

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

A. Bahan Baku Utama

1. Propilena

Menurut CAP, 2021, spesifikasi propilena adalah sebagai berikut:

- Rumus Molekul : C_3H_6
- Berat Molekul : 42,0804 kg/mol
- Bau : Khas
- Kemurnian : min 99.4% mol
- Impuritas : Propana maks 0,646 mol
- Wujud : Gas
- Titik Didih : $-48^{\circ}C$
- Titik Beku : $-185^{\circ}C$
- Densitas : 0,612 g/cc (pada 223°K)
- Tekanan Kritis : 45,6 atm
- Viskositas : 11,17 cp

2. Udara Proses

Menurut Perry dan Green, 2008, Spesifikasi udara adalah sebagai berikut:

- Suhu : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Komposisi : N ± 79% mol
O₂ ± 21% mol
Partikulat padat ± 0,02% berat

Kemudian, untuk spesifikasi udara seperti yang tertera pada Tabel 2.1

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Udara

Parameter	N₂	O
Wujud	Gas	Gas
Berat Molekul (kg/mol)	28,031	32,01
Specifie Gravity	12,5	1,71
Titik Didih (°C)	-195,9	-1833
Titik Beku (°C)	-209,68	-214,8
Suhu Kritis (K)	126,2	154,6
Tekanan Kritis (bar)	3,3	50,5
Volume Kritis (m ³ /mol)	0,089	0,73
Densitas (kg/cm ²)	809	1149

3. Steam

- Suhu : 330 °C
- Tekanan : 1,8 atm
- Kondisi : *Saturated*

B. Bahan Baku Penunjang1. Katalis Bi₂Mo₃O₁₂ (Bismuth (III) Molybdate)

Menurut Elements, 2015. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

- Bentuk : Kristal abu-abu
- Berat Molekul : 897,77 g/mol
- Ukuran : 0,47 cm
- Porositas : 0,411
- Bulk Density : 5,9 – 6,07 g/cm³

2. Katalis MoWo₆ (Molybdenum Tungsten Trioxide)

Menurut Elements, 2000. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

- Bentuk : Padat
- Berat Molekul : 1375.8064 g/mol
- Ukuran : 0,47 cm
- Porositas : 0,411

- Bulk Density : 15,34 g/cm³

3. Solven Air

- Rumus Molekul : H₂O
- Berat Molekul : 118 g/mol
- Bentuk : Cairan tidak berwarna
- Kemurnian : min 99,99%

2.1.2 Spesifikasi Produk Utama

1. Asam Akrilat

Menurut Prasad and Kumar, 1988. Spesifikasinya adalah sebagai berikut:

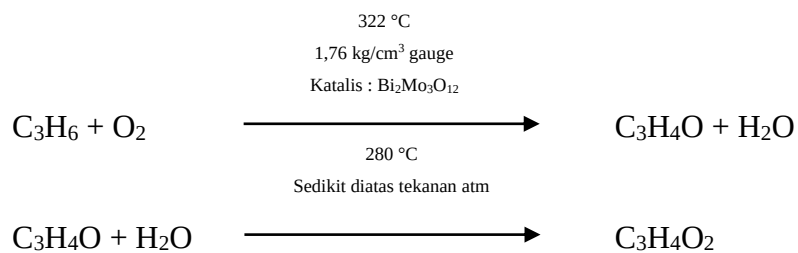
- 1) Rumus Molekul : C₃H₄O₂
- 2) Berat Molekul : 72,064 kg/mol
- 3) Bau : Khas
- 4) Kemurnian : min 99,5% mol
- 5) Impuritas : Asam Asetat maks. 0,3% mol
Air maks. 0,2% mol
- 6) Wujud : Cair tidak berwarna
- 7) Titik Didih : 141°C
- 8) Titik Leleh : 13,5 °C
- 9) Densitas : 1,045 g/cc (pada suhu 25°C)
- 10) Tekanan Kritis : 5,06 MPa
- 11) Suhu Kritis : 380 °C
- 12) Viskositas : 1,1 cks (pada suhu 25°C)
- 13) Kelarutan : Larut dalam air, sedikit larut dalam aseton, tidak dalam dietil etir

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan asam akrilat berlangsung pada fase gas dengan katalis padat, sehingga termasuk dalam kategori reaksi katalitik hidrogen. Pembuatan asam akrilat dari propilena melibatkan dua tahap oksidasi. Tujuan dari pembagian tahap ini adalah untuk meningkatkan selektivitas reaksi, yang juga termasuk dalam reaksi eksotermis.

