

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. N-Butana

Rumus molekul	: C_4H_{10}
Berat molekul	: 58,123 g/gmol
Wujud	: gas pada $P=1$ atm, $T=298,15$ K
Titik didih	: 272,65 K pada $P=1$ atm, $T=298,15$ K
Kemurnian	: 98 % C_4H_{10}
Impuritis	: 2 % i- C_4H_{10}

(Kirk, 2004)

2. 1-Butena

Rumus molekul	: C_4H_8
Berat molekul	: 56,107 g/gmol
Wujud	: gas pada $P=1$ atm, $T=298,15$ K
Titik didih	: 266,9 K pada $P=1$ atm, $T=298,15$ K

(Kirk, 2004)

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Katalisator Chromia Alumina

Bentuk	: Pelet silinder
Fase	: Padat
Bulk density	: 0,78 g/cm ³
Viskositas	: 0,81 cP
Komposisi	: 80 % Al_2O_3 , 20 % Cr_2O_3
Spesific gravty	: 0,825

(Faith, 1950)

2.1.3 Spesifikasi Produk

1. 1,3 Butadiena

Rumus molekul	: C_4H_6
Berat molekul	: 54,092 g/gmol

Wujud	: gas pada P=1 atm, T=298,15 K
Kemurnian	: 99,5 % C ₄ H ₆
Impuritis	: 0,39 % n-C ₄ H ₁₀ 0,1 % C ₄ H ₈

(Kirk, 2004)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses produksi 1,3-butadiena melalui dehidrogenasi butana dilakukan di dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan kondisi operasi pada suhu 500–600°C dan tekanan 1 atm. Pemilihan suhu reaktor ini didasarkan pada pertimbangan bahwa konversi reaksi akan lebih optimal pada rentang suhu tersebut. Reaksi yang terjadi bersifat endotermis, sehingga diperlukan pemanas untuk menjaga kestabilan suhu di dalam reaktor.

Pemanasan dilakukan dengan menggunakan *flue gas* yang dialirkan melalui bagian *shell*, sedangkan reaktan mengalir di dalam *tube* yang berisi katalis. Katalis yang digunakan merupakan campuran dari 80% Al₂O₃ dan 20% Cr₂O₃, yang berfungsi untuk mengarahkan jalannya reaksi, mempercepat proses, serta menurunkan energi aktivasi yang dibutuhkan.

2.2.2 Kondisi Operasi

Reaksi dehidrogenasi n-butana menjadi 1,3-butadiena dilakukan dalam fase gas dengan kondisi operasi pada suhu 677–654°C dan tekanan 1 atm. Pemilihan suhu reaktor ini didasarkan pada pertimbangan bahwa suhu tersebut mampu menghasilkan konversi optimum sebesar 74% terhadap n-butana. Selain itu, suhu di atas 800°C dapat menyebabkan penurunan kinerja katalis (Klanner, 2008)

2.2.3 Tinjauan Termodinamika

2.2.3.1 Panas Reaksi (ΔH_r)

Perhitungan perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_r) dapat digunakan untuk menentukan apakah suatu reaksi bersifat eksoterm atau endoterm. Bila nilai ΔH_r positif, maka reaksi bersifat endoterm, sedangkan jika nilainya negatif, maka reaksi bersifat eksoterm. Perhitungan ΔH_r dilakukan pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K dengan menggunakan persamaan (2.3):

$$\Delta H^{\circ}_{r\ 298,15K} = \Delta H^{\circ}_{f\ produk} - \Delta H^{\circ}_{f\ reaktan} \dots \dots \dots (2.3)$$

Nilai ΔH°_f untuk masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat ditemukan pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Nilai ΔH°_f Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)
C ₄ H ₁₀	-126,15
C ₄ H ₈	-0,13
C ₄ H ₆	110,16
H ₂	0

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_{10}(\text{g}) &\rightleftharpoons \text{C}_4\text{H}_8(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \\
 \Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{ K}} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ produk C}_4\text{H}_8 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2) - (\Delta H^\circ_f \text{ produk C}_4\text{H}_{10}) \\
 &= (-0,13 + 0) \text{ kJ/mol} - (-126,15) \text{ kJ/mol} \\
 &= 126,02 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai $\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{ K}}$ bernilai positif, sehingga reaksi pertama termasuk reaksi endoterm.

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_8(\text{g}) &\rightleftharpoons \text{C}_4\text{H}_6(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \\
 \Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{ K}} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H^\circ_f \text{ produk C}_4\text{H}_6 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2) - (\Delta H^\circ_f \text{ produk C}_4\text{H}_8) \\
 &= (110,16 + 0) \text{ kJ/mol} - (-0,13) \text{ kJ/mol} \\
 &= 110,29 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai $\Delta H^\circ_{r\ 298,15\text{ K}}$ bernilai positif, sehingga reaksi kedua termasuk reaksi endoterm.

2.2.3.2 Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Perhitungan energi bebas Gibbs (ΔG°) digunakan untuk menentukan apakah suatu proses berlangsung secara spontan. Jika ΔG° bernilai negatif, maka reaksi berlangsung secara spontan, sedangkan jika bernilai positif, reaksi tidak terjadi secara spontan. Perhitungan ΔG dilakukan pada tekanan 1 atm dan suhu 677°C (950,15 K) dengan menggunakan persamaan (2.4):

$$\Delta G = A + BT + CT^2 \dots\dots\dots(2.4)$$

Nilai ΔG°_f untuk masing-masing komponen dapat ditemukan pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 2 Nilai ΔG°_f Komponen (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	ΔG°_f (kJ/mol)
C ₄ H ₁₀	-128,375	0,38047	3,83E-05	267,705
C ₄ H ₈	-1,692	0,23442	3,16E-05	249,570
C ₄ H ₆	109,172	0,12296	1,90E-05	243,155
H ₂	-	-	-	0

Reaksi 1 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_{10}(\text{g}) &\rightleftharpoons \text{C}_4\text{H}_8(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \\
 \Delta G_{\text{total}} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G_f \text{ C}_4\text{H}_8 + \Delta G_f \text{ H}_2) - \Delta G_f \text{ C}_4\text{H}_{10} \\
 &= (265,27 + 0) \text{ kJ/mol} - (271,77) \text{ kJ/mol} \\
 &= -18,14 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai $\Delta G_{950,15\text{K}}$ bernilai negatif, yang artinya reaksi dapat berlangsung secara spontan.

Reaksi 2 :

$$\begin{aligned}
 \text{C}_4\text{H}_8(\text{g}) &\rightleftharpoons \text{C}_4\text{H}_6(\text{g}) + \text{H}_2(\text{g}) \\
 \Delta G_{\text{total}} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G_f \text{ C}_4\text{H}_6 + \Delta G_f \text{ H}_2) - \Delta G_f \text{ C}_4\text{H}_8 \\
 &= (261,67 + 0) \text{ kJ/mol} - (265,27) \text{ kJ/mol} \\
 &= -6,42 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai $\Delta G_{950,15\text{K}}$ bernilai negatif, yang artinya reaksi dapat berlangsung secara spontan.

