mudah terbakar

2.2.1.1.1 Spesifikasi Katalis

Menurut (*Pingxiang Gophin Chemical*, 2025), komposisi dan sifat fisika silika alumina ialah sebagai berikut:

a. Silika-Alumina

- **Komposisi**

Kandungan	: 20 % Al_2O_3 dan 80% SiO_2
Bentuk	: Bola
Diameter	: 3-5 mm
Porositas	: 0,35 – 0,5

- **Sifat Fisika**

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

Densitas : 650 – 780 g/L

Sifat Kimia

Konsentrasi alumina tidak terlalu tinggi

Memiliki sumber keasaman yaitu pusat asam bronsted

2.2.1.1.2 Spesifikasi Produk

2.1.3.1 Produk Utama

a. *Monoethanolamine* (MEA)

Menurut (Dow Chemical, 2003), komposisi *Monoethanolamine* (MEA) ialah sebagai berikut:

- **Komposisi**

Wujud : Cair

Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : Min. 99,5% berat

Impuritas : Air max. 0,3% berat

DEA max. 0,2% berat

Menurut (Speight, 2002) , sifat fisika *Monoethanolamine* (MEA) ialah sebagai berikut:

- **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

Menurut (PubChem, 2022), sifat kimia *Monoethanolamine* (MEA) ialah sebagai berikut:

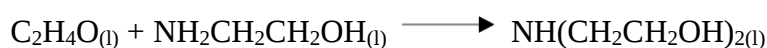
- **Sifat Kimia**

Reaksi – reaksi *Monoethanolamine*

- Reaksi MEA dengan Karbondioksida (CO_2)



- Reaksi MEA dengan Etilen Oksida



Reaktif dan mudah terbakar

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam air, metanol dan dietil eter

2.1.3.2 Produk Sampling

a. *Diethanolamine* (DEA)

Menurut (Dow Chemical, 2003). komposisi *Diethanolamine* (DEA) ialah sebagai berikut:

- **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

Menurut (Speight, 2002) . sifat fisika *Diethanolamine* (DEA) ialah sebagai berikut:

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul : $C_4H_{11}NO_2$

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

Menurut (PubChem, 2022). sifat kimia *Diethanolamine* (DEA) ialah sebagai berikut:

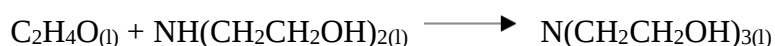
- **Sifat Kimia**

Reaksi - reaksi *Diethanolamine*

- Reaksi DEA dengan CO₂



- Reaksi DEA dengan Etilen Oksida



Reaktif dan mudah terbakar

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam etanol dan aseton

b. *Triethanolamine* (TEA)

Menurut (Dow Chemical, 2003). komposisi *Triethanolamine* (TEA) ialah sebagai berikut:

- **Komposisi**

Wujud : Cair
Warna : Tidak berwarna
Kemurnian : Min. 96% berat
Impuritas : MEA max. 2% berat
DEA max. 2% berat

Menurut (Speight, 2002). Sifat fisika *Triethanolamine* (TEA) ialah sebagai berikut:

- **Sifat Fisika**

Rumus molekul : $C_6H_{15}NO_3$
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

Menurut (PubChem, 2022). Sifat kimia *Triethanolamine* (TEA) ialah sebagai berikut:

- **Sifat Kimia**

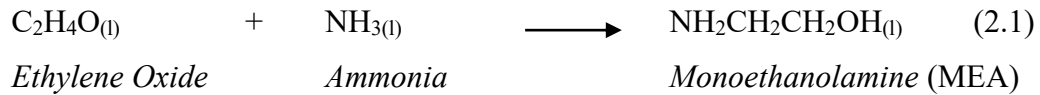
Larut dalam air, etanol dan aseton
Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit
Larut dalam etanol dan aseton
Bersifat karsinogenik

2.2 Konsep Proses

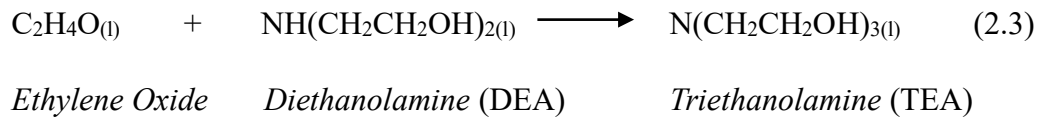
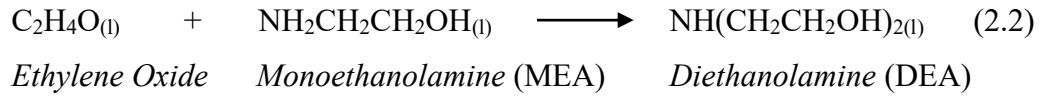
2.2.1 Dasar Reaksi Pembentukan MEA, DEA, dan TEA

Monoethanolamine (MEA) diproduksi melalui reaksi antara etilen oksida dan amonia dalam fase cair. Proses ini berlangsung dengan bantuan katalis silika-alumina ($SiO_2-Al_2O_3$). Menurut (G. Zahedi, 2009), reaksi kimia antara etilen oksida dan amonia dapat dinyatakan sebagai berikut:

Reaksi Utama :

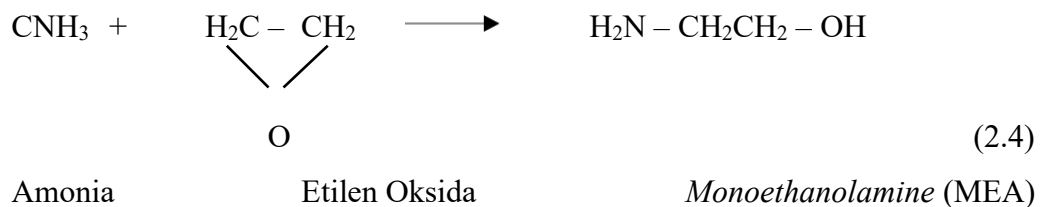


Reaksi Samping :

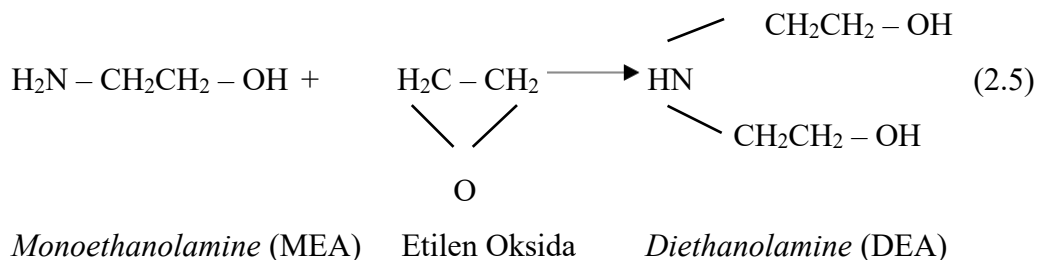


2.2.2 Mekanisme Reaksi

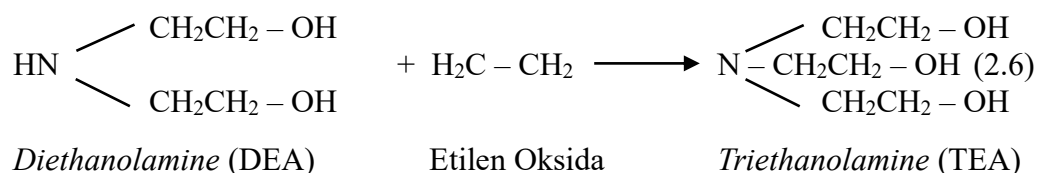
Produksi *ethanolamine* (MEA, DEA, dan TEA) menggunakan bahan baku amonia dan etilen oksida melibatkan reaksi amonolisis. Reaksi ini terjadi antara senyawa ester dan amonia, di mana dalam pembuatan MEA, proses amonolisis berlangsung melalui mekanisme adisi.



Etilen oksida yang bersifat reaktif menyebabkan terjadi reaksi lanjutan:



Menurut (US Patent 6,696,610), Jika etilen oksida masih ada maka *diethanolamine* (DEA) akan melanjutkan reaksi membentuk *triethanolamine* (TEA):



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*).

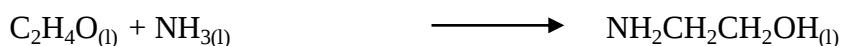
2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Perhitungan panas reaksi standar (ΔH_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.

