

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1. Spesifikasi Bahan dan Produk

2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. N-Butana

Menurut Kirk (2004), spesifikasi pada N-Butana yaitu:

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}

2. 1-Butena

Menurut Kirk (2004), spesifikasi pada N-Butana yaitu:

Rumus molekul	: C_4H_8
Berat molekul	: 56,107 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

2.1.2. Spesifikasi Bahan Pembantu

Menurut Faith (1950), spesifikasi dari katalis Chromium Oxide Alumina yaitu:

Bentuk	: Pelet silinder
Fase	: Padat
Bulk Density	: 0,78 g/cm ³
Viskositas	: 0,81 cP
Komposisi	: 80 % Al_2O_3 , 20 % CrOx
Specific Gravity	: 0,825

2.1.3. Spesifikasi Produk

Menurut Kirk (2004) spesifikasi dari 1,3-Butadiena yaitu:

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_4H_6

Impuritis : 0,39 % n-C₄H₁₀
: 0,1 % C₄H₈

2.2. Konsep Proses

2.2.1. Dasar Reaksi

Proses produksi 1,3-butadiena melalui reaksi dehidrogenasi n-butana dilakukan di dalam reaktor tipe fixed bed multitube yang beroperasi pada suhu sekitar 500–600°C dan tekanan 1 atm. Rentang suhu tersebut dipilih karena pada kondisi tersebut konversi reaksi dapat berlangsung secara lebih optimal. Mengingat reaksi dehidrogenasi bersifat endotermis, maka diperlukan suplai panas secara kontinu untuk menjaga kestabilan temperatur di dalam reaktor.

Pemanasan reaktor dilakukan dengan mengalirkan *flue gas* pada sisi shell, sedangkan campuran reaktan dialirkan melalui bagian tube yang berisi katalis. Katalis yang digunakan merupakan campuran 80% Al₂O₃ dan 20% CrOx. Kombinasi ini berperan dalam mengarahkan jalannya reaksi, meningkatkan laju reaksi, serta menurunkan energi aktivasi yang diperlukan sehingga proses berlangsung lebih efisien.

2.2.2. Kondisi Operasi

Reaksi dehidrogenasi *n*-butana menjadi 1,3-butadiena berlangsung dalam fase gas pada kondisi operasi suhu 600–677°C dan tekanan 1 atm. Rentang suhu tersebut dipilih karena pada kondisi tersebut konversi reaksi dapat mencapai nilai optimum sekitar 74% terhadap *n*-butana. Mengingat reaksi dehidrogenasi bersifat endotermis, peningkatan temperatur akan mendorong pergeseran kesetimbangan ke arah pembentukan produk sesuai dengan prinsip Le Chatelier, sehingga suhu tinggi diperlukan untuk memperoleh hasil yang maksimal (Fogler, 2016).

Namun demikian, pengoperasian pada suhu yang terlalu tinggi perlu dihindari. Temperatur di atas 800°C dilaporkan dapat menyebabkan penurunan aktivitas katalis akibat terjadinya sintering, deaktivasi permukaan aktif, serta pembentukan kokas yang menutupi situs aktif katalis (Klanner, 2008). Kondisi tersebut tidak hanya menurunkan kinerja reaksi, tetapi juga memperpendek umur pakai katalis dan meningkatkan frekuensi regenerasi.

Dengan demikian, pemilihan suhu operasi pada rentang 600–677°C merupakan kompromi antara pencapaian konversi yang tinggi dan stabilitas katalis, sehingga proses dapat berjalan secara optimal baik dari sisi kinetika reaksi maupun keberlanjutan operasional.

2.2.3. Tinjauan Termodinamika

2.2.3.1. Panas Reaksi (ΔH_r)

Perhitungan perubahan entalpi reaksi standar (ΔH_r°) digunakan untuk mengidentifikasi sifat termal suatu reaksi, apakah termasuk eksoterm atau endoterm. Apabila nilai ΔH_r° bernilai

positif, maka reaksi tersebut menyerap panas dari lingkungan (endoterm). Sebaliknya, jika nilai ΔH_r° bernilai negatif, maka reaksi melepaskan panas ke lingkungan (eksoterm).

Perhitungan ΔH_r° umumnya dilakukan pada kondisi standar, yaitu tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K. Nilai perubahan entalpi tersebut dihitung menggunakan persamaan (2.3) yang didasarkan pada data entalpi pembentukan standar masing-masing komponen yang terlibat dalam reaksi.

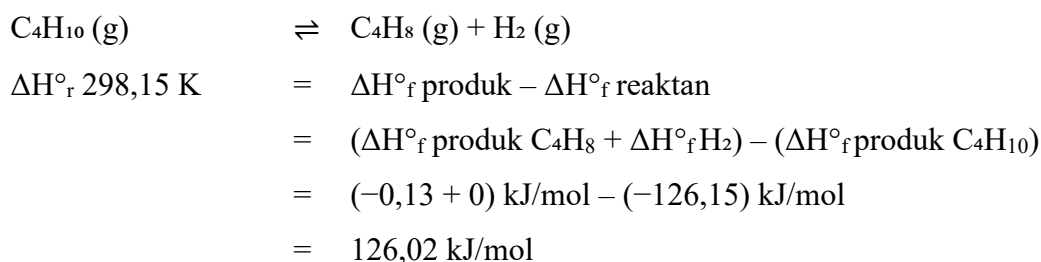
$$\Delta H_r^\circ 298,15\text{K} = \Delta H_f^\circ \text{produk} - \Delta H_f^\circ \text{reaktan} \quad (2.3)$$

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)

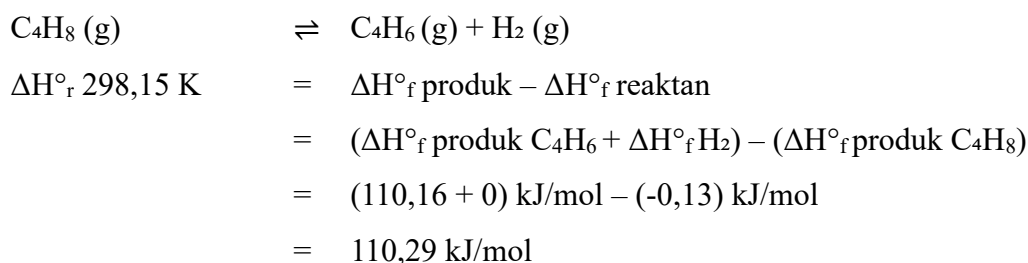
Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
C ₄ H ₁₀	-126,15
C ₄ H ₈	-0,13
C ₄ H ₆	110,16
H ₂	0

Reaksi 1:



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

Reaksi 2:



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

2.2.3.2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Perhitungan energi bebas Gibbs standar (ΔG°) dilakukan untuk mengevaluasi kelayakan termodinamika suatu reaksi, khususnya untuk mengetahui apakah reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan atau tidak. Apabila nilai ΔG° bernilai negatif, maka reaksi dapat terjadi secara spontan. Sebaliknya, jika ΔG° bernilai positif, maka reaksi tidak berlangsung secara spontan pada kondisi tersebut.

Evaluasi ΔG dilakukan pada tekanan 1 atm dan suhu 650°C (950,15 K) dengan menggunakan persamaan (2.4), yang didasarkan pada data energi bebas Gibbs pembentukan standar masing-masing komponen yang terlibat dalam reaksi.

