

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku terdiri dari ammonia dan *monoethanolamine* yang setiap bahan bakunya dituliskan secara spesifik sebagai berikut :

##### 1. Ammonia ([www.petrokimia-gresik.com](http://www.petrokimia-gresik.com))

- Bentuk : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : min 99,5% mol
- Impuritas : air max 0,5% mol

##### 2. *Monoethanolamine* ([www.shokubai.co.jp](http://www.shokubai.co.jp))

- Bentuk : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Kemurnian : min 99,7% berat
- Impuritas : air maks.0,3% berat
- Densitas : 1,015 gr/cm<sup>3</sup> pada 20°C
- Berat Molekul : 61,08 kg/kmol

##### 2.1.2. Spesifikasi Bahan Pendukung

Spesifikasi bahan pendukung berupa katalis *Raney-nickel*, yang dituliskan secara spesifik sebagai berikut:

##### 1. Katalis *Raney-nickel*

- Wujud : Padat
- Bentuk : Pellet
- Warna : abu-abu
- Diameter efektif rata-rata : 0,35 cm (0,0035m)
- *Bulk density* : 0,524512 gr/cm<sup>3</sup>
- Kemurnian : 99,97%

### 2.1.3. Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk berupa *ethylenediamine* dan *diethylenetriamine* yang setiap produknya dituliskan secara spesifik sebagai berikut :

#### 1. *Ethylenediamine* ([www.sigmaaldrich.com](http://www.sigmaaldrich.com))

- Bentuk : cair
- Warna : tidak berwarna hingga kekuning-kuningan
- Kemurnian : min 99,2% berat
- Impuritas : air 0,5% berat  
MEA 0,3% berat
- Densitas : 0,899 gr/cm<sup>3</sup> pada 25°C
- Berat molekul : 60,10 kg/kmol

#### 2. *Diethylenetriamine* ([www.sigmaaldrich.com](http://www.sigmaaldrich.com))

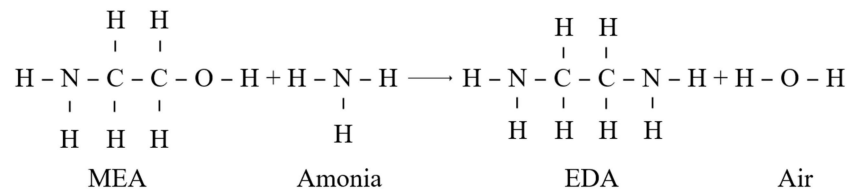
- Bentuk : cair
- Warna : tidak berwarna
- Kemurnian : 99,2% berat
- Impuritas : MEA 0,8% berat.
- Densitas : 0,955 gr/cm<sup>3</sup> pada 25°C
- Berat molekul : 103,17 kg/kmol

## 2.2. Konsep Dasar Proses

### 2.2.1. Dasar Reaksi

Reaksi pembuatan EDA dari MEA dan ammonia adalah sebagai berikut (Mc. Ketta, 1997):

Reaksi I:



**Gambar 2. 1.Reaksi pembuatan EDA dari MEA dan ammonia**

### 2.2.2. Kondisi Operasi

Reaksi dilakukan pada suhu 235°C dan tekanan 33 atm dengan perbandingan mo MEA dan ammonia adalah 1 : 5,6. Konversi yang diperoleh sebesar 70% terhadap MEA. Selektivitas untuk reaksi 1 sebesar 84% dan reaksi 2 sebesar 16%. Untuk

menjaga suhu operasi digunakan isolasi dinding reactor dan reaktan mengalir melalui *tube* berisi katalis. Proses ini menggunakan katalis *raney nickel* (Chen, 2007).

## 2.2. Tinjauan Termodinamika

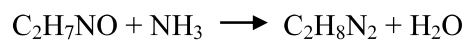
### 2.2.1. Panas Reaksi ( $\Delta Hr$ )

Perhitungan panas pembentukan reaksi standart ( $\Delta Hr$ ) dapat menentukan sifat reaksi berjalan secara eksotermis dan endotermis. Jika  $\Delta Hr$  bernilai negative maka reaksi bersifat eksotermis. Pada proses pembentukan EDA terjadi 2 reaksi pembentukan. Perhitungan  $\Delta Hr$  dilakukan pada  $P=1$  atm dan  $T= 298,15$  K dengan persamaan (2.3). Harga delta Hr tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.1.