Menurut (Yaws, 1999), ΔH_f Pada suhu 298,15 K pada masing-masing komposisi berikut ialah:

$\Delta H_f_{298,15} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}$	= - 52.630 J/mol
$\Delta H_f_{298,15} \text{ NH}_3$	= - 45.900 J/mol
$\Delta H_f_{298,15} \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$	= - 210.190 J/mol
$\Delta H_f_{298,15} \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2$	= -396.880 J/mol
$\Delta H_f_{298,15} \text{ N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3$	= -562.080 J/mol

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi :



Didapatkan $\Delta H_r^{\circ 298,15}$ pada tiap-tiap reaksi adalah sebagai berikut:

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

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

$$\begin{aligned} \Delta H_r^{\circ 298,15} \text{ Rx 2} &= \Delta H_f \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \\ &\quad \Delta H_f \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\ &= -396.880 - \{-52.630 + (-210.190)\} \\ &= -102.450 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

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

Menurut (Yaws, 1999), panas pembentukkan (ΔH_f) pada $T = 100^\circ\text{C}$ atau $373,15 \text{ K}$ ialah:

$$\begin{aligned} \Delta H_{f(373,15)} &= \Delta H_{f(298,15)} + \int_{298,15}^{373,15} C_p \, dt \, CT^2 \, DT^2 \\ \Delta H_{f(373,15)} &= \Delta H_{f(298,15)} + \left[\int_{298,15}^{373,15} AT + \left(\frac{B}{2}\right)T^2 + \left(\frac{C}{3}\right)T^3 + \frac{D}{4}T^4 \right]_{298,15}^{373,15} \\ \Delta H_{f(373,15)} &= \Delta H_{f(298,15)} + (AT + (-2)T + (-3)T + (-4)T)_{298,15} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f(373,15)} \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} &= -12.350 \text{ J/mol} \\ \Delta H_{f(373,15)} \text{ NH}_3 &= -45.309 \text{ J/mol} \quad \Delta H_{f(373,15)} \\ \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} &= -195.150 \text{ J/mol} \quad \Delta H_{f(373,15)} \\ \text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 &= -378.606 \text{ J/mol} \quad \Delta H_{f(373,15)} \\ \text{N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3 &= -533.286 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{r(373,15)} &= \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}} \\ \Delta H_{r(373,15)} \text{ Rx 1} &= \Delta H_f \text{ NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH} - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ NH}_3) \\ &= -137.491 \text{ J/mol} \\ \Delta H_{r(373,15)} \text{ Rx 2} &= \Delta H_f \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \end{aligned}$$

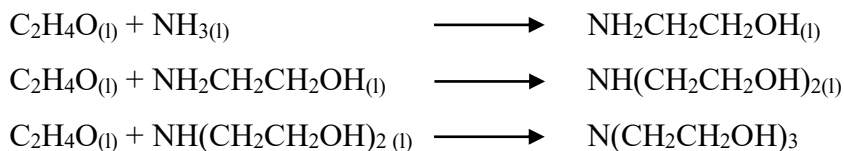
$$\begin{aligned}
& \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\
& = -171.106 \text{ J/mol} \\
\Delta H_{r(373,15)} \text{ Rx 3} & = \Delta H_f \text{ N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3 - (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \\
& \quad \text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 \\
& = -142.331 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

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**.

Menurut (Yaws, 1999), 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 :

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

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi :



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

$$\begin{aligned}
\Delta G^{\circ}_{298,15} & = \Delta G_{f \text{ produk}} - \Delta G_{f \text{ reaktan}} & (2.8) \\
\Delta G^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 1} & = \Delta G_f \text{ NH}_2 \text{ CH}_2 \text{ CH}_2 \text{ OH} - (\Delta G_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f \text{ NH}_3) \\
& = - 106.880 - \{- 13.200 + (- 16.400)\} \\
& = - 77.280 \text{ J/mol} \\
\Delta G^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 2} & = \Delta G_f \text{ NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2 - (\Delta G_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f \\
& \quad \text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}) \\
& = - 214.080 - \{-13.200 + (- 106.880)\} \\
& = - 94.000 \text{ J/mol} \\
\Delta G^{\circ}_{298,15} \text{ Rx 3} & = \Delta G_f \text{ N}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_3 - (\Delta G_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f \\
& \quad \text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2) \\
& = - 299.930 - \{-13.200 + (- 214.080)\} \\
& = - 72.650 \text{ J/mol}
\end{aligned}$$

Menurut (Smith et al., 2018), Konstanta Keseimbangan (K) pada T1= 100 °C atau 373,15 K

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

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

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

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

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 Keseimbangan (K)

	K0	K1	K2	K= K0 x K1 x K2
Reaksi Utama (Rx 1)	3,464 x 10¹³	0,000117	29,762164	1,206 x 10¹¹
Reaksi Samping (Rx 2)	18,3700711	0,000247	1,512402	1,099 x 10 ¹³
Reaksi Samping (Rx 3)	5,351 x 10 ¹²	0,000133	4,741961	3,370 x 10 ⁹

Harga konstanta kesetimbangan (K) tiap-tiap reaksi sangat besar (>1) maka reaksi pembentukan ethanolamine (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).

$$k = k_0 \left[\exp \left(\frac{-E_A}{R T} \right) \right]$$

$$(2.13)$$

dengan :

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

k₀ : Faktor pra-eksponensial (L/mol.min)

EA : Energi aktivasi (kcal/mol)
 R : Konstanta gas ideal (kcal/mol.K)
 T : Suhu (K)

Faktor-faktor yang mempengaruhi kecepatan reaksi adalah

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.

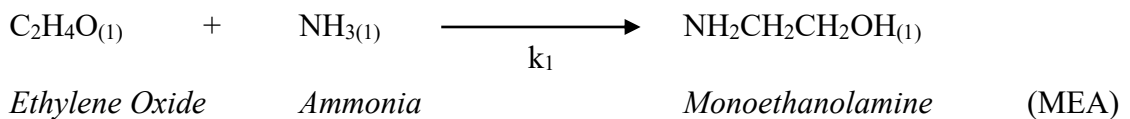
2. Suhu

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

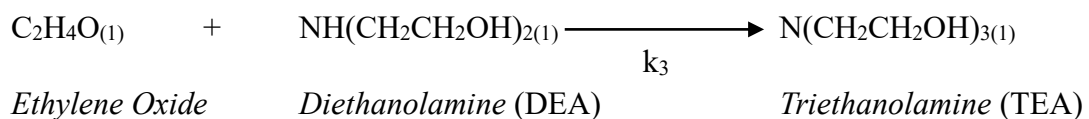
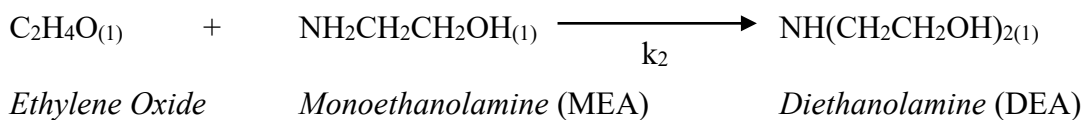
3. Luas Permukaan

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. Menurut (G. Zahedi, 2009), harga konstanta kecepatan reaksi pada pembuatan MEA dari etilen oksida dan ammonia adalah sebagai berikut:

Reaksi Utama :



Reaksi Samping :



Keterangan :

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

$$\frac{d[\text{DEA}]}{dt} = k_2 \cdot [\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}] - k_3 \cdot [\text{NH}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2] \cdot [\text{C}_2\text{H}_4\text{O}]$$

$$\frac{d [TEA]}{dt} = k_3 \cdot [NH(CH_2CH_2OH)_2] \cdot [C_2H_4O]$$

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 ₂ H ₄ O]	= Konsentrasi etilen oksida
[NH ₃]	= Konsentrasi ammonia
[NH ₂ CH ₂ CH ₂ OH]	= Konsentrasi <i>monoethanolamine</i>
[NH(CH ₂ CH ₂ OH) ₂]	= Konsentrasi <i>diethanolamine</i>

Menurut (G. Zahedi, 2009), Pada perhitungan kecepatan reaksi besarnya nilai k1, k2, dan k3 untuk reaksi pembentukan MEA dari amonia dan etilen oksida ditentukan dengan persamaan berikut:

$$k = k_0 \exp \left(\frac{-EA}{RT} \right)$$

$$k_1 = 4,11 \times 10^8 \exp ((-14600)/RT) \quad (2.17)$$

$$k_2 = 1,13 \times 10^{10} \exp ((-15700)/RT) \quad (2.18)$$

$$k_3 = 2,94 \times 10^9 \exp ((-15100)/RT) \quad (2.19)$$

dengan :

k	= Konstanta kecepatan reaksi (L/mol.min)
k1	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan MEA (L/mol.min)
k2	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan DEA (L/mol.min)
k3	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan TEA (L/mol.min)
EA	= Energi aktivasi (kcal/mol)
k0	= Faktor pra eksponensial (L/mol.min)
T	= Suhu (K)
R	= Konstanta gas ideal (kcal/mol.K)

