

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

a. Propilen Oksida

Berdasarkan data dari Perry et al., 1999, spesifikasi propilen oksida sebagai berikut:

Fase	: Cair
Titik didih (1atm)	: 34,05°C
Kemurnian	: 99,9%
Impuritas	: 0,1% Air

b. Air

Berdasarkan data dari Bratachem, 2016, spesifikasi air sebagai berikut:

Fase	: Cair
Titik didih (1atm)	: 100°C
Titik lebur (1atm)	: 0°C
Kemurnian	: 100°C

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

a. Metil Format

Berdasarkan data dari Shandong Bairong New Material Technology, 2021, spesifikasi metil format sebagai berikut:

Fase	: Cair
Titik didih (1atm)	: 31,9°C
Kemurnian	: 98%
Impuritas	: 2% Air

b. Metanol

Berdasarkan data dari Dongying City Longxing Chemical, 2018, spesifikasi metanol sebagai berikut:

Fase	: Cair
Titik didih (1atm)	: 64,85°C
Kemurnian	: 99,9%
Impuritas	: 0,1% Air

2.1.2 Spesifikasi Produk

a. Monopropilen Glikol

Berdasarkan data dari Kirk & Othmer, 1993, spesifikasi monopropilen glikol sebagai berikut:

Fase : Cair
Titik didih (1atm) : 187,75°C
Kemurnian : 99,5%
Impuritas : 0,5% Air

b. Dipropilen Glikol

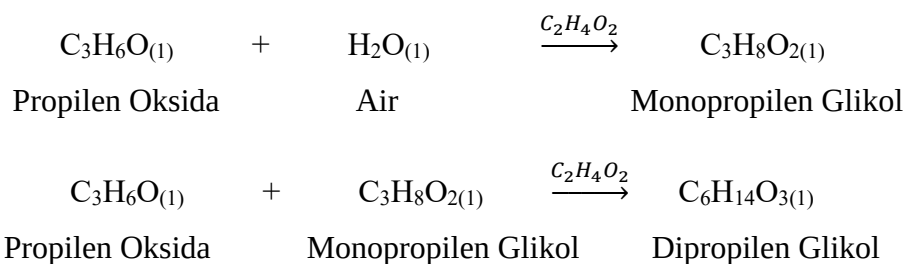
Berdasarkan data dari Kirk & Othmer, 1993, spesifikasi dipropilen glikol sebagai berikut:

Fase : Cair
Titik didih (1atm) : 231,95°C
Kemurnian : 98,75%
Impuritas : 1,25% Monopropilen Glikol

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Monopropilen glikol dibuat melalui reaksi antara propilen oksida dan air. Dalam proses ini, propilen oksida dicampur dengan air hingga bereaksi membentuk monopropilen glikol sebagai produk utama, serta menghasilkan sedikit dipropilen glikol sebagai produk samping. Reaksi kimianya dapat dilihat pada persamaan berikut.



2.2.2 Mekanisme Reaksi

Pada pembuatan monopropilen glikol terjadi reaksi hidrasi yaitu reaksi antara propilen oksida dengan air. Reaksi hidrasi monopropilen glikol sebagai berikut:

Monopropilen oksida merupakan senyawa yang cukup reaktif terhadap senyawa lain

yang memiliki ion hidrogen mudah lepas, seperti air, amonia, dan asam organik. Pada reaksi hidrasi, molekul H₂O bereaksi dengan propilen oksida, memecah atom H dari H₂O yang kemudian membentuk molekul propilen glikol. Reaksi ini berlangsung pada fasa cair dan bersifat *irreversible* dan eksotermis (Kirk & Othmer, 1993).

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi berlangsung pada fasa cair menggunakan reaktor (*Continuous Stirred Tank Reactor*) CSTR, reaksi ini bersifat eksotermis sehingga nilai (ΔH = Negatif).

2.2.4 Kondisi Operasi

Proses pembuatan monopropilen glikol dari propilen oksida dan air dilakukan pada suhu 150°C dan tekanan 13,6 atm, dengan perbandingan molar antara propilen oksida dan air sebesar 1:3. Pada kondisi ini, reaksi berlangsung dalam fase cair-cair secara kontinu dengan bantuan katalis metil format. Reaksi ini berlangsung secara *irreversible* (searah) bergerak menuju produk dengan hasil konversi sekitar 92% (*US Patent No. 2.623.909*, 1952).

2.2.5 Tinjauan Termodinamika

Menurut Smith et al 2005, perhitungan harga tetapan konstanta kesetimbangan (K) dapat ditinjau dari persamaan:

$$\Delta G^{\circ} = -RT \ln K$$

II.1

Dengan:

ΔG° : Tenaga Gibbs standar (kJ/mol)

R : Tetapan gas ideal

K : Konstanta kesetimbangan

Tabel 2.1 Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/mol)
C ₃ H ₆ O	-25,77	-92,86
H ₂ O	-228,6	-241,80
C ₃ H ₈ O ₂	-304,48	-421,60
C ₆ H ₁₄ O ₃	-406	-628,23

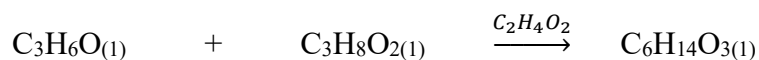
(i) Reaksi Utama



$$\begin{aligned}\Delta G_f^\circ_{298\text{ k}} &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O}) - (\Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G_f^\circ \text{H}_2\text{O}) \\ &= -304,48 - (-25,77 + (-228,6)) \\ &= -50,11 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi} &= \Sigma \Delta H \text{ produk} - \Sigma \Delta H \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O}) - (\Sigma \Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Sigma \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) \\ &= -421,60 - (-92,86 + (-241,80)) \\ &= -86,936 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

(ii) Reaksi Samping



$$\begin{aligned}\Delta G_f^\circ_{298\text{ k}} &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3) - (\Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G_f^\circ \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2) \\ &= -406 - (-25,77 + (-304,48)) \\ &= -75,75 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi} &= \Sigma \Delta H \text{ produk} - \Sigma \Delta H \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3) - (\Sigma \Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Sigma \Delta H_f \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2) \\ &= -628,23 - (-92,86 + (-421,60)) \\ &= -113,772 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-\Delta G_f^\circ}{RT}$$

