

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Bahan Baku Utama

- **Gliserol**

Berdasarkan data dari Carl L. Yaws, (1999), spesifikasi gliserol sebagai berikut:

Fase penyimpanan: Cair

Rumus Molekul :  $C_3H_8O_3$

Berat Molekul : 92.09 g/mol

Titik didih (1 atm) : 290°C

Titik lebur (1 atm) : 17.9°C

Kemurnian : 99.8%

- **Air**

Berdasarkan data dari Carl L. Yaws, (1999), spesifikasi air sebagai berikut:

Fase penyimpanan: Cair

Rumus Molekul :  $H_2O$

Berat Molekul : 18,02 g/mol

Titik didih (1 atm) : 100°C

Titik lebur (1 atm) : 0°C

Kemurnian : 100%

- **Gas Hidrogen**

Berdasarkan data dari Carl L.. Yaws, (1999), spesifikasi gas H sebagai berikut:

Fase : Gas

Rumus molekul :  $H_2$

Berat molekul : 2.016 g/mol

Titik didih : -259.2°C

Kemurnian : 100%

##### 2.1.2 Spesifikasi Katalis Cu/ZNO/ $Al_2O_3$

Berdasarkan data dari Zhou et al (2010), spesifikasi katalis

Cu/ZNO/ $Al_2O_3$  sebagai berikut:

Rumus Molekul : Cu/ZNO/ $Al_2O_3$

Bentuk : Granular

Diameter : 0,34 mm

Porositas : 0,5

Densitas : 2.000 kg/m<sup>3</sup>

Densitas bulk : 1.000 kg/m<sup>3</sup>

## 2.2 Spesifikasi Produk

### 2.2.1 Spesifikasi Produk Utama

- **Propilen Glikol**

Berdasarkan data dari Kirk-Othmer (2003), spesifikasi propilen glikol sebagai berikut:

Fase : Liquid

Rumus kimia : C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub>

Berat molekul : 76,09 g/mol

Titik didih : 187,5°C

Kemurnian : 99,5%

### 2.2.2 Spesifikasi Produk Intermediate

- **Acetol**

Berdasarkan data dari Kirk-Othmer (2003), spesifikasi propilen glikol sebagai berikut:

Fase : Liquid

Rumus kimia : C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub>

Berat molekul : 74,08 g/mol

Titik didih : 145.°C

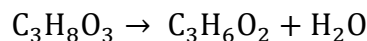
Kemurnian : 95 %

## 2.3 Konsep Proses

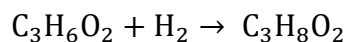
### 2.3.1 Dasar Proses

Proses produksi gliserol menjadi propilen glikol menggunakan proses hidrogenolisis. Gliserol dibentuk melalui proses dehidrasi dalam kondisi asam. Proses dehidrasi merupakan proses awal untuk mengkonversi gliserol menjadi produk *intermediate* berupa acetol dengan memecah molekul air menggunakan Katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Sedangkan proses hidrogenasi merupakan proses untuk menghasilkan propilen glikol dengan cara penambahan H<sub>2</sub> dengan katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Persamaan reaksi pembentukan propilen glikol sebagai berikut:

a). Reaksi Dehidrasi



b). Reaksi Hidrogenasi



### 2.3.2 Kondisi Operasi

Pada pembuatan propilen glikol dari gliserol, reaksi berlangsung melalui dua tahap utama,

yaitu dehidrasi dan hidrogenasi. Tahap pertama adalah proses dehidrasi gliserol yang terjadi pada situs asam katalis Cu–ZnO–Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> di dalam reaktor fixed-bed tubular pada suhu 220–240 °C dan tekanan hidrogen 3–5 MPa. Reaksi ini menghasilkan senyawa intermediate berupa asetol dengan konversi gliserol mencapai 81,5%. Selanjutnya, asetol yang terbentuk segera masuk ke tahap kedua yaitu reaktor hidrogenasi, di mana asetol direaksikan dengan gas H<sub>2</sub> pada situs aktif logam Cu menghasilkan propilen glikol dengan selektivitas sebesar 93,4%. Proses ini dijalankan secara kontinyu dalam sistem fixed-bed, sehingga memungkinkan reaksi berlangsung stabil tanpa adanya hambatan difusi internal maupun eksternal. Produk yang dihasilkan dari tahap hidrogenasi tidak sepenuhnya murni karena masih mengandung produk samping seperti etilen glikol, metanol, dan alkohol rantai pendek lainnya. Oleh karena itu, pemurnian produk diperlukan menggunakan unit pemisahan, misalnya kolom distilasi, agar diperoleh propilen glikol dengan kemurnian tinggi yang sesuai dengan standar industri (Zhou et al., 2010).

### 2.3.3 Tinjauan Termodinamika

Peninjauan termodinamika dilakukan dengan tujuan untuk menentukan sifat reaksi selama proses berlangsung. Secara termodinamika reaksi pembentukan propilen glikol dengan proses hidrogenolisis. Peninjauan termodinamika dengan dua reaksi pembentukan propilen glikol ini dilakukan pada kondisi tekanan (P) = 1 atm dan suhu standar (T) = 298 K. Penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung melalui panas pembentukan reaksi standar ( $\Delta H_r$ ). apabila  $\Delta H_r$  bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis berarti reaksi membutuhkan panas selama proses berlangsung, tetapi jika  $H_r$  bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis yang berarti menghasilkan panas selama proses berlangsung (Smith, et al., 1997).