2.2.3.3 Konstanta Keseimbangan Reaksi

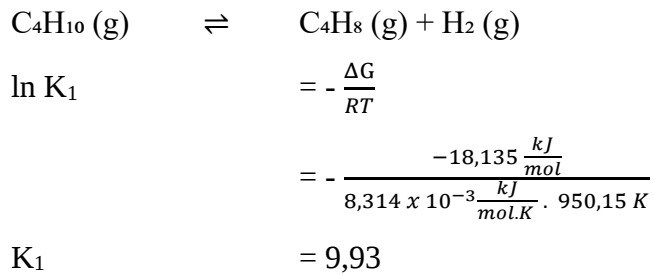
Penentuan nilai konstanta keseimbangan dilakukan pada suhu 677°C (950,15 K). Nilai konstanta keseimbangan pada kondisi operasi tersebut dapat dihitung menggunakan persamaan (2.5).

$$\ln K = \frac{\Delta G}{RT} \dots\dots\dots(2.5)$$

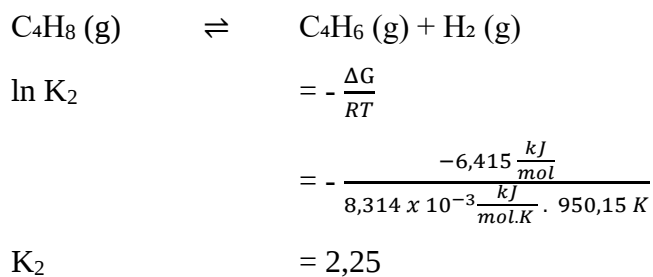
dengan,

ΔG = Energi Gibbs, kJ/mol
 K = Konstanta kesetimbangan pada suhu operasi
 T = Suhu operasi, 950,15 K
 R = Tetapan Gas Ideal, J/mol.K ($8,314 \times 10^{-3}$ kJ/mol.K)
(J. M. & V. N. H. C. Smith, 2005)

Reaksi 1 :



Reaksi 2 :



2.2.3.4 Konversi Kesetimbangan (Xe)

Dalam proses perancangan pabrik 1,3-butadiena, terdapat dua reaksi yang berlangsung. Untuk menentukan konversi kesetimbangan (X_e) dari reaksi 1 dan reaksi 2, digunakan persamaan (2.6).

$$K = \frac{C_B C_D}{C_A} \dots \dots \dots (2.6)$$

$$K = \frac{C_C C_D}{C_B} \dots \dots \dots (2.7)$$

dengan,

K = konstanta kesetimbangan
 C_A = konsentrasi n-butana (mol-L)
 C_B = konsentrasi 1-butena (mol-L)
 C_C = konsentrasi 1,3-butadiena (mol-L)
 C_D = konsentrasi hidrogen (mol-L)



mula-mula	:	C_{AO}		
reaksi	:	$C_{AO}X_{e1}$	$C_{AO}X_{e1}$	$C_{AO}X_{e1}$
setimbang	:	$C_{AO}(1 - X_{e1})$	$C_{AO}X_{e1}$	$C_{AO}X_{e1}$

dengan,

$$C_A = C_{AO}(1 - X_e)$$

$$C_B = C_{AO}X_E$$

$$C_C = C_{AO}X_E$$

maka, persamaan menjadi:

$$K_1 = \frac{[C_{AO}X_{E1}] \cdot [C_{AO}X_{E1}]}{[C_{AO}(1-X_{E1})]}$$

$$K_1 = \frac{C_{AO}X_{E1}^2}{(1-X_{E1})}$$

$$K_1 - K_1X_{E1} = C_{AO}X_{E1}$$

dengan menetapkan $C_{AO} = 1$, serta K_1 merupakan $K_{950,15 K} = 0,87$

$$9,93 - 9,93X_{E1} = C_{AO}X_{E1}^2$$

Melalui perhitungan menggunakan fitur *goal seek*, diperoleh bahwa konversi kesetimbangan untuk reaksi 1 (X_{E1}) adalah sebesar 87%.

Reaksi 2	:	B	$\rightleftharpoons$	C	+	D
mula-mula	:	$C_{AO}X_{e1}$				
reaksi	:	$C_{AO}X_{e1} X_{e2}$		$C_{AO}X_{e1}X_{e2}$		$C_{AO}X_{e1}X_{e2}$
setimbang	:	$C_{AO}X_{e1}(1 - X_{e2})$		$C_{AO}X_{e1}X_{e2}$		$C_{AO}X_{e1}X_{e2}$

dengan,

$$C_B = C_{AO}X_{e1}(1 - X_{e2})$$

$$C_C = C_{AO}X_{e1}X_{e2}$$

$$C_D = C_{AO}X_{e1}X_{e2}$$

maka, persamaan menjadi:

$$K_2 = \frac{[C_{AO}X_{E1}X_{E2}] \cdot [C_{AO}X_{E1}X_{E2}]}{[C_{AO}X_{E1}(1-X_{E2})]}$$

$$K_2 = \frac{C_{AO}X_{E1}X_{E2}^2}{(1-X_{E2})}$$

$$K_2 - K_2X_{E2} = C_{AO}X_{E1}X_{E2}^2$$

dengan menetapkan $C_{AO} = 1$, serta K_2 merupakan $K_{950,15\text{ K}} = 2,25$

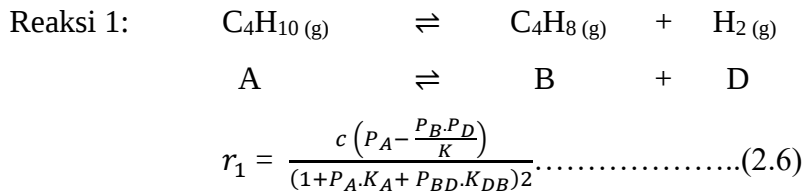
$$2,25 - 2,25 X_{E2} = C_{AO} \cdot 0,87 \cdot X_{E2}^2$$

Melalui perhitungan menggunakan fitur *goal seek*, diperoleh bahwa konversi kesetimbangan untuk reaksi 2 (X_{E2}) adalah sebesar 76%.

2.2.4 Tinjauan Kinetika

2.2.4.1 Kinetika Reaksi

Laju reaksi konversi n-Butana menjadi 1,3-Butadiena dapat dinyatakan melalui persamaan (2.6) dan (2.7).



dengan,

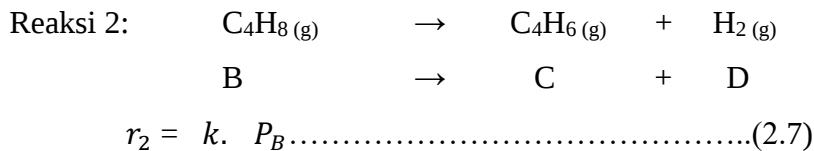
$$\log C = \frac{-36.000}{4,575 T} + 8,1532$$

$$\log K_A = \frac{18.073}{4,575 T} - 5,0273$$

$$\log K = \frac{-28.800}{4,575 T} - 5,0273$$

$$\log K_{BD} = \frac{20.092}{4,575 T} + 6,7532$$

(Hougen, 1976)



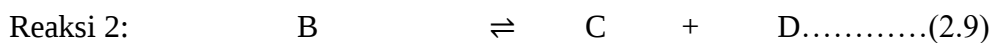
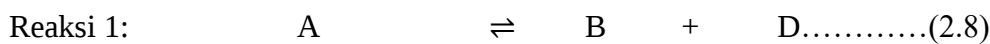
dengan,

$$\log k = \frac{-60.000}{4,575 T} + 15,27$$

(J. M. Smith, 1970)

2.2.4.2 Mekanisme Reaksi

Berdasarkan persamaan laju reaksi dehidrogenasi n-butana menjadi 1,3-butadiena yang dikutip dari Hougen (1976) dan Smith (1970), mekanisme laju reaksi dehidrogenasi n-butana menjadi 1,3-butadiena dapat dijelaskan melalui persamaan (2.8) dan (2.9).