Tabel 2.2 Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

k

Reaksi Utama (k ₁)	3,72 x 10 ⁶
Reaksi Samping (k ₂)	7,17 x 10 ⁵
Reaksi Samping (k ₃)	2,26 x 10 ⁶

2.3 Langkah Proses

Proses produksi *Monoethanolamine* (MEA) menggunakan katalis silika-alumina terdiri dari beberapa tahapan utama, yaitu tahap persiapan bahan baku (*pre-treatment*), tahap pembentukan produk, tahap pemisahan dan daur ulang (separasi dan *recycle*), serta tahap pemurnian produk melalui distilasi. Penjelasan dari masing-masing tahapan adalah sebagai berikut:

1. Tahap Persiapan Bahan Baku (*Pre-Treatment*)

Pada tahap ini, bahan baku dipersiapkan agar kondisi operasionalnya sesuai dengan spesifikasi reaktor. *Liquid ammonia* yang digunakan berasal dari PT. Panca Amara Utama Tbk. dengan kemurnian 99,5%, kemudian disimpan dalam tangki penyimpanan amonia (F-110) pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm. Sementara itu, etilen oksida yang berasal dari PT Polychem Indonesia Tbk. berada dalam fase cair dan disimpan dalam tangki penyimpanan etilen oksida (F-120) pada suhu 30°C dengan tekanan 3 atm.

Liquid ammonia dari tangki penyimpanan (F-110) dialirkan dan tekanannya dinaikkan menjadi 20 atm menggunakan pompa (L-111) sebelum menuju *mixer*. Di dalam *mixer*, *liquid ammonia* segar dicampurkan dengan *liquid ammonia* hasil daur ulang dari proses *flash*. Kolom (D-310) beroperasi pada suhu 50,71°C dan tekanan 20 atm. Selanjutnya, campuran *liquid ammonia* akan mengalami peningkatan tekanan hingga mencapai 100 atm dengan bantuan pompa (L-131) sebelum dialirkan ke pipa pencampuran.

Sementara itu, etilen oksida dari tangki penyimpanan (F-120) dipompa menggunakan pompa (L-121), sehingga tekanannya meningkat menjadi 100 atm sebelum masuk ke pipa pencampuran. Dalam pipa ini, *liquid ammonia* yang telah dicampur sebelumnya akan bercampur dengan etilen oksida. Campuran tersebut kemudian dialirkan ke *Heat Exchanger* (HE-01) untuk meningkatkan suhunya hingga 100°C sebelum akhirnya diumpankan ke reaktor (R-210).

2. Tahap Pembentukan Produk

Proses pembentukan produk *Monoethanolamine* (MEA) berlangsung dalam reaktor (R-210) dengan mereaksikan amonia dan etilen oksida pada suhu 100°C dan tekanan 100 atm. Rasio mol antara amonia dan etilen oksida adalah 39,88:1, dengan tingkat konversi etilen oksida mencapai 98%. Reaksi ini bersifat eksotermis dan isothermal, sehingga diperlukan sistem pendingin untuk menjaga suhu reaktor tetap stabil pada 100°C. Pendinginan dilakukan dengan menggunakan air pendingin (*cooling water*) yang masuk melalui bagian *shell* pada suhu 30°C. Reaktor yang digunakan merupakan *fixed bed multitube reactor* yang berisi katalis silika-alumina ($\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$) untuk mempercepat reaksi, mengingat proses ini melibatkan reaksi katalitik.

3. Tahap Separasi dan Recycle

Tahap ini bertujuan memisahkan sedikit air dan ammonia yang tidak bereaksi pada arus produk untuk dikembalikan sebagai umpan reaktor (R-210) bersama ammonia fresh dan etilen oksida. Produk reaktor (R-210) akan masuk ke *Expansion Valve* (EV- 311) untuk diturunkan tekanannya menjadi 20 atm kemudian produk akan diumpankan menuju *Flash Column* I (D-310). Kondisi operasi pada *Flash Column* I (D-310), yaitu pada suhu 100°C dan tekanan 20 atm.

Pada *Flash Column* I (D-310) akan terjadi pemisahan antara ammonia, etilen oksida dan H_2O berdasarkan fasenya, dimana pada bagian atas *Flash Column* I (D-310) akan menghasilkan gas ammonia, etilen oksida dan H_2O sedangkan bagian bawah *Flash Column* I (D-310) akan menghasilkan ethanoldiamine. Hasil atas *Flash Column* (D- 310) akan diubah fasenya menjadi fase cair menggunakan kondensor (E-313) sehingga dapat dialirkan menuju *mixer* sebagai arus *recycle* sedangkan hasil bawah *Flash Column* I (D-310) akan diturunkan tekanannya dengan *Expansion Valve* (EV-321) hingga 2 atm kemudian dipompa (L-322) menuju *Flash Column* II (D-320).

Pada *Flash Column* II (D-320) terjadi pemisahan kembali antara ammonia, etilen oksida dan H_2O dengan *ethanoldiamine*. Kondisi operasi pada *Flash Column* II (D-320), yaitu pada suhu 120°C dan tekanan 2 atm. Hasil atas berupa ammonia, etilen oksida dan H_2O dengan fase gas akan keluar dari *top* kolom menuju kompresor (C-324) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 20 atm dan masuk ke kondensor (E-325) untuk diubah fasenya menjadi fase cair kemudian diumpankan menuju *mixer*

sebagai arus *recycle*. Hasil bawah berupa *ethanoldiamine* akan dialirkan dengan pompa (L-331) menuju Menara Destilasi I (D-330) untuk dimurnikan

4. Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)

Pada tahap ini, *Monoethanolamine* (MEA), *Diethanolamine* (DEA), dan *Triethanolamine* (TEA) akan dipisahkan dan disimpan dalam tangki penyimpanan. *Ethanolamine* yang berasal dari *Flash Column* II (D-320) diarahkan ke Menara Distilasi I (D-330) untuk proses pemisahan berdasarkan perbedaan titik didih. Senyawa dengan titik didih lebih rendah akan berubah menjadi fase gas dan naik ke bagian atas kolom, sedangkan senyawa dengan titik didih lebih tinggi tetap berada dalam fase cair di bagian bawah kolom. Produk dari bagian bawah kolom kemudian dipompa menggunakan pompa (L-341) menuju Menara Distilasi II (D-340) untuk pemisahan lebih lanjut.