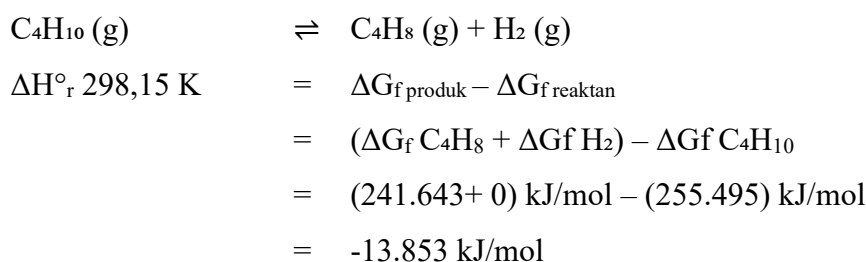
$$\Delta G = A + BT + CT^2 \quad (2.4)$$

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

Tabel 2. 2. Nilai ΔG°_f Masing-Masing Bahan

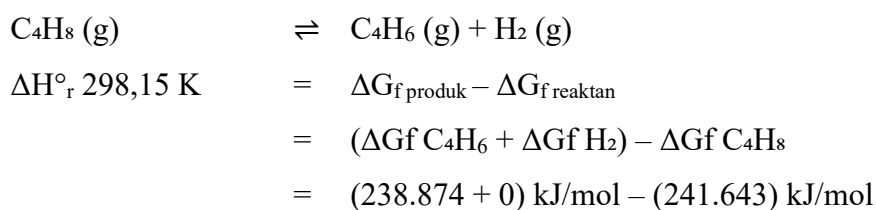
Komponen	A	B	C	ΔG°_f (kJ/mol)
C ₄ H ₁₀	-128,375	0,38047	3,83E-05	255.495
C ₄ H ₈	-1,692	0,23442	3,16E-05	241.643
C ₄ H ₆	109,172	0,12296	1,90E-05	238.874
H ₂	-	-	-	0

Reaksi 1:



Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai ΔG 950,15K bernilai negatif, yang artinya reaksi dapat berlangsung secara spontan.

Reaksi 2:



$$= -2.768 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa nilai ΔG 950,15K bernilai negatif, yang artinya reaksi dapat berlangsung secara spontan.

2.2.3.3. Konstanta Keseimbangan Reaksi

Penentuan nilai konstanta keseimbangan dilakukan pada suhu 650°C (923.15 K). Nilai konstanta keseimbangan pada kondisi operasi tersebut dapat dihitung menggunakan persamaan (2.5).

Menurut Smith (2005), rumus pada konstanta keseimbangan reaksi yaitu:

$$\ln k = \frac{\Delta G}{RT} \quad (2.5)$$

Keterangan:

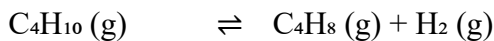
ΔG = Energi Gibbs, kJ/mol

K = Konstanta keseimbangan pada suhu operasi

T = Suhu operasi, 950,15 K

R = Tetapan Gas Ideal, J/mol. K ($8,314 \times 10^{-3}$ kJ/mol. K)

Reaksi 1:

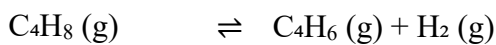


$$\ln K_1 = \frac{\Delta G}{RT}$$

$$= - \frac{-13.853 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{8.314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 923,15 \text{ K}}$$

$$K_1 = 6.074$$

Reaksi 2:



$$\ln K_2 = \frac{\Delta G}{RT}$$

$$= - \frac{-2.768 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{8.314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 923,15 \text{ K}}$$

$$K_2 = 1.434$$

2.2.3.4. Konversi Kesetimbangan

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).

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

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

Keterangan:

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)

Reaksi 1	: A	\rightleftharpoons	B	+	D
Mula-mula	: C_{AO}				
Reaksi	: $C_{AO}X_{e1}$		$C_{AO}X_{e1}$		$C_{AO}X_{e1}$
Kesetimbangan	: $C_{AO}(1 - X_{e1})$		$C_{AO}X_{e1}$		$C_{AO}X_{e1}$

Dengan keterangan:

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

$$C_B = C_{AO}X_E$$

$$C_C = C_{AO}X_E$$

Maka, persamaan menjadi:

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

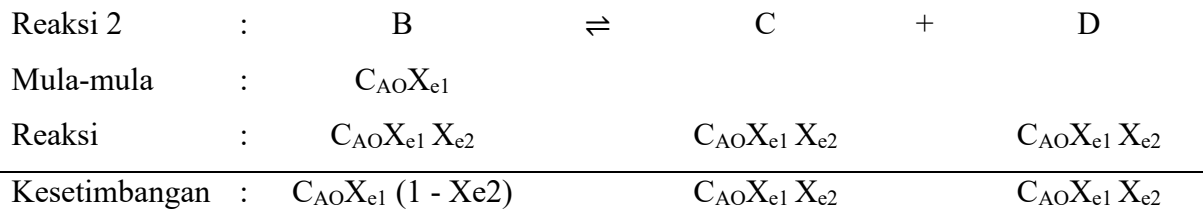
$$K_1 = \frac{C_{AO}X_{E1}^2}{(1 - X_{E1})}$$

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

dengan menetapkan $C_{AO} = 1$, serta K_1 merupakan $K_{923.15 K} = 0,87$

$$6.074 - 6.074X_{E1} = C_{AO}X_{E1}^2$$

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



Dengan keterangannya yaitu:

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

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

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

Maka, persamaan menjadi:

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

$$K_1 = \frac{C_{AO}X_{E1} X_{E2}^2}{(1 - X_{E2})}$$

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

dengan menetapkan $C_{AO} = 1$, serta K_2 merupakan $K_{923.15 K} = 1.434$

$$1.434 - 1.434 X_{E2} = C_{AO} \cdot 0,8 \cdot X_{E2}^2$$

Melalui perhitungan menggunakan fitur goal seek, diperoleh bahwa konversi kesetimbangan untuk reaksi 2 (X_{E2}) adalah sebesar 70%.

2.2.4. Tinjauan Kinetika

2.2.4.1. Kinetika Reaksi

Menurut Smith (1970), laju reaksi konversi n-Butana menjadi 1,3-Butadiena dapat dinyatakan melalui persamaan (2.6) dan (2.7).



$$r_1 = \frac{c \left(P_A - \frac{P_B \cdot P_D}{K} \right)}{(1 + P_A \cdot K_A + P_{BD} \cdot K_{DB})^2} \quad (2.6)$$

Dengan,

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

$$\text{Log } K_A = \frac{18.073}{4,575 T} + 5,0273$$

$$\text{Log K} = \frac{-28.800}{4,575 T} + 5,0273$$

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



$$r_2 = K \cdot P_B \quad (2.7)$$

dengan,

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

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).