Tabel 2. 1 Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen (Yaws, 1999)

| Komponen                                     | $\Delta H^{\circ} f$ (kJ/mol) | $\Delta H^{\circ} G$ (kJ/mol) |
|----------------------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | -582.80                       | -448.49                       |
| H <sub>2</sub> O                             | -241.80                       | -228.60                       |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | -354,58                       | -153.05                       |

|                                              |        |         |
|----------------------------------------------|--------|---------|
| H <sub>2</sub>                               | 0      | 0       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | -421.5 | -304.48 |

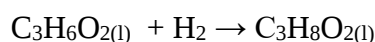
---

a.) Reaksi Dehidrasi



$$\begin{aligned}\Delta H_r^\circ &= \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_{2(l)} + \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) \\ &= (-354,58 + -241.80) - (-582.80) \\ &= -67,58 \text{ kJ/mol (Reaksi Eksotermis)}\end{aligned}$$

b.) Reaksi Hidrogenasi



$$\begin{aligned}\Delta H_r^\circ &= \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - (\Delta H_f^\circ \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_{2(l)} + \text{H}_2) \\ &= (-421.50) - (-354,58 + 0) \\ &= -66,92 \text{ kJ/mol (Reaksi Eksotermis)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r^\circ \text{ total} &= -67,58 \text{ kJ/mol} + (-66,92) \text{ kJ/mol} \\ &= -134,5 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Karena harga  $\Delta H_r^\circ$  bernilai negatif, maka reaksi pembentukan propilen glikol tersebut bersifat eksotermis. Untuk mengetahui arah suatu reaksi dalam segi termodinamika diperlukan prinsip kesetimbangan kimia. Perhitungan harga konstan reaksi (K) dapat ditinjau dari rumus berikut:

$$\Delta H^\circ G = - R \cdot T \cdot \ln K \dots\dots\dots (2.1)$$

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H_f}{RT^2} \dots\dots\dots (2.2)$$

Keterangan:

$\Delta H^\circ G$  = Energi bebas gibbs standar J/mol

R = Konstanta gas ideal, 8.314 J/mol.K

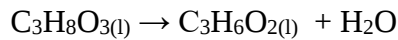
T = Temperatur (K)

$\Delta H^\circ f$  = Konstanta kesetimbangan reaksi

Dari persamaan (2.2) dapat dijelaskan bahwa jika harga  $\Delta H_r^\circ$  bernilai negatif atau reaksi bersifat eksotermis, maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan menurun ketika temperaturnya meningkat. Sedangkan jika harga  $\Delta H_r^\circ$  bernilai positif atau reaksi bersifat endotermis maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan ikut meningkat

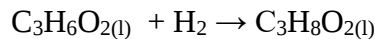
ketika temperaturnya meningkat. Berdasarkan data  $\Delta H^\circ G$  298 K di atas dapat dihitung besarnya energi bebas Gibbs standar ( $\Delta H^\circ G$ ):

a.) Reaksi Dehidrasi



$$\begin{aligned}\Delta H^\circ G &= \Sigma \Delta H^\circ G \text{ produk} - \Delta H^\circ G \text{ reaktan} \\ &= \Delta H^\circ G (-\Delta H^\circ G \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_{2(l)} + \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) \\ &= (-153.05 + -228.60) - (-448.49) \\ &= (-381.65) - (-448.49) \\ &= 66.84 \text{ kJ/mol} \\ &= 66.840 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

b.) Reaksi Hidrogenasi



$$\begin{aligned}\Delta H^\circ G &= \Sigma \Delta H^\circ f \text{ produk} - \Delta H^\circ f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_{2(l)} + \text{H}_2) \\ &= (-304.48) - (-153.05 + 0) \\ &= -151.43 \text{ kJ/mol} \\ &= -151.430 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan:

$$\Delta H^\circ G = -R.T.\ln K$$

a). Reaksi Dehidrasi

$$\begin{aligned}\ln K &= -\frac{\Delta H^\circ G}{RT} \\ \ln K &= -\frac{66.840 \text{ J/mol}}{(8,314 \text{ J/mol.K})(298,15 \text{ K})} \\ \ln K &= -\frac{66.840}{2,478.88} \\ \ln K &= -0.02695 \\ K &= 0.9734\end{aligned}$$

b). Reaksi Hidrogenasi

$$\begin{aligned}\ln K &= -\frac{\Delta H^\circ G}{RT} \\ \ln K &= -\frac{-151.430 \text{ J/mol}}{(8,314 \text{ J/mol.K})(298,15 \text{ K})} \\ \ln K &= -\frac{-151.430}{2,478.88} \\ \ln K &= 61.06 \\ K &= 3.5 \times 10^{26}\end{aligned}$$

Sehingga nilai K pada suhu operasi (493,15 K = 220 C) dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

a). Reaksi Dehidrasi

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K^o} &= \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T^o} \right) \\ \ln \frac{K}{0.9734} &= \frac{66.840}{8.314} \times (0.00203 - 0.00335) \\ \ln \frac{K}{0.9734} &= -0.0106 \\ K &= 0.963 \end{aligned}$$

b). Reaksi Hidrogenasi

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K^o} &= \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T^o} \right) \\ \ln \frac{K}{3.5 \times 10^{26}} &= \frac{-151.430}{8.314} \times (0.00203 - 0.00335) \\ \ln \frac{K}{3.5 \times 10^{26}} &= 0.02403 \\ K &= 3.585 \times 10^{26} \end{aligned}$$

Maka dapat disimpulkan bahwa saat proses dehidrasi berlangsung secara reversible (dua arah) dan proses hidrogenasi berlangsung secara irreversible (satu arah).

### 2.3.4 Kinetika Reaksi

Menurut (Zhou et al, 2010) bahwa model kinetika untuk reaksi pembentukan propilen glikol menggunakan persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut:

$$k = A \cdot \exp \left( -\frac{E}{RT} \right)$$

Keterangan:

- K = Konstanta kecepatan reaksi
- A = Faktor pre-exponential
- r = Konstanta gas ideal
- E = Energi aktivasi
- T = Temperatur

## 2.4 Langkah Proses

Tahap pembuatan propilen glikol dari gliserol terbagi menjadi beberapa tahap yaitu:

1. Proses dehidrasi gliserol menjadi aseton
2. Proses hidrogenasi aseton menjadi propilen glikol
3. Proses pemurnian propilen glikol

### 2.4.1 Deskripsi Proses

#### 2.4.1.1 Proses dehidrasi gliserol menjadi aseton

Gliserol dari tangki penyimpanan dialirkan menggunakan pompa menuju

pemanas (heater) untuk dipanaskan hingga mencapai suhu 220°C. Setelah dipanaskan, gliserol masuk ke dalam reaktor dehidrasi (R-101), tempat terjadinya pelepasan H<sub>2</sub>O dan pembentukan asetol sebagai produk intermediat. Aliran gliserol dari tangki penyimpanan ke heater dibantu oleh pompa untuk meningkatkan suhunya sebelum masuk ke reaktor. Proses dehidrasi berlangsung secara endotermik pada suhu 220°C dan tekanan 5 atm, dengan bantuan katalis Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Air pendingin dialirkan ke dalam reaktor untuk menjaga suhu reaksi tetap stabil.

