

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2. 1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.3 Spesifikasi Bahan Baku

a. 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	= 99,5%

b. Air

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

Fase penyimpanan	= Cair
Rumus molekul	= H_2O
Berat molekul	= 18 g/mol
Titik didih (1 atm)	= 100°C
Titik lebur (1 atm)	= 0°C
Kemurnian	= 100%

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

a. Hidrogen

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

Fase penyimpanan	= Cair
Rumus molekul	= H_2
Berat molekul	= 2.016 g/mol
Titik didih (1 atm)	= -259,2°C
Kemurnian	= 100%

b. Katalis Cu/ZnO/Al₂O₃

Berdasarkan data dari ACS Publication, spesifikasi katalis Cu/ZnO/Al₂O₃ sebagai berikut:

Fase	= Padatan
------	-----------

Luas permukaan	= 30,6 m ²
Ukuran partikel	= 4 mm
Bentuk	= Pellet

c. Heptana

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

Fase penyimpanan	= Cair
Rumus molekul	= C ₇ H ₁₆
Berat molekul	= 100,21 g/mol
Titik didih (1 atm)	= 98,4°C
Titik lebur (1 atm)	= -90,6°C
Kemurnian	= 85%

d. Nitrogen

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

Fase penyimpanan	= Gas
Rumus molekul	= N ₂
Berat molekul	= 28,01 g/mol
Titik didih (1 atm)	= -195,8°C
Titik lebur (1 atm)	= -210°C
Kemurnian	= 100%

2.1.4 Spesifikasi Produk

a. Propilen Glikol

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

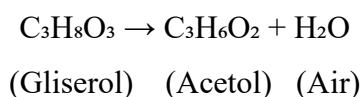
Fase penyimpanan	= Cair
Rumus molekul	= C ₃ H ₈ O ₂
Berat molekul	= 76.09 g/mol
Titik didih (1 atm)	= 187°C
Kemurnian	= 99%

2.2 Konsep Proses

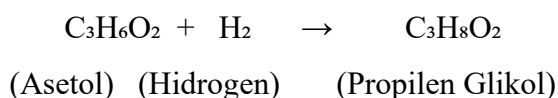
2.2.1 Dasar Reaksi

Pembuatan propilen glikol dari gliserol dilakukan melalui jalur hidrogenolisis. Tahap awalnya adalah reaksi dehidrasi yang berlangsung dalam suasana asam, di mana gliserol diubah menjadi senyawa antara (intermediate) bernama asetol melalui pelepasan molekul air dengan bantuan katalis. Selanjutnya, proses hidrogenasi berperan dalam mengubah asetol menjadi propilen glikol melalui reaksi penambahan gas hidrogen (H_2). Pada kedua reaksi ini digunakan katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$. Adapun persamaan reaksi keseluruhan dapat dituliskan sebagai berikut:

(i) Reaksi Dehidrasi



(ii) Reaksi Hidrogenasi

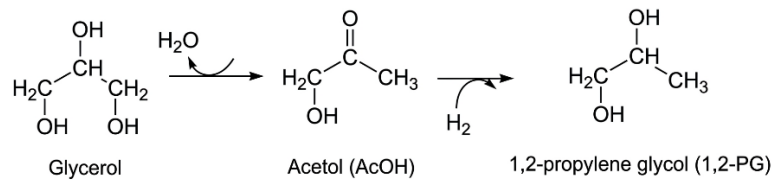


2.2.2 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi pembuatan propilen glikol dari gliserol dengan menggunakan katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$ berlangsung melalui jalur dehidrasi-hidrogenolisis. Katalis $Cu/ZnO/Al_2O_3$ merupakan katalis bifungsional, di mana masing-masing komponennya memiliki peran spesifik dalam proses reaksi. Komponen Al_2O_3 (alumina) berperan sebagai penyedia situs asam yang mengkatalisis reaksi dehidrasi gliserol menjadi asetol melalui pelepasan satu molekul air. Reaksi dehidrasi ini bersifat reversibel dan merupakan tahap yang membatasi laju reaksi secara keseluruhan. Sementara itu, logam Cu (tembaga) berfungsi sebagai situs aktif untuk reaksi hidrogenasi, yaitu mengaktifkan molekul hidrogen (H_2) dan mempercepat konversi asetol menjadi propilen glikol.

Adapun ZnO berperan sebagai promotor yang berfungsi untuk mendispersikan partikel Cu agar tidak mengalami aglomerasi serta meningkatkan stabilitas katalis selama reaksi berlangsung. Keberadaan Cu yang secara cepat mengubah asetol menjadi propilen glikol memberikan dampak positif terhadap kesetimbangan reaksi dehidrasi yang bersifat reversibel, karena percepatan hidrogenasi akan menarik kesetimbangan ke arah pembentukan produk (ke kanan), sehingga konversi gliserol secara keseluruhan dapat meningkat. Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa Al_2O_3 bertanggung jawab dalam

tahap dehidrasi, Cu bertanggung jawab dalam tahap hidrogenasi, sedangkan ZnO berperan sebagai penunjang kinerja katalis. Gambar 2.1 menyajikan ilustrasi mekanisme reaksi dehidrasi-hidrogenasi yang berlangsung secara berurutan dalam pembentukan propilen glikol (Gatti et al., 2023).



Gambar 2. 1 Mekanisme Reaksi Pembentukan Propilen Glikol

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi hidrogenolisis gliserol menjadi propilen glikol yang berlangsung dalam trickle bed reactor merupakan reaksi tiga fasa (gas-liquid-solid) atau reaksi heterogen gas-cair-padat. Dalam sistem ini, terdapat tiga fase yang saling berinteraksi, yaitu fase gas berupa hidrogen (H_2), fase cair berupa gliserol dan propilen glikol, serta fase padat berupa katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ yang tersusun dalam unggun tetap.

2.2.4 Kondisi Operasi

Proses hidrogenolisis gliserol menjadi propilen glikol pada penelitian ini dijalankan secara kontinu menggunakan trickle bed reactor dengan katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$. Kondisi operasi yang digunakan adalah pada suhu 210°C dan tekanan 40 atm. Pada kondisi operasi tersebut, diperoleh konversi gliserol sebesar 95%. Pemilihan suhu 210°C didasarkan pada pertimbangan bahwa pada rentang suhu tersebut, reaksi hidrogenolisis berlangsung optimal dengan selektivitas yang tinggi terhadap propilen glikol, sedangkan tekanan 40 atm diterapkan untuk memastikan gas hidrogen (H_2) dapat larut dengan baik dalam fase cair sehingga mempercepat laju reaksi di permukaan katalis. Proses yang berlangsung secara kontinu memungkinkan aliran reaktan dan produk berjalan stabil, sehingga produktivitas dapat dijaga secara konsisten selama operasi berlangsung.