**Tabel 2. 1. Nilai Delta Hr Komponen (Yaws, 1999)**

Komponen	$\Delta Hr \left( \frac{kJ}{mol} \right)$
NH <sub>3</sub>	-45,90
H <sub>2</sub> O	-240,56
C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	-17,32
C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	-210,19
C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	5,86

Menentukan panas pembentukan ( $\Delta Hr$ ) pada kondisi standar (Smith, Van Ness and Abbot, 2001):



### 2.2.2. Tinjauan Kinetika

Perhitungan energi bebas Gibbs ( $\Delta G^\circ$ ) dapat menentukan spontanitas suatu proses. Jika  $\Delta G^\circ$  bernilai negatif maka reaksi dapat berlangsung secara spontan, sedangkan jika  $\Delta G^\circ$  bernilai positif maka reaksi berlangsung secara tidak spontan. Pada proses pembentukan EDA terjadi 2 reaksi pembentukan. Perhitungan  $\Delta G^\circ$  dilakukan pada  $P = 1$  atm dan  $T = 298,15$  K dengan (2.4)

$$\Delta G^\circ_{r 298,15K} = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (2.4)$$

Harga  $\Delta G^\circ_f$  tiap komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat pada Tabel 2.2.

**Tabel 2. 2. Nilai  $\Delta G^\circ_f$  Komponen (Yaws, 1999)**

Komponen	$\Delta G^0 \left( \frac{KJ}{mol} \right)$
NH <sub>3</sub>	-16,40
H <sub>2</sub> O	-288,60
C <sub>2</sub> H <sub>8</sub> N <sub>2</sub>	103,22
C <sub>2</sub> H <sub>7</sub> NO	-106,88
C <sub>4</sub> H <sub>13</sub> N <sub>3</sub>	207,29

## 2.4. Diagram Alir

### 2.4.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama dalam proses produksi Ethylenediamine adalah monoethanolamine (MEA) dan ammonia (NH<sub>3</sub>). Monoethanolamine dalam bentuk cair ditampung dalam tangki penyimpanan (T-01) pada kondisi terkontrol untuk mencegah degradasi maupun kontaminasi. Dari tangki penyimpanan, MEA dialirkan menggunakan pompa ke unit vaporizer, di mana MEA diuapkan untuk memudahkan pencampuran dengan ammonia gas dalam tahap reaksi.

Ammonia cair (NH<sub>3</sub>) diperoleh dari unit penyimpanan bertekanan (T-02). Sebelum digunakan, ammonia dialirkan menuju vaporizer untuk diubah menjadi fase gas. Proses penguapan ini dilakukan agar ammonia dapat bereaksi lebih efektif dengan MEA di dalam reaktor. Amonia yang tidak bereaksi pada tahap reaksi nantinya akan dipisahkan dan di-recycle untuk meningkatkan efisiensi proses.

Setelah melalui tahap penguapan, aliran gas MEA dan NH<sub>3</sub> dipanaskan menggunakan heat exchanger hingga mencapai suhu operasi yang diinginkan. Kedua aliran kemudian dicampurkan dengan rasio tertentu sesuai kebutuhan reaksi, sebelum dimasukkan ke dalam reaktor fixed bed multitube. Tahap persiapan ini penting untuk memastikan kondisi umpan homogen dan sesuai spesifikasi, sehingga reaksi pembentukan Ethylenediamine berlangsung optimal.

### 2.4.2. Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk merupakan inti dari proses produksi Ethylenediamine (EDA). Pada tahap ini, umpan berupa gas monoethanolamine (MEA) dan ammonia (NH<sub>3</sub>) yang telah melalui proses persiapan dialirkan menuju reaktor fixed bed multitube. Reaktor ini berisi katalis Raney-Nickel yang berfungsi mempercepat reaksi aminasi MEA dengan NH<sub>3</sub>. Reaksi berlangsung secara isothermal pada suhu sekitar

265 °C dan tekanan 33 atm, dengan kondisi operasi dijaga agar konversi dan selektivitas tetap optimal.

Reaksi utama yang terjadi adalah konversi MEA dan NH<sub>3</sub> menjadi Ethylenediamine (EDA) dan air sebagai produk samping. Selain itu, reaksi samping juga menghasilkan senyawa lain seperti diethylenetriamine (DETA) dan piperazine (PIP). Karena sifat reaksi bersifat eksotermis, diperlukan sistem pendinginan menggunakan media Downtherm A yang mengalir pada bagian luar tube reaktor. Sistem pendinginan ini menjaga kestabilan suhu sehingga mencegah dekomposisi produk dan menurunkan risiko penurunan selektivitas.