II.2

$$\text{Nilai } K_{298} \text{ Reaksi Utama} = 6,02 \times 10^8$$

$$\text{Nilai } K_{298} \text{ Reaksi Samping} = 1,87 \times 10^{13}$$

Maka nilai K pada suhu operasi dapat dihitung dengan meninjau persamaan kesetimbangan di bawah ini:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left(\frac{-\Delta H_r^\circ}{RT} \right) \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

II.3

Dengan:

$$T_1 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 423 \text{ K}$$

$$K_1 = \text{Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat } T_1$$

$$K_2 = \text{Konstanta kesetimbangan reaksi pada saat } T_2$$

Dari persamaan dan data di atas, diperoleh nilai K_2 pada suhu 423 K untuk reaksi utama dan samping adalah:

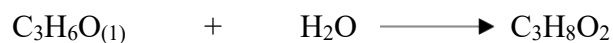
$$K_{298} \text{ Reaksi Utama} = 1,91 \times 10^4$$

$$K_{298} \text{ Reaksi Samping} = 2,42 \times 10^7$$

Berdasarkan data tinjauan termodinamika, baik reaksi utama maupun reaksi samping berlangsung secara searah (*irreversible*), karena nilai konstanta kesetimbangannya besar. Reaksi ini juga bersifat eksotermis, ditunjukkan oleh nilai entalpi reaksi yang negatif. Selain itu, kedua reaksi berlangsung secara spontan karena nilai energi Gibbs-nya bernilai negatif.

Berikut merupakan perhitungan konversi kesetimbangan pada suhu 150°C.

Reaksi:



$$K = \frac{[\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2]}{[\text{C}_3\text{H}_6\text{O}] [\text{H}_2\text{O}]}$$

Stoikiometri :



m : C_{Ao} C_{Bo} -

r : $C_{Ao}.X_A$ $C_{Ao}.X_A$ $C_{Ao}.X_A$

s : $C_{Ao}(1 - X_A)$ $C_{Bo} - C_{Ao}.X_A$ $C_{Ao}.X_A$

$$K = \frac{C_{Ao}.X_A}{(C_{Ao}(1 - X_A))(C_{Bo} - C_{Ao}.X_A)}$$

$$K = \frac{X}{(1 - X) \left(\frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} - X \right)}$$

Dengan:

$$K = 1,91 \times 10^4$$

$$\frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} = 9,82$$

$$K = \frac{X}{(1 - X) \left(\frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} - X \right)}$$

$$1,91 \times 10^4 = \frac{X}{(1 - X) (9,82 - X)}$$

$$1,91 \times 10^4 X^2 - 20,67 \times 10^4 X + 18,76 \times 10^4 = 0$$

$$X_1 = 9,82 \text{ (tidak memenuhi)}$$

$$X_2 = 1 \text{ (memenuhi)}$$

Reaksi ini memiliki konversi kesetimbangan sebesar 100%, yang menunjukkan bahwa reaksi berlangsung sepenuhnya ke arah produk atau bersifat searah (*irreversible*). Namun, berdasarkan penelitian yang dipublikasikan dalam jurnal US Patent No. 2.623.909 1952, konversi reaksi yang digunakan dalam perhitungan adalah sebesar 92%.

2.2.6 Tinjauan Kinetika Reaksi

Perhitungan kinetika reaksi hidrasi propilen oksida dapat dihitung dengan menggunakan data dari *US Patent No. 2.623.909*, 1952. Beberapa data dari US Patent No. 2.623.909 1952, dijabarkan sebagai berikut:

Berat percobaan:

- Propilen Oksida = 100 gram
- Air = 300 gram
- Metil Format = 5 gram

Kondisi operasi percobaan:

- Tekanan = 13,6 bar
- Suhu = 150°C
- Waktu tinggal = 1 jam

Selektivitas produk:

- Monopropilen glikol = 88,5%
- Dipropilen glikol = 11,5%

Berdasarkan data tersebut dapat diperoleh nilai beberapa variabel, diantaranya:

- Laju alir mol propilen oksida = 142,384 kmol/jam
- Laju alir volume campuran = 40.644,673 L/jam
- C_{A0} (propilen oksida mula-mula) = 3.503 kmol/m³

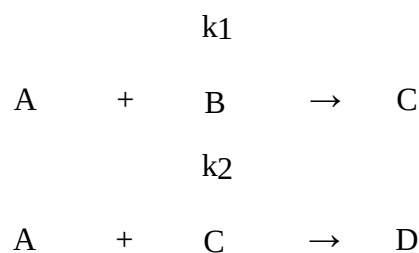
Penentuan konstanta kecepatan reaksi dapat dilakukan menggunakan persamaan reaksi sebagai reaksi seri-paralel order satu terhadap masing-masing reaktan propilen oksida dan air.

Berikut reaksi yang terjadi dalam proses hidrasi propilen oksida:

Reaksi:



Persamaan reaksi:



Persamaan reaksi hidrasi propilen oksida dirumuskan sebagai berikut:

$$-r_A = k_1.C_A + k_2.C_A^2$$

Perhitungan konstanta kecepatan reaksi:

$$\frac{-dC_A}{dt} = k_1 \cdot C_A + k_2 \cdot C_A^2$$

$$DU = \frac{rD}{rC} = \frac{cD}{cC}$$

$$\frac{88,5\%}{11,5\%} = \frac{k_1 \cdot C_A}{k_2 \cdot C_A^2}$$

$$7,6957 = \frac{k_1}{k_2 \cdot C_A}$$

$$k_1 = 7,6957 k_2 \cdot C_A$$

II.5

Didapatkan persamaan konstanta kecepatan reaksi 1 (k_1). Berdasarkan data waktu tinggal yang diketahui dari *US Patent* No. 2.623.909 yaitu selama 1 jam dapat menghasilkan konversi sebesar 92%. Maka, substitusi persamaan II.2 ke persamaan waktu tinggal:

$$t = \frac{C_{Ao} \cdot X_A}{k_1 \cdot C_{Ao}(1 - X_A) + k_2 \cdot C_{Ao}^2(1 - X_A)^2}$$

$$1 = \frac{C_{Ao} \cdot X_A}{7,6957 k_2 \cdot C_A + k_2 \cdot C_{Ao}^2(1 - X_A)^2}$$