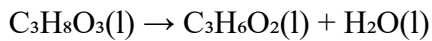
2.2.5 Tinjauan Termodinamika

Suatu reaksi dapat ditentukan eksotermis atau endotermis dari perhitungan panas reaksi standar (ΔH_r). Besarnya harga panas pembentukan standar (ΔH°_f) masing masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 2.1.

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

Komponen	(ΔH°_f)	(ΔH_r)
C ₃ H ₈ O ₃	-582,8	-448,49
H ₂ O	-421,8	-228,6
C ₃ H ₆ O ₂	-217,57	-153,05
C ₃ H ₈ O ₂	-421,5	-304,48

(i) Reaksi Dehidrasi



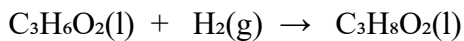
$$\Delta H_r^\circ = \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O})) - \Delta H_f^\circ(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3)$$

$$\Delta H_r^\circ = (-639.37) - (-582.8)$$

$$\Delta H_r^\circ = -56.57 \text{ kJ/mol}$$

(ii) Reaksi Hidrogenasi



$$\Delta H_r^\circ = \Sigma \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ(\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - \Delta H_f^\circ(\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2))$$

$$\Delta H_r^\circ = (-421.5) - (-639.37)$$

$$\Delta H_r^\circ = 217.87 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ \text{ total} = (-56.67) \text{ kJ/mol} + 217.87 \text{ kJ/mol}$$

$$= 161.3 \text{ kJ}$$

Karena harga ΔH_r° bernilai positif, maka reaksi pembentukan propilen glikol tersebut bersifat endotermis. Untuk mengetahui arah suatu reaksi dalam segi termodinamika diperlukan prinsip kesetimbangan kimia, Perhitungan harga konstan kesetimbangan reaksi (K) dapat ditinjau dari rumus berikut:

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

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H_f}{RT}$$

Keterangan:

$\Delta H^\circ G$ = Energi bebas gibs standar (J/mol)

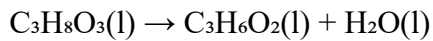
R = Konstanta gas ideal (8.314 J/mol.K)

T = Temperature (K)

ΔH_f = Konstanta kesetimbangan reaksi

Dari persamaan tersebut dapat dijelaskan bahwa harga ΔH_r° bernilai negative atau reaksi bersifat eksotermis, maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan menurun ketika temperaturnya meningkat. Sedangkan jika harga ΔH_r bernilai positif atau reaksi bersifat endotermis maka harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) akan ikut meningkat ketika temperaturnya meningkat. Berdasarkan nilai $\Delta H^\circ G$ 298K di atas dapat dihitung besarnya energi bebas Gibbs standar ($\Delta H^\circ G$).

(i) Reaksi Dehidrasi



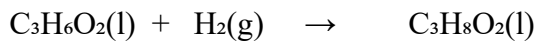
$$\Delta H^\circ G = \Sigma \Delta H^\circ G \text{ produk} - \Delta H^\circ G \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ G = (\Delta H^\circ G(C_3H_6O_2) + \Delta H^\circ G(H_2O)) - \Delta H^\circ G(C_3H_8O_3)$$

$$\Delta H^\circ G = (-381.65) - (-448.49)$$

$$\Delta H^\circ G = 66.84 \text{ kJ/mol}$$

(ii) Reaksi Hidrogenasi



$$\Delta H^\circ G = \Sigma \Delta H^\circ G \text{ produk} - \Delta H^\circ G \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ G = \Delta H^\circ G(C_3H_8O_2) - \Delta H^\circ G(C_3H_6O_2) + \Delta H^\circ G(H_2O)$$

$$\Delta H^\circ G = (-304.48) - (153.05) + (-228.6)$$

$$\Delta H^\circ G = 77.17 \text{ kJ/mol}$$

Sehingga didapatkan konstanta kesetimbangan reaksi sebagai berikut:

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

(i) Reaksi Dehidrasi

$$\ln K^\circ = (\Delta H^\circ G)/RT$$

$$\ln K^\circ = 66.84/2477.572$$

$$\ln K^\circ = 0,027$$

$$\ln K_{298} = 1.027$$

(ii) Reaksi Hidrogenasi

$$\ln K^\circ = (\Delta H^\circ G)/RT$$

$$\ln K^\circ = 77.17/2477.572$$

$$\ln K^\circ = 0.0311$$

$$\ln K_{298} = 1.032$$

Sehingga nilai K pada suhu operasi ($210^{\circ}\text{C} = 483,15 \text{ K}$) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

(i) Reaksi Dehidrasi

$$\ln(K/(K^{\circ})) = (\Delta H^{\circ}298)/R \times (1/T-1/(T^{\circ}))$$

$$\ln K/1.027 = ((-56.57)/8.314) \times (0,0020 - 0,0033)$$

$$\ln(K/1.032) = -8.75$$

$$K = 0.000163$$

ii) Reaksi Hidrogenasi

$$\ln(K/(K^{\circ})) = (\Delta H^{\circ}298)/R \times (1/T-1/(T^{\circ}))$$

$$\ln K/1.032 = (217.87/8.314) \times (0.002 - 0.0034)$$

$$\ln(K/1.032) = -0.027$$

$$K = 1,79 \times 10^{17}$$

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

2.2.5 Kinetika Reaksi

Menurut (Chan & Seider, 2004) bahwa model kinetika untuk reaksi pembentukan propilen glikol menggunakan persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut:

$$-r_A = da/dt$$

$$-r_A = kCA$$

$$k = A \cdot \text{Exp}(-E/(rT))$$

Keterangan:

K = Konstanta kecepatan reaksi ($4,711 \times 10^9$)/detik

A = Faktor pre-exponential

r = Konstanta gas ideal (1.986 BTU/lb.mol.R)

E = Energi aktivasi (32.400 BTU/lb.mol)

T = Temperatur (779.6 R)

2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan propilen glikol dari gliserol terbagi menjadi beberapa tahap, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi hidrogenasi (dehidrasi-hidrogenasi simultan)
3. Pemisahan awal (*flash drum* dan kondensasi)
4. Pemurnian propilen glikol (distilasi)

2.3.1 Deskripsi Proses

2.3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini bertujuan untuk menyiapkan gliserol dan air sebelum direaksikan dalam reaktor. Bahan baku gliserol kasar dengan konsentrasi 98% berat dari tangki gliserol (T-102) dan air demineralisasi dari tangki air (T-101) masing-masing berfasa cair dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm, kemudian dipompa menuju *mixer* (M-101). Di dalam *mixer* terjadi pencampuran antara gliserol dan air dengan penambahan air sebanyak 14,5% berat dari total umpan, sehingga diperoleh campuran dengan konsentrasi gliserol akhir sebesar 85% berat. Pengenceran ini bertujuan untuk menurunkan viskositas gliserol guna meningkatkan perpindahan panas dan massa, serta mencegah pembentukan kokas yang dapat menghambat kinerja katalis.