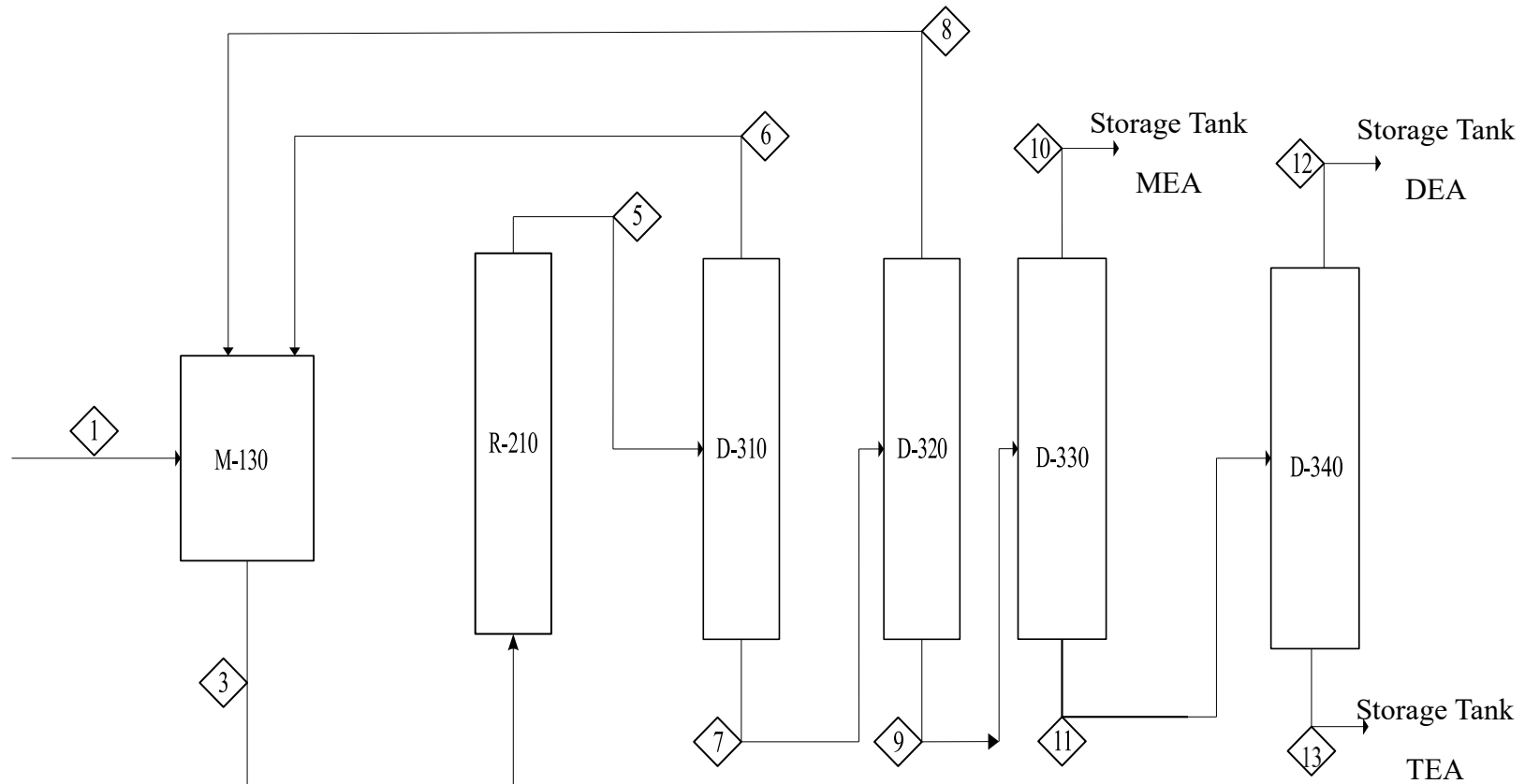
Hasil dari bagian atas Menara Distilasi I (D-330) adalah *Monoethanolamine* (MEA) dengan kemurnian 99,5% dan kandungan impuritas maksimal 0,5% air. Produk ini kemudian didinginkan hingga 30°C menggunakan *Heat Exchanger* (E-336) sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan MEA (F-338).

Produk dari bagian bawah Menara Distilasi I (D-330) dipompa (L-341) menuju Menara Distilasi II (D-340) untuk memisahkan *Diethanolamine* (DEA) dan *Triethanolamine* (TEA). Hasil dari bagian atas Menara Distilasi II (D-340) adalah *Diethanolamine* (DEA) dengan kemurnian 97,5% serta impuritas maksimal 1% MEA, 0,54% air, dan 0,96% TEA. DEA ini kemudian didinginkan hingga 30°C menggunakan *Heat Exchanger* (E-345) sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan DEA (F-347).

Sementara itu, produk dari bagian bawah Menara Distilasi II (D-340) adalah *Triethanolamine* (TEA) dengan kemurnian 98% serta impuritas maksimal 1% MEA dan 1% DEA. Produk ini selanjutnya didinginkan hingga 30°C menggunakan *Heat Exchanger* (E-3410) dan disimpan dalam tangki penyimpanan TEA (F-3411).

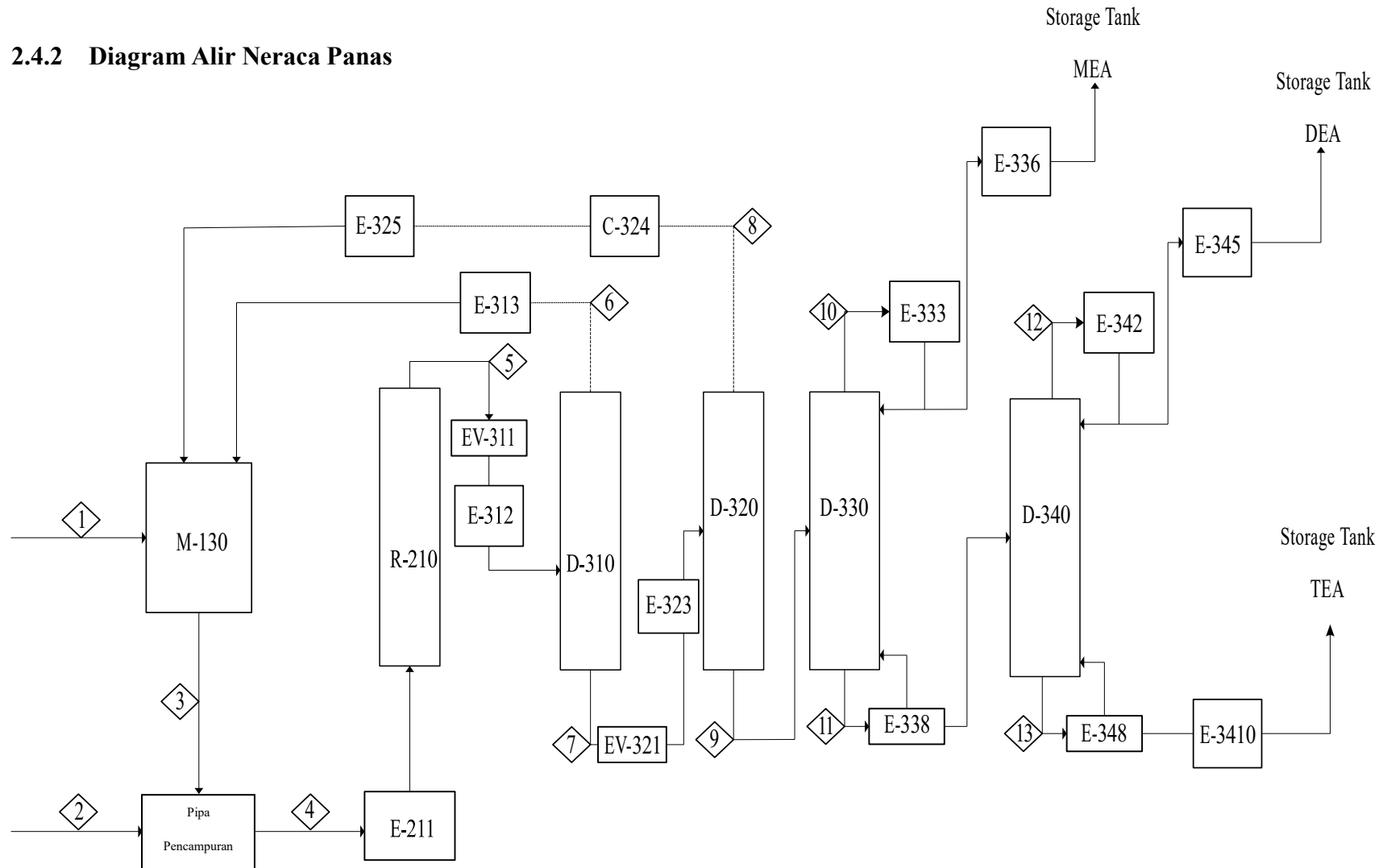
2.4 Diagram Alir

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 15.000 ton/tahun. Perhitungan secara rinci dapat dilihat pada Lampiran A.