Produk keluar dari reaktor berupa campuran gas yang terdiri dari EDA, amonia berlebih, air, dan senyawa amina lain. Campuran ini kemudian diarahkan menuju unit pemisahan tahap awal berupa flash drum untuk memisahkan amonia berlebih dari campuran produk. Amonia yang terpisah akan dikembalikan ke tahap persiapan bahan baku sebagai recycle, sedangkan aliran cair yang kaya EDA dilanjutkan ke tahap pemurnian. Dengan demikian, tahap pembentukan produk berperan penting sebagai penghasil utama senyawa EDA yang kemudian dimurnikan lebih lanjut agar mencapai kualitas sesuai spesifikasi pasar.

#### **2.4.3. Tahap Pemurnian Produk**

Setelah keluar dari reaktor dan melalui flash drum, campuran hasil reaksi yang mengandung Ethylenediamine (EDA), air, monoethanolamine (MEA) sisa, diethylenetriamine (DETA), piperazine (PIP), serta amonia berlebih, diarahkan ke unit pemurnian. Tahap pertama dilakukan dengan menara distilasi awal (MD-01) untuk memisahkan amonia dan sebagian air dari campuran. Amonia yang terpisah kemudian dikembalikan ke tahap persiapan bahan baku sebagai aliran recycle, sedangkan hasil bawah menara distilasi yang berupa campuran amina diteruskan ke unit pemurnian lanjutan.

Tahap kedua adalah pemisahan campuran amina melalui menara distilasi utama (MD-02). Pada menara ini, EDA sebagai produk utama dipisahkan dari senyawa samping seperti DETA, TETA, dan PIP. Proses distilasi dilakukan dengan pengendalian suhu dan tekanan yang tepat untuk memaksimalkan perolehan EDA dengan kemurnian sekitar 98%. Senyawa samping yang terpisah dapat ditampung untuk dijual sebagai produk samping atau diolah lebih lanjut, tergantung pada kebutuhan pasar dan strategi pabrik.

Produk bawah dari menara distilasi utama yang kaya EDA kemudian ditampung pada tangki penyimpanan (T-04) sebagai produk akhir. Sementara itu, hasil atas yang berupa campuran air diarahkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL) untuk memenuhi standar lingkungan sebelum dibuang. Dengan demikian, tahap pemurnian produk tidak hanya memastikan kualitas EDA yang memenuhi standar industri, tetapi juga mengoptimalkan pemanfaatan amonia serta mengurangi dampak lingkungan melalui pengelolaan limbah yang tepat.

## 2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.5.1. Neraca Massa

#### 1. Neraca Massa di Vaporizer

**Tabel 2. 3. Neraca Massa di Vaporizer**

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam, fase gas)	Keterangan
Monoethanolamine (MEA)	2.797	2.797	Uap MEA masuk reactor
Ammonia (NH <sub>3</sub> )	779	779	Uap NH <sub>3</sub> masuk reactor
Total	3.576	3.576	

#### 2. Neraca Massa di Reaktor

**Tabel 2. 4. Neraca Massa di Reaktor**

Komponen	Aliran masuk (mol/h)	Aliran masuk (kg/h)	Aliran keluar (mol/h)	Aliran keluar (kg/h)	Keterangan
MEA (feed)	95.486	5.824,65	<i>terkonversi:</i> 76.389	<i>terkonversi</i> <i>massa:</i> 4.660,0	Feed MEA (mol ≈ 95.486 mol/h)
NH <sub>3</sub> (feed)	381.944	6.493,06	<i>terkonsumsi:</i> 76.389	1.298,61	NH <sub>3</sub> berlebih (rasio 4:1)
EDA (produk)	—	—	45.833	2.750,00	Selektivitas EDA = 60% dari

Komponen	Aliran masuk (mol/h)	Aliran masuk (kg/h)	Aliran keluar (mol/h)	Aliran keluar (kg/h)	Keterangan
					MEA terkonversi
DETA (byproduct)	—	—	22.917	2.360,42	30% dari MEA terkonversi
PIP (byproduct)	—	—	7.639	786,81	10% dari MEA terkonversi (perkiraan)
H <sub>2</sub> O (produk)	—	—	45.833	825,00	Asumsi 1 mol H <sub>2</sub> O per mol EDA
MEA (unreacted)	—	—	19.097	1.164,93	Umpan yang tidak terkonversi (recycle)
NH <sub>3</sub> (unreacted gas)	—	—	305.556	5.194,44	NH <sub>3</sub> sisa setelah konsumsi
Total	477.430	12.317,71	477.430	~13.081,60	(pembulatan & asumsi produk samping)

