BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. Ammonia

- **Komposisi**

  Berdasarkan PT. Pupuk Kaltim Indonesia (2022), komposisi ammonia adalah sebagai berikut.

  Wujud : Cair

  Warna : Tidak berwarna

  Kemurnian : Min. 99,5% berat

  Impuritas (Air) : Max. 0,5% berat

- **Sifat Fisika**

  Berdasarkan Speight (2002), sifat fisika ammonia adalah sebagai berikut.

  Rumus molekul : NH_3

  Titik leleh : -77,7ºC

  Titik didih : -33,4ºC

  Densitas (15ºC) : 0,617

  Berat molekul : 17,03 gr/mol

  Specific gravity : 0,59

  Berbau sangat tajam

- **Sifat Kimia**

  Menurut Strigle (1994), reaksi-reaksi ammonia adalah sebagai berikut.

  Reaksi ammonia dengan air membentuk ammonium hidroksida

  $NH_{3(l)} + H_2O_{(l)} \rightarrow NH_4^+{}_{(l)} + OH^-$

  Reaksi ammonia dengan etilen oksida

  $NH_{3(l)} + C_2H_4O_{(l)} \rightarrow NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$

  Mudah terbakar

b. Etilen Oksida

- **Komposisi**

  Berdasarkan Turton (2009), komposisi etilen oksida adalah sebagai berikut.

  Wujud : Cair

  Warna : Tidak berwarna

Kemurnian : Min. 99,5% berat

Impuritas (Air) : Max. 0,5% berat

- **Sifat Fisika**

  Berdasarkan Speight (2002), sifat fisika etilen oksida adalah sebagai berikut.

  Rumus molekul : C_2H_4O

  Titik didih : 10,4ºC

  Titik beku : -111,7ºC

  Titik nyala : 18ºC

  Berat molekul : 44,05 gr/mol

  Specific gravity : 1,015

  Berbau seperti senyawa eter

- **Sifat Kimia**

  Menurut Speight (2002), reaksi-reaksi ammonia adalah sebagai berikut.

  Reaksi-reaksi etilen oksida

  Reaksi etilen oksida dengan air membentuk etilen glikol

  $C_2H_4O_{(l)} + H_2O_{(l)} \rightarrow C_2H_6O_{2(l)}$

  Reaksi etilen oksida dengan ammonia

  $C_2H_4O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$

  Mudah meledak pada suhu tinggi

(Speight, 2002)

2.1.2 Spesifikasi Katalis

Silika-Alumina

- **Komposisi**

  Berdasarkan *Pingxiang Gophin Chemical* (2023), komposisi silika-alumina adalah sebagai berikut.

  Kandungan : 20% Al_2O_3 dan 80% SiO_2

  Bentuk : Bola

  Diameter : 3-5 mm

  Porositas : 0,35 – 0,5

- **Sifat Fisika**

  Berdasarkan *Pingxiang Gophin Chemical* (2023), sifat fisika silika-alumina oksida adalah sebagai berikut.

Rumus Molekul : SiO_2-Al_2CO_3

Densitas : 650 – 780 g/L

- **Sifat Kimia**

  Berdasarkan *Pingxiang Gophin Chemical* (2023), sifat kimia silika-alumina oksida adalah sebagai berikut.

  Konsentrasi alumina tidak terlalu tinggi

  Memiliki sumber keasaman yaitu pusat asam bronsted

2.1.3 Spesifikasi Produk

2.1.3.1 Produk Utama

- ***Monoethanolamine*** **(MEA)**

  - **Komposisi**

    Berdasarkan *Dow Chemical* (2003), komposisi Monoethanolamine adalah sebagai berikut.

    Wujud : Cair

    Warna : Tidak Berwarna

    Kemurnian : Min. 99,5% berat

    Impuritas : Air max 0,3% berat

    DEA max. : 0,2% berat

  - **Sifat Fisika**

    Berdasarkan Speight (2002), komposisi silika-alumina adalah sebagai berikut.

    Rumus molekul : C_2H_7NO

    Bentuk (pada 25ºC) : Cair

    Berat molekul : 61,084 gr/mol

    Titik didih : 171ºC

    Titik leleh : 10,5ºC

    Densitas (pada 25ºC) : 1,018 gr/mL

  - **Sifat Kimia**

    Menurut *PubChem* (2022), reaksi-reaksi Monoethanolamine adalah sebagai berikut.

    Reaksi MEA dengan Karbondioksida (CO_2)

    $NH_2CH_2CH_2OH_{(l)} + CO_{2(g)} \rightarrow NHCH_2CH_2OH^+COO^-_{(l)}$

    Reaksi MEA dengan Etilen Oksida

$C_2H_4O_{(l)} + NH_2CH_2CH_2OH_{(l)} \rightarrow NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)}$

Reaktif dan mudah terbakar

Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam air, metanol dan dietil eter

2.1.3.2 Produk Samping

- ***Diethanolamine*** **(DEA)**

  - **Komposisi**

    Berdasarkan *Dow Chemical* (2003), komposisi Diethanolamine adalah sebagai berikut.

    Wujud : Cair

    Warna : Tidak berwarna

    Kemurnian : Min. 95% berat

    Impuritas : Air max. 0,75% berat

    MEA max. 2% berat

    TEA max. 2,25% berat

  - **Sifat Fisika**

    Berdasarkan Speight (2002), komposisi Diethanolamine adalah sebagai berikut.

    Rumus molekul : $C_4H_{11}NO_2$

    Bentuk (pada 25ºC) : Cair

    Berat molekul : 105,14 gr/mol

    Titik didih : 270ºC

    Titik leleh : 28ºC

    Densitas (pada 25ºC) : 1,019 gr/mL

  - **Sifat Kimia**

    Menurut *PubChem* (2022), reaksi-reaksi Diethanolamine adalah sebagai berikut.

    Reaksi DEA dengan CO_2

    $CO_2 + R_1R_2NH \rightarrow R_1R_2NH^+COO^-$

    Reaksi DEA dengan Etilen Oksida

    $C_2H_4O_{(l)} + NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)} \rightarrow N(CH_2CH_2OH)_{3(l)}$

    Reaktif dan mudah terbakar

    Menyebabkan iritasi jika terkena mata dan kulit

Larut dalam etanol dan aseton

- ***Triethanolamine*** **(TEA)**
  - **Komposisi**

    Berdasarkan *Dow Chemical* (2003), komposisi Triethanolamine adalah sebagai berikut.

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

    Berdasarkan Speight (2002), komposisi Triethanolamine adalah sebagai berikut.

    Rumus molekul : $C_6H_{15}NO_3$
    Bentuk (pada 25ºC) : Cair
    Berat molekul : 149,19 gr/mol
    Titik didih : 360ºC
    Titik leleh : 21,2ºC
    Densitas (pada 25ºC) : 1,126 gr/mL
  - **Sifat Kimia**

    Menurut *PubChem* (2022), sifat kimia Triethanolamine adalah sebagai berikut.

    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) disintesis melalui reaksi kimia antara etilen oksida dan amonia yang berlangsung pada fase cair. Untuk meningkatkan kecepatan reaksi, proses ini memanfaatkan katalis silika-alumina (SiO_2–Al_2O_3). Hubungan reaksi antara kedua senyawa tersebut dapat dinyatakan melalui persamaan berikut.

Reaksi Utama:

C_2H_4O + NH_3 → $NH_2CH_2CH_2OH$ (2.1)

Etilen Oksida Amonia Monoethanolamine (MEA)

Reaksi Samping:

C_2H_4O + $NH_2CH_2CH_2OH$ → $NH(CH_2CH_2OH)_2$ (2.2)

Etilen Oksida Monoethanolamine Diethanolamine (DEA)

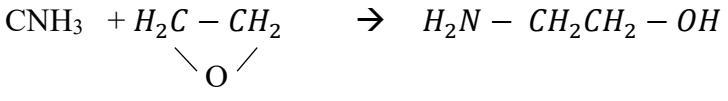
C_2H_4O + $NH(CH_2CH_2OH)_2$ → $N(CH_2CH_2OH)_3$ (2.3)

Etilen Oksida Diethanolamine Triethanolamine (TEA)

(G. Zahedi, 2009)

2.2.2 Mekanisme Reaksi

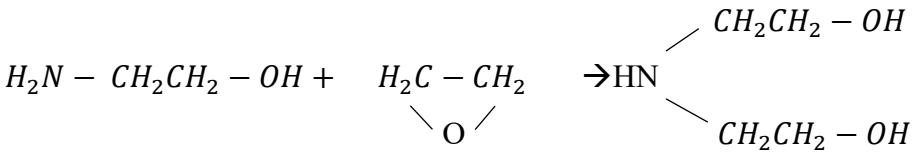
Produksi ethanolamine yang mencakup monoethanolamine (MEA), diethanolamine (DEA), dan triethanolamine (TEA) dilakukan dengan mereaksikan amonia dan etilen oksida melalui proses amonolisis. Reaksi amonolisis merupakan reaksi antara senyawa ester dengan amonia. Pada pembentukan MEA, mekanisme yang terjadi berupa reaksi adisi antara amonia dan etilen oksida.