1. Mixer

Tabel 2.3 Neraca Massa Aktual pada Mixer

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 6	Arus 8	Arus 3
NH ₃	597,532	27.049,135	278,600	27.925,268
C ₂ H ₄ O	0	47,303	1,790	49,094
H ₂ O	140,384	89,256	20,442	250,083
MEA	0	178,693	77,460	256,153
DEA	0	0,384	0,262	0,647
TEA	0	0,005	0,004	0,010
Jumlah	737,916	27.364,779	378,562	28.481,257
Total		28.481,257		28.481,257

2. Pipa Pencampuran

Tabel 2.4 Neraca Massa Aktual pada Pipa Pencampuran

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
NH ₃	0	27.925,268	27.925,268
C ₂ H ₄ O	1.811,955	49,094	1.861,050
H ₂ O	5,452	250,083	255,535
MEA	0	256,153	256,153
DEA	0	0,647	0,647
TEA	0	0,010	0,010
Jumlah	1.817,408	28.481,257	30.298,665
Total		30.298,665	30.298,665

3. Reaktor

Tabel 2.5 Neraca Massa Aktual pada Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
NH ₃	27.925,268	27.327,736
C ₂ H ₄ O	1.861,050	98,474
H ₂ O	255,535	255,536
MEA	256,153	2.150,093
DEA	0,647	340,530
TEA	0,010	126,297
Jumlah	30.298,666	30.298,666
Total	30.298,666	30.298,666

4. Flash Kolom I

Tabel 2.6 Neraca Massa Aktual pada Flash Kolom I

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
NH ₃	27.327,736	26.976,234	351,502
C ₂ H ₄ O	98,474	93,486	4,989
H ₂ O	255,536	144,294	111,242
MEA	2.150,093	169,646	1.980,447
DEA	340,530	0,317	340,213
TEA	126,297	0,005	126,293
Jumlah	30.298,666	27.383,981	2.914,685
Total	30.298,666	30.298,666	

5. Flash Kolom II

Tabel 2.7 Neraca Massa Aktual pada Flash Kolom II

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
NH ₃	351,502	338,885	12,617

C ₂ H ₄ O	4,989	4,348	0,640
H ₂ O	111,242	42,182	69,060
MEA	1.980,447	96,225	1.884,222
DEA	340,213	0,284	339,929
TEA	126,293	0,005	126,287
Jumlah	2.914,685	481,930	2.432,755
Total	2.914,685	2.914,685	

6. Menara Distilasi I

Tabel 2.8 Neraca Massa Aktual pada Menara Distilasi I

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
NH ₃	12,617	12,617	0.000
C ₂ H ₄ O	0,640	0,640	0.000
H ₂ O	69,060	0,207	68,852
MEA	1.884,222	1.881,514	2,709
DEA	339,929	1,700	338,229
TEA	126,287	0.000	126,287
Jumlah	2.432,755	1.890,968	541,787
Total	2.432,755	2.432,755	

7. Menara Distilasi II

Tabel 2.9 Neraca Massa Aktual pada Menara Distilasi II

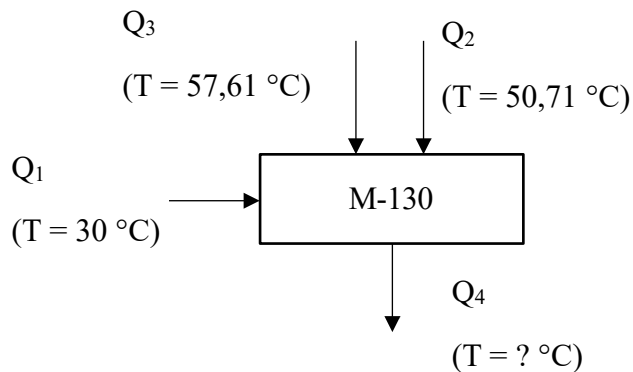
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
NH ₃	0.000	0.000	0.000
C ₂ H ₄ O	0.000	0.000	0.000
H ₂ O	68,852	68,852	0.000
MEA	2,709	2,709	0.000
DEA	338,229	333,229	5,000
TEA	126,287	6,835	196,014
Jumlah	541,787	341,773	200,014

Total	541,787	541,787
Neraca Massa Over All		
Alat	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Mixer	28.481,25764	28.481,25764
Pipa Pencampuran	30.298,66571	30.298,66571
Reaktor	30.298,666	30.298,666
Flash Coloumn I	30.298,666	30.298,666
Flash Coloumn II	2.914,685	2.914,685
MD-01	2.432,755	2.432,755
MD-02	541,79	541,79
Jumlah	125.266,4821	125.266,4821
Total	250.532,9642	

2.5.2 Neraca Panas

Berikut adalah ringkasan dari neraca panas Pabrik *Monoethanolamine* (MEA) dengan kapasitas 15.000 ton/tahun. Perhitungan secara rinci dapat dilihat pada Lampiran A.

1. Mixer (M-130)



Tabel 2.10 Neraca Panas Aktual pada Mixer (M-130)

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)
	Q1	Q2	Q3	Q4
NH ₃	14.175,374	3.427.024,768	45.479,583	3.477.710,830
C ₂ H ₄ O	0.000	2.533,487	122,422	2.585,903
H ₂ O	2.942,312	9.597,126	2.785,956	26.456,101

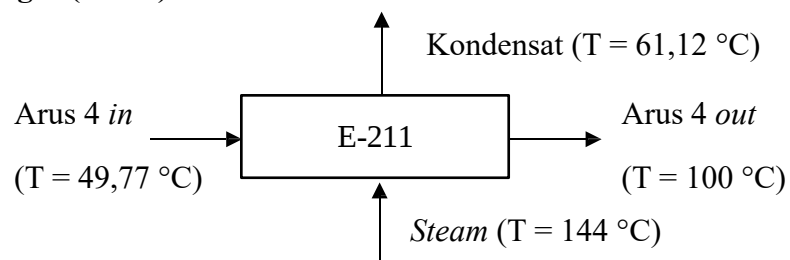
MEA	0.000	14.759,083	8.138,892	20.811,060
DEA	0.000	22,532	19,549	37,288
TEA	0.000	0,364	0,405	0,672
Jumlah	17.117,687	3.453.937,360	56.546,808	3.527.601,854
Total		3.527.601,855		3.527.601,855

2. Pipa Pencampuran

Tabel 2.11 Neraca Panas Aktual pada Pipa Pencampuran

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Q1	Q2	Q3
NH ₃	3.477.710,830	0.000	3.412.213,538
C ₂ H ₄ O	2.585,903	27.752,469	96.232,228
H ₂ O	26.456,101	114,273	26.550,731
MEA	20.811,060	0.000	20.434,828
DEA	37,288	0.000	36,615
TEA	0,672	0.000	0,660
Jumlah	3.527.601,854	27.866,742	3.555.468,600
Total	3.555.468,60		3.555.468,60

3. Heat Exchanger (E-211)



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

LP steam dengan tekanan 404,2 kPa

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

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

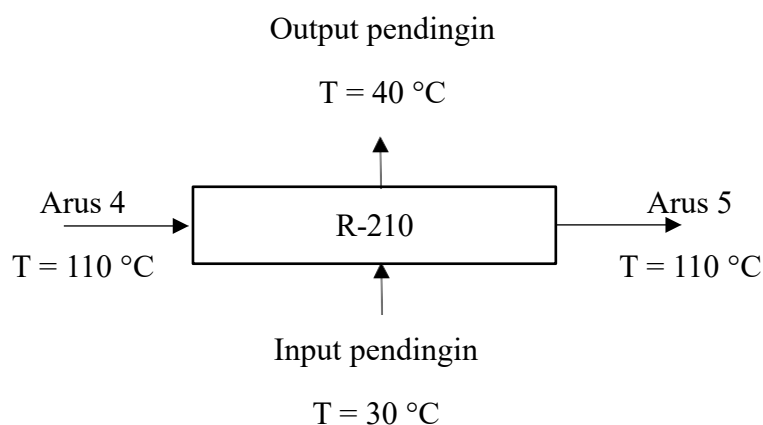
$$11.878.433,837 = m \times (2738,1 - 606,3)$$

$$m = 4.173,933989 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.12 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-211)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	3.412.213,538	12.004.008,175
C ₂ H ₄ O	96.232,228	306.197,755
H ₂ O	26.550,731	80.065,935
MEA	20.434,828	63.074,656
DEA	36,615	112,531
TEA	0,660	2,026
Q beban	3.555.468,600	12.453.461,077
Total	12.453.461,077	12.453.461,077

4. Reaktor (R-210)



Karena reaktor beroperasi dalam kondisi non-isothermal, diperlukan sistem pendingin untuk menjaga suhu dalam reaktor. Pendingin yang digunakan adalah air pendingin.

$$T \text{ input air pendingin} = 30 \text{ °C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T \text{ output air pendingin} = 40 \text{ °C} = 313,15 \text{ K}$$

Dengan rumus :

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

Diperoleh hasil perhitungan :

$$22.745.096,31 = n \times 753,6258063$$

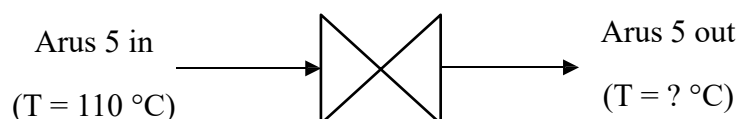
$$n = 30.180,888 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Maka, nilai } n = 30.180,888 \times 18,01 = 543.557,79 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.13 Neraca Panas Aktual pada Reaktor (R-210)