Tingkat konversi gliserol menjadi asetol mencapai sekitar 81,5% (Zhou et al., 2010), sementara sisanya, sekitar 18,5% gliserol yang tidak bereaksi, akan dialirkan kembali ke dalam mixer untuk dicampur dengan umpan segar dari tangki penyimpanan.

#### **2.4.1.2 Proses hidrogenasi asetol menjadi propilen glikol**

Di dalam reaktor, reaksi berlangsung melalui dua tahap utama. Pertama, gliserol teradsorpsi pada situs asam katalis dan mengalami reaksi dehidrasi menghasilkan senyawa antara berupa asetol dan air. Selanjutnya, asetol segera mengalami reaksi hidrogenasi pada situs aktif logam Cu, di mana gas hidrogen yang telah terdisosiasi menjadi atom H aktif bereaksi dengan gugus karbonil asetol, membentuk senyawa antara alkoholasi yang akhirnya tereduksi menjadi produk utama propilen glikol (1,2-propanadiol)

Tingkat konversi asetol menjadi propilen glikol mencapai sekitar 98,8% dengan selektivitas 93,4% (Zhou et al, 2010). Produk yang keluar dari reaktor hidrogenasi selanjutnya dialirkan ke kondensor untuk mendingin propilen glikol dan sisa asetol, sehingga dapat dipisahkan dari gas hidrogen yang tidak bereaksi. Hidrogen yang tersisa dipisahkan melalui separator, kemudian gas hidrogen berlebih dikembalikan ke heater dan dicampurkan dengan hidrogen segar dari tangki penyimpanan. Proses pemurnian akhir dilakukan menggunakan kolom distilasi untuk memisahkan propilen glikol dan asetol secara efisien.

#### **2.4.1.3 Proses pemurnian propilen glikol**

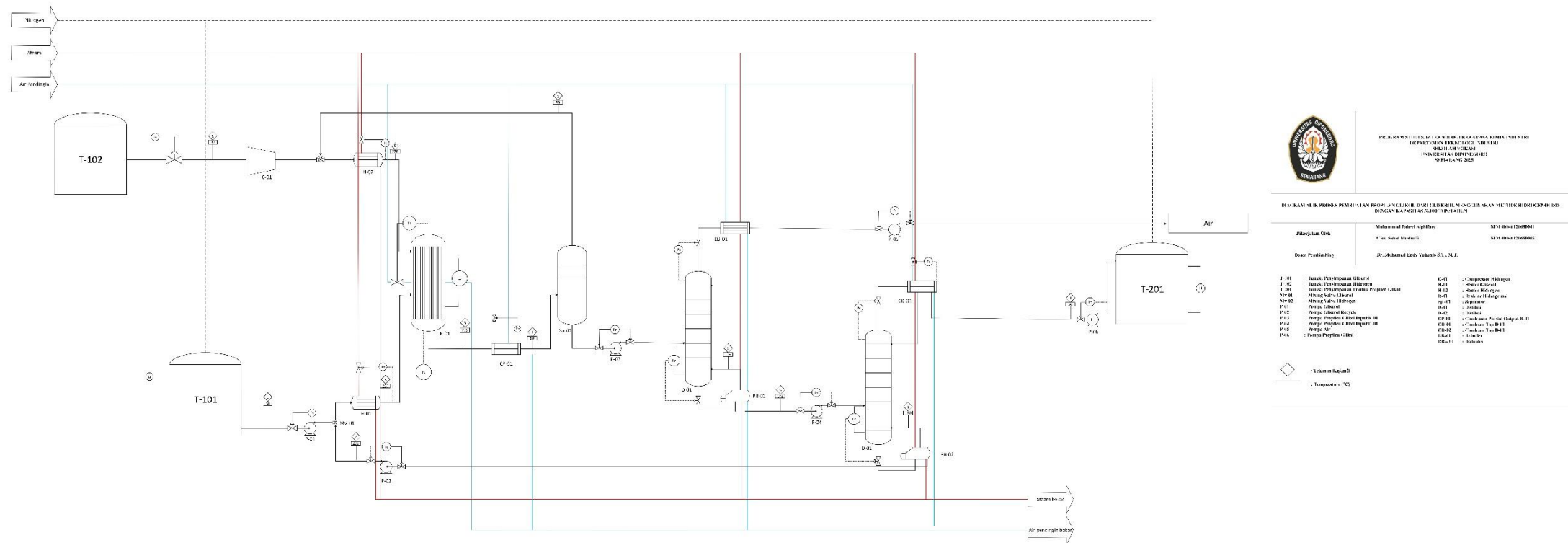
Campuran antara propilen glikol dan asetol yang keluar dari unit separator selanjutnya diarahkan ke kolom distilasi untuk dipisahkan. Proses distilasi dilakukan pada tekanan 1 bar dan suhu 160°C. Pada suhu ini, air yang merupakan senyawa volatile akan mudah menguap yang memiliki titik didih 100°C akan menguap dan menjadi produk atas (top product) dari kolom distilasi. Sementara itu, propilen glikol dengan titik didih 187°C tetap dalam fase cair dan menjadi produk bawah (bottom product).

Hasil bottom distilasi pertama menuju distilasi kedua untuk memisahkan

Kembali produk propilen glikol dengan fraksi berat seperti gliserol dengan suhu  $180^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan vakum 0,5 atm sehingga titik didih propilen glikol menurun. Sehingga propilen glikol menjadi top product dan gliserol menjadi produk bottom yang akan di recycle menuju reactor untuk direaksikan Kembali.