Keluaran dari *mixer* kemudian dipompa menuju dua unit *ion exchanger* (IX-201 dan IX-202) yang disusun secara seri untuk menghilangkan kandungan ion pengotor seperti Na^+ dan Cl^- yang terdapat pada gliserol melalui mekanisme pertukaran ion, sehingga konduktivitas umpan turun secara signifikan dan risiko keracunan katalis dapat ditekan. Arus keluaran dari *ion exchanger* kemudian dipompa menuju *Heater* (E-301) dengan tipe *shell and tube*, di mana sebelum masuk ke *heater*, umpan dipanaskan menggunakan *high pressure steam* dari suhu 30°C hingga mencapai suhu 220°C. Umpan cair dengan suhu 220°C kemudian diinjeksikan ke bagian atas reaktor *trickle bed* (R-301).

2.3.1.2 Proses Reaksi Hidrogenasi (Dehidrasi-Hidrogenasi)

Reaksi pembentukan propilen glikol dari gliserol berlangsung dalam reaktor *trickle bed* (R-301) dengan bantuan katalis heterogen $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor merupakan dua reaksi simultan yang saling terkait, yaitu:

Reaksi Dehidrasi

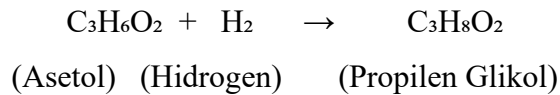


(Gliserol) (Acetol) (Air)

Reaksi dehidrasi ini merupakan reaksi endotermis yang membutuhkan panas untuk memecah ikatan dan melepaskan molekul air dari gliserol, sehingga menghasilkan asetol sebagai produk antara. Pada katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$, gliserol teradsorpsi pada permukaan logam tembaga (Cu^0) dan mengalami dehidrasi melalui pemutusan ikatan C–O, membentuk asetol yang masih teradsorpsi pada permukaan katalis dan siap untuk tahap reaksi berikutnya.

Reaksi Dehidrogenasi

Asetol yang terbentuk dari reaksi dehidrasi selanjutnya mengalami reaksi dehidrogenasi menjadi propilen glikol dengan stoikiometri sebagai berikut:



Reaksi dehidrogenasi ini merupakan reaksi eksotermis yang melepaskan panas ketika asetol bereaksi dengan gas hidrogen (H_2) menghasilkan propilen glikol. Pada katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$, gas hidrogen diaktivasi pada permukaan logam tembaga menjadi atom hidrogen reaktif, yang kemudian bereaksi dengan asetol melalui mekanisme jalur alkoksi sehingga terbentuk propilen glikol. Panas yang dilepaskan dari reaksi ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas reaksi dehidrasi yang endotermis.

Pada reaktor trickle bed, gliserol umpan masuk pada suhu 220°C dan tekanan 4 MPa. Secara simultan, gas hidrogen (H_2) dan nitrogen (N_2) dialirkan untuk membantu proses reaksi. Hidrogen (H_2) berfungsi sebagai reaktan pada reaksi dehidrogenasi, sedangkan Nitrogen (N_2) berfungsi sebagai gas inert untuk mengatur tekanan operasi reaktor pada 4 Mpa atau setara dengan 40 atm.

Seluruh gliserol yang masuk hampir terkonversi secara sempurna (99%) melalui reaksi dehidrasi membentuk asetol dan air, kemudian seluruh asetol yang terbentuk terkonversi sebanyak 95% menjadi propilen glikol melalui reaksi dehidrogenasi. Sisa asetol yang tidak terkonversi membentuk etilen glikol, metanol, dan air. Reaksi berlangsung dalam aliran *trickle bed* di mana fase cair merembes ke bawah melalui tumpukan katalis membentuk film tipis pada permukaan partikel katalis, sementara fase gas mengalir secara kontinu di ruang antar partikel. Produk yang keluar dari dasar reaktor pada suhu 208°C berupa campuran fase cair (propilen glikol dan air) serta fase gas (H_2 sisa, N_2 , dan uap air).

2.3.1.3 Pemisahan Awal (Flash Drum dan Kondensasi)

Produk keluaran dari reaktor berupa campuran fase cair dan fase gas kemudian dialirkan menuju *flash drum* (V-401) yang beroperasi pada tekanan 1 atm. Pada flash drum, terjadi penurunan tekanan dari 4 MPa menjadi atmosferis yang menginduksi penguapan flash (*flash vaporization*), dengan suhu masuk 208°C dan suhu keluar 190°C . Di dalam flash drum terjadi pemisahan aliran menjadi dua fase. Fase gas dari puncak *flash drum* mengandung H_2 dan N_2 dalam fase gas, serta sebagian air, metanol, propilen glikol,

dan etilen glikol yang berubah menjadi fase uap. Fase cair dari dasar *flash drum* mengandung propilen glikol, etilen glikol, dan air yang tetap dalam fase cair.

Fase gas dari puncak flash drum dengan suhu 190°C kemudian dialirkan menuju kondensor (E-401) dengan suhu air pendingin masuk 30°C. Campuran tersebut keluar kondensor pada suhu 93°C. Di dalam kondensor terjadi perpindahan panas dari fase gas ke air pendingin, sehingga uap air, metanol, propilen glikol, dan etilen glikol yang terkandung dalam fase gas mengembun menjadi cairan, sedangkan gas H₂ dan N₂ yang tidak terkondensasi tetap dalam fase gas dan dialirkan ke unit utilitas untuk dibuang atau diolah lebih lanjut. Kondensat dari kondensor kemudian digabungkan kembali dengan fase cair dari dasar *flash drum* untuk memasuki tahap pemurnian selanjutnya.