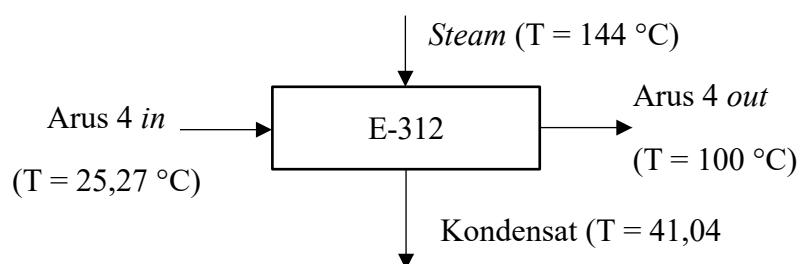
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	12.004.008,175	12.004.008,175
C ₂ H ₄ O	1.417.447,633	1.417.447,633
H ₂ O	213.398,426	213.398,426
MEA	76.637,569	76.637,569
DEA	177,310	177,310
TEA	0,397	0,397
Total	13.711.669,510	13.711.669,510

5. Expansion Valve (EV-311)



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

6. Heat Exchanger (E-312)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-312, kebutuhan steam yang diperoleh adalah 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)

Dengan hasil perhitungan :

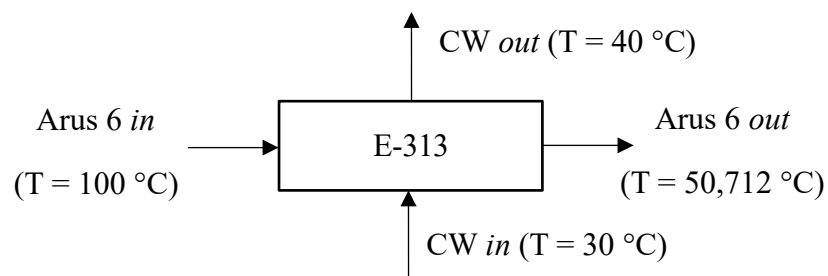
$$12.419.741,26 = m \times (2738,1 - 606,3)$$

$$m = 5.825,941113 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.14 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-312)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	34.241,166	11.747.151,867
C ₂ H ₄ O	53,331	16.201,889
H ₂ O	284,969	80.065,935
MEA	1.814,398	529.433,805
DEA	204,106	59.192,795
TEA	84,257	24.377,200
Q beban	12.419.741,264	0
Total	12.456.423,491	12.456.423,491

7. Kondensor (E-313)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin dengan rumus sebagai berikut :

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

Hasil perhitungan menunjukkan :

$$26.823.846,618 = n_{\text{air}} \times 753,507 \text{ kJ/kmol}$$

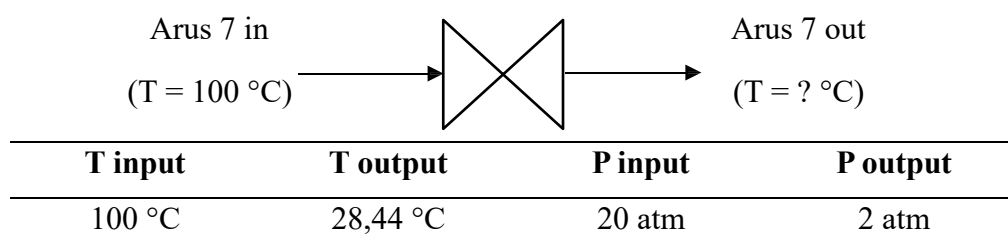
$$\text{Maka, } n_{\text{air}} = 35.598,689 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga, massa air yang diperlukan adalah 641.132,390 kg/jam

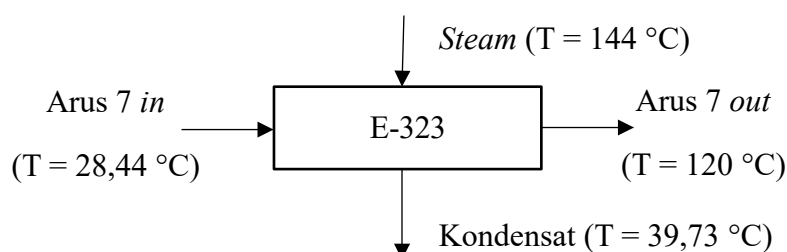
Tabel 2.15 Neraca Panas Aktual pada Kondensor (E-313)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Q1	Q2	Q3
NH ₃	29.872.692,123	3.874.547,068	42.070,031
C ₂ H ₄ O	55.509,649	7.672,615	47,216
H ₂ O	730.454,154	50.388,238	127,721
MEA	169.037,406	29.009,161	120,941
DEA	178,986	44,249	0,160
TEA	1,770	0,069	0,003
Qbeban	-26.823.846,618	0,00	0,00
Jumlah	4.004.027,471	3.961.661,400	42.366,072
Total	4.004.027,471	4.004.027,471	

8. Expansion Valve (EV-321)



9. Heat Exchanger (E-323)



Berdasarkan perhitungan neraca panas pada E-323, didapatkan kebutuhan steam sebagai berikut :

Steam tekanan rendah (LP) dengan tekanan 404,2 kPa

- HV = 2738,1 KJ/kg
- HL = 606,3 KJ/kg
- Q beban = $m \times (HV - HL) = 950.733,824 = m \times (2738,1 - 606,3)$

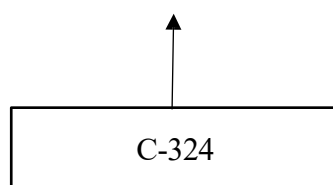
$$m = 445,9770261 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.16 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-323)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	5.723,251	208.481,088
C ₂ H ₄ O	35,046	1.065,702
H ₂ O	1.604,234	44.225,966
MEA	21.655,179	623.225,884
DEA	2.641,637	75.416,912
TEA	1.091,333	31.068,952
Q beban	950.733,824	0
Total	983.484,504	983.484,504

10. Kompresor (C-324)

Arus 8 (T = 124,707°C)



Arus 8

(T = 120 °C)

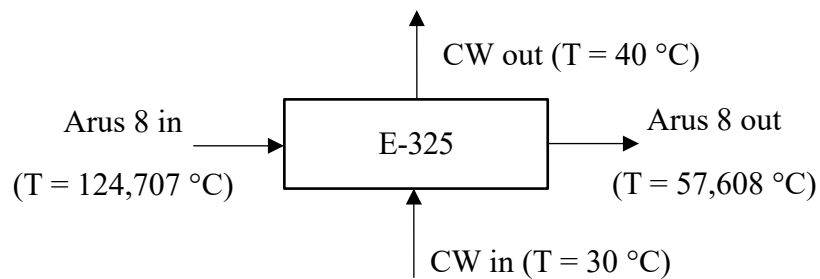
T input	T output	P input	P output
120 °C	124,707 °C	2 atm	20 atm

Tabel 2.17 Neraca Panas Aktual pada Kompresor (C-324)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	72.950,939	70.249,300
C ₂ H ₄ O	534,124	513,086
H ₂ O	0,119	0,114

MEA	22.235,403	21.358,293
DEA	24.582,495	23.613,061
TEA	59,259	56,913
Q beban	0	4.571,570
Total	120.362,339	120.362,339

11. Kondensor (E-325)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{beban}} &= n_{\text{air}} \int_{303,15}^{313,15} C_p dT \\
 272.097,895 &= n_{\text{air}} \times 753,507 \text{ kJ/kmol} \\
 n_{\text{air}} &= 361,109 \text{ kmol/jam} \\
 \text{massa air} &= 6.503,570 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 2.18 Neraca Panas Aktual pada Kondensor (E-325)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Q1	Q2	Q3
NH ₃	336.979,306	67.023,496	212.884,339
C ₂ H ₄ O	2.442,481	502,013	913,720
H ₂ O	209.187,385	20.697,542	15.816,997
MEA	93.313,880	23.155,812	28.873,368
DEA	157,728	55,873	60,381
TEA	2,007	0,108	1,243
Qpanas	-272.097,895	0,00	0,00
Jumlah	369.984,892	111.434,844	258.550,048
Total	369.984,892	369.984,892	

12. Menara Distilasi (D-330)

a. Menghitung Panas Umpan (Feed)