Dengan:

$$C_A = C_{Ao}(1 - X_A)$$

$$C_A = 2,85 \text{ kmol/m}^3 \times (1 - 92\%)$$

$$C_A = 0,23 \text{ kmol/m}^3$$

Didapatkan nilai konstanta kecepatan reaksi (k) hasil perhitungan sebesar:

$$k_1 = 0,81 \text{ /jam}$$

$$= 48,85 \text{ /menit}$$

$$k_2 = 0,46 \text{ m}^3/\text{mol.jam}$$

2.3 Langkah Proses

Tahap proses pembuatan monopropilen glikol dari propilen oksida dan air dengan proses hidrasi adalah sebagai berikut:

- Tahap penyiapan bahan baku
- Tahap pembentukan monopropilen glikol
- Tahap pemurnian

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini bertujuan untuk mempersiapkan propilen oksida dan air sebelum masuk ke dalam reaktor. Propilen oksida, yang berupa cairan dengan kemurnian 99,95% berat, disimpan dalam tangki pada suhu 35°C. Dari tangki penyimpanan (TK-01), propilen oksida dicampurkan dengan air dari tangki (TK-02) serta aliran recycle yang berasal dari Flash Drum (FD-01) dan Menara Distilasi (MD-01). Campuran ini kemudian dipompa hingga mencapai tekanan 13,6 atm sebelum dialirkan ke reaktor yang beroperasi pada suhu 150°C. Di dalam reaktor, campuran propilen oksida, air, dan aliran recycle akan bercampur dengan katalis metil format dan metanol sebagai pelarut. Perlu dicatat, metanol dan katalis hanya ditambahkan ke aliran saat tahap startup proses.

2.3.2 Tahap Pembentukan Monopropilen Glikol

Campuran propilen oksida, air, metil format dan metanol direaksikan dalam reaktor berpengaduk. Rasio mol antara propilen oksida terhadap H₂O yang digunakan adalah 1:3, dengan komposisi hasil reaksi 88,5% monopropilen glikol dan 11,5% dipropilen glikol.

Reaktor yang digunakan adalah tipe jenis *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR), yang beroperasi secara isothermal pada suhu 150°C dan tekanan 13,6 atm. Karena reaksi bersifat eksotermis, suhu dalam reaktor dijaga dengan menggunakan sistem pendingin berupa jaket yang dialiri air pendingin bersuhu masuk 35°C. Produk yang keluar dari reaktor mengandung monopropilen glikol, dipropilen glikol, metil format, metanol, serta sisa propilen oksida dan air.

2.3.3 Tahap Pemurnian

Pada tahap ini bertujuan untuk memisahkan monopropilen glikol dari dipropilen glikol dan sisa rektan lainnya untuk mendapatkan produk monopropilen glikol. Tahap pemurnian dan pemisahan produk terdiri dari:

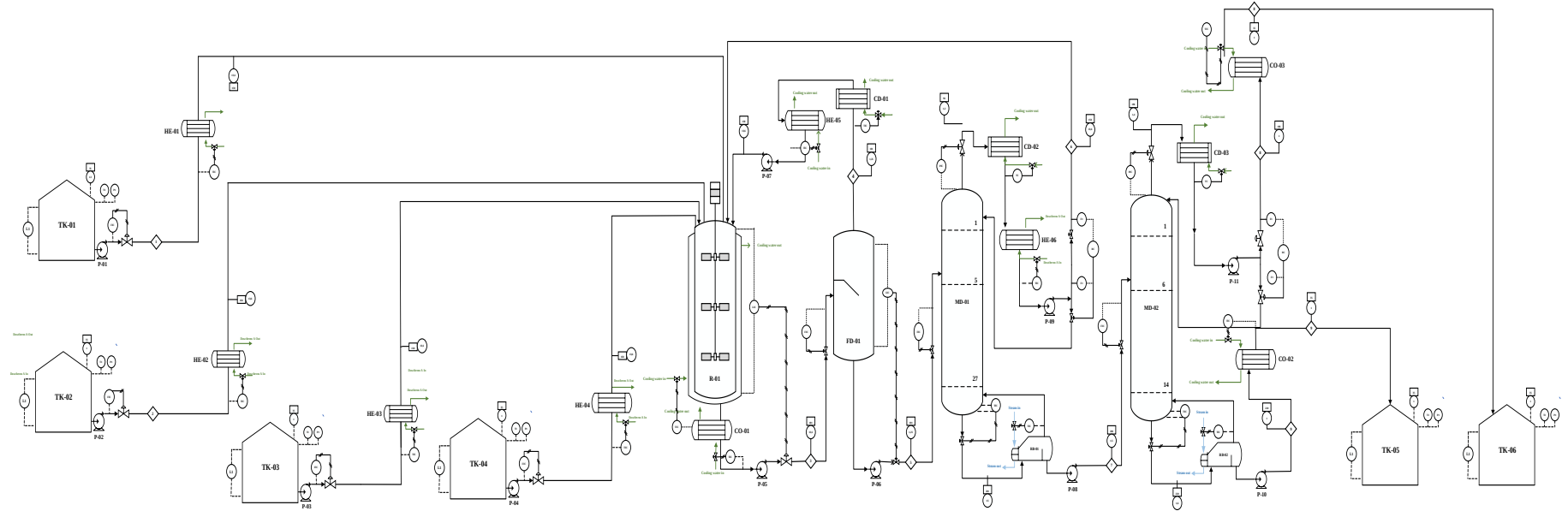
- Produk yang keluar dari reaktor dialirkan ke *Flash Drum* (FD-01) yang beroperasi pada tekanan 1,25 atm dan suhu 101°C. Alat ini berfungsi untuk memisahkan sisa propilen oksida, metanol, dan air dari campuran. Hasil atas dari *Flash Drum*, yang mengandung komponen-komponen tersebut, dikembalikan (di-*recycle*) ke reaktor agar dapat dimanfaatkan kembali. Sementara itu, hasil bawah dari *Flash Drum* dialirkan ke Menara Distilasi (MD-01) untuk tahap pemurnian berikutnya.
- Pada Menara Distilasi (MD-01), dilakukan pemisahan antara air dan monopropilen glikol. Sebagian besar air dipisahkan sebagai hasil atas, sedangkan hasil bawahnya berupa campuran yang didominasi oleh monopropilen glikol. Air hasil atas ini kemudian di-*recycle* ke reaktor untuk digunakan kembali, sementara campuran di hasil bawah dialirkan

ke Menara Distilasi berikutnya (MD-02) untuk memisahkan produk utama dan produk samping.