2.3.1.4. Pemurnian Propilen Glikol

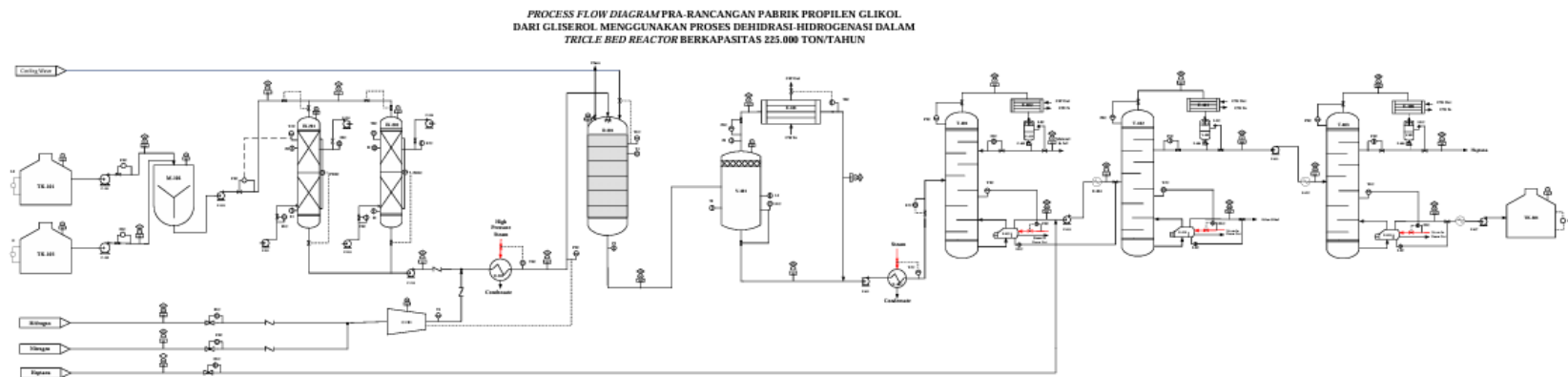
Produk cair hasil penggabungan dari *flash drum* dan *kondensor* kemudian dipanaskan terlebih dahulu di dalam heat exchanger hingga mencapai suhu 112°C sebelum dimasukkan ke kolom distilasi pertama (T-401). Pada kolom distilasi pertama yang beroperasi pada tekanan atmosferis, terjadi kesetimbangan uap-cair berdasarkan perbedaan volatilitas komponen. Air dan metanol memiliki volatilitas yang lebih tinggi dibandingkan propilen glikol dan etilen glikol, sehingga air dan metanol lebih mudah menguap dan keluar sebagai distilat dari puncak kolom. Distilat yang keluar dari puncak kolom berupa fasa uap kemudian dikondensasikan menjadi fasa cair dengan suhu 97°C, dan sebagian dikembalikan ke kolom sebagai refluks untuk meningkatkan kemurnian pemisahan. Produk bawah dari kolom distilasi pertama berupa campuran propilen glikol dan etilen glikol, yang selanjutnya diumpankan ke kolom distilasi kedua (D-02).

Kolom distilasi kedua (T-402) merupakan distilasi azeotropik dengan suhu *feed* masuk 115°C yang beroperasi pada tekanan atmosferis dengan penambahan entrainer berupa heptana. Sistem propilen glikol-etilen glikol membentuk azeotrop sehingga tidak dapat dipisahkan dengan distilasi konvensional. Penambahan entrainer heptana berfungsi untuk mengubah koefisien aktivitas dan volatilitas relatif antara propilen glikol dan etilen glikol, sehingga kurva kesetimbangan uap-cair bergeser dan ikatan azeotrop dapat diputus. Heptana ditambahkan ke dalam kolom distilasi dan akan berinteraksi dengan salah satu komponen, mengubah volatilitasnya sehingga pemisahan menjadi mungkin dilakukan. Pada kolom distilasi kedua, propilen glikol memiliki volatilitas yang lebih tinggi dibandingkan etilen glikol setelah penambahan heptana, sehingga PG dan heptana

menguap dan keluar bersama sebagai distilat dari puncak kolom, sedangkan etilen glikol keluar sebagai produk bawah.

Umpan yang memasuki kolom distilasi ketiga (T-403) pada suhu 120°C dipisahkan menggunakan proses distilasi atmosferis konvensional berdasarkan perbedaan titik didih komponen. Heptana, yang memiliki titik didih lebih rendah (98,4 °C), menguap dan keluar sebagai produk atas kolom, kemudian dikondensasikan di dalam kondensor sehingga berubah menjadi fase cair. Sementara itu, propilen glikol yang memiliki titik didih lebih tinggi (188,2 °C) tidak ikut menguap sehingga keluar sebagai produk bawah kolom. Produk bawah berupa propilen glikol dengan kemurnian 99% kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan propilen glikol (T-501) sebagai produk akhir.

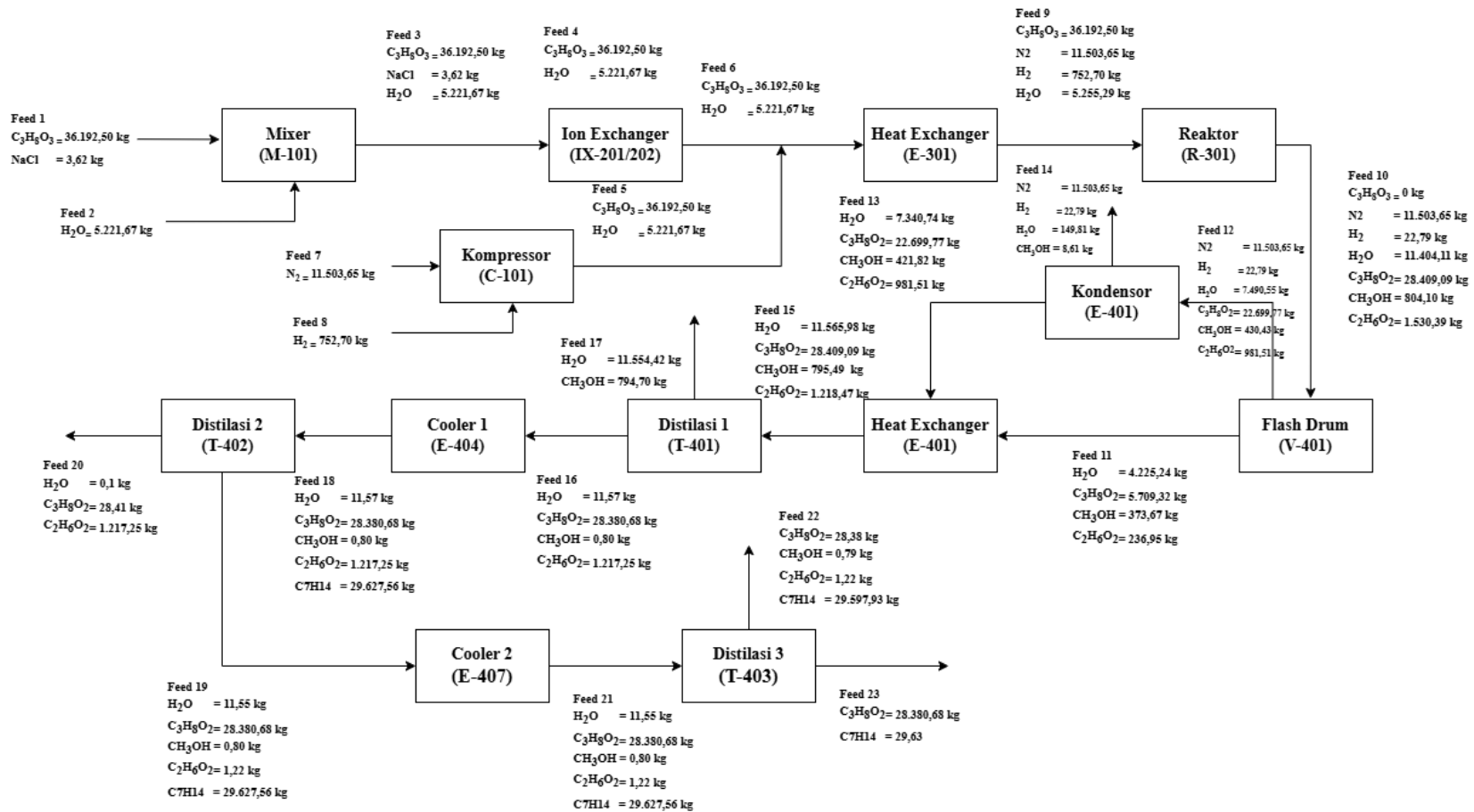
2.4 Diagram Alir (Flowsheet)