Berdasarkan perhitungan menggunakan data kebutuhan panas yang tercantum dalam Yaws, 1999, diperoleh nilai kebutuhan panas umpan sebesar

$$Q_f = n \int_{298,15}^{386,94} C_p dT$$

$$Q_f = 684.938,01512689 \text{ kJ/jam}$$

b. Menghitung Panas yang Dibawa Distilat

Menggunakan perhitungan dengan data yang ada pada Yaws, 1999, nilai kebutuhan panas pada distilat dihitung sebesar

$$Q_d = n \int_{298,15}^{464,086} C_p dT$$

$$Q_d = 1.081.063 \text{ kJ/jam}$$

c. Menghitung Panas yang Dibawa Bawah

Berdasarkan perhitungan dengan data kebutuhan panas dalam Yaws, 1999, diperoleh nilai panas yang dibawa oleh residu sebesar

$$Q_w = n \int_{298,15}^{420,87} C_p dT$$

$$Q_w = 169.733 \text{ kJ/jam}$$

d. Menghitung Panas Reboiler

Panas boiler dihitung menggunakan rumus berikut :

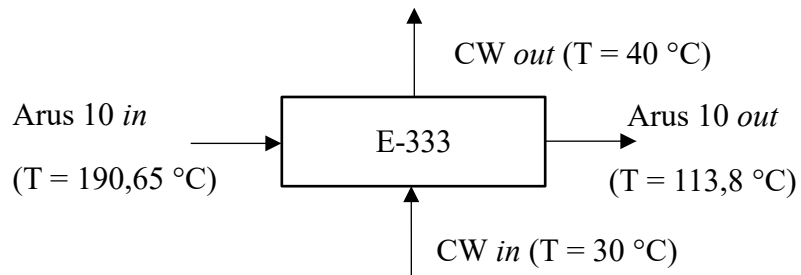
$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_d + Q_w - Q_f$$

$$Q_{\text{reboiler}} = -1.021.944,15583179 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 2.19 Neraca Panas Aktual pada Menara Distilasi (D-330)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Qf	684.938,015	
Qw		169.733
Qd		1.081.063
Qkondensor		-1.587.802,532
Qreboiler	-1.021.944,156	
Total	-337.006,141	-337.006,141

13. Kondensor (E-333)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

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

$$1.587.802,532 = n_{air} \times 753,507 \text{ kJ/kmol}$$

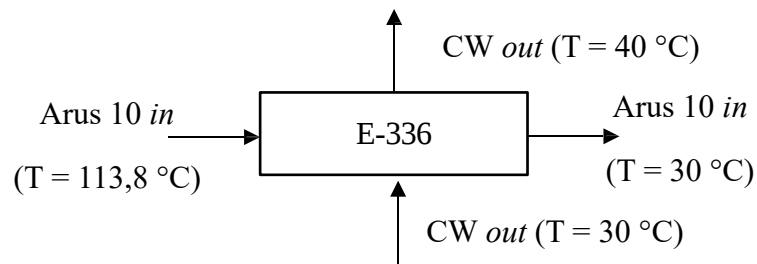
$$n_{air} = 2.107,218 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{massa air} = 37.950,994 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.20 Neraca Panas Aktual pada Kondensor (E-333)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Q1	Q2	Q3
NH ₃	2.303,931	2.990,625	-9.038,990
C ₂ H ₄ O	198,579	95,446	-169,527
H ₂ O	852,442	129,629	-102,572
MEA	1.425.602,365	580.375,073	-733.090,766
DEA	32,548	17,247	-18,831
TEA	0,00	0,00	0,00
Qpanas	-1.587.802,532	0,00	0,00
Jumlah	158.812,667	583.608,019	-742.420,686
Total	158.812,667	158.812,667	

14. Heat Exchanger (E-336)



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

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

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

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

$$n \text{ air} = 701,9852906 \text{ kmol/jam}$$

$$m \text{ air} = 12.643 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.21 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-336)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	6.801,121	299,310
C ₂ H ₄ O	126,857	6,549
H ₂ O	76,929	4,342
MEA	551.835,153	29.929,496
DEA	351,396	19,197
TEA	0,00	0,00
Serap air	-528.932,562	0
Total	30.258,894	30.258,894

15. Menara Distilasi (D-340)

- a. Menghitung panas umpan (feed)

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

$$Q_f = n \int_{298,15}^{386,94} C_p dT$$

$$Q_f = 148.434 \text{ kJ/jam}$$

- b. Menghitung panas yang dibawa distilat

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

$$Q_d = n \int_{298,15}^{464,086} C_p dT$$

$$Q_d = 273.428,60103033 \text{ kJ/jam}$$

- c. Menghitung panas yang dibawa bawah

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

$$Q_w = n \int_{298,15}^{420,87} C_p dT$$

$$Q_w = 190.388,9683 \text{ kJ/jam}$$

- d. Menghitung panas boiler

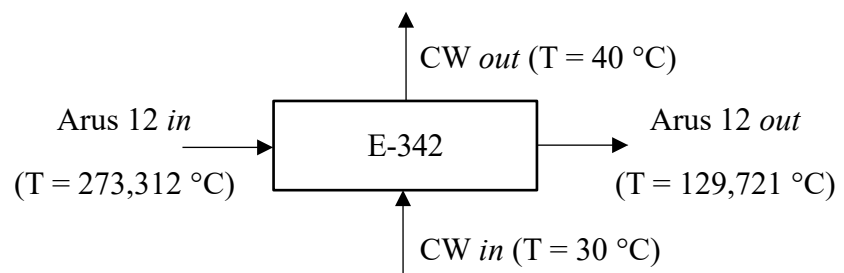
$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_d + Q_w - Q_f$$

$$Q_{\text{reboiler}} = -3.095.090,48178328 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 2.22 Neraca Panas Aktual pada Menara Distilasi (D-340)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q _f	148.433,925	
Q _w		190.388,968
Q _d		273.428,601
Q _{kondensor}		-3.410.474,126
Q _{reboiler}	-3.095.090,482	
Total	2.946.656,557	2.946.656,557

16. Kondensor (E-342)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-345, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

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

$$3.410.474,126 = n_{\text{air}} \times \text{kJ/jam}$$

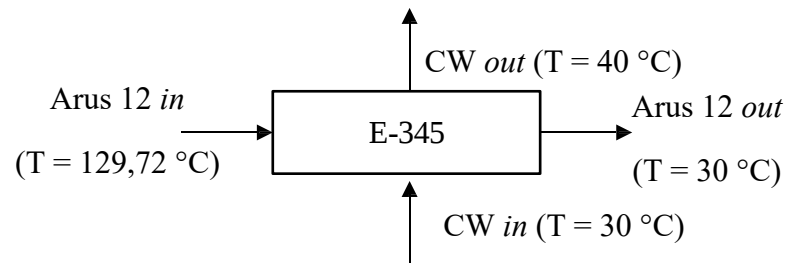
$$n_{\text{air}} = 4.526,137 \text{ kmol/jam}$$

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

Tabel 2.23 Neraca Panas Aktual pada Kondensor (E-342)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Q1	Q2	Q3
NH ₃	0,000	0,000	0,000
C ₂ H ₄ O	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	266.704,291	86.362,578	-61.241,330
MEA	1.894,493	1.680,851	-1.981,851
DEA	153.488,711	172.364,767	-166.426,975
TEA	2.231,829	309,275	-3.718,563
Qpanas	-3.410.474,126	0,00	0,00
Jumlah	1.539.358,560	0,00	-1.539.358,560
Total	1.539.358,560	1.539.358,560	

17. Heat Exchanger (E-345)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-345, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

$$C_{w \text{ in}} = 303,15 \text{ K}$$

$$C_{w \text{ out}} = 313,15 \text{ K}$$

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

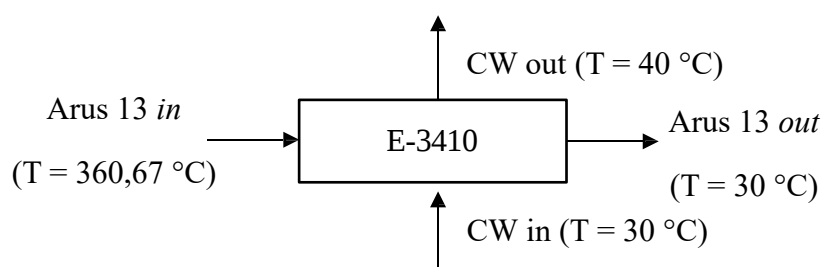
$$n_{\text{air}} = 145,160756 \text{ Kmol/jam}$$

$$m_{\text{air}} = 2.614 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.24 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-345)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	0,000	0,000
C ₂ H ₄ O	0,000	0,000
H ₂ O	30.214,230	1.443,077
MEA	943,868	43,091
DEA	81.694,311	3.763,643
TEA	1.859,185	85,914
Q serap air	-145.834,491	0
Total	5.335,725	5.335,725