- Menara Distilasi (MD-02) berfungsi untuk memisahkan monopropilen glikol sebagai produk utama dan dipropilen glikol sebagai produk samping. Hasil atasnya adalah monopropilen glikol dengan kemurnian 99,5% berat, yang kemudian disimpan di tangki penyimpanan produk (TK-06) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm. Sedangkan hasil bawahnya adalah dipropilen glikol dengan kemurnian 98,75% berat, yang disalurkan ke tangki penyimpanan (TK-05) dengan kondisi suhu dan tekanan yang sama.

2.4 Diagram Alir (*Flowsheet*)

**PERANCANGAN PABRIK MONOPROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR
MELALUI REAKSI HIDRASI KATALITIK DENGAN KATALIS METIL FORMAT
KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**

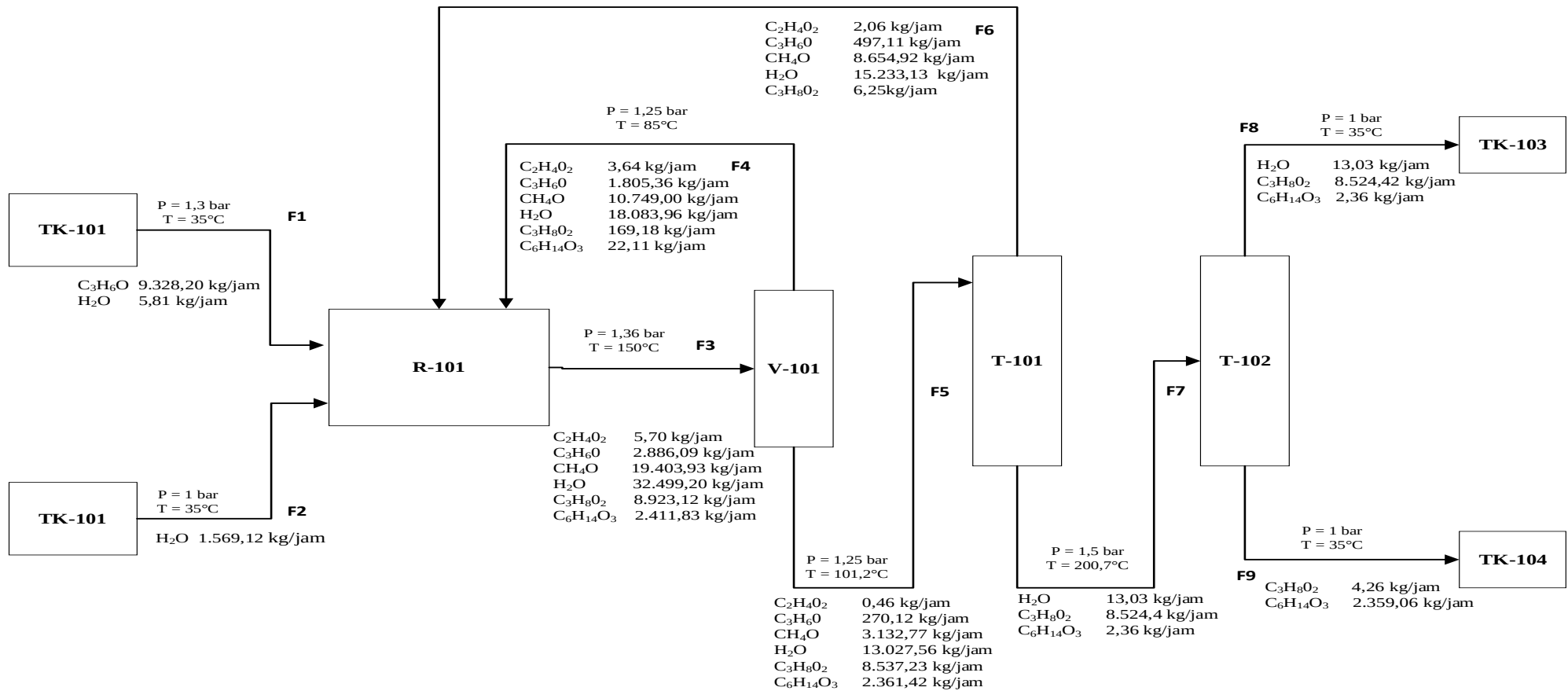


Gambar 2.2 *Flowsheet* Pabrik Monopropilen Glikol

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Basis: 163 kmol/jam



Gambar 2.3 Diagram Neraca Massa

Produksi MPG	= 75.000 Ton/tahun
Satu tahun produksi	= 330 hari
Waktu satu hari operasi	= 24 jam
Kapasitas Produksi	$= \frac{75.000 \text{ ton} \times 1000 \text{ kg} \times 1 \text{ tahun} \times 1 \text{ hari}}{1 \text{ tahun} \times 1 \text{ ton} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$
	= 9.469,70 kg/jam
Perbandingan propilen oksida dan air	= 1 : 1
Konversi	= 92%
Kemurnian MPG	= 99,95%
Impuritas MPG (air)	= 0,05%
Kemurnian DPG	= 98,75%
Impuritas DPG (MPG)	= 1,25%