Dengan keterangan:

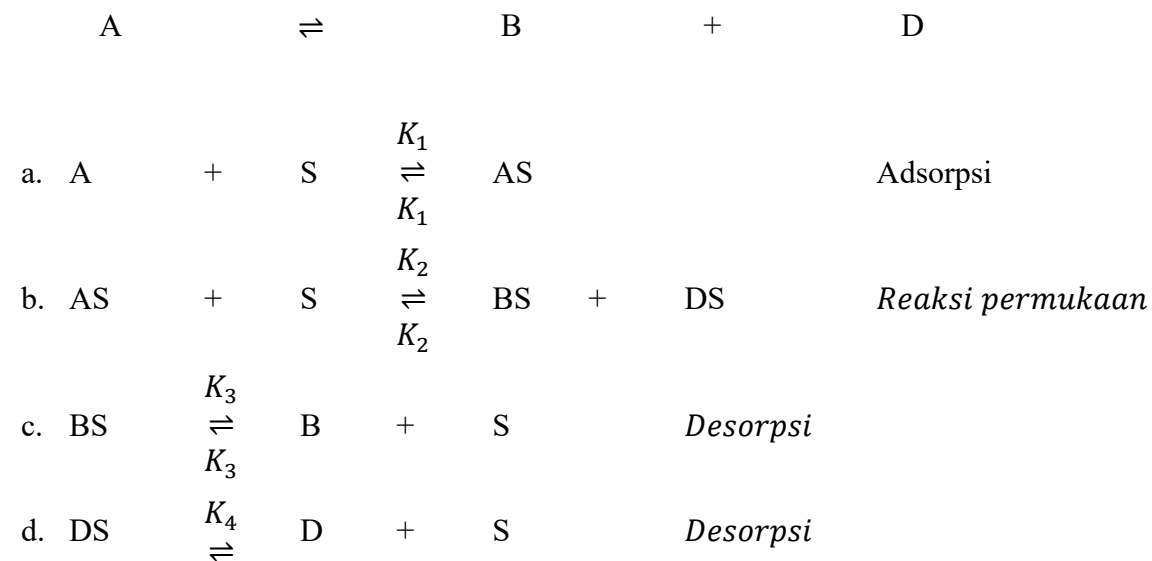
A : C₄H₁₀

B : C₄H₈

C : C₄H₆

D : H₂

Untuk reaksi 1:



$$r_1 = k_1 \cdot P_A \cdot \phi_V - k_{-1} \cdot \phi_A$$

$$r_2 = k_2 \cdot \phi_A \cdot \phi_V - k_{-2} \cdot \phi_B \cdot \phi_D$$

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

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

- 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:

$$r_1 = k_1 \cdot P_A \cdot \phi_V - k_{-1} \cdot \phi_A$$

$$r_2 = k_1 \cdot P_A \cdot \phi_V - \frac{k_1}{k_A} \cdot \phi_A$$

$$r_3 = k_1 \cdot (P_A \cdot \phi_V - \frac{\phi_A}{k_A} \cdot \phi_A)$$

$$\frac{r_1}{k_1} = P_D \cdot \phi_V - \frac{\phi_A}{k_A}$$

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:

$$r_3 = k_{\{-3\}} \cdot \theta_B - k_3 \cdot P_B \cdot \theta_V$$

$$r_3 = \frac{k_3}{K_C} \cdot \theta_B - k_3 \cdot P_B \cdot \theta_V$$

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

$$0 = \frac{\theta_B}{K_C} - P_B \cdot \theta_V$$

$$\frac{\theta_B}{K_C} = P_B \cdot \theta_V$$

$$\theta_B = P_B \cdot \theta_V \cdot K_C$$

- 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:

$$r_4 = k_{-4} \cdot \theta_D - k_4 \cdot P_D \cdot \theta_V$$

$$r_4 = \frac{k_4}{K_D} \cdot \theta_D - k_4 \cdot P_D \cdot \theta_V$$

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

$$\frac{r_4}{k_4} = \frac{\theta_D}{K_D} - P_D \cdot \theta_V$$

$$0 = \frac{\theta_D}{K_D} - P_D \cdot \theta_V$$

$$\frac{\theta_D}{K_D} = P_D \cdot \theta_V$$

$$\theta_D = P_D \cdot \theta_V \cdot K_D$$

Neraca Permukaan

$$\theta_A + \theta_B + \theta_D + \theta_V = 1$$

$$P_A \cdot \theta_V \cdot K_A + P_B \cdot \theta_V \cdot K_C + P_D \cdot \theta_V \cdot K_D + \theta_V = 1$$

$$\theta_V \cdot (1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D) = 1$$

$$\theta_V = \frac{1}{1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D}$$

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

$$r_1 = r_2 = k_2 \cdot \theta_A \cdot \theta_V - k_{-2} \cdot \theta_B \cdot \theta_D$$

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

$$r_1 = \frac{k_2 \cdot P_A \cdot K_A}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D)^2} - \frac{\frac{k_2}{K_B} \cdot P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D}{(1 + P_A \cdot K_A + P_B \cdot K_C + P_D \cdot K_D)^2}$$

$$r_1 = k_2 \cdot K_A \frac{(P_A - P_B \cdot P_D \cdot \frac{K_C K_D}{K_A K_B})}{(1 + P_A K_A + P_B K_C + P_D K_D)^2}$$

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

Dengan,

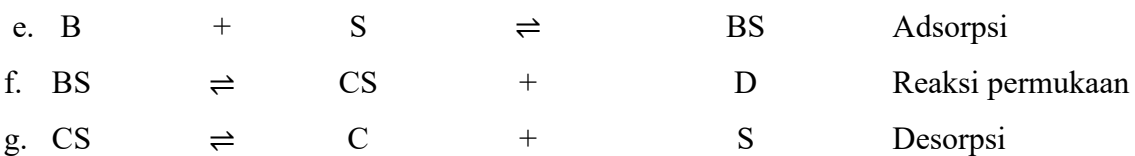
$$C = k_2 \cdot K_A$$

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

Untuk Reaksi II:



Dengan mekanisme reaksi nya yaitu:



$$r_5 = k_5 \cdot P_B \cdot \theta_V - k_{-5} \cdot \theta_B$$

$$r_6 = k_6 \cdot \theta_B - k_{-6} \cdot \theta_C \cdot P_D$$

$$r_7 = k_{-7} \cdot \theta_C - k_7 \cdot P_C \cdot \theta_V$$

- Pada reaksi e

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

$$r_5 = k_5 \cdot P_B \cdot \theta_V - k_{-5} \cdot \theta_B$$

$$\frac{r_5}{k_5} = P_B \cdot \theta_V - \frac{k_{-5}}{k_5} \cdot \theta_B$$

$$0 = P_B \cdot \theta_V - \frac{\theta_B}{K_E}$$

$$\theta_B = K_E \cdot P_B \cdot \theta_V$$

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

Maka $\theta_B = 0$.

- Pada reaksi f

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

$$r_7 = k_{-7} \cdot \theta_C - k_7 \cdot P_C \cdot \theta_V$$

$$\frac{r_7}{k_{-7}} = \theta_C - \frac{k_7}{k_{-7}} \cdot P_C \theta_V$$

$$0 = \theta_C - \frac{P_C \theta_V}{K_F}$$

$$\theta_C = \frac{P_C \theta_V}{K_F}$$

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

Maka $\theta_C = 0$.