Gambar 2. 2 Process Flow Diagram

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa



Gambar 2. 3 Diagram Neraca Massa

2.5.1.1 Neraca Massa Mixer

Tabel 2. 2 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Feed 1	Feed 2	Feed 3
C ₃ H ₈ O ₃	36.192,50		36.192,50
H ₂ O		5.221,67	5.221,67
NaCl	3,62		3,62
Total	41.417,80		41.417,80

2.5.1.2 Neraca Massa Ion Exchanger

Tabel 2. 3 Neraca Massa Ion Exchanger

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Feed 3	Feed 4	Feed 5	Feed 6
C ₃ H ₈ O ₃	36.192,50	36.192,50	36.192,50	36.192,50
H ₂ O	5.221,67	5.221,67	5.221,67	5.221,67
NaCl	3,62			
H ₂ O dari resin			3,62	3,62
Total	41.417,80		41.417,80	

2.5.1.3 Neraca Massa Heater

Tabel 2. 4 Neraca Massa Heater

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Feed 6	Feed 7	Feed 8	Feed 9
C ₃ H ₈ O ₃	36.192,50			36.192,50
H ₂ O	5.225,29			5.225,29
H ₂			752,70	752,70
N ₂		11.503,65		11.503,65
Total	53.674,14			53.674,14

2.5.1.4 Neraca Massa *Tricle Bed Reactor*

Tabel 2. 5 Neraca Massa Tricle Bed Reactor

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	<i>Feed 9</i>	<i>Feed 10</i>
C ₃ H ₈ O ₃	36.192,50	0,00
H ₂ O	5.225,29	11.404,11
N ₂	11.503,65	11.503,65
H ₂	752,7	22,79
C ₃ H ₈ O ₂		28.409,09
CH ₃ OH		804,10
C ₂ H ₆ O ₂		1.530,39
Total	53.674,14	53.674,14

2.5.1.5 Neraca Massa *Flash Drum*

Tabel 2. 6 Neraca Massa Flash Drum

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	<i>Feed 10</i>	<i>Liquid (Feed 11)</i>	<i>Vapour (Feed 12)</i>
H ₂ O	11.404,11	4225,24	7.490,55
N ₂	11.503,65	0	11.503,65
H ₂	22,79	0	22,79
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	5.709,32	22.699,77
CH ₃ OH	804,10	373,67	430,43
C ₂ H ₆ O ₂	1.530,39	236,95	981,51
Total	53.674,14	53.673,90	

2.5.1.6 Neraca Massa Kondensor

Tabel 2. 7 Neraca Massa Kondensor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 12	Liquid (Feed 13)	Vapour (Feed 14)
H ₂ O	7.490,55	7.340,74	149,81
N ₂	11.503,65		11.503,65
H ₂	22,79		22,79
C ₃ H ₈ O ₂	22.699,77	22.699,77	
CH ₃ OH	430,43	421,82	8,61
C ₂ H ₆ O ₂	981,51	981,51	
Total	43.128,71	43.128,71	

2.5.1.7 Neraca Massa Distilasi 1

Tabel 2. 8 Neraca Massa Distilasi 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 15	Top (Feed 16)	Bottom (Feed 17)
H ₂ O	11.565,98	11.554,42	11,57
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09		28.380,68
CH ₃ OH	795,49	794,70	0,80
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47		1.217,25
C ₃ H ₈ O ₂ recycle			28,41
EG recycle			1,22
Total	41.989,04	41.989,04	

2.5.1.8 Neraca Massa Cooler 1

Tabel 2. 9 Neraca Massa Cooler 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Feed 16	Feed 18
H ₂ O	11,57	11,57
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.409,09
CH ₃ OH	0,80	0,80
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47	1.218,47
Total	29.639,92	29.639,92

2.5.1.9 Neraca Massa Distilasi 2

Tabel 2. 10 Neraca Massa Distilasi 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 18	Feed 19 (top)	Feed 20 (bottom)
H ₂ O	11,57	11,55	0,01
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.380,68	28,41
CH ₃ OH	0,80	0,80	0,00
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47	1,22	1.217,25
C ₇ H ₁₄	29.627,56	29.627,56	0
Total	59.267,49	59.267,49	

2.5.1.10 Neraca Massa Cooler 2

Tabel 2. 11 Neraca Massa Cooler 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Feed 19	Feed 21
C ₃ H ₈ O ₂	28.380,68	28.380,68
C ₂ H ₆ O ₂	1,22	1,22
CH ₃ OH	0,79	0,79
C ₇ H ₁₄	29.627,56	29.627,56
Total	58.010,25	58.010,25

2.5.1.11 Neraca Massa Distilasi 3

Tabel 2. 12 Neraca Massa Distilasi 3

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Feed 21	Feed 22 (top)	Feed 23 (bottom)
C ₃ H ₈ O ₂	28.380,68	28,38	28.352,30
C ₂ H ₆ O ₂	1,22	1,22	0,00
CH ₃ OH	0,79	0,79	0,00
C ₇ H ₁₄	29.627,56	29.597,93	29,63
Total	58.010,25	58.010,25	