(2.4)

Amonia Etilen Oksida *Monoethanolamine* (MEA)

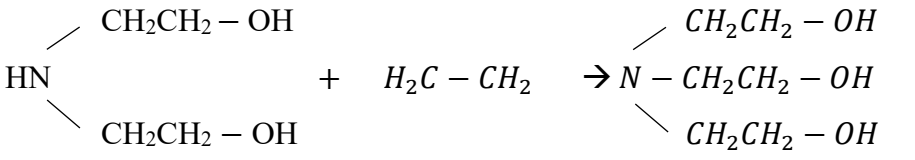
Etilen oksida yang bersifat reaktif menyebabkan terjadi reaksi lanjutan:



(2.5)

Monoethanolamine (MEA) Etilen Oksida *Diethanolamine* (DEA)

Jika etilen oksida masih ada, maka diethanolamine (DEA) akan melanjutkan reaksi membentuk triethanolamine (TEA):



(2.6)

Diethanolamine (DEA) Etilen Oksida *Triethanolamine* (TEA)

(US Patent 6,696,610)

Dengan demikian, apabila MEA diinginkan sebagai produk utama, komposisi pereaksi harus dikendalikan secara cermat. Perbandingan mol antara amonia dan etilen oksida sangat menentukan distribusi produk yang dihasilkan, di samping pengaruh kondisi operasi seperti suhu dan tekanan reaksi.

2.2.3 Kondisi Operasi

Reaksi sintesis Monoethanolamine (MEA) merupakan proses katalitik yang bersifat eksoterm dan berlangsung pada temperatur relatif tinggi. Bahan baku yang digunakan dalam proses ini adalah amonia cair dengan kemurnian 99,5% serta etilen oksida, yang keduanya direaksikan dalam fase cair.

Reaksi dijalankan dengan rasio mol amonia terhadap etilen oksida sebesar 39,88:1, pada kondisi operasi suhu 100°C dan tekanan 100 atm. Katalis yang digunakan berupa silika-alumina dengan kandungan alumina sebesar 25%.

Komposisi produk yang dihasilkan meliputi 87,04% mol MEA, 10,12% mol DEA, dan 2,1% mol TEA. Sementara itu, konversi etilen oksida dalam reaksi ini mencapai 98% (US Patent 4,438,281).

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Penentuan nilai panas reaksi standar (ΔHr) pada tekanan 1 atm, baik pada suhu ruang 298,15 K maupun pada suhu operasi 373,15 K, bertujuan untuk mengidentifikasi sifat termal reaksi, apakah berlangsung secara eksotermis atau endotermis.

Pada suhu 298,15 K:

$\Delta Hf_{298,15}$ C_2H_4O = -52.630 J/mol

$\Delta Hf_{298,15}$ NH_3 = -45.900 J/mol

$\Delta Hf_{298,15}$ $NH_2CH_2CH_2OH$ = -210.190 J/mol

$\Delta Hf_{298,15}$ $NH(CH_2CH_2OH)_2$ = -396.880 J/mol

$\Delta Hf_{298,15}$ $N(CH_2CH_2OH)_3$ = -562.080 J/mol (Yaws, 1999)

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi:

$C_2H_4O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$

$C_2H_4O_{(l)} + NH_2CH_2CH_2OH_{(l)} \rightarrow NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)}$

$C_2H_4O_{(l)} + NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)} \rightarrow N(CH_2CH_2OH)_{3(l)}$

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

$\Delta Hr^o_{298,15}$ = ΔHf produk - ΔHf reaktan (2.7)

$\Delta Hr^o_{298,15}$ Rx 1 = ΔHf $NH_2CH_2CH_2OH$ – (ΔHf C_2H_4O + ΔHf NH_3)

= -210.190 – {-52.630 + (-45.900)}

= -111.660 J/mol

$\Delta Hr^{o}_{298,15}$ Rx 2 = $\Delta Hf\ NH(CH_2CH_2OH)_2 – (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH_2CH_2CH_2OH)$

= -396.880 – {-52.630 + (-210,190)}

= -102.450 J/mol

$\Delta Hr^{o}_{298,15}$ Rx 3 = $\Delta Hf\ N(CH_2CH_2OH)_3 – (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH(CH_2CH_2OH)_2$

= -562.080 – {-52.630 + (-396.880)}

= -110.090 J/mol

Panas pembentukkan (ΔHf) pada T= 100 C atau 373,15 K

$\Delta Hf_{(373,15)} = \Delta Hf_{(298,15)} + \int_{298,15}^{373,15} Cp\ Dt\ CT^2\ DT^2$

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

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

$\Delta Hf_{(373,15)}\ C_2H_4O$ = -12.350 J/mol

$\Delta Hf_{(373,15)}\ NH_3$ = -45.309 J/mol

$\Delta Hf_{(373,15)}\ NH_2CH_2CH_2OH$ = -195.150 J/mol

$\Delta Hf_{(373,15)}\ NH(CH_2CH_2OH)_2$ = -378.606 J/mol

$\Delta Hf_{(373,15)}\ N(CH_2CH_2OH)_3$ = -533.286 J/mol

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

$\Delta Hr^{o}_{373,15}$ = ΔHf produk - ΔHf reaktan

$\Delta Hr^{o}_{373,15}$ Rx 1 = $\Delta Hf\ NH_2CH_2CH_2OH – (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH_3)$

= -137.491 J/mol

$\Delta Hr^{o}_{373,15}$ Rx 2 = $\Delta Hf\ NH(CH_2CH_2OH)_2 – (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH_2CH_2CH_2OH)$

= -171.106 J/mol

$\Delta Hr^{o}_{373,15}$ Rx 3 = $\Delta Hf\ N(CH_2CH_2OH)_3 – (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH(CH_2CH_2OH)_2$

= -142.331 J/mol

Nilai ΔHr pada suhu 298,15 K dan 373,15 K yang bernilai negatif pada setiap reaksi menunjukkan bahwa proses pembentukan ethanolamine (MEA, DEA, dan TEA) berlangsung secara **eksotermis**. Sementara itu, kecenderungan reaksi untuk berlangsung secara *reversible* atau *irreversible* dapat dianalisis berdasarkan besarnya konstanta kesetimbangan (K) pada suhu 298,15 K.

$\Delta Gf_{298,15}$ C_2H_4O = -13.100 J/mol

$\Delta Gf_{298,15}$ NH_3 = -16.400 J/mol

$\Delta Gf_{298,15}$ $NH_2CH_2CH_2OH$ = -106.880 J/mol

$\Delta Gf_{298,15}$ $NH(CH_2CH_2OH)_2$ = -214.080 J/mol

$\Delta Gf_{298,15}$ $N(CH_2CH_2OH)_3$ = - 299.930 J/mol

(Yaws, 1999)

Reaksi Utama dan Reaksi Samping yang terjadi:

$C_2H_4O_{(l)} + NH_{3(l)} \rightarrow NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$

$C_2H_4O_{(l)} + NH_2CH_2CH_2OH_{(l)} \rightarrow NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)}$

$C_2H_4O_{(l)} + NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)} \rightarrow N(CH_2CH_2OH)_{3(l)}$

Sehingga didapatkan nilai $\Delta Gr^o_{298,15}$ tiap-tiap reaksi sebagai berikut:

$\Delta Gr^o_{298,15}$ = ΔGf produk - ΔGf reaktan (2.8)

$\Delta Gr^o_{298,15}$ Rx 1 = $\Delta Gf\ NH_2CH_2CH_2OH - (\Delta Gf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH_3)$

= -106.880 – {-13.200 + (-16.400)}

= -77.280 J/mol

$\Delta Gr^o_{298,15}$ Rx 2 = $\Delta Gf\ NH(CH_2CH_2OH)_2 - (\Delta Gf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH_2CH_2CH_2OH)$

= -214.080 – {-13.200 + (-106.880)}

= - 94.000 J/mol

$\Delta Gr^o_{298,15}$ Rx 3 = $\Delta Hf\ N(CH_2CH_2OH)_3 - (\Delta Hf\ C_2H_4O + \Delta Hf\ NH(CH_2CH_2OH)_2$

= -299.930 – {-13.200 + (-214.080)}

= -72.650 J/mol

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

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

$K_0 = \exp\left(\frac{\Delta Gr\ 298,15}{-R\ T0}\right)$; dimana T0 = 298,15 K (2.10)

$K_1 = \exp\left(\frac{\Delta Hr\ 298,15}{R\ T0}\right) \times \left(1 - \frac{T0}{T1}\right)$; dimana T0 = 298,15 K (2.11)

K_2 = exp ΔA $\left[\left(ln\,\tau\,\frac{\tau-1}{\tau}\right)\right] + \frac{1}{2}$ ΔB T0 $\frac{(\tau-1)\text{^}2}{\tau} + \frac{1}{6}$ ΔC $T0^2\,\frac{(\tau-1)\text{^}2\,(\tau+2)}{\tau} + \frac{1}{2}$ $\frac{\Delta D\,(\tau-1)\text{^}2}{T0\text{^}2\,\tau\text{^}2}$; dimana T = $\frac{T1}{T0} = \frac{373{,}15}{298{,}15}$ = 1,2515 (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)

	K0	**K1**	**K2**	**K=K0 x K1 x K2**
Reaksi Utama (Rx 1)	3,464 x 10^{13}	0,000117	29,762164	1,206 x 10^{11}
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}

Nilai konstanta kesetimbangan (K) pada masing-masing reaksi yang sangat besar (>1) menunjukkan bahwa reaksi pembentukan ethanolamine (MEA, DEA, dan TEA) berlangsung secara irreversible, yaitu cenderung bergerak ke arah pembentukan produk.