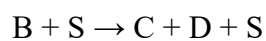
Neraca permukaan:

$$\theta_B + \theta_C + \theta_V = 1$$

$$0 + 0 + \theta_V = 1$$

$$\theta_V = 1$$

Sehingga mekanisme reaksinya:



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

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

Keterangan:

r_1 = kecepatan reaksi 1, kmol/berat katalis jam

r_2 = kecepatan reaksi 2, kmol/berat katalis jam

C = konstanta laju reaksi over-all, 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, butadiena, dan hidrogen

2.3. Langkah Proses

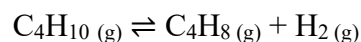
2.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa *n*-butana dalam fase cair disimpan pada tangki penyimpanan (T-01) dengan kondisi operasi pada suhu 35°C dan tekanan 5 atm. Dari tangki tersebut, *n*-butana cair kemudian dialirkan menuju *heat exchanger* (E-101) untuk mengubah fase dari cair menjadi gas dengan cara dipanaskan sampai dengan suhu 250 °C, selanjutnya *n*-Butana gas dialirkan menuju Expansion Valve (EV-101) untuk menurunkan tekanan yang semula 5 atm menjadi 1 atm.

Setelah proses pemanasan awal tersebut, aliran gas diteruskan menuju *furnace* (F-01) untuk dipanaskan lebih lanjut hingga mencapai suhu operasi sebesar 650°C. Gas dengan suhu tersebut kemudian dialirkan ke dalam reaktor (R-01) untuk menjalani proses reaksi.

2.3.2. Tahap Pembentukan Produk

Gas *n*-butana yang keluar dari *furnace* selanjutnya dialirkan menuju reaktor yang berisi katalis padat berupa chromium oxide (CrO_x/Al_2O_3). Di dalam reaktor tersebut berlangsung reaksi dehidrogenasi *n*-butana yang menghasilkan produk utama berupa 1,3-butadiena, serta produk samping berupa 1-butena dan hidrogen. Reaksi kimia yang terjadi dapat dinyatakan sebagai berikut:



Reaktor dioperasikan pada suhu sekitar 650°C dan tekanan 1 atm, dengan konversi *n*-butana yang dapat mencapai sekitar 75%. Tipe reaktor yang digunakan adalah Fixed Bed Multitube, yang memiliki karakteristik operasi non-adiabatik dan non-isotermal. Reaksi yang berlangsung bersifat endotermis sehingga memerlukan suplai panas tambahan untuk mempertahankan kondisi operasi yang diinginkan. Kebutuhan panas tersebut dipenuhi melalui pemanasan menggunakan gas buang (*flue gas*) yang dihasilkan dari proses pembakaran hidrogen dan *n*-butana di dalam *furnace* (F-101).

2.3.3. Tahap Pemurnian Produk

2.3.3.1. Pemisahan Hidrogen

Aliran produk yang keluar dari reaktor terlebih dahulu didinginkan melalui E-101 terlebih dahulu untuk memanfaatkan panas nya untuk proses pemanasan n-butana lalu didinginkan lebih lanjut di heat exchanger (E-102 & E-103) hingga mencapai suhu sekitar 40 °C sebelum dialirkan menuju kompresor (K-101). Proses pendinginan ini dilakukan dengan menggunakan *cooling water system* (CWS). Setelah proses pendinginan tersebut, tekanan aliran dinaikkan hingga 10 atm menggunakan kompresor (K-101). Pada saat proses kompresi, suhu pada gas naik menjadi 112 °C.

Selanjutnya, aliran tersebut mengalami proses kondensasi sebagian di dalam kondensor (E-104) pada suhu sekitar 40°C. Campuran yang terbentuk kemudian dialirkan ke separator (V-101) untuk memisahkan fase gas dan cair.

Fase gas yang keluar dari bagian atas separator (V-101) merupakan gas yang tidak terkondensasi, yang terdiri atas hidrogen, sejumlah kecil 1-butena, 1,3-butadiena, *n*-butana, dan *n*-pentana. Hidrogen yang dihasilkan memiliki kemurnian sekitar 99,99% (vol) dan selanjutnya dimanfaatkan sebagai bahan bakar pada *furnace* (F-01).

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

Produk cair yang keluar dari bagian bawah separator (V-101) pada suhu sekitar 40°C selanjutnya dialirkan melalui katup ekspansi (EV-102) untuk menurunkan tekanannya hingga 5 atm sebelum memasuki menara distilasi pertama (MD-101).

Pada menara distilasi MD-01, komponen yang lebih ringan seperti 1-butena, 1,3-butadiena, dan sebagian kecil *n*-butana terpisah sebagai produk atas dan kemudian dikondensasikan dalam kondensor (CD-101). Cairan hasil kondensasi tersebut ditampung di dalam akumulator (ACC-101). Sebagian dari cairan ini dikembalikan ke kolom sebagai *reflux*, sementara sisanya diambil sebagai produk dan dipompa menggunakan pompa (P-104) menuju menara distilasi kedua (MD-02) pada kondisi operasi suhu sekitar 37,6°C dan tekanan 4 bar.

Sementara itu, produk bawah dari kolom distilasi (MD-101) yang terdiri atas *n*-butana, *n*-pentana, dan sedikit 1,3-butadiena pada suhu sekitar 58°C dan tekanan 5,7 atm dialirkan menggunakan pompa (P-105) menuju (T-101) yang kemudian akan digunakan kembali pada proses selanjutnya

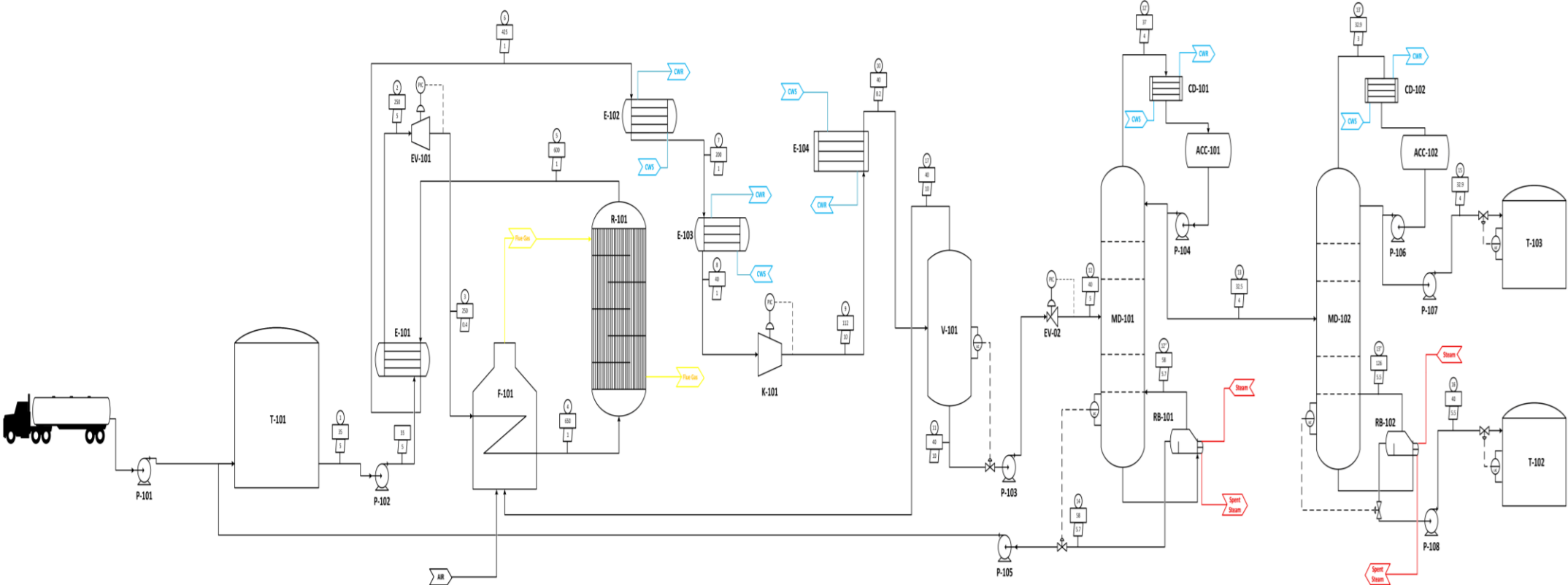
2.3.3.3. Pemisahan 1,3-Butadiena dan 1-Butena

Aliran produk yang keluar dari bagian atas menara distilasi MD-01, yang mengandung campuran 1,3-butadiena dan 1-butena, selanjutnya dialirkan ke menara distilasi kedua (MD-102) untuk proses pemisahan lebih lanjut. Pada kolom distilasi ini, komponen yang lebih ringan akan keluar sebagai produk atas.