Keterangan :

A : C₄H₁₀

B : C₄H₈

C : C₄H₆

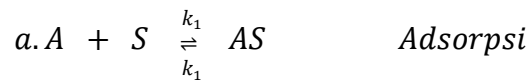
D : H₂

Untuk reaksi I:



Reaksi pengendalinya adalah *surface reaction*.

Mekanisme reaksinya:



$$r_1 = k_1 \cdot P_A \cdot \emptyset_V - k_{-1} \cdot \emptyset_A$$

$$r_2 = k_2 \cdot \emptyset_A \cdot \emptyset_v - k_{-2} \cdot \emptyset_B \cdot \emptyset_D$$

$$r_3 = k_{-3} \cdot \emptyset_B - k_3 \cdot P_B \cdot \emptyset_V$$

$$r_4 = k_{-4} \cdot \emptyset_D - k_4 \cdot P_D \cdot \emptyset_V$$

- Pada reaksi a

Misal $K_A \frac{k_1}{k_{-1}} =$, maka nilai $k_{-1} = \frac{k_1}{K_A}$, sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi:

$$r_1 = k_1 \cdot P_A \cdot \emptyset_V - k_{-1} \cdot \emptyset_A$$

$$r_1 = k_1 \cdot P_A \cdot \emptyset_v - \frac{k_1}{K_A} \cdot \emptyset_A$$

$$r_1 = k_1 \cdot (P_A \cdot \emptyset_V - \frac{\emptyset_A}{K_A})$$

$$\frac{r_1}{k_1} = P_A \cdot \emptyset_V - \frac{\emptyset_A}{K_A}$$

karena k_1 sangat besar maka nilai $\frac{r_1}{k_1}$ dapat dianggap nol.

$$0 = P_A \cdot \phi_V - \frac{\phi_A}{K_A}$$

$$P_A \cdot \phi_V = \frac{\phi_A}{K_A}$$

$$\phi_A = P_A \cdot \phi_V \cdot K_A$$

- Pada reaksi c

Misal $K_C = \frac{k_3}{k_{-3}}$, maka nilai $k_{-3} = \frac{k_3}{K_C}$, sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi:

$$r_3 = k_{-3} \cdot \phi_B - k_3 \cdot P_B \cdot \phi_V$$

$$r_3 = \frac{k_3}{K_C} \phi_B - k_3 \cdot P_B \cdot \phi_V$$

$$r_3 = k_3 \left(\frac{\phi_B}{K_C} - P_B \cdot \phi_V \right)$$

$$\frac{r_3}{k_3} = \frac{\phi_B}{K_C} - P_B \cdot \phi_V$$

$$0 = \frac{\phi_B}{K_C} - P_B \cdot \phi_V$$

$$\frac{\phi_B}{K_C} = P_B \cdot \phi_V$$

$$\phi_B = P_B \cdot \phi_V \cdot K_C$$

- Pada reaksi d

Misal $K_D = \frac{k_4}{k_{-4}}$, maka nilai $k_{-4} = \frac{k_4}{K_D}$, sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi:

$$r_4 = k_{-4} \cdot \phi_D - k_4 \cdot P_D \cdot \phi_V$$

$$r_4 = \frac{k_4}{K_D} \phi_D - k_4 \cdot P_D \cdot \phi_V$$

$$r_4 = k_4 \left(\frac{\phi_D}{K_D} - P_D \cdot \phi_V \right)$$

$$\frac{r_4}{k_4} = \frac{\phi_D}{K_D} - P_D \cdot \phi_V$$

$$0 = \frac{\phi_D}{K_D} - P_D \cdot \phi_V$$

$$\frac{\phi_D}{K_D} = P_D \cdot \phi_V$$

$$\phi_D = P_D \cdot \phi_V \cdot K_D$$

Neraca Permukaan

$$\begin{aligned}
 \emptyset_A + \emptyset_B + \emptyset_D + \emptyset_V &= 1 \\
 P_A \cdot \emptyset_V \cdot K_A + P_B \cdot \emptyset_V \cdot K_C + P_D \cdot \emptyset_V \cdot K_D + \emptyset_V &= 1 \\
 \emptyset_V (1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D) &= 1 \\
 \emptyset_V &= \frac{1}{1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D}
 \end{aligned}$$

Reaksi pengendali adalah reaksi permukaan, sehingga kinetika reaksinya sebagai berikut:

$$r_1 = r_2 = k_2 \cdot \emptyset_A \cdot \emptyset_V - k_{-2} \cdot \emptyset_B \cdot \emptyset_D$$

Misal $K_B = \frac{k_2}{k_{-2}}$, maka nilai $k_{-2} = \frac{k_2}{K_B}$, sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi:

$$\begin{aligned}
 r_1 &= \frac{k_2 \cdot P_A \cdot K_A}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D)^2} - \frac{\frac{k_2}{K_B} \cdot P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D)^2} \\
 r_1 &= \frac{k_2 \cdot K_A \left(P_A - P_B \cdot P_D \cdot \frac{K_C K_D}{K_A K_B} \right)}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D)^2}
 \end{aligned}$$

$$r_1 = \frac{C \left(P_A - \frac{P_B P_D}{K} \right)}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_{BD} \cdot K_{BD})^2}$$

dengan,

$$C = k_2 \cdot K_A$$

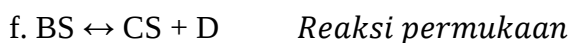
$$K = \frac{K_A K_B}{K_C K_D}$$

$$P_{BD} \cdot K_{BD} = P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D$$

Untuk reaksi II:



Mekanisme reaksinya:



$$r_5 = k_5 \cdot P_B \cdot \phi_V - k_{-5} \cdot \phi_B$$

$$r_6 = k_6 \cdot \phi_B - k_{-6} \cdot \phi_C \cdot P_D$$

$$r_7 = k_{-7} \cdot \phi_C - k_7 \cdot P_C \cdot \phi_V$$

- Pada reaksi e

$$K_E = \frac{k_5}{k_{-5}}$$

$$r_5 = k_5 \cdot P_B \cdot \phi_V - k_{-5} \cdot \phi_B$$

$$\frac{r_5}{k_5} = P_B \cdot \phi_V - \frac{k_{-5}}{k_5} \cdot \phi_B$$

$$0 = P_B \cdot \phi_V - \frac{\phi_B}{K_E}$$

$$\phi_B = K_E \cdot P_B \cdot \phi_V$$

k_{-5} sangat besar dan k_5 sangat kecil sehingga reaksi berjalan ke arah kiri, dan K_E mendekati 0.