2.2.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi sintesis monoethanolamine (MEA) merupakan reaksi eksotermis, sehingga selama berlangsungnya proses akan terjadi pelepasan panas yang turut memengaruhi laju reaksi. Nilai konstanta kecepatan reaksi (k) pada pembentukan MEA mengikuti persamaan kinetika umum berdasarkan persamaan Arrhenius (Zahedi dkk., 2009).

Beberapa faktor yang memengaruhi kecepatan reaksi antara lain:

1. Katalis

   Katalis berfungsi menurunkan energi aktivasi reaksi, sehingga nilai konstanta kecepatan reaksi meningkat. Dengan demikian, reaksi dapat

berlangsung lebih cepat dan kecenderungan reaksi bergerak ke arah pembentukan produk menjadi lebih besar.

2. Suhu

   Peningkatan suhu akan menyebabkan nilai konstanta kecepatan reaksi (k) semakin besar. Akibatnya, laju reaksi meningkat dan proses berlangsung lebih cepat.

3. Luas Permukaan

   Laju reaksi juga dipengaruhi oleh ukuran partikel pereaksi. Semakin besar luas permukaan kontak antar zat yang bereaksi, semakin besar pula peluang terjadinya tumbukan efektif. Tumbukan efektif tersebut mempercepat terjadinya reaksi kimia sehingga meningkatkan kecepatan reaksi.

Nilai konstanta kecepatan reaksi pada proses pembentukan MEA dari etilen oksida dan amonia dinyatakan sebagai berikut:

Reaksi Utama:

$C_2H_4O_{(l)}$	+	$NH_{3(l)}$	$\xrightarrow[K1]{}$	$NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$
Ethylene Oxide		*Ammonia*		MEA

Reaksi Samping:

$C_2H_4O_{(l)}$	+	$NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$	$\xrightarrow[K2]{}$	$NH_2CH_2CH_2OH_{(l)}$
Ethylene Oxide		MEA		DEA
$C_2H_4O_{(l)}$	+	$NH(CH_2CH_2OH)_{2(l)}$	$\xrightarrow[K3]{}$	$N(CH_2CH_2OH)_{3(l)}$
Ethylene Oxide		DEA		TEA

(Zahedi, 2009)

Keterangan:

$\frac{d\,[MEA]}{dt} = k1 \,.\, [C_2H_4O] \,.\, [NH_3] - k2 \,.\, [NH_2CH_2CH_2OH] \,.\, [C_2H_4O]$

$\frac{d\,[DEA]}{dt} = k2 \,.\, [NH_2CH_2CH_2OH] \,.\, [C_2H_4O] - k2 \,.\, [NH(CH_2CH_2OH)_2] \,.\, [C_2H_4O]$

$\frac{d\,[TEA]}{dt} = k3 \,.\, [NH(CH_2CH_2OH)_2] \,.\, [C_2H_4O]$

Dengan:

R	= Laju reaksi (m/s)
k1	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan MEA
k2	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan DEA
k3	= Konstanta kecepatan reaksi pembuatan TEA
$[C_2H_4O]$	= Konsentrasi etilen oksida

$[NH_3]$ = Konsentrasi ammonia

$[NH_2CH_2CH_2OH]$ = Konsentrasi MEA

$[NH(CH_2CH_2OH)]_2$ = Konsentrasi DEA

Pada perhitungan kecepatan reaksi besarnya nilai k1, k2, dan k3 untuk reaksi pembentukan MEA dari amonia dan etilen oksida ditentukan dengan persamaan berikut:

$$k = k0\ exp\ \frac{-EA]}{RT}$$

k1 = 4,11 x 10^8 exp ((-14600)/RT) (2.13)

k2 = 1,13 x 10^{10} exp ((-15700)/RT) (2.14)

k3 = 2,94 x 10^9 exp ((-15100)/RT) (2.15)

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)

(Zahedi, 2009)

Tabel 2.2 Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Reaksi	k
Reaksi Utama (k1)	3,72 x 10^6
Reaksi Samping (k2)	7,17 x 105
Reaksi Samping (k3)	2,26 x 10^6

2.3 Langkah Proses

Proses produksi monoethanolamine dengan katalis silika-alumina dilakukan melalui beberapa tahapan utama, yaitu tahap persiapan bahan baku (pre-treatment), tahap reaksi pembentukan produk, tahap pemisahan dan daur ulang (separasi dan recycle), serta tahap pemurnian produk melalui distilasi. Penjelasan masing-masing tahapan diuraikan sebagai berikut.

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk mengondisikan umpan agar sesuai dengan spesifikasi operasi reaktor. Amonia cair yang digunakan berasal dari PT Petrokimia Gresik dengan kemurnian 99,5%. Bahan tersebut disimpan dalam tangki penyimpanan amonia (T-101) pada suhu 30°C dan tekanan 15 atm.

Sementara itu, etilen oksida diperoleh dari PT Polychem Banten dalam fase cair, kemudian disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 3 atm di dalam tangki penyimpanan etilen oksida (T-102).

Amonia cair dari tangki (T-101) dialirkan menggunakan pompa (P-101) hingga tekanannya meningkat menjadi 20 atm sebelum memasuki Mixer (M-101). Di dalam mixer tersebut, amonia segar dicampur dengan aliran amonia hasil recycle dari Flash Column (FC-301) pada suhu 50,71°C dan tekanan 20 atm. Campuran ini kemudian dipompa kembali menggunakan pompa (P-103) hingga mencapai tekanan 100 atm dan selanjutnya dialirkan menuju pipa pencampuran.

Di sisi lain, etilen oksida dari tangki (T-102) dipompa menggunakan pompa (P-102) sehingga tekanannya naik menjadi 100 atm sebelum dialirkan ke pipa pencampuran. Pada tahap ini, etilen oksida bercampur dengan amonia cair. Campuran reaktan kemudian dialirkan menuju Heat Exchanger (HE-01) untuk dipanaskan hingga suhu 100°C sebelum diumpankan ke reaktor (R-201) sebagai tempat berlangsungnya reaksi pembentukan monoethanolamine.

2.3.2 Tahap Pembentukan Produk (Reaksi)

Reaksi pembentukan monoethanolamine berlangsung di dalam reaktor (R-201) melalui reaksi antara amonia dan etilen oksida pada suhu 100°C dan tekanan 100 atm. Rasio mol amonia terhadap etilen oksida ditetapkan sebesar 39,88:1 sehingga konversi etilen oksida yang dicapai sebesar 98%.

Karena reaksi bersifat eksotermis dan dijalankan secara isotermal, diperlukan sistem pengendalian suhu agar tetap konstan pada 100°C. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengalirkan air pendingin (cooling water) pada sisi shell reaktor dengan suhu masuk sekitar 30°C.

Reaktor yang digunakan merupakan tipe fixed bed multitube reactor yang diisi katalis silika-alumina (SiO_2–Al_2O_3). Penggunaan katalis ini bertujuan

untuk meningkatkan laju reaksi, mengingat pembentukan monoethanolamine terjadi melalui mekanisme reaksi katalitik.

2.3.3 Tahap Separasi dan *Recycle*

Tahap separasi dan recycle dilakukan untuk memisahkan amonia serta air yang belum bereaksi dari aliran produk reaktor. Komponen-komponen tersebut kemudian dikembalikan ke sistem sebagai umpan reaktor (R-201) bersama amonia segar dan etilen oksida.

Aliran keluaran reaktor terlebih dahulu melewati expansion valve (EV-301) untuk menurunkan tekanan hingga 20 atm, kemudian dialirkan ke Flash Column I (FC-301). Unit ini beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 20 atm, dengan mekanisme pemisahan berdasarkan perbedaan fase. Produk atas berupa campuran gas yang mengandung amonia, etilen oksida, dan uap air, sedangkan produk bawah berupa campuran ethanolamine.

Aliran atas dari Flash Column I selanjutnya dikondensasikan dalam kondensor (E-301) hingga berubah menjadi fase cair, kemudian dialirkan kembali ke mixer sebagai aliran recycle. Sementara itu, aliran bawah diturunkan tekanannya menggunakan expansion valve (EV-302) hingga 2 atm, lalu dipompa dengan pompa (P-104) menuju Flash Column II (FC-302).