Produk atas MD-102 yang terdiri dari 1-butena dan sejumlah kecil 1,3-butadiena kemudian didinginkan dan dikondensasikan di dalam kondensor (CD-102), sebelum ditampung pada akumulator (ACC-102). Sebagian dari kondensat yang terkumpul dikembalikan ke kolom sebagai *reflux* untuk meningkatkan efisiensi pemisahan, sedangkan sisanya diambil sebagai produk. Produk atas tersebut berupa 1-butena dengan tingkat kemurnian sekitar 95%, yang selanjutnya dipompa menggunakan pompa (P-105) lalu menuju (P-106) menuju tangki penyimpanan (T-102) pada kondisi operasi suhu 32,9°C dan tekanan 4 bar.

Sementara itu, produk bawah dari kolom distilasi MD-102 berupa 1,3-butadiena dengan kemurnian sekitar 95%, yang masih mengandung sedikit pengotor berupa 1-butena dan *n*-butana. Aliran ini kemudian dipompa menggunakan pompa (P-106) menuju tangki penyimpanan (T-103) pada suhu sekitar 40°C dan tekanan 5.5 atm.

2.4. Process Flow Diagram (PFD)



2.5. Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1. Neraca Massa

Produk	= 1,3-Butadiena
Kapasitas	= 150.000 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	Output		Input	
	Arus 2		Arus 1	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ (g)	848.313	1709.741	0.000	0.000
C ₄ H ₈ (g)	132.396	7428.417	0.000	0.000
C ₄ H ₆ (g)	357.959	19362.701	0.000	0.000
C ₄ H ₁₀ (g)	163.451	9500.289	653.806	38001.156
C ₅ H ₁₂ (g)	13.505	974.389	13.505	974.389
Total	1515.624	38975.537	667.310	38975.544
		38975.537		38975.544

2.5.1.2. Neraca Massa di Condensor Parsial

Tabel 2. 4. Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Output		Input	
	Arus 2 A		Arus 2	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
H ₂ (g)	848.313	1709.741	848.313	1709.741
C ₄ H ₈ (l)	132.396	7428.417	132.396	7428.417
C ₄ H ₆ (l)	357.959	19362.701	357.959	19362.701
C ₄ H ₁₀ (l)	163.451	9500.289	163.451	9500.289
C ₅ H ₁₂ (l)	13.505	974.389	13.505	974.389
Total	1515.624	38975.537	1515.624	38975.537

Komponen	Output		Input	
	Arus 2 A		Arus 2	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
	38975.537		38975.537	

2.5.1.3. Neraca Massa di Separator

Tabel 2. 5. Neraca Massa Separator

Komponen	Output				Input	
	Arus 3		Arus 4		Arus 2 A	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂ (g)	848.313	1709.741	0.000	0.000	848.313	1709.741
C ₄ H ₈ (l)	0.000	0.000	132.396	7428.417	132.396	7428.417
C ₄ H ₆ (l)	0.000	0.000	357.959	19362.701	357.959	19362.701
C ₄ H ₁₀ (l)	0.000	0.000	163.451	9500.289	163.451	9500.289
C ₅ H ₁₂ (l)	0.000	0.000	13.505	974.389	13.505	974.389
Total	848.313	1709.741	667.310	37265.796	1515.624	38975.537
	38975.537				38975.53693	

2.5.1.4. Neraca Massa di Menara Distilasi 1

Tabel 2. 6. Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Output				Input	
	Arus 5		Arus 6		Arus 4	
	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)	132.396	7428.417	0.000	0.000	132.396	7428.417
C ₄ H ₆ (l)	350.800	18975.447	7.159	387.254	357.959	19362.701
C ₄ H ₁₀ (l)	0.817	47.501	162.634	9452.787	163.451	9500.289
C ₅ H ₁₂ (l)	0.000	0.000	13.505	974.389	13.505	974.389
Total	484.012	26451.366	183.298	10814.430	667.310	37265.796
	37933.106				37933.106	

2.5.1.5. Neraca Massa di Menara Distilasi 2

Tabel 2. 7. Neraca Massa Menara Distilasi 2

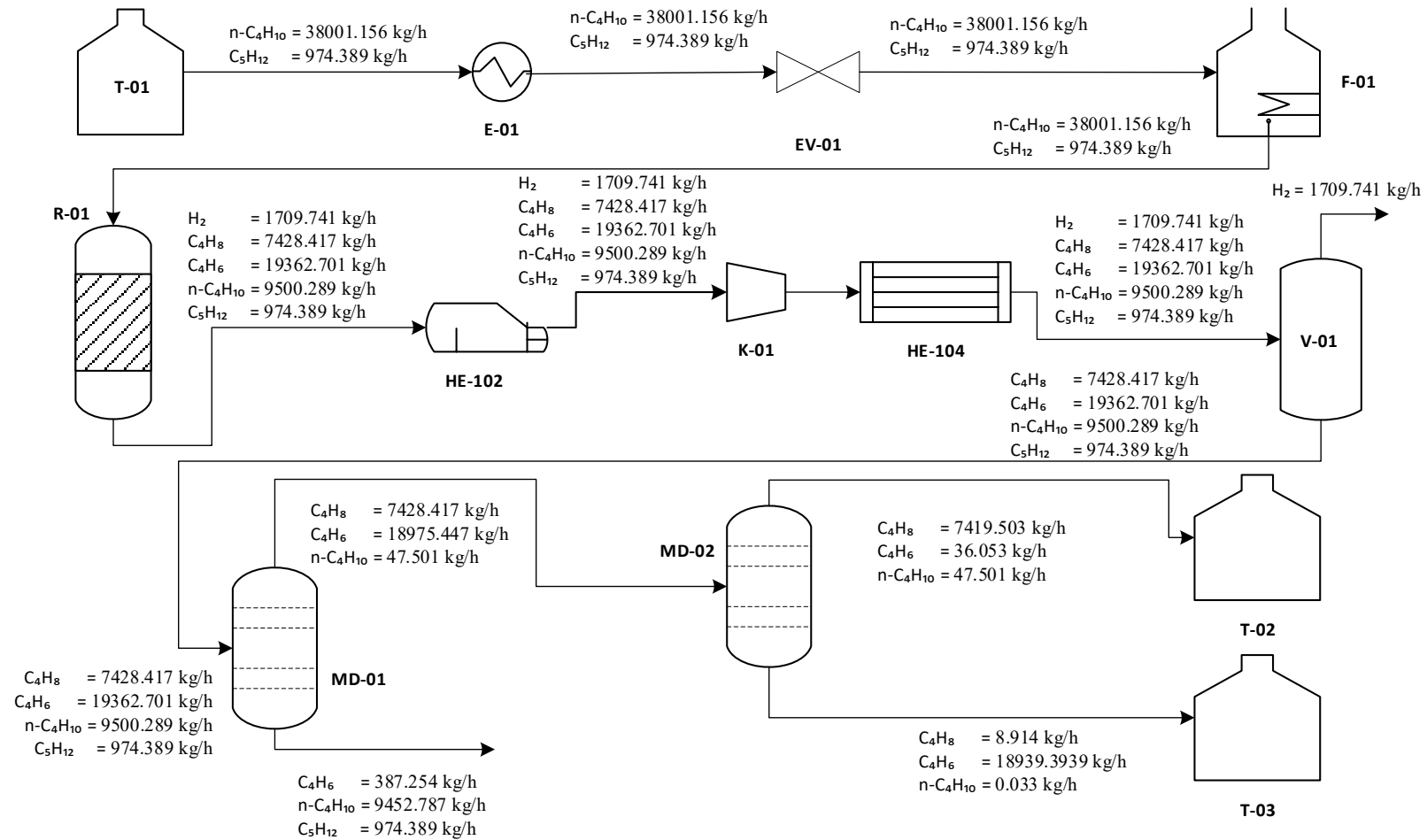
Komponen	Output				Input	
	Arus 7		Arus 8		Arus 5	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H ₂ (g)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C ₄ H ₈ (l)	132.237	7419.503	0.159	8.914	132.396	7428.417
C ₄ H ₆ (l)	0.667	36.053	350.133	18939.394	350.800	18975.447
C ₄ H ₁₀ (l)	0.817	47.468	0.001	0.033	0.817	47.501
C ₅ H ₁₂ (l)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Total (kg/h)	133.720	7503.024	350.292	18948.341	484.012	26451.366
		26451.366			26451.366	