Maka $\phi_B = 0$.

Reaksi e berjalan ke arah kiri, sehingga BS tidak terbentuk dan reaksi f diabaikan.

- Pada reaksi g

$$K_F = \frac{k_{-7}}{k_7}$$

$$r_7 = k_{-7} \cdot \phi_C - k_7 \cdot P_C \cdot \phi_V$$

$$\frac{r_7}{k_{-7}} = \phi_C - \frac{k_7}{k_{-7}} \cdot P_C \cdot \phi_V$$

$$0 = \phi_C - \frac{P_C \cdot \phi_V}{K_F}$$

$$\phi_C = \frac{P_C \cdot \phi_V}{K_F}$$

k_{-7} sangat besar dan k_7 sangat kecil sehingga reaksi berjalan ke arah kanan, dan K_F sangat besar.

Maka $\phi_C = 0$.

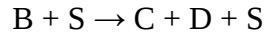
Neraca Permukaan

$$\phi_B + \phi_C + \phi_V = 1$$

$$0 + 0 + \phi_V = 1$$

$$\phi_V = 1$$

Sehingga mekanisme reaksinya :



$$r_{ii} = k \cdot P_B \cdot \phi_V$$

$$r_{ii} = k \cdot P_B$$

Keterangan:

r_1	= kecepatan reaksi 1, kmol/berat katalis jam
r_2	= kecepatan reaksi 2, kmol/berat katalis jam
C	= konstanta laju reaksi <i>over-all</i> , kmol/berat katalis jam bar
K	= konstanta kesetimbangan reaksi fase gas, bar
K_A	= konstanta kesetimbangan adsorpsi efektif dari n-butana, 1/bar
K_{BD}	= konstanta adsorpsi efektif rata-rata dari butena dan hydrogen
P_{BD}	= tekanan parsial rata-rata butena dan hydrogen = $(P_B + P_D)/2$
k	= konstanta kecepatan reaksi
P_A, P_B, P_C, P_D	= tekanan parsial dari n-butana, butena, butadiene, dan hidrogen

2.3 Langkah Proses

2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa n-butana cair disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada kondisi suhu 35°C dan tekanan 5 atm. Dari tangki tersebut, n-butana cair dialirkan menuju *expansion valve* (EV-01) untuk menurunkan tekanannya dari 5 atm menjadi 1 atm, yang menyebabkan terjadinya perubahan fase dari cair menjadi gas. Selanjutnya, gas n-butana yang keluar dari *expansion valve* (EV-01) dipanaskan dalam *heat exchanger* (HE-01) hingga mencapai suhu 320°C, dengan menggunakan media pemanas berupa steam pemanas dengan suhu 370°C. Setelah itu, gas yang keluar dari *heat exchanger* (HE-01) dialirkan ke *furnace* (F-01) untuk dipanaskan lebih lanjut hingga suhu 677°C sebelum akhirnya diumpankan ke reaktor (R-01).

2.3.2 Tahap Pembentukan Produk

Gas n-butana yang keluar dari *furnace* selanjutnya dialirkan ke dalam reaktor yang berisi katalis padat berupa chromia alumina ($\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$). Di dalam reaktor ini berlangsung reaksi dehidrogenasi n-butana untuk menghasilkan produk utama 1,3-butadiena, serta produk samping berupa 1-butena dan hidrogen. Reaksi kimia yang terjadi adalah sebagai berikut:





Reaktor beroperasi pada suhu 677°C dan tekanan 1 atm, dengan konversi 1-butena terhadap n-butana mencapai 75%. Jenis reaktor yang digunakan adalah *Fixed Bed Multitube* dengan karakteristik non-adiabatik, non-isotermal, dan bersifat endotermis. Karena reaksinya endotermis, dibutuhkan suplai panas tambahan agar kondisi operasi tetap terjaga. Sumber panas ini berasal dari gas buang (*flue gas*) hasil pembakaran hidrogen dan n-butana di *furnace* (F-01).

2.3.3 Tahap Pemurnian Produk

2.3.3.1 Pemisahan Hidrogen

Setelah keluar dari reaktor, aliran produk didinginkan hingga mencapai suhu 144,7°C sebelum masuk ke kompresor (K-01). Pendinginan ini dilakukan dengan memanfaatkan panas produk untuk menghasilkan *steam* melalui *waste heat boiler* (WHB-01), sehingga suhunya turun menjadi 360,9°C. Setelah proses pendinginan, aliran dinaikkan tekanannya menjadi 10 bar menggunakan kompresor (K-01), lalu dikondensasikan secara parsial dalam kondenser (CDP-01) pada suhu 43,7°C. Campuran gas yang tidak terkondensasi dan cairan hasil kondensasi kemudian dialirkan ke separator (V-101) untuk dipisahkan.

Bagian atas separator (V-101) berisi gas-gas yang tidak mengembun, terdiri dari hidrogen, sedikit 1-butena, 1,3-butadiena, n-butana, dan n-pentana. Hidrogen yang dihasilkan memiliki kemurnian 99,99% (vol) dan selanjutnya digunakan sebagai bahan bakar *furnace* (F-01).

2.3.3.2 Pemisahan 1,3-Butadiena dan 1-Butena dari n-Butana

Produk cair dari bagian bawah separator (V-101) pada suhu 43,5°C dialirkan melalui katup ekspansi (EV-102) untuk menurunkan tekanannya menjadi 5 bar sebelum masuk ke menara distilasi pertama (MD-01). Hasil atas menara distilasi T-101 yang terdiri dari 1-butena, 1,3-butadiena, dan sedikit n-butana dikondensasikan dalam kondenser (CD-01), lalu ditampung dalam akumulator (ACC-01). Sebagian kondensat dikembalikan sebagai refluks, sementara sisanya diambil sebagai produk dan dialirkan oleh pompa (P-03) ke menara distilasi kedua (MD-02) pada suhu 37,6°C dan tekanan 4 bar.

Hasil bawah dari MD-01 berupa n-butana, pentana, dan sedikit 1,3-butadiena pada suhu 56,2°C dan tekanan 5,5 bar dialirkan menggunakan pompa (P-04) dan dimanfaatkan sebagai bahan bakar furnace.