2.5.2 Neraca Massa Total

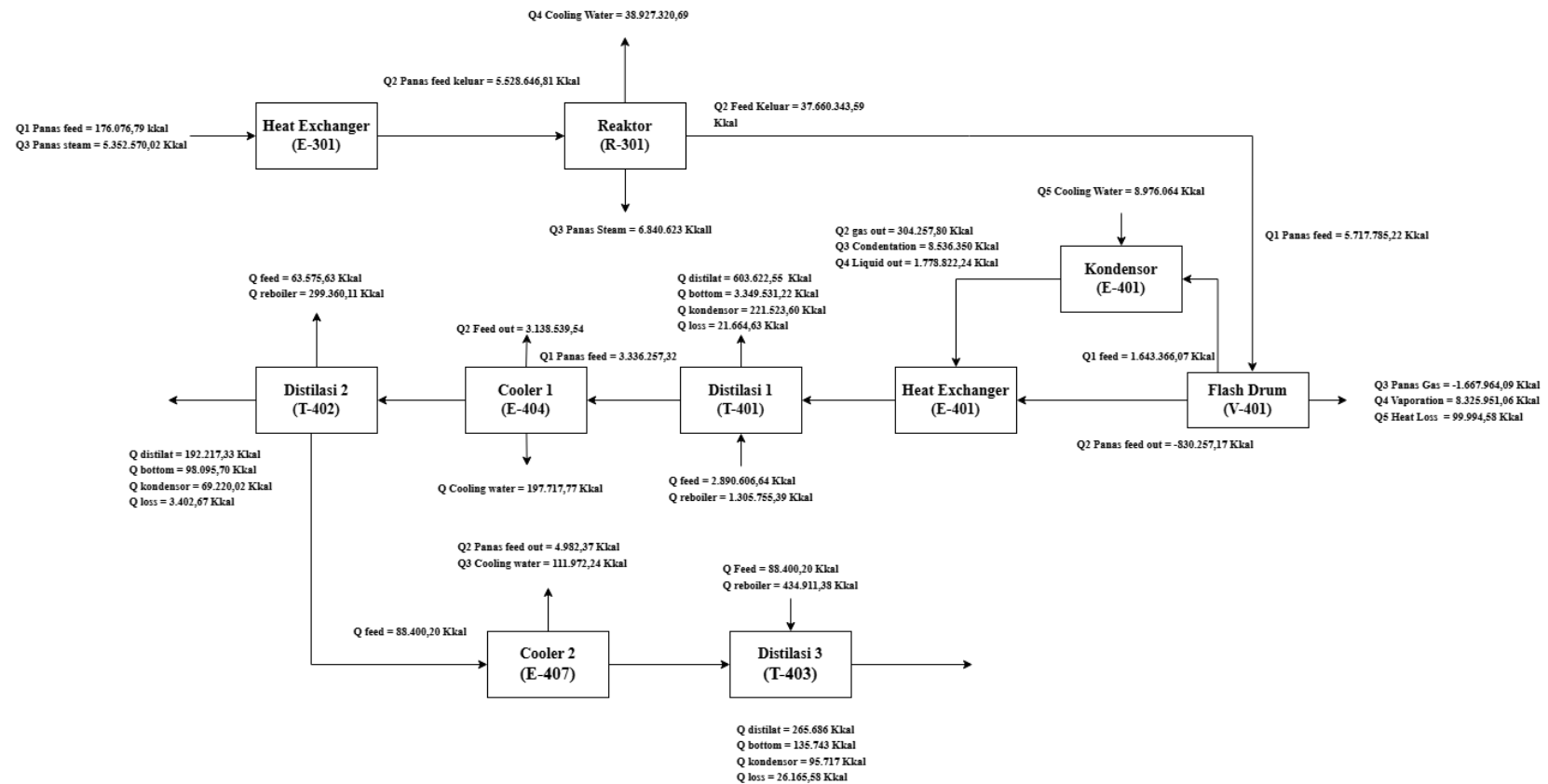
Tabel 2. 13 Neraca Massa Total

Komponen	Input	Output
Mixer		
$C_3H_8O_3$	36.192,50	36.192,50
H_2O	5.221,67	5.221,67
NaCl	3,62	3,62
Ion Exchanger		
$C_3H_8O_3$	36.192,50	36.192,50
H_2O	5.221,67	5.21,67
NaCl	3,62	
H_2O dari resin		3,62
Heater		
$C_3H_8O_3$	36.192,50	36.192,50
H_2O	5.225,29	5.225,29
H_2	752,70	752,70
N_2	11.503,65	11.503,65
Reaktor Tricle Bed		
$C_3H_8O_3$	36.192,50	
H_2O	5.225,29	11.404,11
N_2	11.503,65	11.503,65
H_2	752,70	22,79
$C_3H_8O_2$		28.409,09
CH_3OH		804,10
$C_2H_6O_2$		1.530,39
Flash Drum		
H_2O	11.404,11	11.404,11
N_2	11.503,65	11.503,65
H_2	22,79	22,79
$C_3H_8O_2$	28.409,09	28.409,09
CH_3OH	804,10	804,10
$C_2H_6O_2$	1.530,39	1.530,39
Kondensor		

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
H ₂ O	11.565,98	11.565,98
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.409,09
CH ₃ OH	795,49	795,49
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47	1.218,47
Distilasi 1		
H ₂ O	11.565,98	11.565,98
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.380,68
CH ₃ OH	795,49	795,49
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47	1.217,25
C ₃ H ₈ O ₂ recycle		28,41
C ₂ H ₆ O ₂ recycle		1,22
<i>Cooler 1</i>		
H ₂ O	11,82	11,82
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.409,09
CH ₃ OH	0,81	0,81
C ₂ H ₆ O ₂	1.556,60	1.556,60
Distilasi 2		
H ₂ O	11,57	11,57
C ₃ H ₈ O ₂	28.409,09	28.409,09
CH ₃ OH	0,80	0,80
C ₂ H ₆ O ₂	1.218,47	1.218,47
C ₇ H ₁₄	29.627,56	29.627,56
<i>Cooler 2</i>		
C ₃ H ₈ O ₂	28.380,68	28.380,68
C ₂ H ₆ O ₂	1,22	1,22
CH ₃ OH	0,79	0,79
Distilasi 3		
C ₃ H ₈ O ₂	28.320,68	28.320,68
C ₂ H ₆ O ₂	1,22	1,22
CH ₃ OH	0,79	0,79
C ₇ H ₁₄	29.627,56	29.627,56
Total	58.010,25	58.010,25