## 2.5 Process Flow Diagram

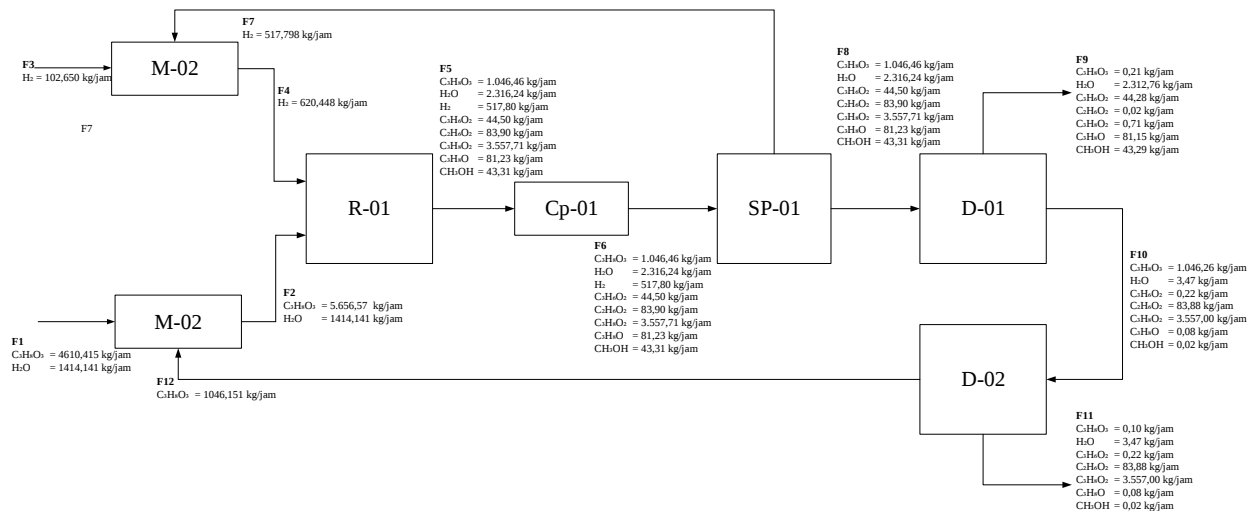
**DIAGRAM ALIR PROSES PEMBUATAN PROPILEN GLIKOL DARI GLISEROL MENGGUNAKAN  
METODE HIDROGENOLISIS DENGAN KAPASITAS 56.000 TON/TAHUN**



Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses Pembuatan Propilen Glikol

## 2.6 Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.6.1 Neraca Massa



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa

Keterangan :

M-01 : Mixer Gliserol

M-02 : Mixer Hidrogen

R-01 : Reaktor Hidrogenasi

CP-01 : Condensor Parsial Output R-01

Sp-01 : Separator

D-01 : Distilasi 1

D-02 : Distilasi 2

Berikut adalah ringkasan perhitungan neraca massa pada pabrik propilen glikol dengan kapasitas produksi 56.000 ton per tahun.

#### 2.6.1.1 Neraca Massa Mixer Gliserol

Tabel 2. 2 Neraca Massa Mixer Gliserol

| Komponen    | Input<br>(kg/jam) | Output<br>(kg/jam) |
|-------------|-------------------|--------------------|
| $C_3H_8O_3$ | 5.656,57          | 5.656,57           |
| $H_2O$      | 1.414,14          | 1.414,14           |
| $H_2$       | 0,0               | 0,0                |
| $C_3H_6O_2$ | 0,0               | 0,0                |
| $C_2H_6O_2$ | 0,0               | 0,0                |
| $C_3H_8O_2$ | 0,0               | 0,0                |

|                                 |                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|-----------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O | 0,0             | 0,0             |
| CH <sub>3</sub> OH              | 0,0             | 0,0             |
| <b>Total</b>                    | <b>7.070,71</b> | <b>7.070,71</b> |

### 2.6.1.2 Neraca Massa Mixer Hidrogen

Tabel 2. 3 Neraca Massa Mixer Hidrogen

| <b>Komponen</b>                              | <b>Input (kg/jam)</b> | <b>Output (kg/jam)</b> |
|----------------------------------------------|-----------------------|------------------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 0,0                   | 0,0                    |
| H <sub>2</sub> O                             | 0,0                   | 0,0                    |
| H <sub>2</sub>                               | 620,45                | 620,45                 |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 0,0                    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 0,0                    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 0,0                    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 0,0                   | 0,0                    |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 0,0                   | 0,0                    |
| <b>Total</b>                                 | <b>620,447883</b>     | <b>620,45</b>          |

### 2.6.1.3 Neraca Massa Reaktor

Tabel 2. 4 Neraca Massa Reaktor

| <b>Komponen</b>                              | <b>Input (kg/jam)</b> | <b>Output (kg/jam)</b> |
|----------------------------------------------|-----------------------|------------------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 5.656,566             | 1.046,46               |
| H <sub>2</sub> O                             | 1.414,14              | 2.316,24               |
| H <sub>2</sub>                               | 620,45                | 517,80                 |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 44,50                  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 83,90                  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 0,0                   | 3.557,71               |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 0,0                   | 81,23                  |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 0,0                   | 43,31                  |
| <b>Total</b>                                 | <b>7.691,155</b>      | <b>7.691,15</b>        |

### 2.6.1.4 Neraca Massa Condensor Parsial

Tabel 2. 5 Neraca Massa Condensor Parsial

| Komponen                                     | Input (kg/jam)  | Output (kg/jam) |
|----------------------------------------------|-----------------|-----------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46        | 1.046,46        |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24        | 2.316,24        |
| H <sub>2</sub>                               | 517,80          | 517,80          |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50           | 44,50           |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90           | 83,90           |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71        | 3.557,71        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 81,23           | 81,23           |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 43,31           | 43,31           |
| <b>Total</b>                                 | <b>7.691,15</b> | <b>7.691,15</b> |

#### 2.6.1.5 Neraca Massa Sperator

Tabel 2. 6 Neraca Massa Separator

| Komponen                                     | Input (kg/jam)  | Output (kg/jam) |
|----------------------------------------------|-----------------|-----------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46        | 1.046,46        |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24        | 2.316,24        |
| H <sub>2</sub>                               | 517,80          | 517,80          |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50           | 44,50           |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90           | 83,90           |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71        | 3.557,71        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 81,23           | 81,23           |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 43,31           | 43,31           |
| <b>Total</b>                                 | <b>7.691,15</b> | <b>7.691,15</b> |