### 3. Neraca Massa di Kondensor

**Tabel 2. 5. Neraca Massa di Reaktor**

Komponen	Aliran masuk (kg/h) dari reactor	Aliran cair (kg/h) keluar kondensor	Aliran gas (kg/h) keluar kondensor
EDA	2.750,00	2.750,00	0
DETA	2.360,42	2.360,42	0
PIP	786,81	786,81	0
MEA	1.164,93	1.164,93	0

Komponen	Aliran masuk (kg/h) dari reactor	Aliran cair (kg/h) keluar kondensor	Aliran gas (kg/h) keluar kondensor
(unreacted)			
H <sub>2</sub> O	825,00	825,00	0
NH <sub>3</sub> (unreacted)	5.194,44	103,89*	5.090,56*
Total	13.081,60	7.887,15	5.194,44

#### 4. Neraca Massa di Absorber

**Tabel 2. 6. Neraca Massa di Absorber**

Komponen	Aliran masuk (mol/h)	Aliran masuk (kg/h)	Tangkap di absorber (%)	Aliran ditangkap (mol/h)	Aliran ditangkap (kg/h)	Sisa (vent/ke pengolahan) (kg/h)
NH <sub>3</sub> (gas)	305.556	5.194,44	98%	299.444	5.090,56	103,89

#### 5. Neraca Massa Over All

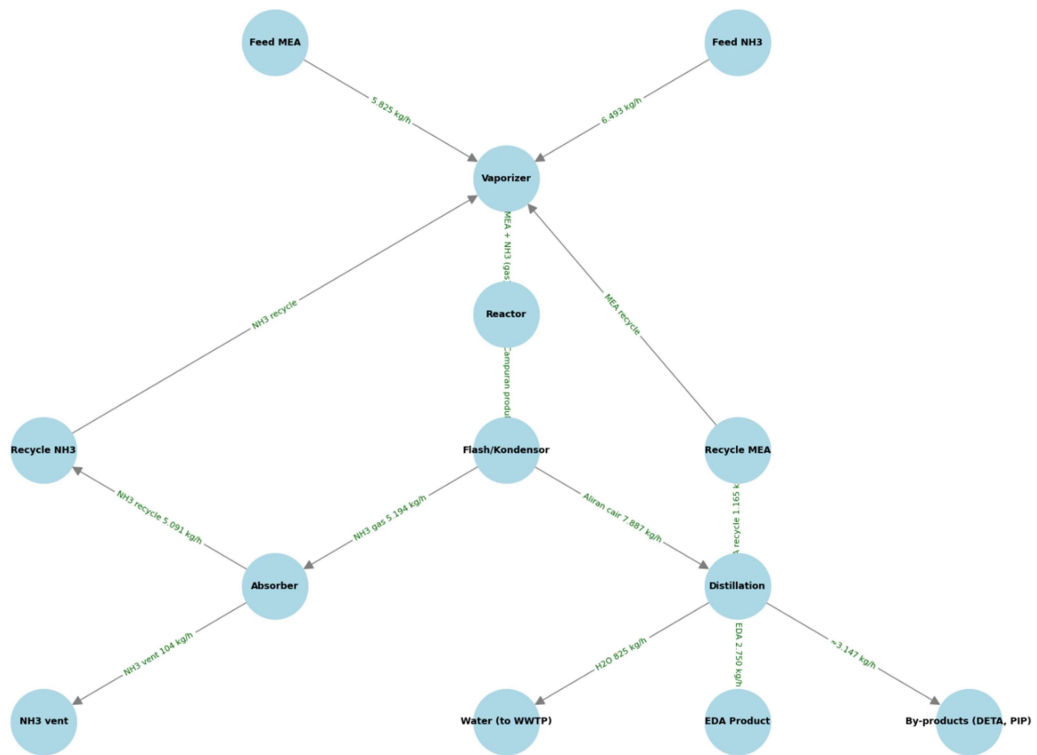
**Tabel 2. 7. Neraca Massa Over All**

Aliran utama	kg/h
MEA feed (fresh)	5.824,65
NH <sub>3</sub> feed (fresh)	6.493,06
Produk EDA (akhir, ke penyimpanan)	2.750,00
By-product (DETA)	2.360,42
By-product (PIP, perkiraan)	786,81
Air (H <sub>2</sub> O, limpasan)	825,00
MEA unreacted (recycle)	1.164,93
NH <sub>3</sub> recovered (recycle dari absorber)	5.090,56
NH <sub>3</sub> vent / ke pengolahan	103,89
Total feed (masuk pabrik)	12.317,71
Total output (produk + sampung +	~13.081,60 (perbedaan akibat