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Efisiensi Massa} &= \frac{\text{Massa } Output}{\text{Massa } Input} \times 100\% \\
 &= \frac{415.498,37}{415.498,61} \times 100\% \\
 &= 99,99\%
 \end{aligned}$$

2.5.3 Neraca Panas



Gambar 2. 4 Diagram Neraca Panas

2.5.3.1 Neraca Panas Heater

Tabel 2. 14 Neraca Panas Heater

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Q1 (Panas <i>feed</i> masuk)	176.076,79	
Q2 (Panas <i>feed</i> keluar)		5.528,646,81
Q3 (Panas <i>steam</i>)	5.352.570,02	
Total	5.528.646,81	5.528.646,81

2.5.3.2. Neraca Panas Reaktor

Tabel 2. 15 Neraca Panas *Tricle Bed Reactor*

Komponen	Input (Kkal)	Output (Kkal)
Q1 (Panas <i>Feed</i>)	5.528.646,81	
Q2 (Panas <i>Feed</i> Keluar)	-37.660.343,59	
Q3 (Panas <i>Steam</i>)		6.840.623,91
Q4 (<i>Cooling Water</i>)	38.972.320,69	
Total	6.840.623,91	6.840.623,91

2.5.3.3 Neraca Panas *Flash Drum*

Tabel 2. 16 Neraca Panas *Flash Drum*

Komponen	Input (Kkal)	Output (Kkal)
Q1 (Panas <i>Feed</i>)	5.717.785,22	
Q2 (Panas <i>Feed</i> Keluar)		-930.257,17
Q3 (Panas Gas)		- 1.677.964,10
Q4 (<i>Vaporation</i>)		8.325.951,06
Total	5.717.785,22	5.717.729,80

2.5.3.4 Neraca Panas Kondensor

Tabel 2. 17 Neraca Panas Kondensor

Komponen	Input (Kkal)	Output (Kkal)
Q1 (<i>Feed</i>)	1.643.366,07	
Q2 (<i>Gas out</i>)		304.257,80

Q3 (<i>Fondentation</i>)		8.536.350,18
Q4 (<i>Liquid Out</i>)		1.778.822,24
Q5 (<i>Cooling Water</i>)	8.976.064	
Total	10.619.430,22	10.619.430,22

2.5.3.5 Neraca Panas Distilasi 1

Tabel 2. 18 Neraca Panas Distilasi 1

Komponen	<i>Input</i> (kkal)	<i>Output</i> (kkal)
Q1 (<i>Feed</i>)	2.890.606,64	
Q2 (<i>Reboiler</i>)	1.305.755,39	
Q3 (<i>Distilat</i>)		603.622,56
Q4 (<i>Bottom</i>)		3.349.531,23
Q5 (<i>Kondensor</i>)		221.523,60
Q <i>Loss</i>		21.684,64
Total	4.196.362,02	4.196.362,02

2.5.3.6 Neraca Panas Cooler 1

Tabel 2. 19 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	<i>Input</i> (kkal)	<i>Output</i> (kkal)
Q1 (<i>Panas feed</i>)	3.336.257,32	
Q2 (<i>Panas feed</i> keluar)		3.138.539,55
Q3 (<i>Cooling water</i>)		197.717,77
Total	3.336.257,32	3.336.257,32

2.5.3.7 Neraca Panas Distilasi 2

Tabel 2. 20 Neraca Panas Distilasi 2

Komponen	<i>Input</i> (kkal)	<i>Output</i> (kkal)
Q1 (<i>Feed</i>)	63.575,63	
Q2 (<i>Reboiler</i>)	299.360,11	
Q3 (<i>Distilat</i>)		192.217,33
Q4 (<i>Bottom</i>)		98.095,71
Q5 (<i>Kondensor</i>)		69.220,03
Q <i>Loss</i>		3.402,67

Total	362.935,74	362.935,74
--------------	-------------------	-------------------

2.5.3.8 Neraca Panas Cooler 2

Tabel 2. 21 Neraca Panas Cooler 2

Komponen	<i>Input</i> (kkal)	<i>Output</i> (kkal)
Q1 (<i>Panas feed</i>)	88.400,20	
Q2 (<i>Panas feed</i> keluar)		3.984,13
Q3 (<i>Cooling water</i>)		84.416,08
Total	88.400,20	88.400,20

2.5.3.9 Neraca Panas Distilasi 3

Tabel 2. 22 Neraca Panas Distilasi 3

Komponen	<i>Input</i> (kkal)	<i>Output</i> (kkal)
Q1 (<i>Feed</i>)	88.400,20	
Q2 (Reboiler)	439.911,38	
Q3 (Distilat)		256.686
Q4 (<i>Bottom</i>)		135.743
Q5 (Kondensor)		95.717
Q <i>Loss</i>		26.165,58
Total	523.311,58	523.311,58

2.5.4 Neraca Panas Total

Tabel 2. 23 Neraca Panas Total

Komponen	Input (Kkal)	Output (Kkal)
Heater		
Q1 (Panas <i>feed</i> masuk)	176.076,79	
Q2 (Panas <i>feed</i> keluar)		5.528.646,81
Q3 (Panas <i>steam</i>)	5.352.570,02	
Reaktor Tricle Bed		
Q1 (Panas <i>feed</i>)	5.528.646,81	
Q2 (Panas <i>feed</i> Keluar)	-37.660.343,59	
Q3 (Panas <i>steam</i>)		6.840.623,91
Q4 (<i>Cooling water</i>)	38.927.320,69	
Flash Drum		
Q1 (Panas <i>Feed</i>)	5.717.785,22	
Q2 (Panas <i>Feed</i> Keluar)		-830.257,17
Q3 (Panas <i>Gas</i>)		-1.677.964,09
Q4 (<i>Vaporation</i>)		8.325.951,06
Q5 (<i>Heat Loss</i>)	99.944,58	
Kondensor		
Q1 (<i>Feed</i>)	1.643.366,07	
Q2 (<i>Gas out</i>)		304.257,80
Q3 (<i>Condencation</i>)		8.536.350
Q4 (<i>Liquid out</i>)		1.778.822,24
Q5 (<i>Cooling water</i>)	8.976.064,14	
Distilasi 1		
Q <i>feed</i>	2.890.606,64	
Q <i>reboiler</i>	1.305.755,39	
Q distilat		603.622,55
Q <i>bottom</i>		3.349.531,22
Q kondensor		221.523,60
Q <i>loss</i>		21.684,63
Cooler 1		
Q1 (Panas <i>feed</i>)	3.336.257,32	