Flash Column II beroperasi pada suhu 120°C dan tekanan 2 atm untuk melakukan pemisahan lanjutan antara komponen volatil (amonia, etilen oksida, dan air) dengan campuran ethanolamine. Aliran atas yang masih berupa campuran gas dialirkan ke kompresor (C-324) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 20 atm, kemudian dikondensasikan di kondensor (E-302) dan dikembalikan ke mixer sebagai recycle. Adapun aliran bawah yang mengandung ethanolamine dipompa menggunakan pompa (P-105) menuju Menara Distilasi I (MD-401) untuk tahap pemurnian berikutnya.

2.3.4 Tahap Pemurnian Produk (Distilasi)

Pada tahap pemurnian, campuran monoethanolamine (MEA), diethanolamine (DEA), dan triethanolamine (TEA) dipisahkan berdasarkan perbedaan titik didih masing-masing komponen sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan yang sesuai.

Aliran ethanolamine dari Flash Column II (FC-302) terlebih dahulu dialirkan ke Menara Distilasi I (MD-401). Di dalam kolom ini terjadi

pemisahan berdasarkan volatilitas komponen. MEA yang memiliki titik didih paling rendah akan menguap dan keluar sebagai produk atas, sedangkan DEA dan TEA yang memiliki titik didih lebih tinggi akan keluar sebagai produk bawah.

Produk bawah dari Menara Distilasi I dialirkan menuju reboiler (RB-101) untuk memperoleh suplai panas yang mempertahankan proses distilasi, kemudian diteruskan ke Menara Distilasi II (MD-402) untuk pemisahan lebih lanjut.

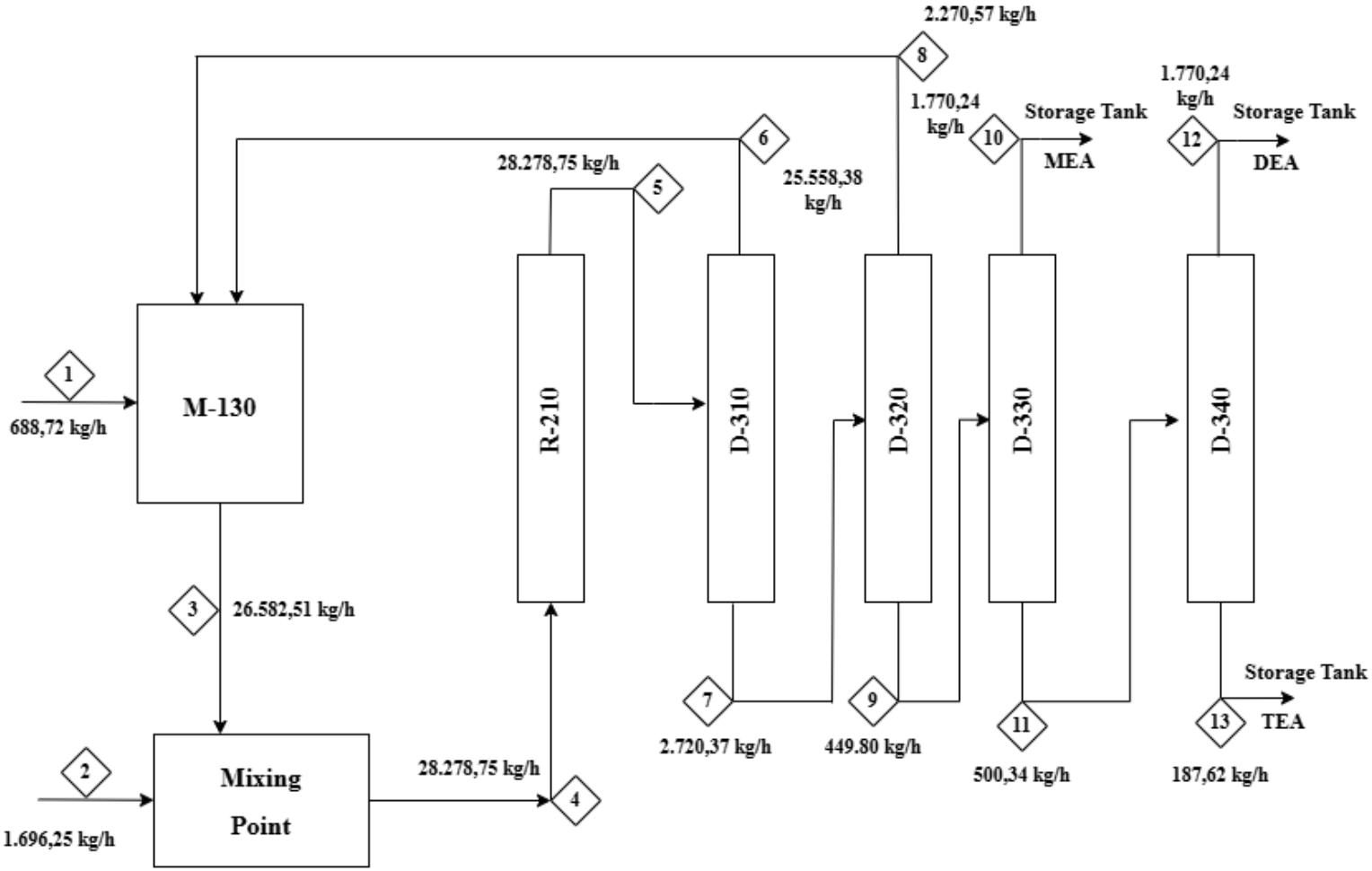
Produk atas Menara Distilasi I berupa MEA dengan kemurnian sekitar 99,5% dan kandungan air maksimum 0,5%. Aliran ini kemudian didinginkan hingga 30°C menggunakan Heat Exchanger (HE-204) sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan MEA (T-501).

Sementara itu, produk bawah dari Menara Distilasi I yang terdiri atas campuran DEA dan TEA dipompa ke Menara Distilasi II (MD-402). Pada unit ini, dilakukan pemisahan antara kedua komponen tersebut. Produk atas yang dihasilkan berupa DEA dengan kemurnian sekitar 97,5% serta mengandung impuritas maksimum 1% MEA, 0,54% air, dan 0,96% TEA. DEA kemudian didinginkan hingga 30°C menggunakan Heat Exchanger (HE-205) sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan (T-502).

Produk bawah Menara Distilasi II didominasi oleh TEA dengan tingkat kemurnian sekitar 98% dan kandungan impuritas maksimum 1% MEA serta 1% komponen lainnya. Aliran TEA ini selanjutnya didinginkan hingga 30°C menggunakan Heat Exchanger (HE-206) sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan (T-503).