2.5.1.1 Neraca Massa Reaktor-01

Tabel 2.2 Neraca Massa Reaktor R-01

Komponen	Input				Output
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 6	Arus 3
	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
Katalis			3,64	2,06	5,70
PO	9328,2043		1.805,36	497,1104	2.886,09
Metanol			10.749,00	8654,9266	19.403,93
Air	5,81	1.569,12	18083,96	15233,13	32.499,20
MPG			169,18	6,25	8.923,12
DPG			22,11	0,00	2.411,83
TOTAL			66.129,87		66.129,87

2.5.1.2 Neraca Massa *Flashdrum-01*

Tabel 2.3 Neraca Massa *Flashdrum-01*

Komponen	Input	Output	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
	(Kg/jam)	(Kg/jam)	(Kg/jam)
Katalis	5,70	3,64	0,46
PO	2.886,09	1.805,36	270,12
Metanol	19.403,93	10.749,00	3.132,77
Air	32.499,20	18083,96	13.027,56
MPG	8.923,12	169,18	8.537,23
DPG	2.411,83	22,11	2.361,42
Total	66.129,87	66.129,87	

2.5.1.3 Neraca Massa Menara Distilasi-01

Tabel 2.4 Neraca Massa Menara Distilasi-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
	(Kg/jam)	(Kg/jam)	(Kg/jam)
Metil Formiat	0,46	2,06	
PO	270,12	497,1104	
Metanol	3.132,77	8654,9266	
Air	13.027,56	15233,13	13,03
MPG	8.537,23	6,25	8.524,42
DPG	2.361,42		2,36
Total	27.329,55	27.329,55	

2.5.1.4 Neraca Massa Menara Distilasi-02

Tabel 2.5 Neraca Massa Menara Distilasi-02

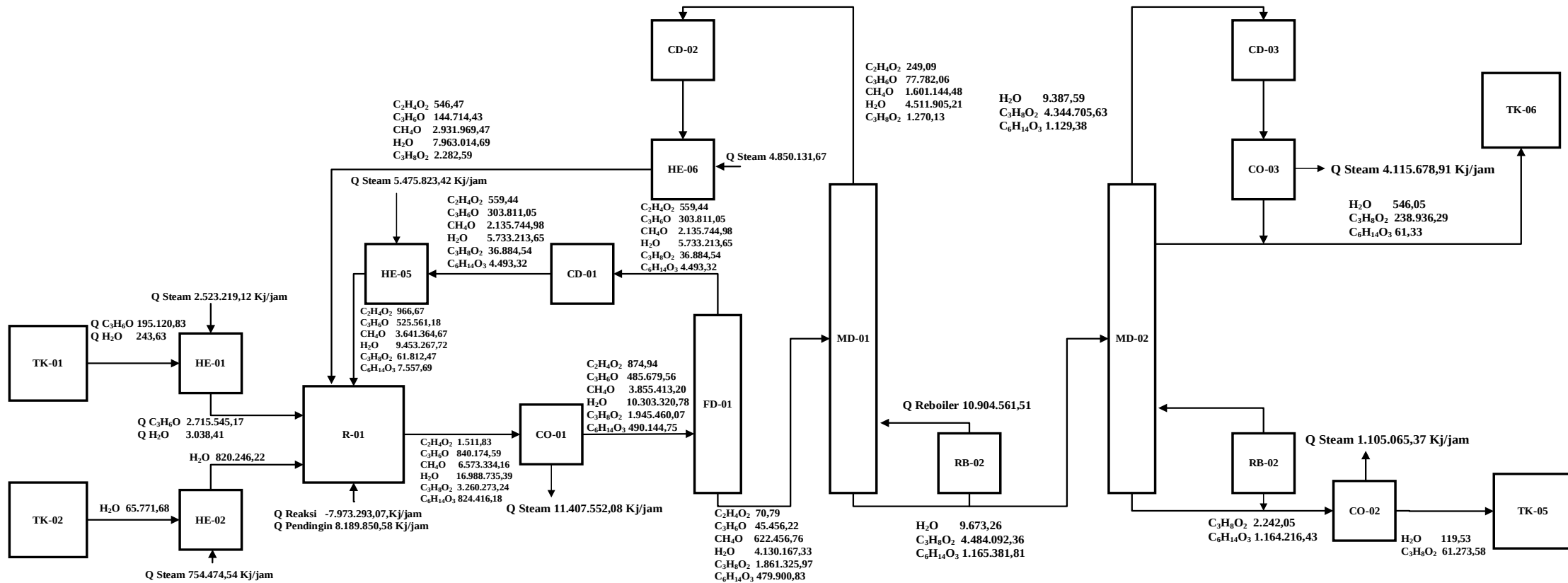
Komponen	Input		Output	
	Arus 7		Arus 8	
	(Kg/jam)		(Kg/jam)	
Air	13,03		13,03	
MPG	8.524,42		8.524,42	
DPG	2,36		2,36	
DPG			2.359,06	
Total	10.903,14		10.903,14	

2.5.1.5 Neraca Massa Overall

Tabel 2.6 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 8	Arus 9
Katalis				
PO	9.328,20			
Metanol				
Air	5,81	1.569,12	13,03	
MPG			8.524,42	4,26
DPG			2,36	2.359,06
Total	9.334,01	1.569,12	8.539,81	2.363,32
	10.903,13		10.903,13	

2.5.2 Neraca Panas



Gambar 2.4 Diagram Blok Neraca Panas

2.5.2.1 Neraca Panas Heat Exchanger-01

Tabel 2.7 Neraca Panas Heat Exchanger-01

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
PO	195.120,83	2.715.545,17
Air	243,63	3.038,41
Q steam in	2.523.219,12	
Total	2.718.583,58	2.718.583,58

2.5.2.2 Neraca Panas Heat Exchanger-02

Tabel 2.8 Neraca Panas Heat Exchanger-02

Komponen	Input	Output
	Kj/jam	Kj/jam
Air	65.771,68	820.246,22
Q steam in	754.474,54	
Total	820.246,22	820.246,22