Aliran utama	kg/h
limbah + recycle)	pembulatan & asumsi)

### 2.5.1. Diagram Alir Neraca Massa

Diagram Alir Neraca Massa Pabrik Ethylenediamine



Gambar 2. 2. Diagram Alir Neraca Massa

### 2.5.2. Neraca Panas

#### 1. Neraca Panas di Vaporizer

Tabel 2. 8. Neraca Panas di Vaporizer

Komponen	Massa (kg/h)	Cp (kJ/kg·K)	T1 (°C)	T2 (°C)	Q sensible (kJ/h)	$\Delta H_{vap}$ (kJ/kg)	Q latent (kJ/h)	Q total (kJ/h)
MEA	5.832,28	2.5	25.0	265.0	3.499.370,9	650.0	3.790.985,2	7.290.356,1
NH <sub>3</sub>	6.504,51	4.7	25.0	265.0	7.337.083,1	1.370.0	8.911.173,7	16.248.256,8
Total	12.336,79	—	—	—	—	—	—	23.538.612,9

## 2. Neraca Panas di Reaktor

**Tabel 2. 9. Neraca Panas di Reaktor**

Proses	$\Delta H$ (kJ/mol)	Mol (mol/h)	Q (kJ/h)	Keterangan
Reaksi utama (MEA + NH <sub>3</sub> → EDA + H <sub>2</sub> O)	-100,0 (perkiraan)	45.833	-4.583.300,0 (dilepaskan)	Exothermic
Pendinginan (90% heat removal oleh Downtherm A)	—	—	4.124.970,0 (kJ/h)	energi diambil dari reaktor

## 3. Neraca Panas di Kondensor

**Tabel 2. 10. Neraca Panas di Kondensor**

Komponen	Massa cair (kg/h)	$\Delta H_{vap}$ (kJ/kg)	Q kondensasi (kJ/h)
EDA	2.754,56	700,0	1.928.194,3
DETA	2.364,35	800,0	1.891.477,5
PIP	658,33	750,0	493.746,8
MEA (unreacted)	1.166,44	650,0	758.189,1
H <sub>2</sub> O	825,91	2.257,0	1.864.080,4
NH <sub>3</sub> (larut ~2%)	104,07	1.370,0	142.579,2
Total	—	—	7.078.267,2

## 4. Neraca Panas di Absorber

**Tabel 2. 11. Neraca Panas di Reaktor**

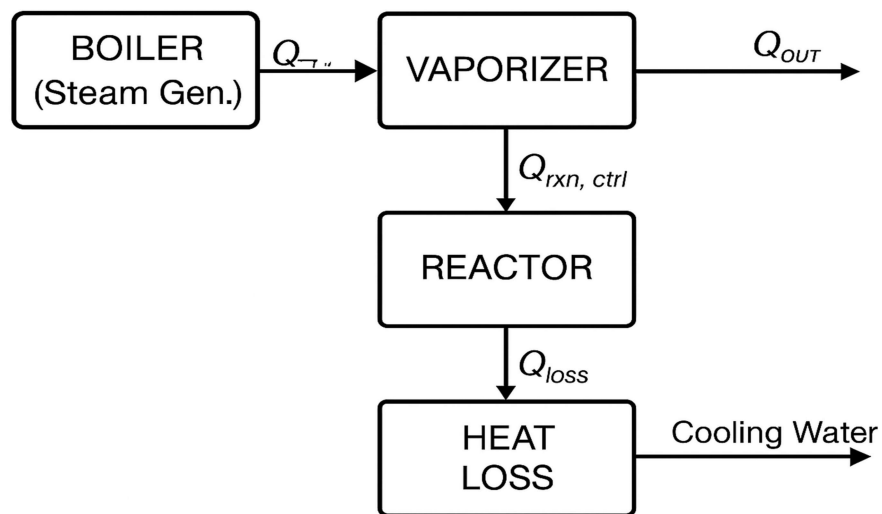
Proses	Mol (mol/h)	Massa (kg/h)	$\Delta H_{solv}$ (kJ/mol)	Q (kJ/h)
NH <sub>3</sub> captured (~98%)	299.444	5.099,53	-30,0 (perkiraan per mol)	-8.983.320,0 (dilepaskan)
Total released (abs)	—	—	—	8.983.320,0 (kJ/h) (magnitudo)