18. Heat Exchanger (E-3410)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di E-345, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

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

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

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

$$n_{\text{air}} = 249,3345266 \text{ Kmol/jam}$$

$$m_{\text{air}} = 4.491 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.25 Neraca Panas Aktual pada Heat Exchanger (E-3410)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH ₃	0,000	0,000
C ₂ H ₄ O	0,000	0,000

H ₂ O	0,000	0,000
MEA	0,000	0,000
DEA	4.360,298	56,476
TEA	186.028,670	2.463,670
Q serap air	-187.868,822	0
Total	2.520,146	2.520,146

Neraca Panas Over All

Alat	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Mixer	3.527.601,85	3.527.601,85
Pipa Pencampuran	3.555.468,60	3.555.468,60
E - 211	12.453.461,08	12.453.461,08
Reaktor	13.711.669,51	13.711.669,51
E – 312	12.456.423,49	12.456.423,49
E – 313	4.004.027,47	4.004.027,47
E – 323	983.484,50	983.484,50
C – 324	120.362,34	120.362,34
E – 325	369.984,89	369.984,89
MD-01	337.006,14	337.006,14
E – 333	158.812,67	158.812,67
E – 336	30.258,89	30.258,89
MD-02	2.946.656,56	2.946.656,56
E – 342	1.539.358,56	1.539.358,56
E – 345	5.335,73	5.335,73
E – 349	2.520,15	2.520,15
Jumlah	55.528.420,14	55.528.420,15
Total	111.056.840,2919	

2.6 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

2.6.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merujuk pada penataan berbagai bagian dalam pabrik, termasuk area proses dan utilitas, ruang penyimpanan bahan baku dan produk, kantor, area ekspansi pabrik, serta fasilitas pendukung lainnya. Perancangan tata

letak bertujuan untuk memaksimalkan efisiensi penggunaan ruang pabrik dan memastikan kelancaran proses produksi. Dalam merencanakan tata letak, penting untuk memperhatikan posisi alat produksi guna memenuhi standar keamanan, keselamatan, dan kenyamanan karyawan. Selain peralatan utama yang tertera dalam diagram alir proses, perlu juga mempertimbangkan penempatan bangunan fisik lainnya seperti kantor, bengkel, poliklinik, kantin, taman, ruang pertemuan, kantor K3, dan pos keamanan di lokasi yang tidak mengganggu jalannya operasional. Secara umum, tata letak pabrik terbagi menjadi tiga area utama: area administrasi dan perkantoran, area proses, serta area pergudangan, bengkel, dan garasi, serta area utilitas.

Untuk menciptakan tata letak pabrik yang optimal, beberapa faktor yang perlu diperhatikan antara lain:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Perencanaan perluasan pabrik harus dilakukan sejak awal untuk menghindari masalah kekurangan ruang di masa depan. Oleh karena itu, harus disediakan area khusus untuk ekspansi pabrik serta penambahan peralatan guna meningkatkan kapasitas atau diversifikasi produk.

2. Keamanan

Keamanan terhadap potensi bahaya seperti kebakaran, ledakan, atau paparan gas beracun sangat penting dalam perencanaan tata letak pabrik. Penempatan peralatan pengaman, seperti alat pemadam kebakaran, harus dipastikan ada, dan tangki penyimpanan bahan berbahaya harus ditempatkan di area yang aman dengan jarak yang cukup antar bangunan.

3. Luas lahan yang tersedia

Penggunaan lahan harus disesuaikan dengan area yang ada, dengan memaksimalkan efisiensi ruang. Di lokasi dengan harga tanah tinggi, efisiensi penggunaan ruang harus menjadi prioritas, misalnya dengan menempatkan peralatan satu di atas yang lain untuk menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Penempatan instalasi dan distribusi gas, udara, steam, serta listrik yang baik akan mempermudah operasional dan pemeliharaan. Posisi instalasi ini harus diatur agar mudah diakses oleh karyawan dan mendukung kelancaran operasional serta memudahkan perawatan.

Adapun perincian penggunaan lahan dapat dilihat pada tabel 2.26 sebagai berikut :

Tabel 2.26 Kebutuhan Lahan Pembangunan

No	Penggunaan Lahan	Luas (m ²)
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.	Power Station	245
14.	Area Proses	4.165
15.	Unit Penyimpanan	1.617
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
Total luas Tanah		14.969,5

2.6.2 Tata Letak Peralatan

Dalam merancang tata letak peralatan proses, terdapat beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang efektif dapat memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta mendukung kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan posisi pipa, terutama pipa yang dipasang di atas tanah harus memiliki ketinggian minimal 3 meter. Sedangkan pipa yang terletak di permukaan tanah harus diatur agar tidak menghalangi jalur pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus lancar untuk menghindari terjadinya stagnasi udara yang dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu diperhatikan demi keselamatan kerja.

3. Pencahayaan

Penerangan yang memadai sangat penting di dalam pabrik. Pada area proses yang berisiko tinggi atau berbahaya, pencahayaan tambahan harus disediakan untuk menjamin keamanan.

4. Lalu lintas manusia

Tata letak pabrik harus memungkinkan pekerja untuk mengakses semua peralatan proses dengan cepat dan mudah. Ini bertujuan agar jika terjadi kerusakan pada alat, perbaikan bisa dilakukan dengan segera. Keamanan pekerja juga harus menjadi prioritas utama.

5. Tata letak alat proses (pertimbangan ekonomi)

Penempatan alat-alat proses dalam pabrik sebaiknya dirancang untuk meminimalkan biaya operasional sekaligus memastikan kelancaran dan keamanan produksi. Hal ini akan memberikan keuntungan dari segi ekonomi.

6. Ruang antar alat proses

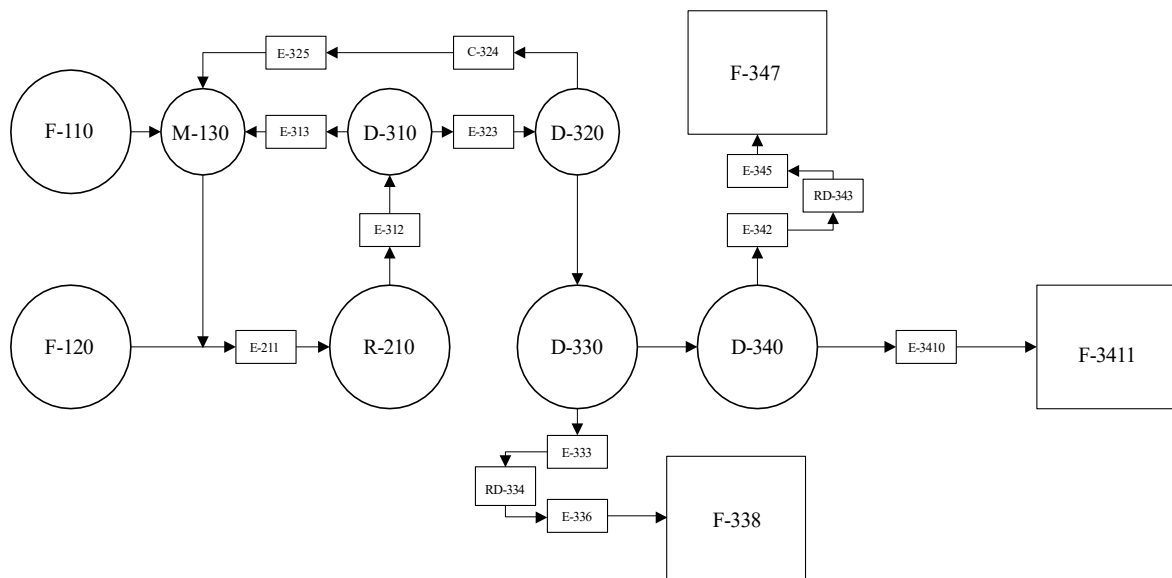
Alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya untuk mengurangi risiko kerusakan pada peralatan lain jika terjadi ledakan atau kebakaran.

Tata letak alat proses harus dirancang dengan tujuan untuk:

- a. Menjamin kelancaran proses produksi.

- b. Mengoptimalkan penggunaan ruang lantai.
- c. Mengurangi biaya material untuk menghindari pengeluaran yang tidak perlu.
- d. Memberikan kepuasan kerja bagi karyawan.

Pada pabrik Monoethanolamine ini tata letak peralatan pabrik dapat dilihat seperti pada Gambar 2.5.



Gambar 2.3 Tata Letak Peralatan Proses