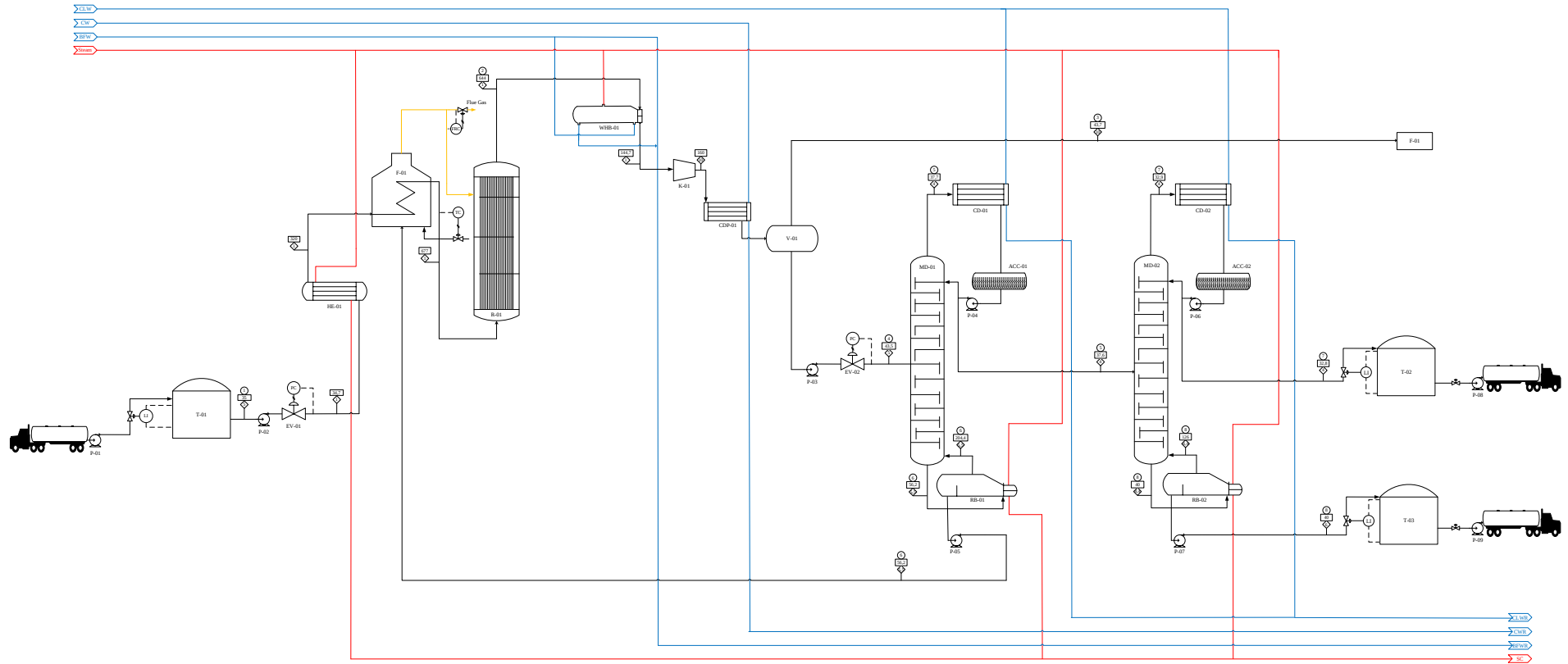
2.3.3.3 Pemisahan 1,3-Butadiena dan 1-Butena

Aliran dari bagian atas MD-01, yang mengandung campuran 1,3-butadiena dan 1-butena, dipisahkan lebih lanjut di menara distilasi MD-02. Hasil atas MD-02, yaitu 1-butena dan sedikit 1,3-butadiena, dikondensasikan dalam kondenser (CD-02) dan disimpan di akumulator (ACC-02). Sebagian dari kondensat dikembalikan sebagai refluks, sementara sisanya diambil sebagai produk. Produk atas ini, yaitu 1-butena dengan kemurnian 95%, dipompa oleh P-05 ke tangki penyimpanan (T-02) pada suhu 32,8°C dan tekanan 4 bar.

Sementara itu, hasil bawah MD-02 berupa 1,3-butadiena dengan kemurnian 95% (mengandung sedikit impuritas 1-butena dan n-butana), dialirkan oleh pompa (P-06) ke tangki penyimpanan (T-03) pada suhu 40°C dan tekanan 6 bar.

2.4 Process Flow Diagram (PFD)

**PRARANCANGAN PABRIK 1,3-BUTADIENA DARI N-BUTANA DENGAN PROSES *HOUDRY*
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**



Gambar 2. 1 *Process Flow Diagram 1,3-Butadiena*

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa

Produk = 1,3-Butadiena
 Kapasitas = 100.000 ton/tahun
 Hari kerja = 330 hari/tahun
 Jam Kerja = 24 jam
 Produksi = 12.626,263 kg/jam

2.5.1.1 Neraca Massa di Reaktor

Tabel 2. 3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	Arus 1		Arus 2	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ (g)	0,000	0,000	552,417	1113,374
C ₄ H ₈ (g)	0,000	0,000	75,330	4226,569
C ₄ H ₆ (g)	0,000	0,000	238,544	12903,304
C ₄ H ₁₀ (g)	360,774	20969,258	46,901	2726,004
C ₅ H ₁₂ (g)	7,452	537,673	7,452	537,673
Total	368,226	21506,932	920,643	21506,925
	21506,932		21506,925	

2.5.1.2 Neraca Massa di Condensor Parsial

Tabel 2. 4 Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Input		Komponen	Output	
	Arus 2			Arus 2A	
	Kmol/jam	Kg/jam		Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ (g)	552,417	1113,374	H ₂ (g)	552,417	1113,374
C ₄ H ₈ (g)	75,330	4226,569	C ₄ H ₈ (l)	75,330	4226,569
C ₄ H ₆ (g)	238,544	12903,304	C ₄ H ₆ (l)	238,544	12903,304
C ₄ H ₁₀ (g)	46,901	2726,004	C ₄ H ₁₀ (l)	46,901	2726,004
C ₅ H ₁₂ (g)	7,452	537,673	C ₅ H ₁₂ (l)	7,452	537,673
Total	920,643	21506,925	Total	920,643	21506,925
	21506,925			21506,925	

2.5.1.3 Neraca Massa di Separator

Tabel 2. 5 Neraca Massa Separator

Komponen	Input		Output			
	Arus 2A		Arus 3		Arus 4	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂ (g)	552,417	1113,374	552,417	1113,374	0,000	0,000
C ₄ H ₈ (l)	75,330	4226,569	0,000	0,000	75,330	4226,569
C ₄ H ₆ (l)	238,544	12903,304	0,000	0,000	238,544	12903,304
C ₄ H ₁₀ (l)	46,901	2726,004	0,000	0,000	46,901	2726,004
C ₅ H ₁₂ (l)	7,452	537,673	0,000	0,000	7,452	537,673
Total	920,643	21506,925	552,417	1113,374	368,226	20393,551
	21506,925		21506,925			

2.5.1.4 Neraca Massa di Menara Distilasi 1

Tabel 2. 6 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Input		Output			
	Arus 4		Arus 5		Arus 6	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂ (g)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C ₄ H ₈ (l)	75,330	4226,569	75,330	4226,569	0,000	0,000
C ₄ H ₆ (l)	238,544	12903,304	233,773	12645,238	4,771	258,066
C ₄ H ₁₀ (l)	46,901	2726,004	0,235	13,630	46,666	2712,374
C ₅ H ₁₂ (l)	7,452	537,673	0,000	0,000	7,452	537,673
Total	368,226	20393,551	309,337	16885,438	58,889	3508,113
	20761,776		20761,776			