## 5. Neraca Panas Over All

**Tabel 2. 12. Neraca Panas Over All**

Unit Operasi	Q (kJ/h)
Vaporizer (input heat)	23.538.612,9
Reaksi (released, negative)	-4.583.300,0
Kondensor (removed)	-7.078.267,2
Absorber (released, negative)	-8.983.320,0
Net (Q_overall) (positif = net input)	30.026.965,7 kJ/h

### 2.5.3. Diagram Alir Neraca Panas

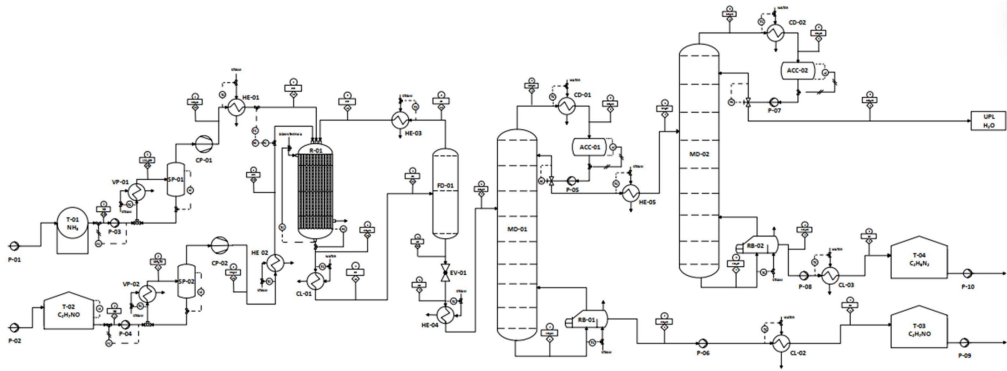


**Gambar 2. 3. Diagram Alir Neraca Panas**

**Keterangan:**

- **Boiler** → menghasilkan uap (**Q<sub>steam in</sub>**) untuk Vaporizer.
- **Vaporizer** → menyerap panas dari steam untuk menguapkan ammonia cair.
- **Reactor** → terdapat panas reaksi (**Q<sub>rxn</sub>**) dan sebagian panas dibuang/ diserap untuk menjaga suhu (cooling jacket).
- **Condenser** → melepaskan panas ke cooling water (**Q<sub>out</sub>**).
- **Cooling Tower** → menerima panas dari condenser dan melepasnya ke lingkungan.
- **Heat Loss** → sebagian kecil panas hilang ke lingkungan.

## 2.5.4. Diagram Alir Proses



Gambar 2. 4. Diagram Alir Proses

### 1. Feed Preparation (Persiapan Umpan)

- **Ammonia cair** disimpan dalam tangki penyimpanan.
  - Dipompa menuju **Vaporizer**, di mana ammonia cair diuapkan menjadi uap.
- **Monoethanolamine (MEA)** berwujud cair yang berasal dari tangki penyimpanan dialirkan menggunakan pompa, kemudian **dipanaskan (preheat)** agar sesuai dengan kondisi operasi sebelum masuk ke reaktor.

### 2. Reaction Section (Reaksi)

- Uap **Ammonia** dan cairan **MEA** dialirkan menuju ke dalam **Reaktor**.
- Reaksi berlangsung pada **235 °C dan tekanan 33 atm** dengan perbandingan mol tertentu ( $\text{MEA} : \text{NH}_3 = 1 : 5,6$ ).
- Produk keluar berupa campuran:
  - **Ethylenediamine (produk utama)**
  - **Byproduct** (misalnya piperazine, dietilentriamine)
  - **Ammonia berlebih**

### 3. Separation Section (Pemisahan)

- Aliran keluar dari reaktor didinginkan menggunakan **Condenser**.
- Hasil pendinginan berupa campuran cair dan gas, kemudian masuk ke unit pemisahan.
  - **Gas (ammonia berlebih)** → sebagian direcycle ke reaktor.
  - **Fase cair** → diteruskan ke tahap pemurnian.