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)	1709.74
C ₄ H ₈ (g)	0.00	C ₄ H ₈ (g)	7428.42
C ₄ H ₆ (g)	0.00	C ₄ H ₆ (g)	19362.70
C ₄ H ₁₀ (g)	38001.16	C ₄ H ₁₀ (g)	9500.29
C ₅ H ₁₂ (g)	974.39	C ₅ H ₁₂ (g)	974.39
Condensor Parsial			
H ₂ (g)	1709.74	H ₂ (g)	1709.74
C ₄ H ₈ (g)	7428.42	C ₄ H ₈ (l)	7428.42
C ₄ H ₆ (g)	19362.70	C ₄ H ₆ (l)	19362.70
C ₄ H ₁₀ (g)	9500.29	C ₄ H ₁₀ (l)	9500.29
C ₅ H ₁₂ (g)	974.39	C ₅ H ₁₂ (l)	974.39
Separator			
H ₂ (g)	1709.74	H ₂ (g)	1709.74
C ₄ H ₈ (l)	7428.42	C ₄ H ₈ (l)	7428.42

Komponen	Input (kg/jam)	Komponen	Output (kg/jam)
C ₄ H ₆ (l)	19362.70	C ₄ H ₆ (l)	19362.70
C ₄ H ₁₀ (l)	9500.29	C ₄ H ₁₀ (l)	9500.29
C ₅ H ₁₂ (l)	974.39	C ₅ H ₁₂ (l)	974.39
Menara Distilasi 1			
H ₂ (g)	0.00	H ₂ (g)	0.00
C ₄ H ₈ (l)	7428.42	C ₄ H ₈ (l)	7428.42
C ₄ H ₆ (l)	19362.70	C ₄ H ₆ (l)	19362.70
C ₄ H ₁₀ (l)	9500.29	C ₄ H ₁₀ (l)	9500.29
C ₅ H ₁₂ (l)	974.39	C ₅ H ₁₂ (l)	974.39
Menara Distilasi 2			
H ₂ (g)	0.00	H ₂ (g)	0.00
C ₄ H ₈ (l)	7428.42	C ₄ H ₈ (l)	7428.42
C ₄ H ₆ (l)	18975.45	C ₄ H ₆ (l)	18975.45
C ₄ H ₁₀ (l)	47.50	C ₄ H ₁₀ (l)	47.50
C ₅ H ₁₂ (l)	0.00	C ₅ H ₁₂ (l)	0.00
H ₂ O (l)	26451.37	H ₂ O (l)	26451.37
Total	207095.15	Total	207095.14



Gambar 2. 1. Diagram Neraca Massa

2.5.2. Neraca Panas

2.5.2.1. Neraca Panas Heat Exchanger (E-101)

Tabel 2. 9. Neraca Panas Heat Exchanger

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Q 1in	526911.0352	-
Q 2out	-	19226730.17
Q Hot Stream (C4)	18699819.14	-
Total	19226730.17	19226730.17

2.5.2.2. Neraca Panas Furnace (F-101)

Tabel 2. 10. Neraca Panas Furnace

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
Kebutuhan kalor	-	50655520.98
Supply kalor (seksi radiasi + konversi)	78579067.94	-
Flue stack	-	21739446.04
Panas yang hilang	-	6184100.912
Total	78579067.94	78579067.94

2.5.2.3. Neraca Panas Reaktor (R-101)

Tabel 2. 11. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q 4in	69882251.15	-
Q reaksi	-	101273720.9
Q 4out	-	68592575.6
Q pemanas	99984045.31	-
Qloss	-	-
Total	169866296.5	169866296.5

2.5.2.4. Neraca Panas Heat Exchanger (E-102)

Tabel 2. 12. Neraca Panas E-102

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q 6in	43,988,630.78	-
Q 7out	-	16,773,057.54
Q pendingin	-	27,215,573.25
Total	43988630.78	43988630.78

2.5.2.5. Neraca Panas Heat Exchanger (E-103)

Tabel 2. 13. Neraca Panas HE-103

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q 7in	43,988,630.78	-
Q 8out	-	1,266,777.36
Q pendingin	-	42,721,853.42
Total	43988630.78	43988630.78

2.5.2.6. Neraca Panas Heat Exchanger (E-104)

Tabel 2. 14. Neraca Panas E-104

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q 9in	7804427.613	-
Q 10out	-	4301537.316
Panas kondensasi	12937364.42	-
Beban kondensor	-	16440254.72
Jumlah	20,741,792.03	20,741,792.03

2.5.2.7. Neraca Panas di Menara Distilasi 1

Tabel 2. 15. Neraca Panas Menara Distilasi 1

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Q F	Q R	Q D	Q B	Q C
H2	-	-	-	-	-
C4H8	2,090,985.68	-	1,748,658.72	-	-

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Q F	Q R	Q D	Q B	Q C
C4H6	667,660.98	-	547,749.04	28,323.48	-
C4H10	351,259.84	-	1,470.23	741,419.93	-
C5H12	32,763.82	-	-	69,413.19	-
Q reboiler	-	3,441,001.41	-	-	-
Q condenser	-	-	-	-	3,446,637.13
Total	3,142,670.32	3,441,001.41	2,297,877.99	839,156.60	3,446,637.13
	6,583,671.73		6,583,671.73		