2.5.1.5 Neraca Massa di Menara Distilasi 2

Tabel 2. 7 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Input		Output			
	Arus 5		Arus 7		Arus 8	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂ (g)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C ₄ H ₈ (l)	75,330	4226,569	75,239	4221,498	0,090	5,072

C ₄ H ₆ (l)	233,866	12650,298	0,444	24,036	233,422	12626,263
C ₄ H ₁₀ (l)	0,235	13,630	0,234	13,620	0,000	0,010
C ₅ H ₁₂ (l)	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Total	309,430	16890,498	75,918	4259,154	233,513	12631,344
	17199,928			17199,928		

2.5.1.6 Neraca Massa Overall

Tabel 2. 8 Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)	Komponen	Output (kg/jam)
Reaktor			
H ₂ (g)	0,00	H ₂ (g)	1113,37
C ₄ H ₈ (g)	0,00	C ₄ H ₈ (g)	4226,57
C ₄ H ₆ (g)	0,00	C ₄ H ₆ (g)	12903,30
C ₄ H ₁₀ (g)	20969,26	C ₄ H ₁₀ (g)	2726,00
C ₅ H ₁₂ (g)	537,67	C ₅ H ₁₂ (g)	537,67
Condensor Parsial			
H ₂ (g)	1113,37	H ₂ (g)	1113,37
C ₄ H ₈ (g)	4226,57	C ₄ H ₈ (l)	4226,57
C ₄ H ₆ (g)	12903,30	C ₄ H ₆ (l)	12903,30
C ₄ H ₁₀ (g)	2726,00	C ₄ H ₁₀ (l)	2726,00
C ₅ H ₁₂ (g)	537,67	C ₅ H ₁₂ (l)	537,67
Separator			
H ₂ (g)	1113,37	H ₂ (g)	1113,37
C ₄ H ₈ (l)	4226,57	C ₄ H ₈ (l)	4226,57
C ₄ H ₆ (l)	12903,30	C ₄ H ₆ (l)	12903,30
C ₄ H ₁₀ (l)	2726,00	C ₄ H ₁₀ (l)	2726,00
C ₅ H ₁₂ (l)	537,67	C ₅ H ₁₂ (l)	537,67
Menara Distilasi 1			
H ₂ (g)	0,00	H ₂ (g)	0,00
C ₄ H ₈ (l)	4226,57	C ₄ H ₈ (l)	4226,57
C ₄ H ₆ (l)	12903,30	C ₄ H ₆ (l)	12903,30
C ₄ H ₁₀ (l)	2726,00	C ₄ H ₁₀ (l)	2726,00
C ₅ H ₁₂ (l)	537,67	C ₅ H ₁₂ (l)	537,67

Menara Distilasi 2			
H ₂ (g)	0,00	H ₂ (g)	0,00
C ₄ H ₈ (l)	4226,57	C ₄ H ₈ (l)	4226,57
C ₄ H ₆ (l)	12650,30	C ₄ H ₆ (l)	12650,30
C ₄ H ₁₀ (l)	13,63	C ₄ H ₁₀ (l)	13,63
C ₅ H ₁₂ (l)	0,00	C ₅ H ₁₂ (l)	0,00
H ₂ (g)	16890,50	H ₂ (g)	16890,50
Total	118695,33	Total	118695,32

2.5.2 Neraca Panas

2.5.2.1 Neraca Panas di *Heat Exchanger*

Tabel 2. 9 Neraca Panas *Heat Exchanger*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q1 in	365.273,70	0,000
Q1 out	0,000	14.750.860,31
Qsteam	14.385.586,61	0,000
Total	14.750.860,31	14.750.860,31

2.5.2.2 Neraca Panas di *Furnace*

Tabel 2. 10 Neraca Panas di *Furnace*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Kebutuhan kalor	0,000	26016249,585
Supply kalor	43360415,97	0,000
Flue stack	0,000	15551028,21
Panas yang hilang	0,000	1793138,176
Total	43360415,97	43360415,97

2.5.2.3 Neraca Panas di Reaktor

Tabel 2. 11 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q1	40767091,94	0,000
Q reaksi	0,000	65863288,12
Q2	0,000	40575433,50
Q pemanas	65671629,69	0,000

Qloss	0,000	0,000
Total	106.438.721,62	106.438.721,62

2.5.2.4 Neraca Panas di Waste Heat Boiler

Tabel 2. 12 Neraca Panas Waste Heat Boiler

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	42.185.147,41	0,000
Q2a	0,000	6.258.467,74
Qpendingin	0,000	35.926.679,66
Total	42.185.147,41	42.185.147,41

2.5.2.5 Neraca Panas di Condensor Parsial

Tabel 2. 13 Neraca Panas Condensor Parsial

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q2	2.375.721,15	0,000
Q2a	0,000	8.855.597,56
Qkondensasi	20.837.704,70	0,000
Beban kondensor	0,000	14.357.828,29
Total	23.213.425,85	23.213.425,85

2.5.2.6 Neraca Panas di Menara Distilasi 1

Tabel 2. 14 Neraca Panas Menara Distilasi 1

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Q4	Q _R	Q5	Q6	Q _c
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C ₄ H ₈	1.212.462,08	0,000	994.939,77	0,000	0,000
C ₄ H ₆	453.383,63	0,000	365.019,96	18.874,77	0,000
C ₄ H ₁₀	102.705,64	0,000	421,87	212.742,31	0,000
C ₅ H ₁₂	18.422,50	0,000	0,000	38.302,60	0,000
Q reboiler	0,000	3.246.122,76	0,000	0,000	0,000
Q condenser	0,000	0,000	0,000	0,000	3.402.795,33
Total	1.786.973,85	3.246.122,76	1.360.381,60	269.919,68	3.402.795,33
	5.033.096,61		5.033.096,61		

2.5.2.7 Neraca Panas di Menara Distilasi 2

Tabel 2. 15 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (kJ/jam)	
	Q5	Q _R	Q7	Q8	Qc
H ₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C ₄ H ₈	998.774,27	0,000	614.794,72	1.490,45	0,000
C ₄ H ₆	366.565,78	0,000	430,16	454.404,98	0,000
C ₄ H ₁₀	423,48	0,000	0,000	0,37	0,000
C ₅ H ₁₂	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Q reboiler	0,000	620.714,83	0,000	0,000	0,000
Q condenser	0,000	0,000	0,000	0,000	915.096,32
Total	1.365.763,54	620.714,83	615.224,89	455895,80	915.096,32
	1.986.478,36			1.986.478,36	

2.5.2.8 Neraca Panas Overall

Tabel 2. 16 Neraca Panas Overall

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
HE-01		
Q2 in	365.273,70	0,000
Q2 out	0,000	14.750.860,31
Q steam	14.385.586,61	0,000
F-01		
Kebutuhan kalor	0,000	26016249,585
Supply kalor	43360415,97	0,000
Flue stack	0,000	15551028,21
Panas yang hilang	0,000	1793138,176
R-01		
Q2	40.767.091,94	0,000
Q reaksi	0,000	65.863.288,12
Q3	0,000	40.575.433,50
Q pemanas	65.671.629,69	0,000
WHB-01		
Q1	42.185.147,41	0,000