#### 2.6.1.6 Neraca Massa Distilasi I

Tabel 2. 7 Neraca Massa Distilasi I

| Komponen                                     | Input (kg/jam) | Output (kg/jam) |
|----------------------------------------------|----------------|-----------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46       | 1.046,46        |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24       | 2.316,24        |
| H <sub>2</sub>                               | -              | -               |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50          | 44,50           |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90          | 83,90           |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71       | 3.557,71        |

|                                 |                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|-----------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O | 81,23           | 81,23           |
| CH <sub>3</sub> OH              | 43,31           | 43,31           |
| <b>Total</b>                    | <b>7.173,36</b> | <b>7.173,36</b> |

#### 2.6.1.7 Neraca Massa Distilasi II

Tabel 2. 8 Neraca Massa Distilasi II

| <b>Komponen</b>                              | <b>Input (kg/jam)</b> | <b>Output (kg/jam)</b> |
|----------------------------------------------|-----------------------|------------------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,26              | 1.046,26               |
| H <sub>2</sub> O                             | 3,47                  | 3,47                   |
| H <sub>2</sub>                               | -                     | -                      |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,22                  | 0,22                   |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,88                 | 83,88                  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,00              | 3.557,00               |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 0,08                  | 0,08                   |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 0,02                  | 0,02                   |
| <b>Total</b>                                 | <b>4.690,93</b>       | <b>4.690,932622</b>    |

#### 2.6.2 Neraca Massa Total

Tabel 2. 9 Neraca Massa Total

| <b>Komponen</b>                              | <b>Input (kg/jam)</b> | <b>Output (kg/jam)</b> |
|----------------------------------------------|-----------------------|------------------------|
| <b>Mixer gliserol</b>                        |                       |                        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 5.656,57              | 5.656,57               |
| H <sub>2</sub> O                             | 1.414,14              | 1.414,14               |
| <b>Mixer Hidrogen</b>                        |                       |                        |
| H <sub>2</sub>                               | 620,45                | 620,45                 |
| <b>Reaktor</b>                               |                       |                        |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 5.656,566             | 1.046,46               |
| H <sub>2</sub> O                             | 1.414,14              | 2.316,24               |
| H <sub>2</sub>                               | 620,45                | 517,80                 |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> |                       | 44,50                  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> |                       | 83,90                  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> |                       | 3.557,71               |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              |                       | 81,23                  |

|                                              |          |          |
|----------------------------------------------|----------|----------|
| CH <sub>3</sub> OH                           |          | 43,31    |
| <b>Condensor parsial</b>                     |          |          |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46 | 1.046,46 |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24 | 2.316,24 |
| H <sub>2</sub>                               | 517,80   | 517,80   |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50    | 44,50    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90    | 83,90    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71 | 3.557,71 |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 81,23    | 81,23    |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 43,31    | 43,31    |
| <b>Separator</b>                             |          |          |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46 | 1.046,46 |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24 | 2.316,24 |
| H <sub>2</sub>                               | 517,80   | 517,80   |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50    | 44,50    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90    | 83,90    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71 | 3.557,71 |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 81,23    | 81,23    |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 43,31    | 43,31    |
| <b>Distilasi</b>                             |          |          |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,46 | 1.046,46 |
| H <sub>2</sub> O                             | 2.316,24 | 2.316,24 |
| H <sub>2</sub>                               | -        | -        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 44,50    | 44,50    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,90    | 83,90    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,71 | 3.557,71 |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 81,23    | 81,23    |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 43,31    | 43,31    |
| <b>Distilasi</b>                             |          |          |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | 1.046,26 | 1.046,26 |
| H <sub>2</sub> O                             | 3,47     | 3,47     |
| H <sub>2</sub>                               | -        | -        |
| C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 0,22     | 0,22     |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> | 83,88    | 83,88    |

|                                              |                 |                     |
|----------------------------------------------|-----------------|---------------------|
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> | 3.557,00        | 3.557,00            |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O              | 0,08            | 0,08                |
| CH <sub>3</sub> OH                           | 0,02            | 0,02                |
| <b>Total</b>                                 | <b>4.690,93</b> | <b>4.690,932622</b> |

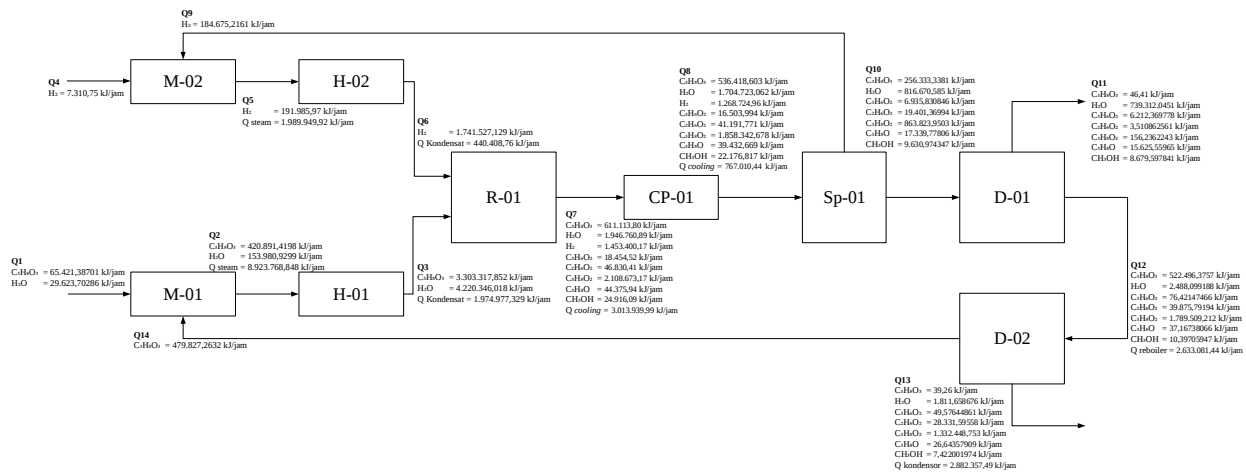
$$Efisiensi = \frac{\text{Jumlah produk yang dihasilkan}}{\text{Jumlah bahan baku}} \times 100\%$$

$$Efisiensi = \frac{4.690,93}{7.691,15} \times 100\%$$

$$Efisiensi = 0,61 \%$$

$$\text{Total efisiensi produk} = 99,39 \%$$

### 2.6.3 Neraca Panas



Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Panas

Keterangan :