2.5.2.8. Neraca Panas di Menara Distilasi 2

Tabel 2. 16. Neraca Panas Menara Distilasi 2

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	QF	QR	Q D	Q B	Q c
H2	-	-	-	-	-
C4H8	1,755,398.05	-	1,080,533.90	2,619.55	-
C4H6	549,848.68	-	645.25	681,607.46	-
C4H10	1,475.87	-	-	1.28	-
C5H12	-	-	-	-	-
Q reboiler	-	1,033,009.00	-	-	-
Q condenser	-	-	-	-	1,574,324.15
Total	2,306,722.59	1,033,009.00	1,081,179.15	684,228.29	1,574,324.15
	3,339,731.59		3,339,731.59		

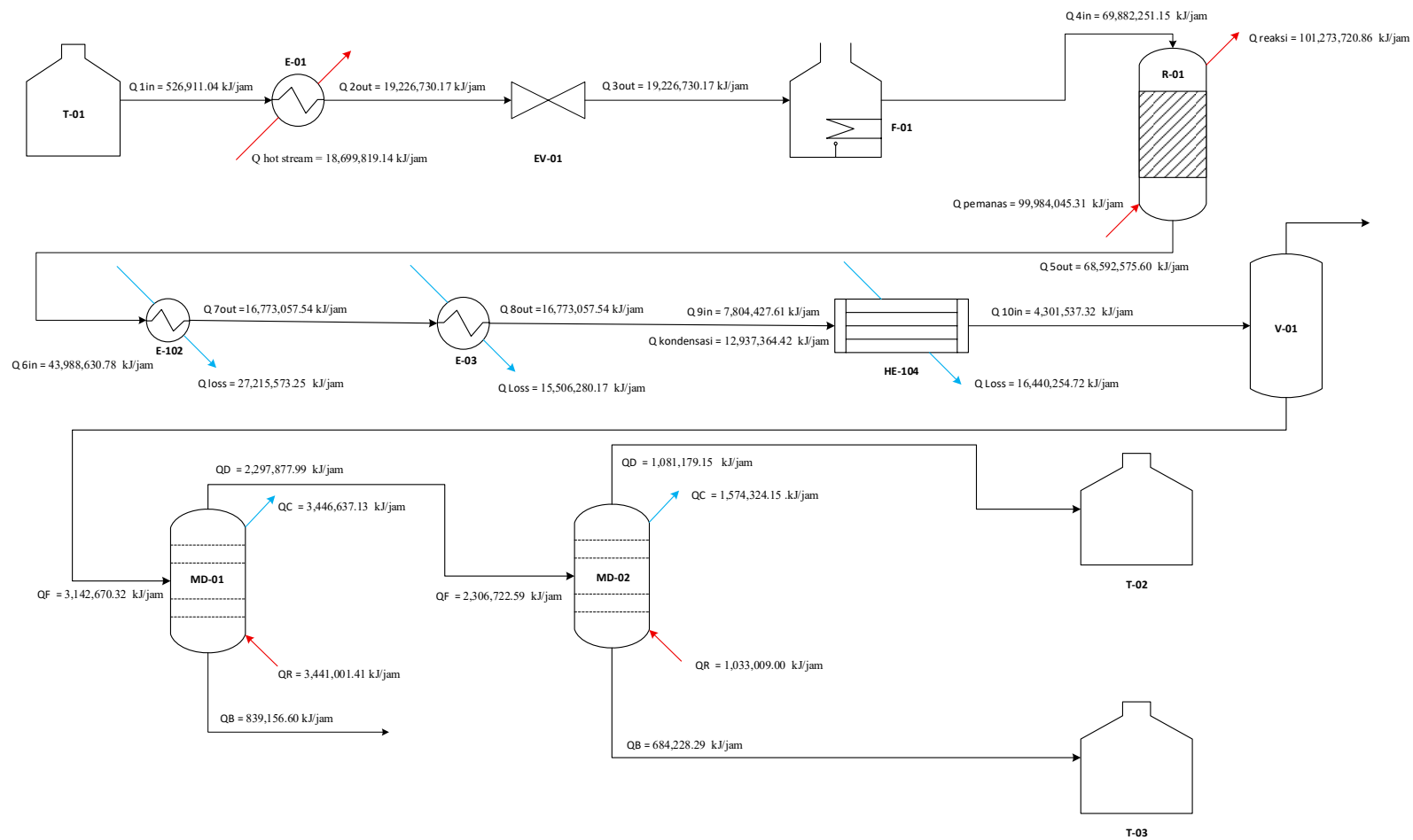
2.5.2.9. Neraca Panas Overall

Tabel 2. 17. Neraca Panas Overall

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
E-01		
Q 1in	526,911.04	-

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q 2out	-	19,226,730.17
Q Hot Stream (C4)	18,699,819.14	-
F-01		
Kebutuhan kalor	-	50,655,520.98
Supply kalor (seksi radiasi + konversi)	78,579,067.94	-
Flue stack	-	21,739,446.04
Panas yang hilang	-	6,184,100.91
R-01		
Q 4in	69,882,251.15	-
Q reaksi	-	101,273,720.86
Q 5out	-	68,592,575.60
Q pemanas	99,984,045.31	-
E-102		
Q 6in	43,988,630.78	-
Q 7out	-	16,773,057.54
Q pendingin	-	27,215,573.25
E-103		
Q 7in	16,773,057.54	-
Q 8out	-	1,266,777.36
Q pendingin	-	15,506,280.17
E-104		
Q 9in	7,804,427.61	-
Q 10out	-	4,301,537.32
Panas kondensasi	12,937,364.42	-
Beban kondensor	-	16,440,254.72
MD-01		
Q F	3,142,670.32	-
Q R	3,441,001.41	-

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q D	-	2,297,877.99
Q B	-	839,156.60
Q C	-	3,446,637.13
MD-02		
QF	2,306,722.59	-
QR	1,033,009.00	-
Q D	-	1,081,179.15
Q B	-	684,228.29
Q c	-	1,574,324.15
Total	362,680,060.70	362,680,060.70



Gambar 2. 2. Diagram Neraca Panas

2.6. Tata letak pabrik dan pemetaan

2.6.1. Lay Out Pabrik

Setelah diagram alir proses selesai disusun, tahap berikutnya sebelum melakukan perancangan sistem perpipaan, struktur bangunan, serta sistem kelistrikan adalah menyusun tata letak pabrik beserta peralatannya. Perencanaan tata letak ini meliputi pengaturan area penyimpanan (*storage area*), area proses produksi, serta area penanganan material (*handling area*). Dalam merancang tata letak pabrik, terdapat beberapa aspek penting yang perlu dipertimbangkan, antara lain:

1. Ketersediaan luas lahan serta kondisi lokasi yang akan digunakan.
2. Jenis dan mutu produk yang akan diproduksi.
3. Kemungkinan pengembangan atau ekspansi fasilitas pabrik di masa mendatang.
4. Pola distribusi bahan baku, produk, serta utilitas seperti air dan listrik.
5. Faktor lingkungan, termasuk kondisi iklim dan keadaan sosial di sekitar lokasi pabrik.
6. Aspek keselamatan yang berkaitan dengan potensi kebakaran, ledakan, maupun keberadaan gas berbahaya, serta bentuk dan konstruksi bangunan.
7. Pengaturan penggunaan ruang lantai serta perbedaan ketinggian (*elevasi*) pada area pabrik.

Beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik antara lain sebagai berikut:

1. Pos keamanan sebaiknya ditempatkan di area yang berdekatan dengan pintu masuk dan keluar pabrik untuk memudahkan pengawasan terhadap pergerakan orang maupun barang, sekaligus berfungsi sebagai titik utama pengamanan kawasan industri.
2. Area utilitas dirancang berada dekat dengan unit proses utama agar distribusi utilitas ke peralatan proses dapat berlangsung lebih efisien serta memperpendek jalur penyaluran.
3. Bengkel atau *workshop* ditempatkan tidak jauh dari area utilitas dan area proses sehingga memudahkan akses ketika dilakukan kegiatan pemeliharaan, perbaikan, maupun inspeksi peralatan.
4. Ruang generator sebaiknya berada di bagian belakang area pabrik agar kebisingan yang dihasilkan mesin tidak mengganggu aktivitas kerja pada area operasional utama.
5. Fasilitas ibadah seperti mushola perlu disediakan di dalam kawasan pabrik untuk memenuhi kebutuhan spiritual karyawan, terutama karena sebagian besar pekerja dan masyarakat sekitar beragama Islam.

6. Penyediaan taman dan fasilitas toilet pada beberapa titik strategis di area pabrik bertujuan untuk meningkatkan kenyamanan serta menjaga kebersihan bagi pekerja maupun pengunjung.
7. Area parkir yang memadai perlu disediakan untuk menampung kendaraan karyawan, tamu, maupun kendaraan pengangkut hasil produksi.
8. Sistem jalur lalu lintas di dalam kawasan pabrik sebaiknya diatur satu arah dengan pemisahan antara kendaraan ringan (mobil dan motor) dan kendaraan berat seperti truk, sehingga dapat meningkatkan keselamatan serta mempermudah pengawasan arus lalu lintas internal.
9. Setiap ruangan di dalam pabrik perlu dilengkapi dengan sistem pencahayaan dan ventilasi yang memadai guna menunjang kelancaran aktivitas produksi sekaligus memberikan kenyamanan bagi pekerja.
10. Penyediaan lahan cadangan untuk ekspansi pabrik perlu dipertimbangkan sejak tahap perancangan awal sebagai antisipasi terhadap kemungkinan pengembangan fasilitas di masa mendatang.
11. Area parkir khusus truk sebaiknya dirancang memanjang dan berlokasi dekat dengan area *loading* produk agar proses pemuatan barang dapat dilakukan dengan lebih cepat dan efisien.



Gambar 2. 3. Layout Pabrik

2.6.2. Lay Out Peralatan Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses di dalam pabrik, terdapat beberapa aspek penting yang perlu diperhatikan, antara lain sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku

Jalur aliran bahan baku dan produk perlu dirancang seefisien mungkin agar proses produksi dapat berlangsung secara lancar, aman, serta memberikan keuntungan secara ekonomis. Pipa yang melintas di atas permukaan tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian minimal sekitar 3 meter. Sementara itu, sistem perpipaan yang berada di permukaan tanah perlu ditata dengan baik agar tidak mengganggu mobilitas pekerja di area pabrik.

2. Sirkulasi udara

Sistem ventilasi di dalam maupun di sekitar area proses harus dirancang agar aliran udara dapat berlangsung dengan baik dan tidak menimbulkan daerah stagnasi. Aliran udara yang tidak lancar dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya yang berpotensi membahayakan keselamatan pekerja. Oleh karena itu, arah dan jalur aliran udara perlu direncanakan secara cermat.

3. Penerangan

Pencahayaan yang memadai sangat diperlukan di seluruh area pabrik, terutama pada lokasi yang memiliki tingkat risiko tinggi. Sistem penerangan yang baik dapat meningkatkan visibilitas serta mendukung keselamatan selama kegiatan produksi berlangsung.

4. Mobilitas pekerja

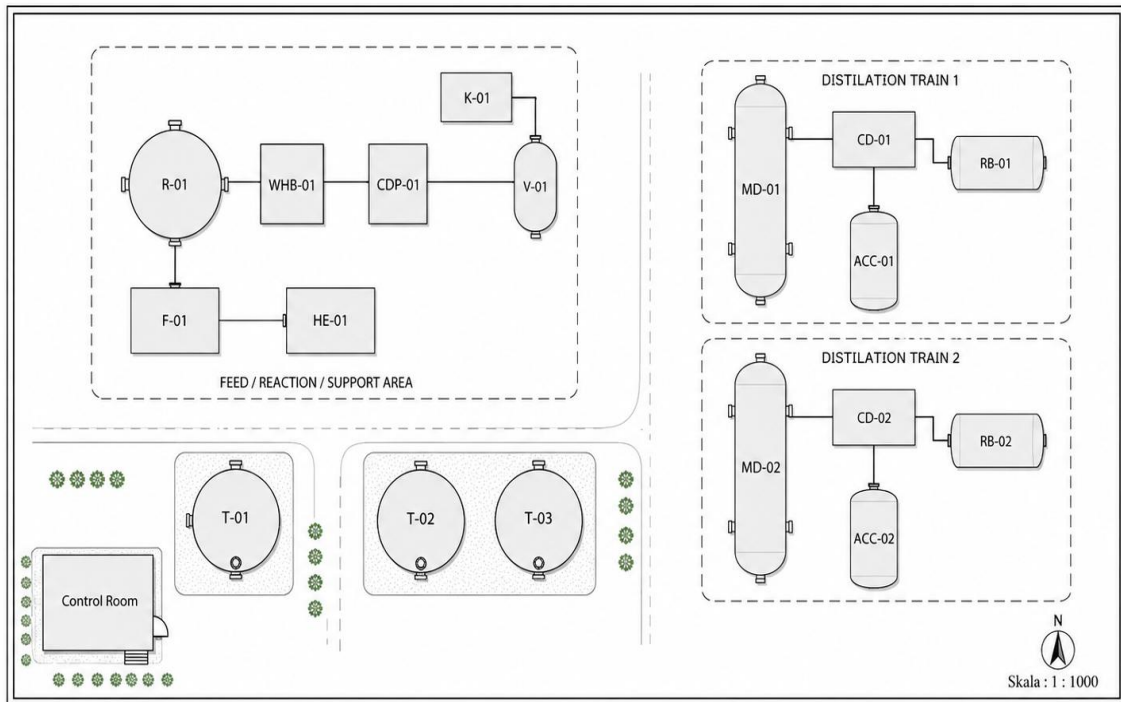
Tata letak peralatan harus dirancang sedemikian rupa sehingga pekerja dapat mengakses seluruh unit proses dengan mudah dan cepat. Hal ini penting untuk mempercepat kegiatan operasional maupun penanganan kondisi darurat.

5. Penempatan peralatan proses

Setiap unit proses perlu ditempatkan pada lokasi yang mendukung efisiensi operasional, meminimalkan biaya produksi, serta memastikan kelancaran dan keamanan proses secara keseluruhan.

6. Jarak antar unit proses

Peralatan yang beroperasi pada kondisi suhu dan tekanan tinggi sebaiknya ditempatkan dengan jarak yang cukup dari unit lainnya. Penempatan ini bertujuan untuk mengurangi risiko kerusakan yang meluas apabila terjadi insiden seperti kebakaran atau ledakan, sehingga dampaknya tidak menyebar ke unit proses lainnya.



Gambar 2. 4. 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		