Q1a	0,000	6.258.467,74
Qpendingin	0,000	35.926.679,66
CP-SP		
Q3	2.375.721,15	0,000
Q3a	0,000	8.855.597,56
Q kondensasi	20.837.704,70	0,000
Beban kondensor	0,000	14.357.828,29
MD-01		
Q4	1.786.973,85	0,000
QR	3.246.122,76	0,000
Q5	0,000	1.360.381,60
Q6	0,000	269.919,68
Qc	0,000	3.402.795,33
MD-02		
Q5	1.365.763,54	0,000
QR	620.714,83	0,000
Q7	0,000	615224,89
Q8	0,000	455895,80
Qc	0,000	915096,32
Total	238.100.470,03	238.100.470,03

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.6.1 Lay Out Pabrik

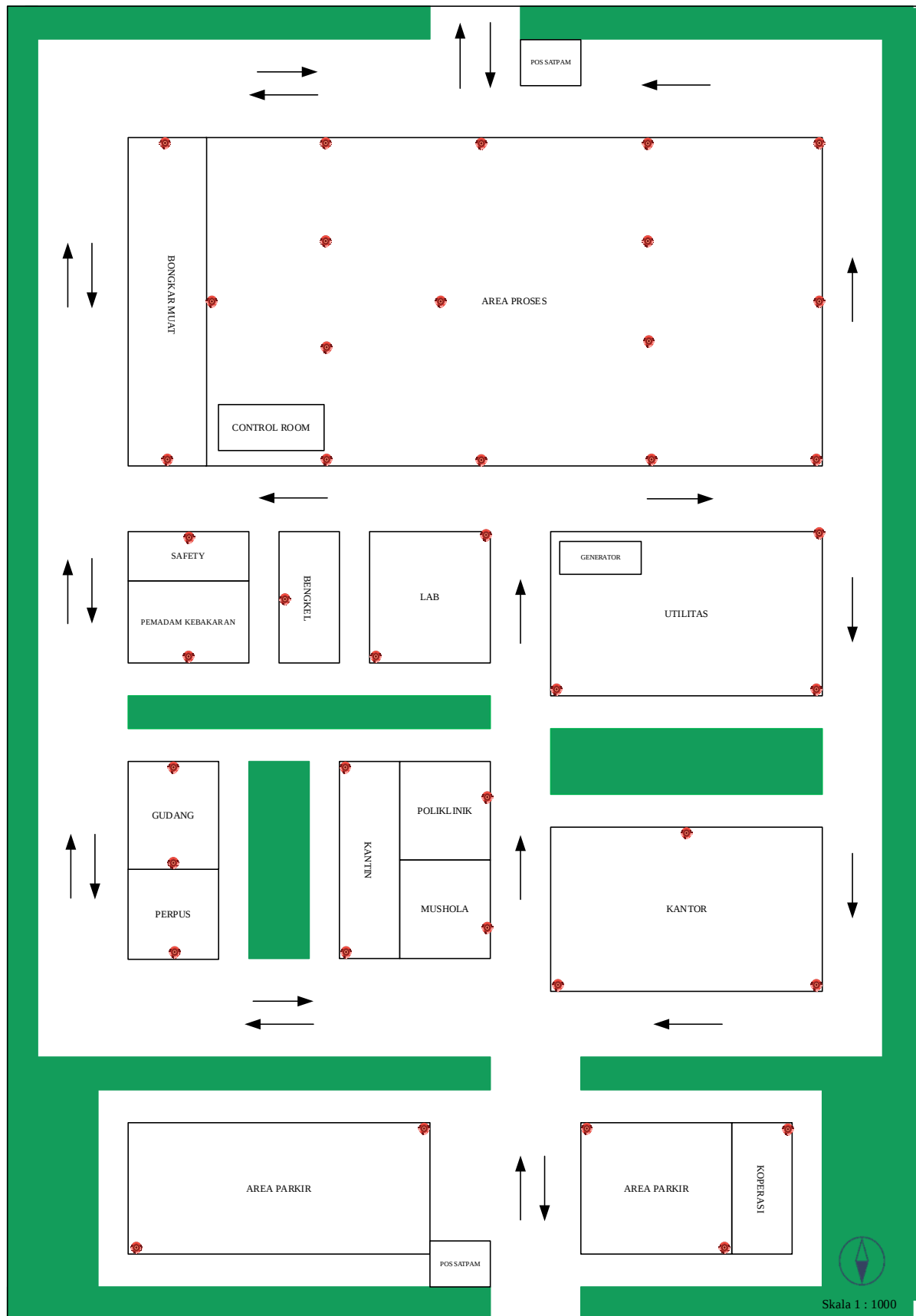
Setelah diagram alir proses disusun, langkah selanjutnya sebelum memulai desain sistem perpipaan, struktur, dan kelistrikan adalah merancang tata letak pabrik beserta peralatannya. Perencanaan tata letak ini mencakup penataan area penyimpanan (*storage area*), area proses produksi, serta area penanganan material (*handling area*). Beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam merancang tata letak pabrik antara lain:

1. Luas dan kondisi lahan yang tersedia
2. Jenis serta kualitas produk yang akan dihasilkan
3. Potensi ekspansi atau pengembangan fasilitas di masa depan
4. Pola distribusi bahan baku, produk akhir, serta utilitas seperti air dan listrik
5. Faktor lingkungan, termasuk iklim dan kondisi sosial di sekitar lokasi

6. Aspek keselamatan terhadap risiko kebakaran, ledakan, gas berbahaya, serta bentuk dan struktur bangunan
7. Pengaturan pemanfaatan ruang lantai dan perbedaan ketinggian (elevasi) dalam area pabrik

Beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik antara lain:

1. Pos keamanan sebaiknya diletakkan di dekat pintu masuk dan keluar pabrik agar memudahkan pengawasan terhadap lalu lintas orang maupun barang, serta berfungsi sebagai titik utama pengamanan kawasan industri.
2. Area utilitas dirancang berdekatan dengan zona proses utama guna mempersingkat jalur distribusi bahan utilitas ke peralatan proses dan meningkatkan efisiensi operasional.
3. Bengkel atau *workshop* ditempatkan tidak jauh dari area utilitas dan proses untuk memudahkan akses saat diperlukan kegiatan pemeliharaan, perbaikan, maupun inspeksi peralatan.
4. Ruang generator idealnya berada di bagian belakang pabrik agar suara bising dari mesin tidak mengganggu aktivitas di area kerja utama.
5. Fasilitas ibadah, seperti mushola, disediakan di dalam kawasan pabrik untuk memenuhi kebutuhan spiritual karyawan, mengingat mayoritas pekerja dan masyarakat sekitar beragama Islam.
6. Taman dan toilet yang tersebar di beberapa titik strategis di dalam area pabrik berfungsi meningkatkan kenyamanan dan kebersihan bagi pekerja dan pengunjung.
7. Area parkir luas disediakan untuk menampung kendaraan karyawan, tamu, serta truk pengangkut barang hasil produksi.
8. Jalur lalu lintas diatur satu arah dengan pemisahan antara kendaraan ringan (mobil dan motor) dan truk besar, guna meningkatkan keselamatan dan memudahkan pengawasan lalu lintas internal.
9. Pencahayaan dan ventilasi yang memadai di setiap ruangan diperlukan untuk mendukung kelancaran dan kenyamanan proses produksi.
10. Lahan cadangan untuk ekspansi perlu disiapkan sejak awal sebagai antisipasi terhadap kebutuhan perluasan atau pengembangan fasilitas pabrik di masa mendatang.
11. Area parkir truk dirancang memanjang dan terletak dekat dengan area loading produk, sehingga kegiatan pemuatan dapat dilakukan secara cepat dan efisien.