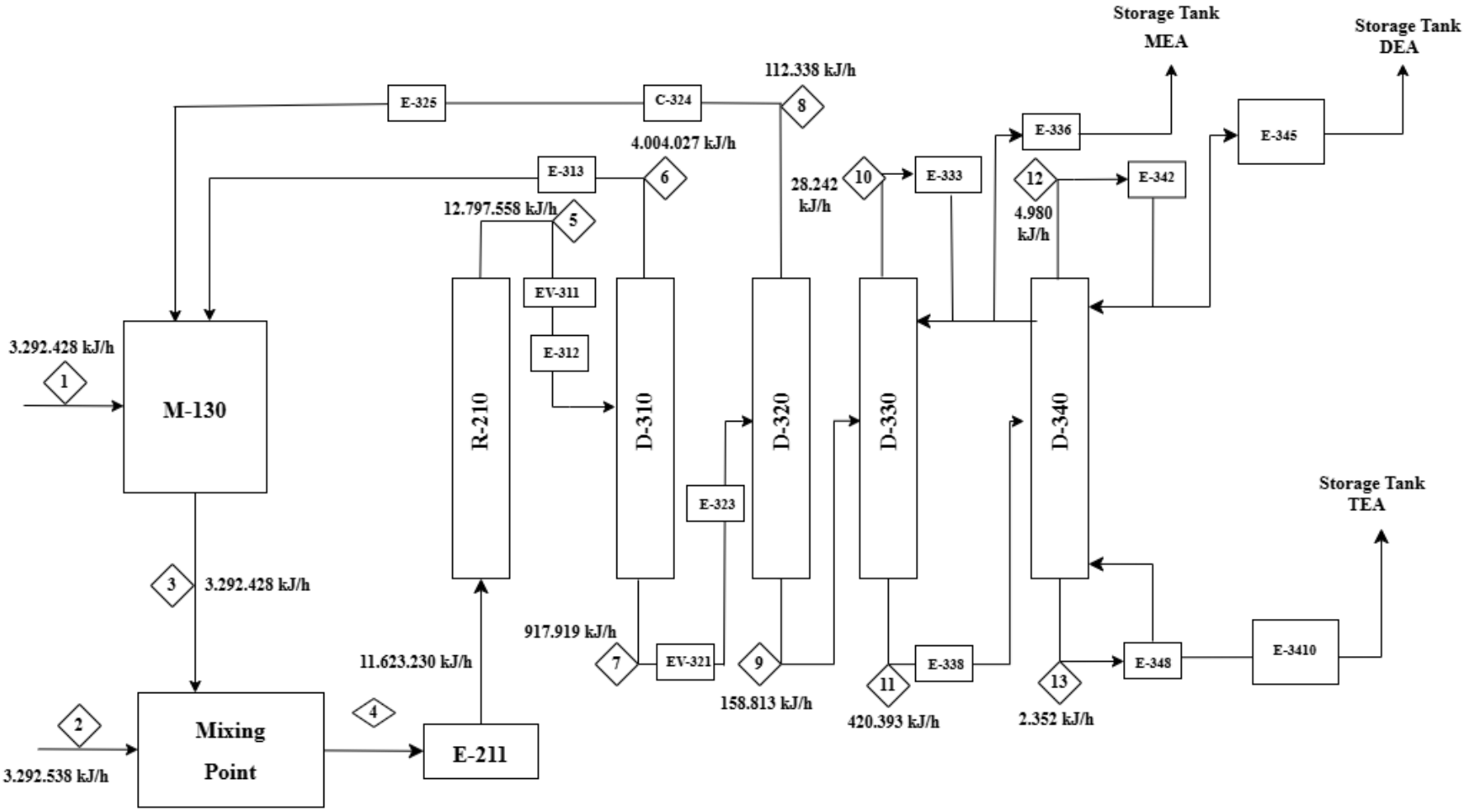
2.4 Diagram Alir

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

2.5.1.1 Mixer

Tabel 2.3 Neraca Massa Mixer

Senyawa	BM	Input			Output
		Arus 6	Arus 8	Arus 1	Arus 3
		kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	25245,85944	260,0274302	557,6967074	26063,58358
C2H4O	44,05	44,15031159	1,671342088	0	45,82165367
H20	18,01	83,30620557	19,07966799	131,0253099	233,4111835
MEA	61,08	166,78018	72,29651418	0	239,0766942
DEA	105,13	0,359148746	0,245073999	0	0,604222745
TEA	149,18	0,005222632	0,004572527	0	0,009795159
JUMLAH		**25540,46051**	**353,324601**	**688,7220173**	**26582,50713**
TOTAL			**26582,50713**		**26582,50713**

2.5.1.2 Pipa Pencampuran

Tabel 2.4 Neraca Massa Pipa Pencampuran

Senyawa	BM	Input		Output
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	0	26063,58358	26063,58358
C2H4O	44,05	1691,15879	45,82165367	1736,980443
H20	18,01	5,088742597	233,4111835	238,4999261
MEA	61,08	0	239,0766942	239,0766942
DEA	105,13	0	0,604222745	0,604222745
TEA	149,18	0	0,009795159	0,009795159
JUMLAH		**1696,247532**	**26582,50713**	**28278,75466**
TOTAL		**28278,75466**		**28278,75466**

2.5.1.3 Reaktor

Tabel 2.5 Neraca Massa Reaktor

Senyawa	BM	Input	Output	Fraksi
		Arus 4	Arus 5	
		kg/jam	kg/jam	
NH3	17,03	26063,58358	25505,887	0,901945194
C2H4O	44,05	1736,980443	91,909	0,003250112
H20	18,01	238,4999261	238,500	0,008433891

MEA	61,08	239,0766942	2006,753	0,07096329
DEA	105,13	0,604222745	317,828	0,011239105
TEA	149,18	0,009795159	117,877	0,004168408
JUMLAH		**28278,755**	**28278,755**	

2.5.1.4 Flash Kolom I

Tabel 2.6 Neraca Massa Flash Kolom I

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 5	Arus 7	Arus 6
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	25505,887	328,069	25177,818
C2H4O	44,05	91,909	4,656	87,253
H20	18,01	238,500	103,826	134,674
MEA	61,08	2006,753	1848,417	158,336
DEA	105,13	317,828	317,532	0,296
TEA	149,18	117,877	117,873	0,004
JUMLAH		**28278,755**	**2720,373**	**25558,382**
TOTAL		**28278,755**	**28278,755**	

2.5.1.5 Flash Kolom II

Tabel 2.7 Neraca Massa Flash Kolom II

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 7	Arus 9	Arus 8
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	328,069	11,776	316,293
C2H4O	44,05	4,656	0,598	4,058
H20	18,01	103,826	64,456	39,370
MEA	61,08	1848,417	1758,608	89,810
DEA	105,13	317,532	317,267	0,265
TEA	149,18	117,873	117,868	0,005
JUMLAH		**2720,373**	**2270,572**	**449,801**
TOTAL		**2720,373**	**2720,373**	

2.5.1.6 Menara Distilasi I

Tabel 2.8 Neraca Massa Distilasi I

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 9	Arus 10	Arus 11
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	11,776	11,776	0,000
C2H4O	44,05	0,598	0,598	0,000
H20	18,01	64,456	0,193	64,262
MEA	61,08	1758,608	1756,079	2,528
DEA	105,13	317,267	1,586	315,680

TEA	149,18	117,868	0,000	117,868
JUMLAH		**2270,572**	**1764,904**	**505,668**
TOTAL		**2270,572**	**2270,572**	

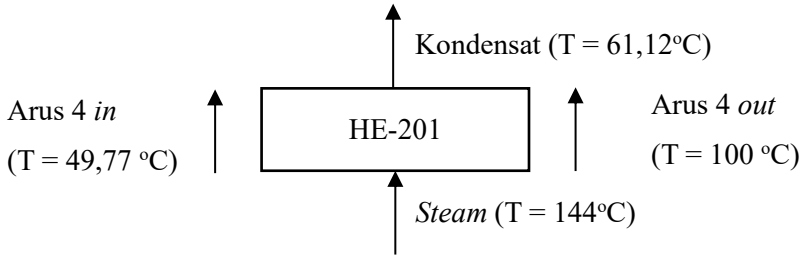
2.5.1.7 Menara Distilasi II

Tabel 2.9 Neraca Massa Distilasi II

Senyawa	BM	Input	Output	
		Arus 11	Arus 12	Arus 13
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
NH3	17,03	0,000	0,000	0,000
C2H4O	44,05	0,000	0,000	0,000
H20	18,01	64,262	64,262	0,000
MEA	61,08	2,528	2,528	0,000
DEA	105,13	315,680	311,013	4,667
TEA	149,18	117,868	6,380	182,946
JUMLAH		**505,668**	**318,988**	**186,680**
TOTAL		**505,668**	**505,668**	

2.5.2 Neraca Panas

2.5.2.1 Heat Exchanger (HE-201)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-201, 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)

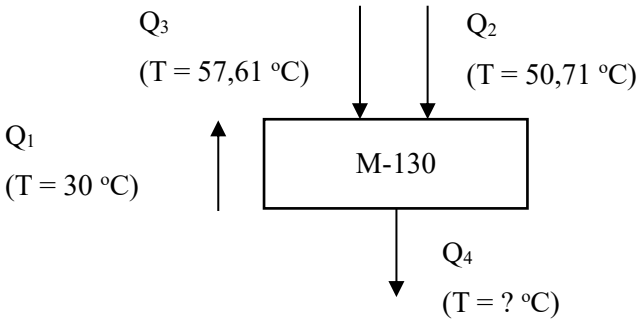
m = 4090,455309 kg/jam

Tabel 2.10 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-201)

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	3.184.732,635	Q2- Q1	11.203.740,963
C2H4O	89.816,746		285.784,571

H2O	24.780,683		74.728,206
MEA	19.072,506		58.869,679
DEA	34,174		105,029
TEA	0,616		1,891
Jumlah	3.318.437,360	8.304.792,979	11.623.230,339
Total	**11.623.230,339**		**11.623.230,339**

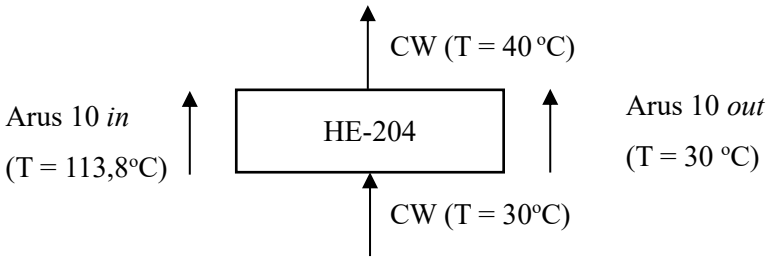
2.5.2.2 Mixer (M-101)



Tabel 2.11 Neraca Panas Mixer (M-101)

Komponen	Input			Output
	Q3	**Q4**	**Q5**	**Q6**
NH3	13.230,349	3.198.556,450	42.447,611	3.245.863,442
C2H4O	0,000	2.364,588	114,261	2.413,509
H2O	2.746,158	8.957,318	2.600,226	24.692,361
MEA	0,000	13.775,144	7.596,300	19.423,656
DEA	0,000	21,029	18,245	34,802
TEA	0,000	0,340	0,378	0,627
Jumlah	15.976,507	3.223.674,869	52.777,021	3.292.428,397
Total		**3.292.428,398**		**3.292.428,397**

2.5.2.3 Heat Exchanger (HE-204)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-204, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