### 4. Purification Section (Pemurnian)

- Produk cair masuk ke **Distillation Column**.

- Di dalam kolom distilasi, campuran dipisahkan menjadi:
  - **Produk utama:** Ethylenediamine (EDA), ditarik dari bagian bawah kolom.
  - **Byproduct:** Piperazine, dietilentriamine, dan sisa MEA keluar di aliran samping/bagian atas.

## 2.6. Tata Letak Pabrik dan Peralatan

### 2.6.1. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah pengaturan berbagai bagian dalam pabrik, yang mencakup tempat kerja karyawan, gudang bahan baku atau produk, tempat ibadah, dan lokasi peralatan operasional pabrik. Dalam menentukan tata letak pabrik, perlu mempertimbangkan aspek keselamatan, keamanan, kenyamanan karyawan, serta kelancaran alur barang untuk mendukung operasional yang efisien.

Tujuan utama dari perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mencapai kombinasi fasilitas produksi yang optimal, sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan karyawan merasa nyaman. Tujuan utama lainnya adalah sebagai berikut:

- Menyederhanakan proses produksi.
- Mengurangi biaya penanganan material.
- Menciptakan kenyamanan bagi karyawan.
- Mengoptimalkan penggunaan lahan.
- Menekan pengeluaran biaya kapital yang tidak diperlukan.
- Meningkatkan efektivitas penggunaan karyawan.

Dalam merencanakan tata letak pabrik, beberapa hal yang harus diperhatikan adalah:

#### 1. Luas Lahan yang Tersedia

Harga tanah yang tinggi harus dipertimbangkan dalam perencanaan tata letak pabrik. Untuk lahan yang mahal, perlu dilakukan efisiensi penggunaan ruang agar tempat dapat dimanfaatkan dengan maksimal.

#### 2. Keamanan

Pemisahan antara bangunan perkantoran dan area produksi penting untuk menjaga faktor keamanan, seperti mencegah potensi ledakan, kebakaran, atau paparan gas berbahaya.

#### 3. Instalasi dan Utilitas

Instalasi dan utilitas harus dipasang dengan baik untuk memudahkan pemeliharaan dan memastikan kelancaran proses produksi.

4. Peluang Perluasan

Pabrik Sejak awal, perlu dipikirkan kemungkinan untuk memperluas pabrik, termasuk menyediakan area untuk ekspansi dan menambah kapasitas produksi di masa depan.

5. Transportasi

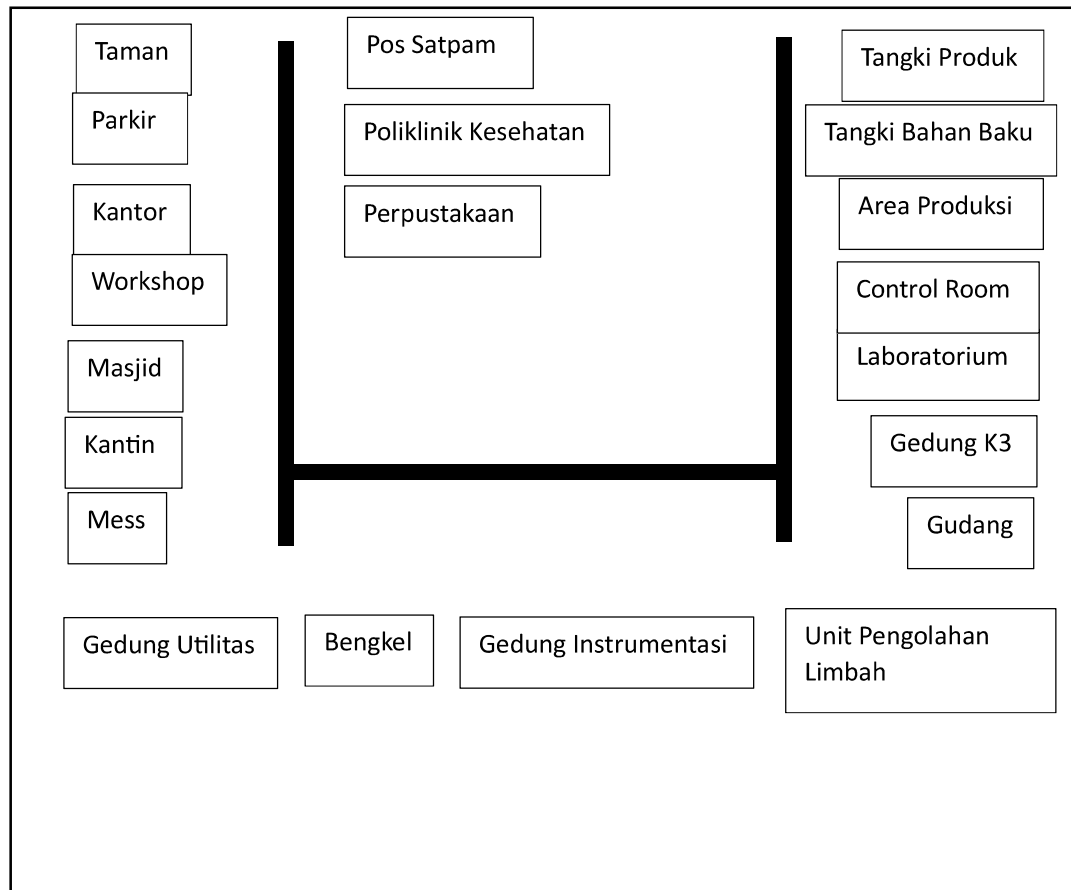
Perencanaan tata letak pabrik harus memperhatikan kelancaran distribusi bahan baku, produk setengah jadi, dan produk jadi, agar proses operasional berjalan efisien.