M-01 : Mixer Gliserol

M-02 : Mixer Hidrogen

H-01 : Heater Gliserol

H-02 : Heater Hidrogen

R-01 : Reaktor Hidrogenasi

CP-01 : Condensor Parsial Output R-01

Sp-01 : Separator

D-01 : Distilasi 1

D-02 : Distilasi 2

Berikut adalah ringkasan perhitungan neraca panas pada pabrik propilen glikol dengan kapasitas produksi 58.000 ton per tahun.

### 2.6.3.1 Neraca Panas Mixer Gliserol

Tabel 2. 10 Neraca Panas Mixer Gliserol

| Komponen               | Masuk (kJ/jam)    |                   | Keluar (kJ/jam)     |
|------------------------|-------------------|-------------------|---------------------|
|                        | Q1                | Q14               | Q2                  |
| C3H8O3 Gliserol        | 65.421,38701      | 479.827,2632      | 420.891,4198        |
| C3H6O2 Asetol          |                   |                   |                     |
| C3H8O2 Propilen glikol |                   |                   |                     |
| H2O Air                | 29.623,70286      |                   | 153.980,9299        |
| H2 Hidrogen            |                   |                   |                     |
| Q steam                |                   |                   |                     |
| Q Kondensat            |                   |                   |                     |
| <b>Total</b>           | <b>95.045,09</b>  | <b>479.827,26</b> | <b>574.872,3497</b> |
| <b>Total</b>           | <b>574.872,35</b> |                   | <b>574.872,35</b>   |

### 2.6.3.2 Neraca Panas Mixer Hidrogen

Tabel 2. 11 Neraca Panas Mixer Hidrogen

| Komponen               | Masuk (kJ/jam)    |                   | Keluar (kJ/jam)   |
|------------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
|                        | Q4                | Q9                | Q5                |
| C3H8O3 Gliserol        |                   |                   |                   |
| C3H6O2 Asetol          |                   |                   |                   |
| C3H8O2 Propilen glikol |                   |                   |                   |
| H2O Air                |                   |                   |                   |
| H2 Hidrogen            | 7.310,749355      | 184.675,2161      | 191.985,97        |
| Q steam                |                   |                   |                   |
| Q Kondensat            |                   |                   |                   |
| <b>Total</b>           | <b>7.310,75</b>   | <b>184.675,22</b> | <b>191.985,97</b> |
| <b>Total</b>           | <b>191.985,97</b> |                   | <b>191.985,97</b> |

### 2.6.3.3 Neraca Panas Heater Gliserol H-01

Tabel 2. 12 Neraca Panas Heater Gliserol

| Komponen        | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|-----------------|----------------|-----------------|
|                 | Q2             | Q3              |
| C3H8O3 Gliserol | 420.891,4198   | 3.303.317,852   |

|                        |                     |                     |
|------------------------|---------------------|---------------------|
| C3H6O2 Asetol          |                     |                     |
| C3H8O2 Propilen glikol |                     |                     |
| H2O Air                | 153.980,9299        | 4.220.346,018       |
| H2 Hidrogen            |                     |                     |
| Q steam                | 8.923.768,848       |                     |
| Q Kondensat            |                     | 1.974.977,329       |
| <b>Total</b>           | <b>9.498.641,20</b> | <b>9.498.641,20</b> |

#### 2.6.3.4 Neraca Panas Heater Hidrogen H-02

Tabel 2. 13 Neraca Panas Heater Hidrogen

| Komponen               | Masuk (kJ/jam)      | Keluar (kJ/jam)     |
|------------------------|---------------------|---------------------|
|                        | Q5                  | Q6                  |
| C3H8O3 Gliserol        |                     |                     |
| C3H6O2 Asetol          |                     |                     |
| C3H8O2 Propilen glikol |                     |                     |
| H2O Air                |                     |                     |
| H2 Hidrogen            | 191.985,97          | 1.741.527,129       |
| Q steam                | 1.989.949,92        |                     |
| Q kondensat            |                     | 440.408,76          |
| <b>Total</b>           | <b>2.181.935,89</b> | <b>2.181.935,89</b> |

#### 2.6.3.5 Neraca Panas Reaktor hidrogenasi

Tabel 2. 14 Neraca Panas Reaktor

| Komponen     | Masuk (kJ/jam)      | Keluar (kJ/jam)     |
|--------------|---------------------|---------------------|
| Q3           | 7.523.663,87        |                     |
| Q6           | 1.741.527,13        |                     |
| Qr           | 3.273,99            |                     |
| Q7           |                     | 6.254.524,99        |
| Q cooling    |                     | 3.013.939,99        |
| <b>Total</b> | <b>9.268.464,99</b> | <b>9.268.464,99</b> |

#### 2.6.3.6 Neraca Panas Condensor Parsial

Tabel 2. 15 Neraca Panas Condensor Parsial

| <b>Komponen</b>  | <b>Masuk (kJ/jam)</b> | <b>Keluar (kJ/jam)</b> |
|------------------|-----------------------|------------------------|
| Q7               | 6.254.524,99          |                        |
| Q8               |                       | 5.487.514,55           |
| Q <i>cooling</i> |                       | 767.010,44             |
| <b>Total</b>     | <b>6.254.524,99</b>   | <b>6.254.524,99</b>    |

### 2.6.3.7 Neraca Panas Distilasi I

Tabel 2. 16 Neraca Panas Distilasi I

| <b>Komponen</b> | <b>Masuk (kJ/jam)</b> | <b>Keluar (kJ/jam)</b> |
|-----------------|-----------------------|------------------------|
| Q10             | 1.990.135,83          |                        |
| Q11             |                       | 770.035,73             |
| Q12             |                       | 2.354.590,80           |
| Q Reboiler      | 6.799.655,62          |                        |
| Q kondensor     |                       | 5.665.164,91           |
| <b>Total</b>    | <b>6.254.524,99</b>   | <b>6.254.524,99</b>    |