2.5.2.3 Neraca Panas Reaktor-01

Tabel 2.9 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)				Output (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 6	Arus 3
Metil Formiat			966,67	546,47	1.511,83
PO	2.715.545,17		525.561,18	144.714,43	840.174,59
Metanol			3.641.364,67	2.931.969,47	6.573.334,16
Air	3.038,41	820.246,22	9.453.267,72	7.963.014,69	16.988.735,39
MPG			61.812,47	2.282,59	3.260.273,24
DPG			7.557,69		824.416,18
Delta Hrx 25	-10.872.672,36				
Q Pendingin	11.089.229,88				
Total			28.488.445,38		28.488.445,38

2.5.2.4 Neraca Panas Cooler-01

Tabel 2.10 Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Input Kj/jam	Output Kj/jam
Metil Format	1.511,83	874,94
PO	840.174,59	485.679,56
Metanol	6.573.334,16	3.855.413,20
Air	16.988.735,39	10.303.320,78
MPG	3.260.273,24	1.945.460,07
DPG	824.416,18	490.144,75
Q Steam in		11.407.552,08
Total	28.488.445,38	28.488.445,38

2.5.2.5 Neraca Panas Flash Drum-01

Tabel 2.11 Neraca Panas Flash Drum-01

Komponen	Input Kj/jam	Output Kj/jam
Q Feed	17.080.893,29	
Q Uap		67.840.396,79
Q Liquid		7.139.377,89
Q Loss	57.898.881,38	
Total	74.979.774,67	74.979.774,67

2.5.2.6 Neraca Panas Condensor-01

Tabel 2.12 Neraca Panas Condensor-01

Komponen	Input Kj/jam	Output Kj/jam
Q Feed	50.713.509,53	
Q Keluar Condenser		7.809.977,49
Q Condenser		42.903.532,04
Total	50.713.509,53	50.713.509,53

2.5.2.7 Neraca Panas Heat Exchanger-05

Tabel 2.13 Neraca Panas Heat Exchanger-05

Komponen	Input	Output
	Kj/jam	Kj/jam
Metil Format	559,44	966,67
PO	303.811,05	525.561,18
Metanol	2.135.744,98	3.641.364,67
Air	5.733.213,65	9.453.267,72
MPG	36.884,54	61.812,47
DPG	4.493,32	7.557,69
Q Steam in	5.475.823,42	
Total	13.690.530,41	13.690.530,41

2.5.2.8 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Tabel 2.14 Neraca Panas Menara Distilasi-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Arus 5	QR	Arus 6	Arus 7	Qc
Metil Formiat	70,79		294,09	0,00	
PO	45.456,22		77.782,06	0,00	
Metanol	622.456,76		1.601.144,48	0,00	
Air	4.130.167,33		4.895.850,63	9.673,26	
MPG	1.861.325,97		1.270,13	4.484.092,36	
DPG	479.900,83		0,00	1.165.381,81	
Q reboiler		10.951.214,86			
Q condenser					6.239.049,33
Total	18.090.592,75			18.090.592,75	

2.5.2.9 Neraca Panas Heat Exchanger-06

Tabel 2.15 Neraca Panas Heat Exchanger-06

Komponen	Input	Output
	Kj/jam	Kj/jam
Metil Format	294,09	546,47
PO	77.782,06	144.714,43
Metanol	1.601.144,48	2.931.969,47
Air	4.511.905,21	7.963.014,69
MPG	1.270,13	2.282,59
DPG	0,00	0,00
Q Steam in	4.850.131,67	
Total	11.042.527,66	11.042.527,66

2.5.2.10 Neraca Panas Menara Distilasi-02

Tabel 2.16 Neraca Panas Menara Distilasi-02

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Arus 7	Qc	Arus 8	Arus 9	Qr
Metil Formiat					
PO					
Metanol					
Air	9.616,03		9.616,03		
MPG	4.456.591,51		4.454.363,21	2.242,05	
DPG	1.158.164,06		1.158,16	1.164.216,43	
Q reboiler					5.631.884,38
Q condenser		5.639.108,67			
Total	11.263.480,26			11.263.480,26	

2.5.2.11 Neraca Panas Cooler-02

Tabel 2.17 Neraca Panas Cooler-02

Komponen	Input	Output
	Kj/jam	Kj/jam
Metil Format		
PO		
Metanol		
Air		
MPG	2.506,17	119,53
DPG	1.302.838,69	61.273,58
Q Steam in		1.243.951,76
Total	1.305.344,86	1.305.344,86

2.5.2.12 Neraca Panas Cooler-03

Tabel 2.18 Neraca Panas Cooler-03

Komponen	Input	Output
	Kj/jam	Kj/jam
Metil Format		
PO		
Metanol		
Air	9.387,59	546,05
MPG	4.344.705,63	238.936,29
DPG	1.129,38	61,33
Q Steam in		4.115.678,91
Total	4.355.222,59	4.355.222,59

2.5.2.13 Neraca Panas *Overall*

No	Komponen	Input	Output
1	HE-01		
	PO	195.120,83	
	Air	243,63	
	Q steam in	2.523.219,12	
2	HE-02		
	Air	65.771,68	
	Q steam in	754.474,54	
3	Reaktor		
	Delta Hrx 25	-10.872.672,36	
	Q Pendingin	11.089.229,88	
4	CO-01		
	Q Steam in		11.407.552,08
5	FD-01		
	Q Pendingin	57.898.881,38	
6	CD-01		
	Q condenser		57.898.881,38
7	HE-05		
	Q Steam in	5.475.823,42	
8	MD-01		
	Q reboiler	10.951.214,86	
	Q condenser		6.239.049,33
9	HE-06		
	Q Steam in	4.850.131,67	
10	MD-02		
	Q reboiler		5.631.884,38
	Q condenser	5.639.108,67	
11	CO-02		
	Air		546,05
	MPG		238.936,29
	DPG		61,33
	Q Steam in		4.115.678,91
11	CO-03		
	MPG		119,53
	DPG		61.273,58
	Q Steam in		1.243.951,76
Total		86.837.934,63	86.837.934,63

2.6 Letak Pabrik dan Pemetaan

2.6.1 Lay Out Pabrik

Lay out pabrik adalah pengaturan yang optimal dari berbagai fasilitas di dalam pabrik. Penataan yang tepat sangat penting untuk meningkatkan efisiensi, menjamin keselamatan proses dan pekerja, serta memastikan kelancaran operasional di lapangan. Tata letak pabrik dapat dilihat pada Gambar 2.5.