C_W in = 303,15 K

C_W out = 313,15 K

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

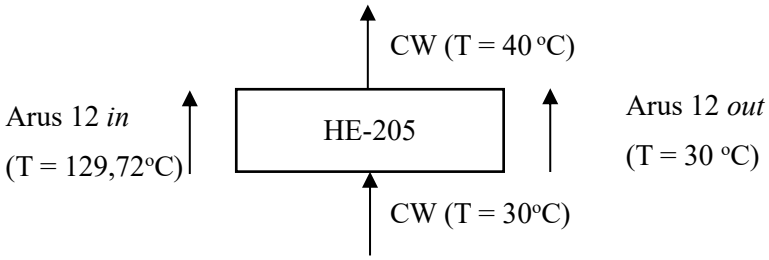
n air = 687,9455848 Kmol/jam

m air = 12.390 kg/jam

Tabel 2.12 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-204)

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Serap air (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	6.347,713	Q2- Q1	279,356
C2H4O	118,400		6,112
H2O	71,800		4,053
MEA	515.046,143		27.934,196
DEA	327,969		17,917
TEA	0,000		0,000
Jumlah	521.912,025	-493.670,391	28.241,634
Total	28.241,634		28.241,634

2.5.2.4 Heat Exchanger (HE-205)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-205, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

C_W in = 303,15 K

C_W out = 313,15 K

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

n air = 135,4833722 Kmol/jam

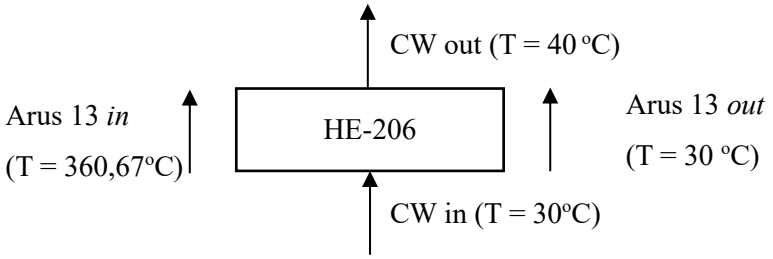
m air = 2,440 kg/jam

Tabel 2.13 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-205)

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	28.199,948		1.346,871
MEA	880,943		40,219
DEA	76.248,023		3.512,734
TEA	1.735,239		80,186

Jumlah	107.064,154	-102.084,144	4.980,010
Total		**4.980,010**	**4.980,010**

2.5.2.5 Heat Exchanger (HE-206)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-206, diperoleh kebutuhan pendingin sebagai berikut :

C_W in = 303,15 K

C_W out = 313,15 K

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

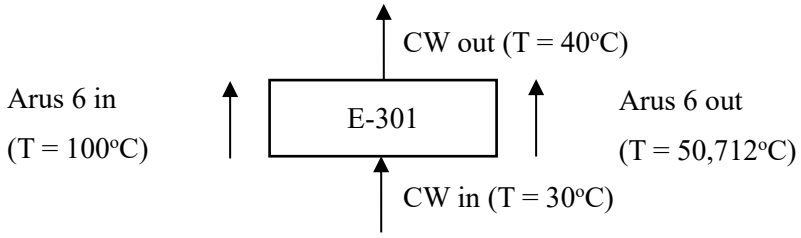
n air = 232,7122248 Kmol/jam

m air = 4,191 kg/jam

Tabel 2.14 Neraca Panas Heat Exchanger (E-4310)

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	4.069,612		52,711
TEA	173.626,759		2.299,425
Jumlah	177.696,370	-175.344,234	2.352,136
Total	**2.352,136**		**2.352,136**

2.5.2.6 Kondensor 1 (E-301)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

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

26.823.846,618 = n air x 753,507 kJ/kmol

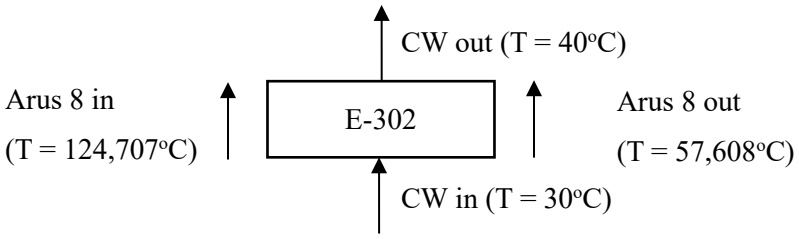
n air = 35.598,689 kmol/jam

m air = 641.132,390 kg/jam

Tabel 2.15 Neraca Panas kondensor 1 (E-301)

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
Total	**4.004.027,471**		**4.004.027,471**	

2.5.2.7 Kondensor 2 (E-302)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

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

272,097.895 = n air x 753,507 kJ/kmol

n air = 361,109 kmol/jam

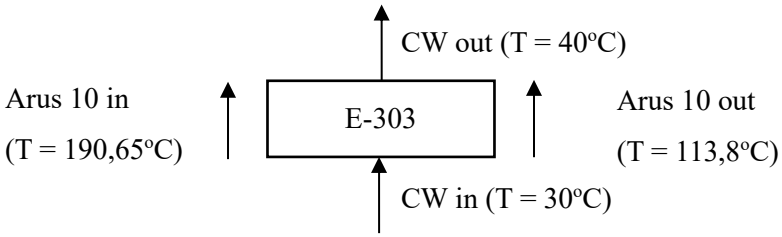
m air = 6.503,570 kg/jam

Tabel 2.16 Neraca Panas Kondensor 2 (E-302)

Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
NH3		336.979,306	67023,496	212.884,339
C2H4O	0,000	2.442,481	502,013	913,720
H2O	0,000	209.187,385	20697,542	15.816,997
MEA	0,000	93.313,880	23155,812	28.873,368

DEA	0,000	157,728	55,873	60,381
TEA		2,007	0,108	1,243
Jumlah	-272.097,895	642.082,787	111434,844	258.550,048
Total	**369.984,892**		**369.984,892**	

2.5.2.8 Kondensor 3 (E-303)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

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

272,097.895 = n air x 753,507 kJ/kmol

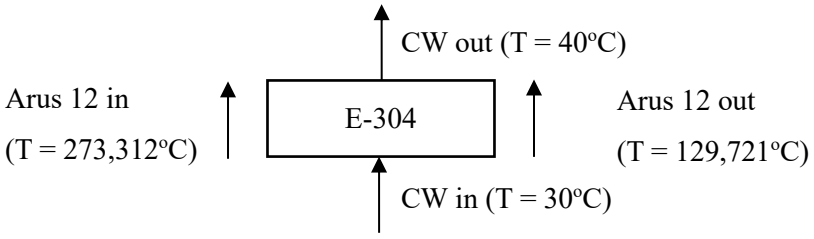
n air = 2107,218 kmol/jam

m air = 37.950,994 kg/jam

Tabel 2.17 Neraca Panas Kondensor 3 (E-303)

Komponen	**Input**		**Output**	
	Q	**Qb**	**Qa**	**Qc**
NH3		2.303,931	2990,625	-9.038,990
C2H4O	0,000	198,579	95,446	-169,527
H2O	0,000	852,442	129,629	-102,572
MEA	0,000	1.425.602,365	580375,073	-733.090,766
DEA	0,000	32,548	17,247	-18,831
TEA		0,000	0,000	0,000
Jumlah	-1.587.802,532	1.428.989,865	583608,019	-742.420,686
Total	**158.812,667**		**158.812,667**	

2.5.2.9 Kondensor 4 (E-304)



Berdasarkan perhitungan neraca panas, diperoleh massa pendingin sebagai berikut :

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

272,097.895 = n air x 753,507 kJ/kmol

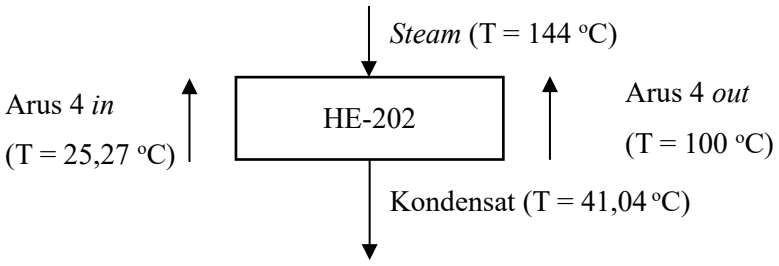
n air = 4526,137 kmol/jam

m air = 81.515,730 kg/jam

Tabel 2.18 Neraca Panas Kondensor 4 (E-304)

Komponen	Input		Output	
	Q	Qb	Qa	Qc
NH3		0,000	0,000	0,000
C2H4O	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	0,000	266.704,291	86362,578	-61.241,330
MEA	0,000	1.894,493	1680,851	-1.981,851
DEA	0,000	153.488,711	172364,767	-166.426,975
TEA		2.231,829	309,275	-3.718,563
Jumlah	-3.410.474,126	1.871.115,567	0,000	-1.539.358,560
Total	**1.539.358,560**		**1.539.358,560**	

2.5.2.10 Heat Exchanger (HE-202)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-202, 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)