### 2.6.3.8 Neraca Panas Distilasi II

Tabel 2. 17 Neraca Panas Distilasi II

| <b>Komponen</b> | <b>Masuk (kJ/jam)</b> | <b>Keluar (kJ/jam)</b> |
|-----------------|-----------------------|------------------------|
| Q12             | 2.354.493,46          |                        |
| Q13             |                       | 1.362.714,91           |
| Q14             |                       | 742.502,50             |
| Q Reboiler      | 2.633.081,44          |                        |
| Q kondensor     |                       | 2.882.357,49           |
| <b>Total</b>    | <b>4.987.574,91</b>   | <b>4.987.574,91</b>    |

### 2.6.4 Neraca Panas Total

Tabel 2. 18 Neraca Panas Total

| <b>Komponen</b>       | <b>Input (Kj/jam)</b> | <b>Output (Kj/jam)</b> |
|-----------------------|-----------------------|------------------------|
| <b>Mixer Gliserol</b> |                       |                        |
| Q1                    | 95.045,08987          |                        |
| Q14                   | 479.827,2632          |                        |
| Q2                    |                       | 574.872,3497           |

|                                        |                      |                      |
|----------------------------------------|----------------------|----------------------|
| <b>Mixer Hidrogen</b>                  |                      |                      |
| Q4                                     | 7.310,749355         |                      |
| Q9                                     | 184.675,2161         |                      |
| Q5                                     |                      | 191.985,97           |
| <b>Heater Gliserol</b>                 |                      |                      |
| Q2                                     | 949.8641,198         |                      |
| Q3                                     |                      | 9.498.641,20         |
| <b>Heater Hidrogen</b>                 |                      |                      |
| Q5                                     | 2.181.935,89         |                      |
| Q6                                     |                      | 2.181.935,89         |
| <b>Reaktor Hidrogenasi</b>             |                      |                      |
| Q3                                     | 7.523.663,87         |                      |
| Q6                                     | 1.741.527,13         |                      |
| Qr                                     | 3.273,99             |                      |
| Q7                                     |                      | 6.254.524,99         |
| Q Cooling                              |                      | 3.013.939,99         |
| <b>Condensor parsial dan separator</b> |                      |                      |
| Q7                                     | 6.254.524,99         |                      |
| Q9                                     |                      | 5.487.514,55         |
| Q cooling                              |                      | 767.010,44           |
| <b>Distilasi</b>                       |                      |                      |
| Q10                                    | 1.990.135,83         |                      |
| Q11                                    |                      | 770.035,73           |
| Q12                                    |                      | 2.354.590,80         |
| Q Reboiler                             | 6.799.655,62         |                      |
| Q Kondensor                            |                      | 5.665.164,91         |
| <b>Distilasi</b>                       |                      |                      |
| Q12                                    | 2.354.493,46         |                      |
| Q13                                    |                      | 1.362.714,91         |
| Q14                                    |                      | 742.502,50           |
| Q Reboiler                             | 2.633.081,44         |                      |
| Q Kondensor                            |                      | 2.882.357,49         |
| <b>Total</b>                           | <b>41.747.791,74</b> | <b>41.747.791,74</b> |

$$\% \text{Efisiensi} = \frac{Q_{\text{output}} - Q_{\text{loss}}}{Q_{\text{input}}} \times 100\%$$

$$\% \text{ Efisiensi} = 0,70$$

$$\text{Total Efisiensi} = 99,29530838\%$$

## 2.7 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

### 2.7.1 Layout Pabrik

Setelah diagram alir proses disusun, tahap selanjutnya sebelum perancangan sistem perpipaan, struktur, dan kelistrikan adalah merencanakan layout pabrik beserta peralatannya. Tata letak pabrik memiliki peran yang sangat penting karena memengaruhi efisiensi operasional, keselamatan kerja, serta kelancaran proses produksi.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perencanaan layout pabrik antara lain:

1. Ketersediaan lahan.
2. Potensi pengembangan pabrik di masa depan.
3. Sistem distribusi bahan baku, produk, air, dan listrik.
4. Kondisi lingkungan, iklim, serta aspek sosial.
5. Faktor keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan, maupun kebocoran gas beracun.

Menurut Vilbrandt dan Dryden (1959), layout pabrik umumnya dibagi menjadi beberapa area utama, yaitu:

#### 1. **Area administrasi, laboratorium, dan ruang control**

Area administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan administrasi yang mendukung kelancaran operasi pabrik. Sementara itu, laboratorium dan ruang kontrol berperan dalam pengendalian proses, pengujian kualitas bahan baku, serta memastikan mutu produk yang dihasilkan.

#### 2. **Area proses**

Merupakan lokasi utama tempat peralatan proses dan reaksi ditempatkan serta dioperasikan.