Menurut Vilbrand dan Dryden, 1959, terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan untuk mencapai kondisi yang optimal, yaitu:

- a. Pabrik monopropilen glikol ini dirancang sebagai fasilitas baru, bukan hasil pengembangan dari pabrik yang sudah ada, sehingga penataan layout tidak terikat oleh bangunan lama.
- b. Tata letak juga mempertimbangkan kemungkinan perluasan area pabrik di masa mendatang sebagai bagian dari rencana pengembangan.
- c. Faktor keamanan untuk bahaya kebakaran dan ledakan. Tata letak selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, serta jauh dari asap dan bahan beracun.
- d. Desain konstruksi direncanakan terbuka (*outdoor*) untuk mengurangi biaya pembangunan. Kondisi iklim di Indonesia yang relatif mendukung memungkinkan diterapkannya sistem konstruksi luar ruangan ini.
- e. Harga tanah amat tinggi sehingga penggunaan dan pengaturan ruang harus dilakukan secara efisien agar lahan dapat dimanfaatkan seoptimal mungkin.

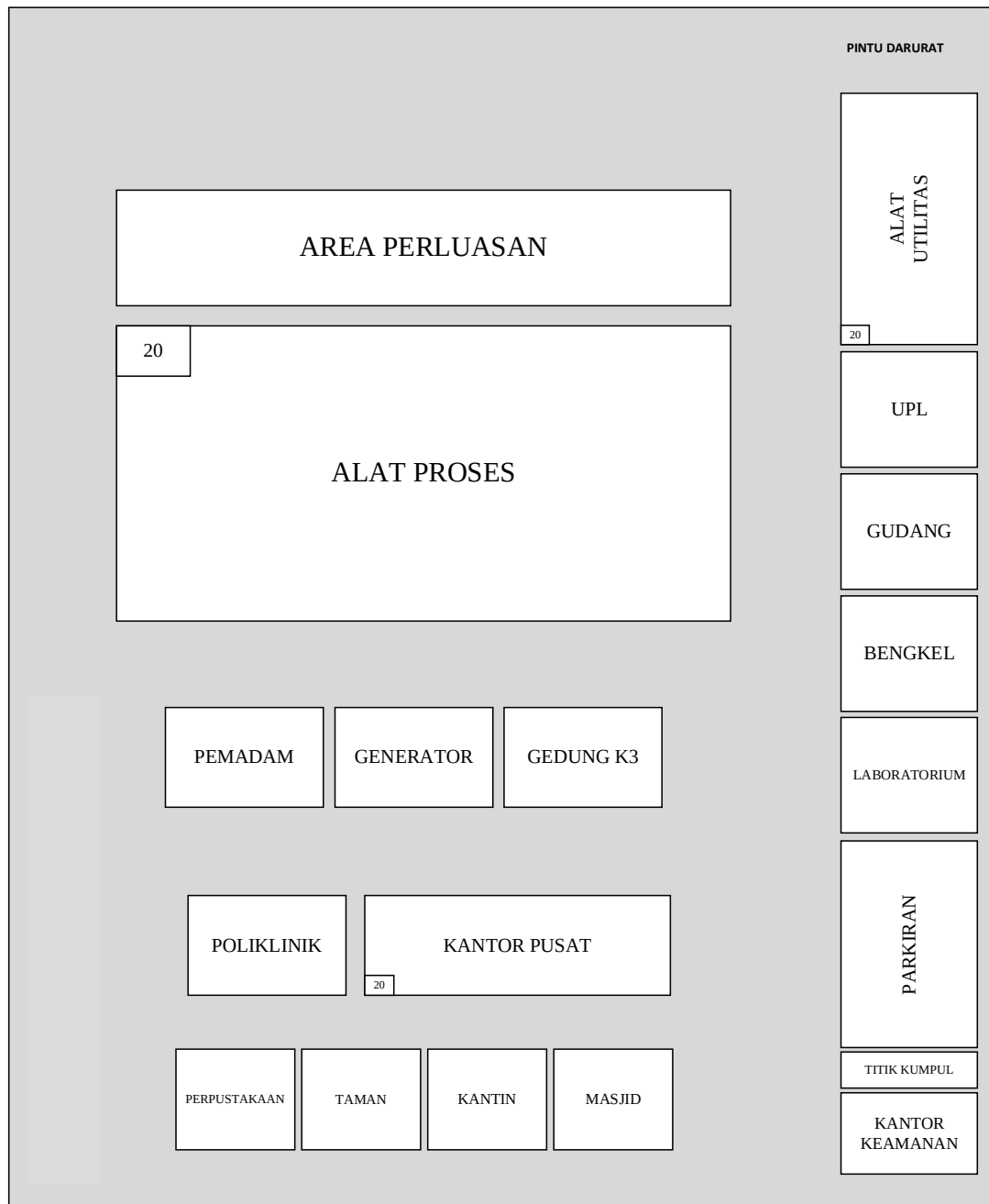
Menurut Vilbrand dan Dryden, 1959, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium, dan ruang control
Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasional secara keseluruhan. Laboratorium dan ruang kontrol digunakan untuk memantau dan mengendalikan proses produksi, serta memastikan kualitas dan kuantitas bahan baku maupun produk akhir.
- b. Daerah proses
Daerah proses sebagai peletakan alat proses dan reaksi berlangsung.
- c. Daerah penyimpanan dan bahan baku produk
Area ini digunakan untuk menampung tangki-tangki penyimpanan bahan baku sebelum diproses dan produk jadi sebelum didistribusikan.
- d. Daerah gudang, bengkel, dan garasi

Berfungsi untuk menyimpan perlengkapan dan material yang dibutuhkan dalam operasional pabrik, serta sebagai tempat untuk kegiatan perawatan dan perbaikan peralatan proses.

e. Daerah utilitas

Daerah pusat penyediaan semua bahan pendukung yang dibutuhkan untuk kelancaran proses produksi, seperti air, uap, udara tekan, dan energi.