Berikut merupakan perincian luas pabrik formaldehid dapat dilihat dari tabel berikut:

**Tabel 2. 13. Perincian Luas Lahan Pabrik**

No	Fasilitas / Gedung	Luas (m <sup>2</sup> )	Keterangan Singkat
1	Gedung Parkir	2.000	Untuk kendaraan karyawan & tamu
2	Kantor	1.200	Administrasi & manajemen
3	Masjid	300	Tempat ibadah karyawan
4	Mess	800	Asrama karyawan yang tinggal di site
5	Pos Satpam	100	Keamanan & kontrol akses
6	Gedung K3	250	Kesehatan & keselamatan kerja
7	Poliklinik Kesehatan	200	Pelayanan medis dasar
8	Kantin	400	Makan & istirahat karyawan
9	Gedung Utilitas	500	Boiler, chiller, genset
10	Unit Pengolahan Limbah	600	Pengolahan limbah cair & padat
11	Bengkel	300	Perawatan & perbaikan peralatan
12	Laboratorium	250	QC & penelitian proses
13	Control Room	150	Monitoring proses pabrik

No	Fasilitas / Gedung	Luas (m <sup>2</sup> )	Keterangan Singkat
14	Tangki Bahan Baku	1.000	Penyimpanan MEA, ammonium, dan bahan kimia lainnya
15	Area Proses	5.000	Reaktor, kolom distilasi, heat exchanger
16	Tangki Produk	1.000	Penyimpanan EDA dan produk samping
17	Workshop	400	Peralatan mekanik & listrik
18	Perpustakaan	100	Referensi teknis & manajemen
19	Gudang	1.000	Material pendukung & sparepart
20	Gedung Instrumentasi	150	Ruang instrumen & kalibrasi



**Gambar 2. 6. Lay Out Pabrik**

### **1. Penempatan Alat Proses**

Penempatan alat-alat proses yang tepat akan mempermudah alur produksi dan menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Selain itu, penataan yang baik dapat membantu menekan biaya produksi dan operasional, sehingga memberikan keuntungan dari segi ekonomi.

### **2. Aliran Udara**

Pada perencanaan aliran udara, perhatian perlu diberikan pada arah aliran udara dan mencegah terjadinya stagnasi udara di area tertentu. Stagnasi ini dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja.

### **3. Aliran Bahan Baku dan Produk**

Bahan baku dan produk sebaiknya diletakkan dekat dengan jalur transportasi untuk meningkatkan efisiensi. Dengan demikian, pengeluaran biaya dapat lebih rendah dan keuntungan yang diperoleh lebih tinggi.

### **4. Kelancaran Lalu Lintas**

Kelancaran lalu lintas barang dan orang berperan penting dalam kelancaran produksi. Semakin tertata dan lancar lalu lintas, semakin cepat produk dapat sampai ke tujuan.

### **5. Penerangan**

Penerangan yang memadai sangat diperlukan, khususnya di area yang berisiko tinggi, agar proses produksi dapat berjalan dengan aman dan mengurangi risiko kecelakaan jauh dari alat lainnya untuk menghindari risiko kerusakan pada peralatan lain jika terjadi kebakaran atau ledakan.