#### 3. **Area penyimpanan bahan baku dan produk**

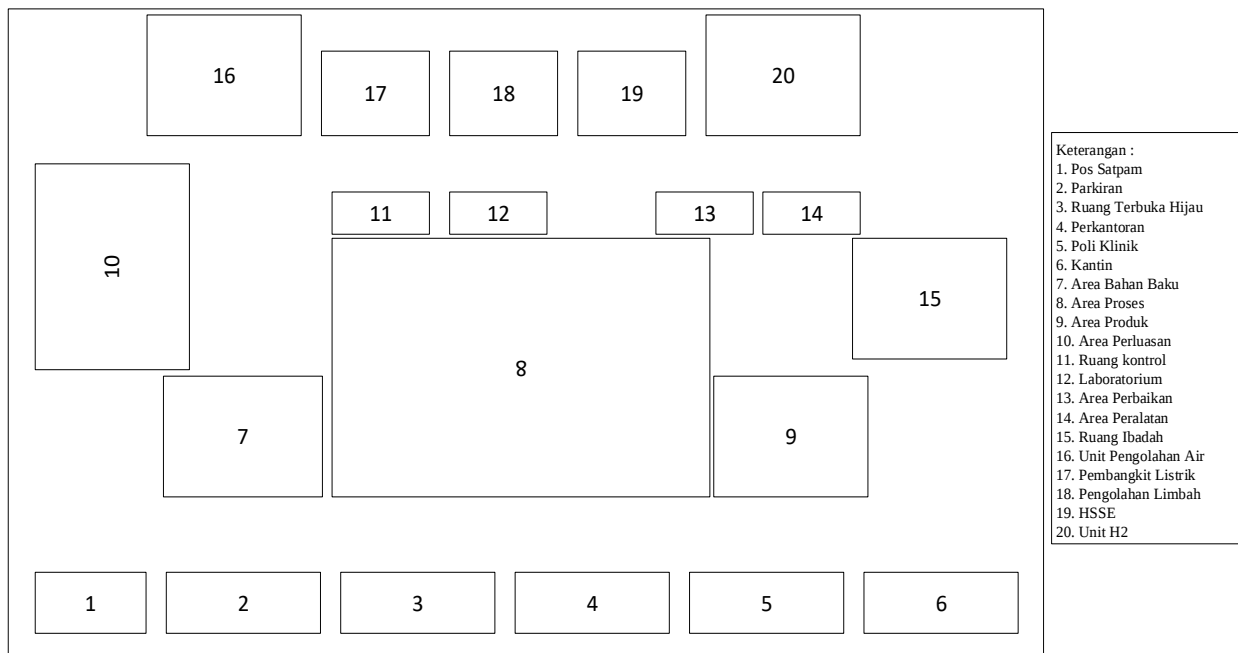
Digunakan untuk penempatan tangki bahan baku serta produk hasil produksi.

#### 4. **Area gudang, bengkel, dan garasi**

Berfungsi sebagai tempat penyimpanan bahan penunjang pabrik sekaligus mendukung kegiatan perawatan peralatan proses.

#### 5. **Area utilitas**

Menjadi pusat penyediaan sarana penunjang yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berlangsung dengan baik.



Gambar 2. 4 Layout Pabrik Propilen Glikol

### 2.7.2 Layout Peralatan Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses, terdapat beberapa hal penting yang harus diperhatikan, yaitu:

#### 1. Aliran bahan baku

Alur pengaliran bahan baku hingga produk harus dirancang seefisien mungkin agar menunjang kelancaran produksi sekaligus menekan biaya operasi. Pipa yang berada di atas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian minimal 3 meter. Sementara itu, pipa yang ditempatkan di permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu pergerakan pekerja maupun peralatan.

#### 2. Aliran udara

Kelancaran sirkulasi udara di dalam maupun di sekitar area proses harus diperhatikan untuk mencegah terjadinya akumulasi gas atau uap bahan kimia berbahaya. Dengan sirkulasi udara yang baik, risiko gangguan kesehatan dan kecelakaan kerja dapat diminimalkan.

#### 3. Pencahayaan

Penerangan yang memadai wajib tersedia di seluruh area pabrik, khususnya pada lokasi yang berisiko tinggi atau rawan bahaya. Pencahayaan yang cukup akan membantu pekerja melakukan pengawasan dan penanganan proses dengan lebih aman.

#### 4. Lalu lintas pekerja

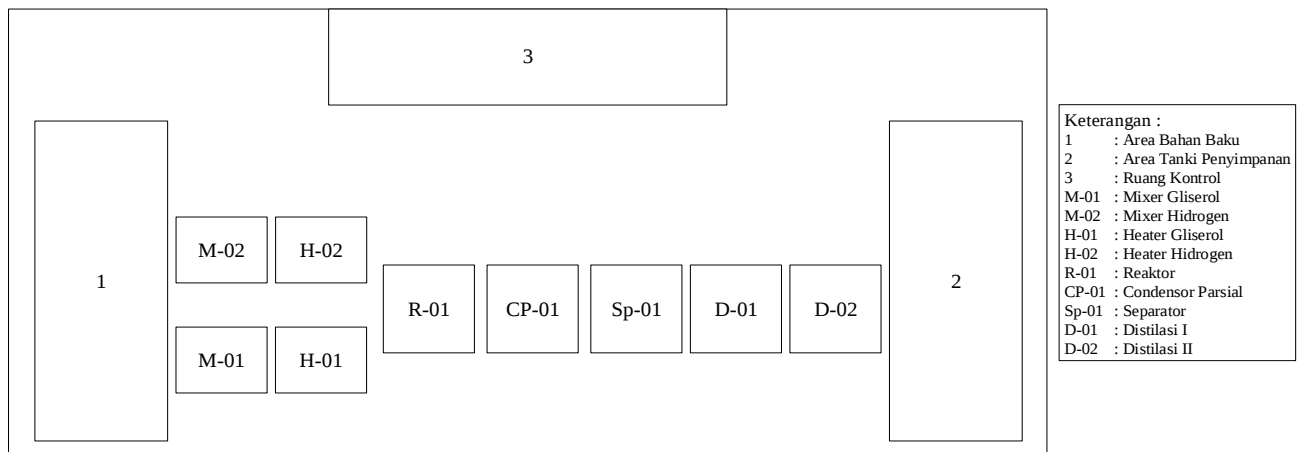
Tata letak harus dirancang agar pekerja dapat menjangkau peralatan proses dengan cepat dan mudah. Hal ini penting untuk mempercepat tindakan perbaikan jika terjadi gangguan, sekaligus memastikan keselamatan pekerja dalam menjalankan tugasnya.

## 5. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan proses sebaiknya dirancang agar dapat mengurangi biaya operasional, meningkatkan efisiensi produksi, serta tetap memenuhi aspek keselamatan dan keamanan. Dengan demikian, pabrik dapat beroperasi secara ekonomis dan berkelanjutan.

## 6. Jarak antar peralatan

Peralatan proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi perlu ditempatkan dengan jarak aman dari peralatan lainnya. Tujuannya adalah untuk meminimalkan dampak apabila terjadi insiden, seperti ledakan atau kebakaran, sehingga risiko terhadap area sekitar dapat dikurangi



Gambar 2. 5 Layout Peralatan Proses Pabrik Propilen Glikol