11.591.758,513 = m x (2738,1 - 606,3)

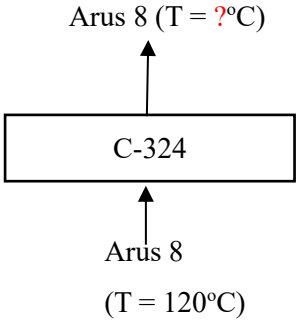
m = 5437,545038 kg/jam

Tabel 2.19 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-202)

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	Q Beban (KJ/jam)	Q2 (KJ/jam)
NH3	31.958,422	Q2- Q1	10.964.008,410
C2H4O	49,776		15.121,763

H2O	265,971		74.728,206
MEA	1.693,438		494.138,218
DEA	190,499		55.246,608
TEA	78,640		22.752,054
Jumlah	34.236,746	11.591.758,513	11.625.995,259
Total	**11.625.995,259**		**11.625.995,259**

2.5.2.11 Kompresor (C-324)



T input	T output	P input	P output
120 ºC	124,707 ºC	2 atm	20 atm

2.5.2.12 Pipa Pencampuran

Tabel 2.20 Neraca Panas Pipa Pencampuran

Komponen	**Input**		**Output**
	Q6	**Q7**	**Q8**
NH3	3.245.863,442	0,000	3.184.732,635
C2H4O	2.413,509	37.003,298	89.816,746
H2O	24.692,361	106,655	24.780,683
MEA	19.423,656	0,000	19.072,506
DEA	34,802	0,000	34,174
TEA	0,627	0,000	0,616
Jumlah	3.292.428,397	37.109,953	3.318.437,360
Total	**3.329.538,35**		**3.318.437,36**

2.5.2.13 Menara Distilasi (MD-401)

a. Menghitung panas umpan (feed)

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

Qf = 639.275,481 kJ/jam

b. Menghitung panas yang dibawa distilat

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

Qd = 1.008.992,179kJ/jam

c. Menghitung panas yang dibawa bawah

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

Qw = 158.417,786 kJ/jam

d. Menghitung panas reboiler

Q reboiler = Q kondensor + Qd + Qw – Qf

Q reboiler = -1059668,04756718 kJ/jam

Tabel 2.21 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-401)

Komponen	Input	Output
Qf	639.275,481	
Qw		158.417,786
Qd		1.008.992,179
Qkodensor		- 1.587.802,532
Qreboiler	- 1.059.668,048	
Total	- 420.392,567	- 420.392,567

2.5.2.14 Menara Distilasi (MD-402)

a. Menghitung panas umpan (feed)

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

Qf = 138.538,330 kJ/jam

b. Menghitung panas yang dibawa distilat

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

Qd = 255.200,028 kJ/jam

c. Menghitung panas yang dibawa bawah

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

Qw = 177.696,370 kJ/jam

d. Menghitung panas reboiler

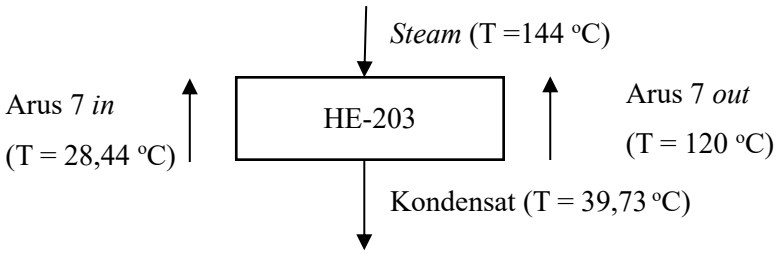
Q reboiler = Q kondensor + Qd + Qw – Qf

Q reboiler = -3116116,05808991 kJ/jam

Tabel 2.22 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-402)

Komponen	Input	Output
Qf	138.538,330	
Qw		177.696,370
Qd		255.200,028
Qkodensor		- 3.410.474,126
Qreboiler	- 3.116.116,058	
Total	2.977.577,728	2.977.577,728

2.5.2.15 Heat Exchanger 5 (HE-203)



Berdasarkan perhitungan neraca panas di HE-203, 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)

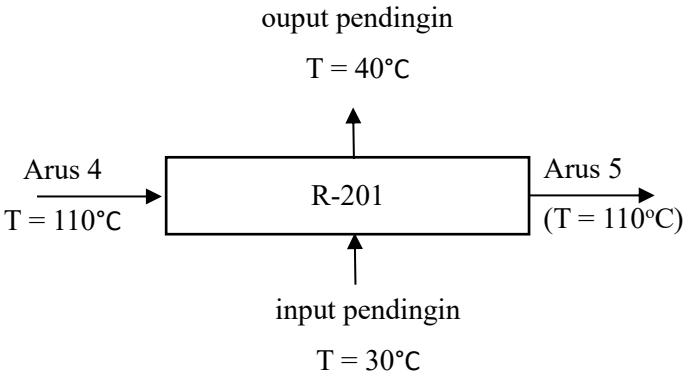
887.351,569 = m x (2738,1 - 606,3)

m = 416,2452244 kg/jam

Tabel 2.23 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-203)

Komponen	Input		Output
	Q1(KJ/jam)	**Q Beban (KJ/jam)**	**Q2 (KJ/jam)**
NH3	5.341,701	Q2- Q1	194.582,349
C2H4O	32,709		994,656
H2O	1.497,285		41.277,568
MEA	20.211,501		581.677,492
DEA	2.465,528		70.389,118
TEA	1.018,577		28.997,688
Jumlah	30.567,301	887.351,569	917.918,871
Total	**917.918,871**		**917.918,871**

2.5.2.16 Reaktor (R-201)



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

T input pendingin = 30 °C = 303,15 K

T output pendingin = 40 °C = 313,15 K

$$Qbeban = n \int_{303,15}^{313,15} Cp\ dT$$

21228756,558 = n x 753,626

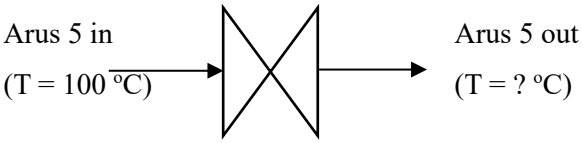
n = 28168,829 kmol/ jam

m = 28168,829 x 18,01 = 507320,612 kg/jam

Tabel 2.24 Neraca Panas R-201

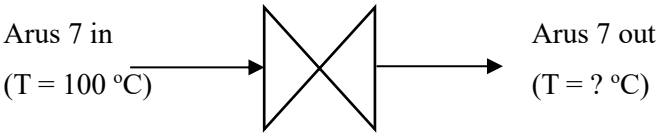
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Q1	Q2
NH_3	11203740,963	11203740,963
C_2H_4O	1322951,124	1322951,124
H_2O	199171,864	199171,864
MEA	71528,397	71528,397
DEA	165,490	165,490
TEA	0,371	0,371
Total	1587,045807	1587,045807

2.5.2.17 Expansion Valve (EV-301)



T input	T output	P input	P output
100℃	25,266℃	100 atm	20 atm

2.5.2.18 Expansion Valve (EV-302)



T input	T output	P input	P output
100℃	28,439℃	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, menjamin kelancaran proses produksi, serta meningkatkan aspek keselamatan dan kenyamanan kerja. Dalam penentuan tata letak, penempatan peralatan proses harus diperhatikan secara cermat agar keamanan, keselamatan, dan efisiensi operasional 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. Bangunan-bangunan tersebut ditempatkan pada area yang tidak mengganggu jalannya proses produksi. 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

Perencanaan area ekspansi perlu dilakukan sejak tahap awal desain guna mengantisipasi peningkatan kapasitas produksi atau penambahan unit proses di masa mendatang. Penyediaan lahan cadangan akan mencegah kendala ruang yang dapat menghambat pengembangan pabrik di kemudian hari.

b. Keamanan

Aspek keselamatan terhadap potensi bahaya seperti kebakaran, ledakan, maupun paparan gas dan asap beracun harus menjadi prioritas dalam penyusunan tata letak. Unit dengan tingkat risiko tinggi, misalnya tangki penyimpanan bahan baku, ditempatkan pada area khusus dengan jarak aman antarbangunan. Selain itu, sarana keselamatan seperti alat pemadam kebakaran harus tersedia dan mudah diakses.

c. Luas Lahan yang Tersedia

Pemanfaatan lahan disesuaikan dengan kondisi dan ketersediaan area yang ada serta dirancang seefisien mungkin. Pada lokasi dengan nilai lahan yang tinggi, pengaturan ruang menjadi sangat penting, misalnya dengan menerapkan penataan peralatan secara vertikal atau bertingkat guna menghemat penggunaan area.

d. Instalasi dan Utilitas

Sistem distribusi utilitas seperti gas, udara, steam, dan listrik harus dirancang secara terintegrasi agar mendukung kemudahan operasi dan pemeliharaan. Penempatan instalasi yang tepat akan menunjang kelancaran proses produksi sekaligus memberikan akses yang aman dan praktis bagi operator maupun teknisi.