Gambar 2.5 Lay Out Pabrik Monopropilen Glikol

Keterangan:

- | | | |
|------------------|--------------------|--------------------|
| 1. Alat Proses | 8. Titik Kumpul | 15. Kantor Pusat |
| 2. Alat Utilitas | 9. Kantor Keamanan | 16. Pemadam |
| 3. UPL | 10. Perpustakaan | 17. Generator |
| 4. Gudang | 11. Taman | 18. Gedung K3 |
| 5. Bengkel | 12. Kantin | 19. Area Perluasan |
| 6. Laboratorium | 13. Masjid | 20. Hydrant |
| 7. Parkiran | 14. Poliklinik | |

2.6.2 Lay Out Peralatan Proses

Lay Out peralatan dapat dilihat pada Gambar 2.6. Menurut Vilbrand dan Dryden, 1959, terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *lay out* peralatan proses pabrik monopropilen glikol, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

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

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi diperlukan penerangan tambahan.

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

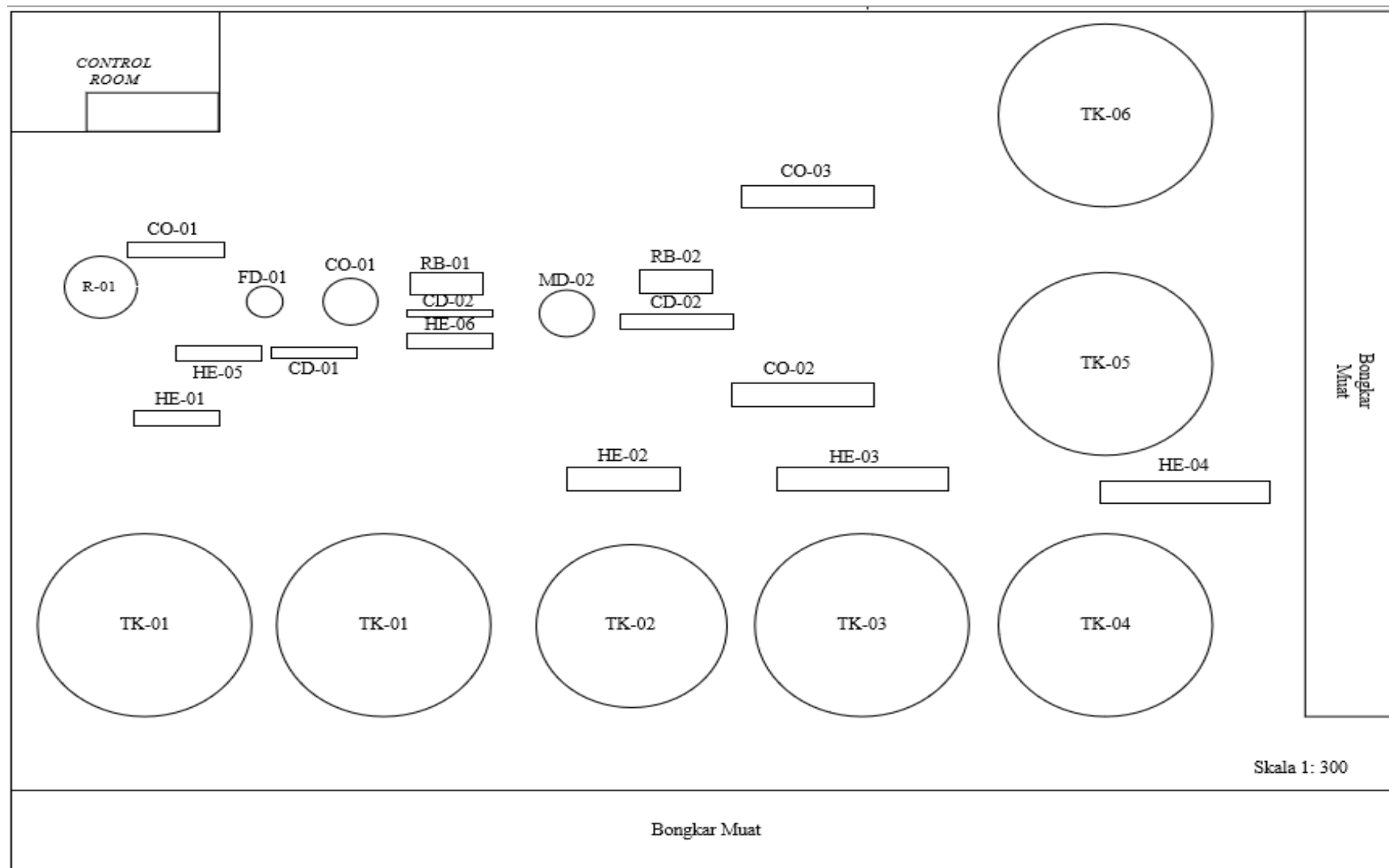
Penempatan alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

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

Tata letak peralatan proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- Luas lahan yang tersedia menjadi efektif
- Biaya kapital handling menjadi rendah dan dapat menghemat pengeluaran untuk kapital yang kurang penting
- Karyawan memperoleh kepuasan kerja agar meningkatkan produktivitas kerja



Gambar 2.6 *Lay Out* Peralatan Proses

Keterangan Alat:

TK-01 : Tangki PO

TK-02 : Tangki Air

TK-03 : Tangki Metil Format

TK-04 : Tangki Metanol

TK-05 : Tangki DPG

TK-06 : Tangki MPG

HE-01 : Heat Exchanger

HE-02 : Heat Exchanger

HE-03 : Heat Exchanger

HE-04 : Heat Exchanger

HE-05 : Heat Exchanger

HE-06 : Heat Exchanger

R-01 : Reaktor

FD-01 : Flashdrum

MD-01 : Menara Distilasi

MD-02 : Menara Distilasi

CO-01 : Cooler

CO-02 : Cooler

CO-03 : Cooler

CD-01 : Condenser

CD-02 : Condenser

CD-03 : Condenser

RB-01 : Reboiler

RB-02 : Reboiler