Gambar 2. 2 *Layout Pabrik*

2.6.2 Lay Out Peralatan Proses

Dalam merancang tata letak peralatan proses di dalam pabrik, terdapat beberapa hal penting yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Aliran bahan baku

Pengaturan jalur aliran bahan baku dan produk harus dirancang seefisien mungkin agar proses produksi berlangsung lancar, aman, dan memberikan keuntungan secara ekonomis. Untuk pipa yang melintang di atas tanah, sebaiknya dipasang pada ketinggian minimal 3 meter. Sementara itu, pemipaan yang berada di permukaan tanah perlu disusun sedemikian rupa agar tidak menghambat pergerakan pekerja.

2. Sirkulasi udara

Ventilasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dirancang agar alirannya lancar dan tidak menimbulkan stagnasi. Aliran udara yang terhambat dapat menyebabkan penumpukan bahan kimia berbahaya yang membahayakan keselamatan pekerja. Oleh karena itu, arah dan jalur aliran udara juga perlu diperhatikan dengan cermat.

3. Penerangan

Cahaya yang cukup sangat penting di seluruh area pabrik, khususnya di tempat-tempat yang memiliki risiko tinggi atau rawan bahaya. Penerangan yang memadai dapat meningkatkan visibilitas dan keselamatan selama proses produksi berlangsung.

4. Mobilitas pekerja

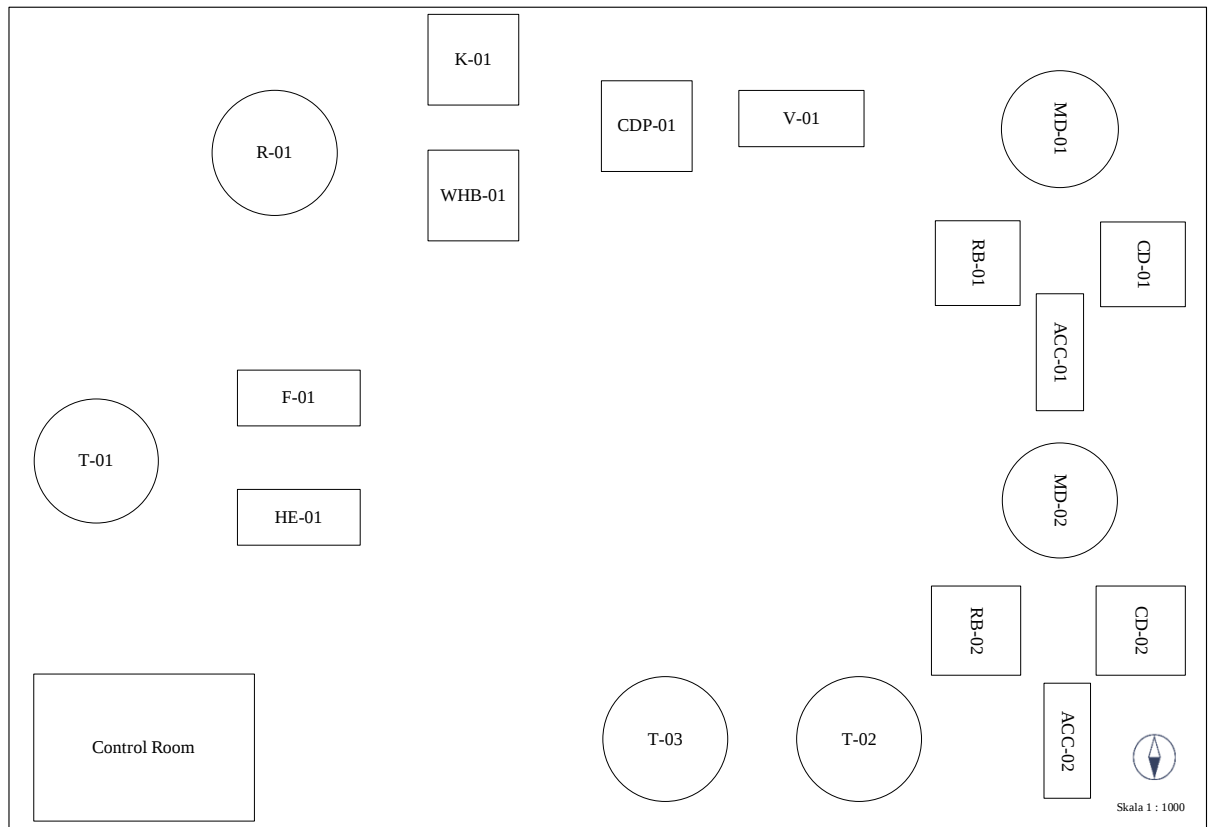
Desain tata letak harus memungkinkan para pekerja untuk mengakses seluruh peralatan proses dengan mudah dan cepat. Hal ini penting untuk mempercepat penanganan operasional maupun kondisi darurat.

5. Penempatan peralatan proses

Lokasi penempatan setiap unit proses sebaiknya dirancang sedemikian rupa agar mendukung efisiensi operasional, mengurangi biaya produksi, serta menjamin kelancaran dan keamanan proses secara keseluruhan.

6. Jarak antar unit proses

Peralatan yang beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi sebaiknya diposisikan berjauhan dari unit lain. Tujuannya adalah untuk meminimalisir risiko kerusakan menyeluruh jika terjadi insiden seperti kebakaran atau ledakan, sehingga dampaknya tidak merembet ke unit lain.



Gambar 2. 3 Layout Peralatan Proses

Keterangan:

T-01	: Tangki n-Butana	MD – 01	: Menara Distilasi 1
T-02	: Tangki 1-Butena	MD – 02	: Menara Distilasi 2
T-03	: Tangki 1,3-Butadiena	CD-01	: Condensor MD-01
R – 01	: Reaktor	CD-02	: Condensor MD-02
HE – 01	: <i>Heat Exchanger</i>	RB-01	: Reboiler MD-01
F-01	: <i>Furnace</i>	RB-02	: Reboiler MD-02
WHB-01	: <i>Waste Heat Boiler</i>	ACC-01	: Akumulator MD-01
CDP_01	: Condensor Parsial	ACC-02	: Akumulator MD-02
V-01	: Separator		