Komponen	Input (Kkal)	Output (Kkal)
Q2 (Panas <i>feed</i> keluar)		3.138.539,54
Q3 (<i>Cooling water</i>)		197.717,77
Distilasi 2		
Q <i>feed</i>	63.575,63	
Q <i>reboiler</i>	299.360,11	
Q distilat		192.217,33
Q <i>bottom</i>		98.095,70
Q kondensor		69.220,02
Q <i>loss</i>		3.402,67
Cooler 2		
Q1 (Panas <i>feed</i>)	88.400,20	
Q2 (Panas <i>feed</i> keluar)		4982,379417
Q3 (<i>Cooling water</i>)		111972,2416
Distilasi 3		
Q <i>feed</i>	88.400,20	
Q <i>reboiler</i>	434.911,38	
Q distilat		265.686
Q <i>bottom</i>		135.743
Q kondensor		95.717
Q <i>loss</i>		26.165,58
Total	37.313.697,6	37.313.697,6

$$Q \text{ Loss} = 99.944,58 + 21.684,63 + 3.402,67 + 26.165,58$$

$$= 151.197,47 \text{ Kkal}$$

$$\% \text{ Heat Loss} = \frac{37.313.697,6}{151.197,47} \times 100\%$$

$$= 0,41\%$$

$$\% \text{ Efisiensi Panas} = 99,59\%$$

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.6.1 Layout Pabrik

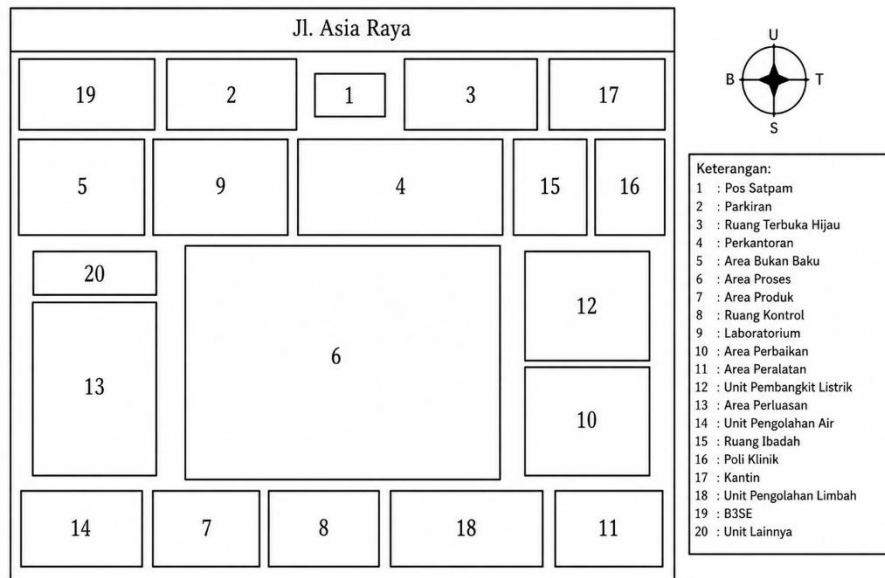
Setelah proses *flow diagram* tersusun, sebelum desain pemipaan strukturan dan listrik dimulai, maka *layout* pabrik dan peralatan harus direncanakan terlebih dahulu. *Layout*

pabrik merupakan tata letak yang penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Pertimbangan yang perlu diperhatikan dalam *layout* pabrik yaitu:

1. Tanah yang tersedia
2. Kemungkinan pengembangan pabrik di masa mendatang
3. Distribusi bahan baku, bahan jadi, dan listrik
4. Keadaan lingkungan, cuaca, dan sosial
5. Keamanan terhadap bahaya kebakaran, peledakan, dan gas beracun

Menurut (Vibrand and Dryden, 1959) *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium, dan ruang control
Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang control sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah proses
Daerah proses sebagai peletakan alat proses dan reaksi yang berlangsung.
3. Daerah penyimpanan bahan baku produk
Daerah ini untuk tangka bahan baku dan produk.
4. Daerah Gudang, bengkel, dan garasi
Daerah untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.
5. Daerah utilitas
Daerah pusat penyediaan bahan pendukung berlangsungnya proses.



Gambar 2. 5 Denah Pabrik

2.6.2 Layout Peralatan Proses

Dalam perancangan *layout* peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran bahan baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa di atas tanah, perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk mempermudah pergantian udara di suatu tempat agar tidak mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang mengancam keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan yang baik

4. Lalu lintas pekerja

Dalam perancangan tata letak pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan agar pekerja dapat segera memperbaiki alat proses apabila terjadi gangguan. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga perlu diprioritaskan.

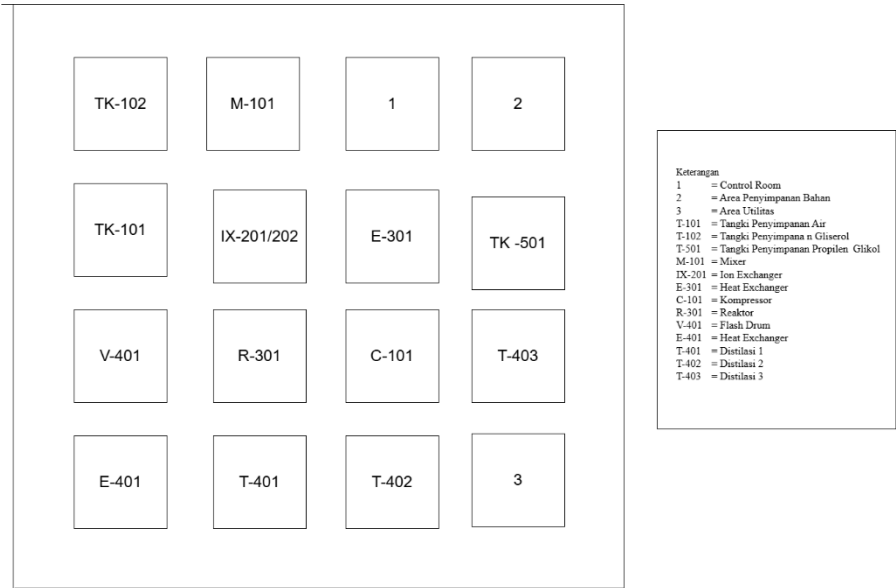
5. Pertimbangan ekonomi

Dalam penempatan peralatan proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik, sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

6. Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi yang tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya. Hal ini disebabkan agar dapat diminimalkan apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut.

Berikut adalah *Layout* pada pabrik Propilen Glikol, yang tertera pada Gambar 2.6.



Gambar 2. 6 Layout Pabrik