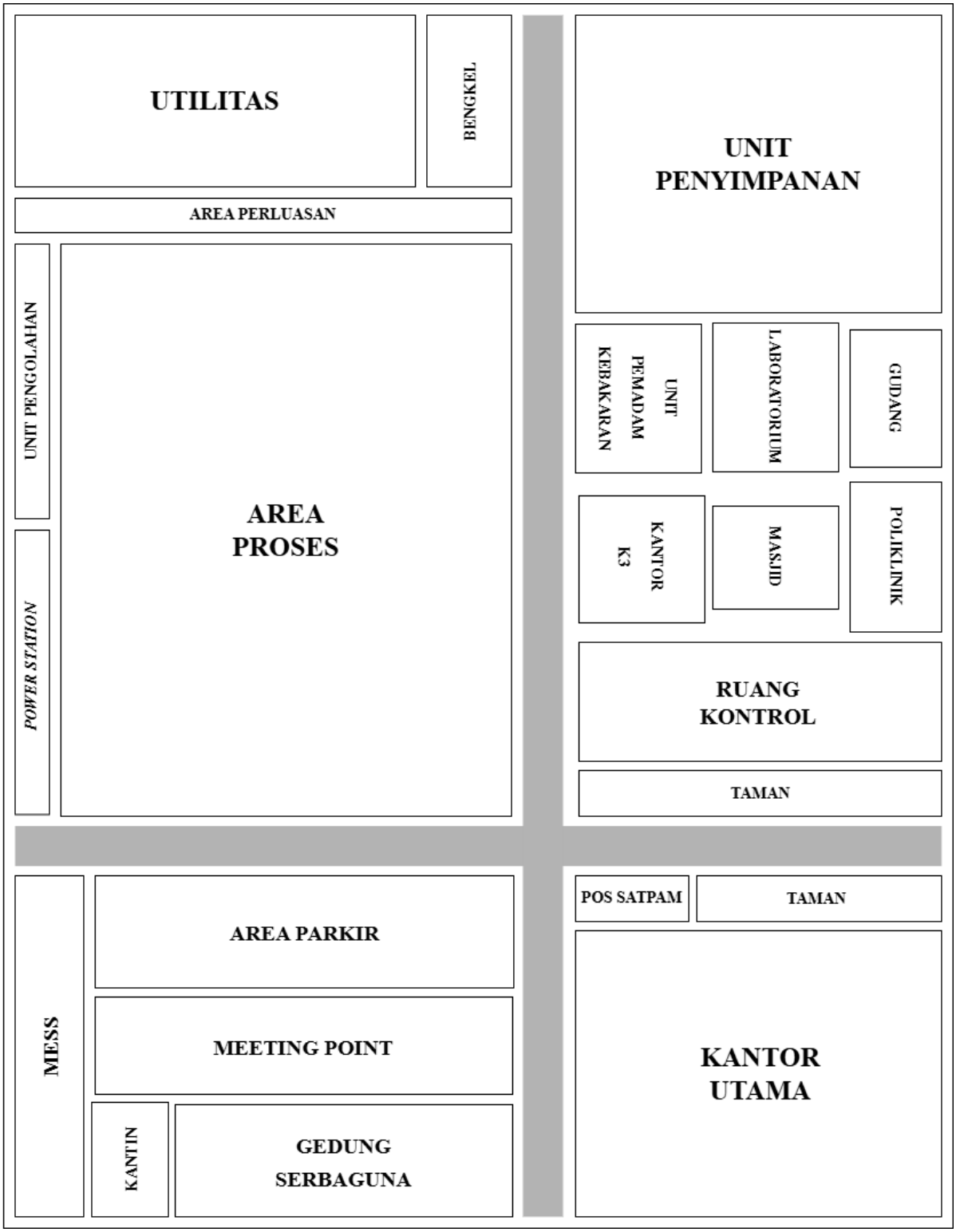
Adapun perincian penggunaan lahan dapat dilihat pada Tabel 2.25 sebagai berikut.

Tabel 2.25 Rincian Penggunaan Lahan

No.	Penggunaan	Luas (m^2)
1.	Pos Keamanan	73,5
2.	Kantor Utama	1470
3.	Gedung Serba Guna (Aula)	882
4.	Lapangan Parkir	833

No.	Penggunaan	Luas (m^2)
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

Berdasarkan rincian penggunaan lahan pada Tabel 2.25 serta mempertimbangkan prinsip perancangan tata letak pabrik yang dikemukakan oleh Towler dan Sinnott (2024), maka disusun tata letak pabrik monoethanolamine yang ditunjukkan pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Pembagian Area Pabrik Monoethanolamine

2.6.2 Tata Letak Peralatan

Perancangan tata letak peralatan proses merupakan salah satu faktor krusial dalam mendukung kelancaran operasi, keselamatan kerja, serta efisiensi pabrik secara keseluruhan. Penempatan peralatan yang tepat tidak hanya

memengaruhi kelangsungan alur produksi, tetapi juga berdampak pada aspek keamanan, kemudahan perawatan, serta pertimbangan ekonomi. Oleh sebab itu, beberapa aspek berikut perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak peralatan proses.

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

   Jalur perpipaan dirancang seefisien mungkin untuk meminimalkan biaya instalasi, kehilangan energi, dan gangguan terhadap aktivitas operasional.

b. Aliran Udara

   Ventilasi yang baik diperlukan untuk mencegah akumulasi gas atau uap berbahaya serta mengurangi risiko paparan terhadap pekerja.

c. Cahaya Penerangan

   Pencahayaan yang memadai diperlukan untuk mendukung operasi, inspeksi, dan keselamatan kerja, terutama pada area berisiko tinggi.

d. Lalu Lintas Pekerja

   Tata letak harus memberikan akses yang aman dan mudah bagi pekerja selama operasi, perawatan, maupun keadaan darurat.

e. Tata Letak Alat Proses (Aspek Ekonomi)

   Penempatan peralatan dirancang untuk meminimalkan biaya operasi, pemeliharaan, dan kebutuhan utilitas tanpa mengabaikan aspek keselamatan.

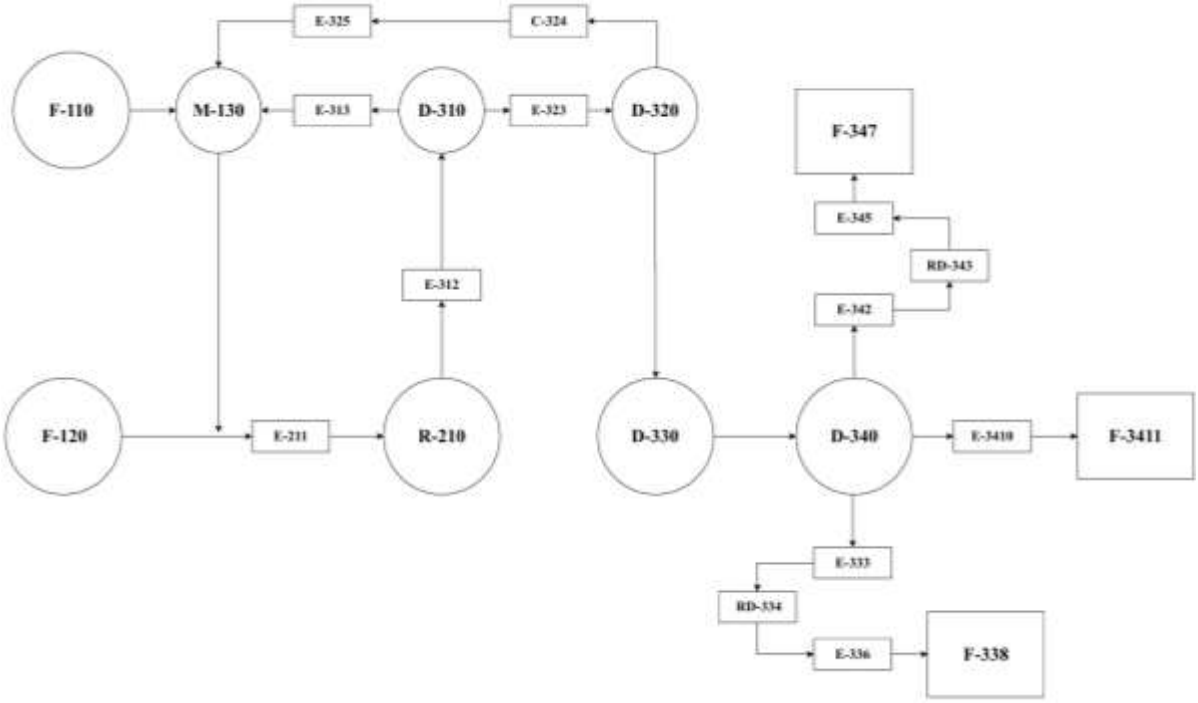
f. Ruang Antar Alat Proses

   Jarak antarperalatan diatur untuk mengurangi risiko penyebaran kerusakan apabila terjadi gangguan operasi, kebakaran, atau ledakan.

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 ditampilkan pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4 Tata Letak Peralatan Proses