Mekanisme umum untuk produksi asam akrilat melalui proses dua langkah, di mana propilena pertama kali dioksidasi menjadi akrolein, dan kemudian dioksidasi lebih lanjut menjadi asam akrilat. Setiap tahap reaksi umumnya berlangsung pada katalis yang berbeda dan dalam kondisi operasi yang berbeda. Dalam proses ini, digunakan katalis stoikiometri dengan reaksi seperti yang tertera di bawah ini..



Pada reaktor 1, katalis yang digunakan untuk pembentukan asam akrilat adalah katalis A dengan komposisi $\text{Bi}_2\text{Mo}_3\text{O}_{12}$, berukuran pelet 4,7 mm dan muatan 220cc. Sementara itu, pada reaktor 2 digunakan katalis B yang memiliki komposisi MoWO_6 , dengan sampel katalis sebesar 73cc dalam bentuk pelet berukuran 4,7 mm (Kirk dan Othmer, 1992)..

2.2.2 Kondisi Operasi

2.2.3.1 Tinjauan Termodinamika

Tujuan dari tinjauan termodinamika adalah untuk memahami sifat-sifat reaksi yang terjadi selama proses berlangsung. Nilai ΔH mengindikasikan seberapa banyak energi yang diperlukan dan dihasilkan selama reaksi. Data tentang setiap senyawa yang digunakan dalam perhitungan entalpi pada reaksi pembentukan asam akrilat melalui oksidasi propilena dapat dilihat pada tabel berikut ini (Yaws, 1999).

Tabel 2.2 Data Entalpi Senyawa

Formula	MW (g/mol)	A	B	C	ΔH_{298} (kJ/mol)
C₃H₆	42,081	37,334	-0,065191	0,000028085	20,42
C₃H₈	44,095	-80,697	-0,0905	0,000042104	-103,85
O₂	31,999	0	0	0	0
N₂	28,013	0	0	0	0
H₂O	18,015	-238,41	-0,01225	0,000002765	-241,8
C₃H₄O	56,064	-66,702	-0,059478	0,000038716	-81
C₂H₄O₂	60,053	-422,584	-0,048354	0,000023337	-434,84
C₃H₄O₂	72,064	-325,038	-0,044058	0,000020926	-336,23
CO₂	44,01	-393,422	0,00015913	-0,000001395	-393,5

Maka, dapat dihitung nilai ΔH keseluruhan reaksi yang terjadi di reaktor pada kondisi standar (298 K) dan kondisi operasi pada reaktor 1 322,4°C (595.57 K) dan reaktor 2 280°C (553,15 K).

1) Entalpi Saat Kondisi Standard (298 K)

• Reaktor 1

Reaksi Utama:



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{O}_2)$$

$$= (-81,004 + (-241,80)) - (20,42 + 0) \text{ kJ/mol}$$

$$= -343,22 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi Samping :



$$\Delta H_{f298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{CO}_2 + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{O}_2)$$

$$= (3 \cdot (-393,50) + 3 \cdot (-241,80)) - (20,42 + 4,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol}$$

$$= -1926,32 \text{ kJ/mol}$$

- Reaktor 2

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= (-336,23) - (-81,00 + 0,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -255,23 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta H_f \text{CO}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= (-434,84) + (-393,50) - (-336,23 + 1,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -492,11 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka } \Delta H \text{ Total} &= (-255,23 - 492,11) \text{ kJ/mol} \\ &= -747,34 \text{ kJ/mol (eksotermis)}\end{aligned}$$

2) Entalpi Saat Kondisi Operasi

- Reaktor 1 (595,57 K)

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ C}_3\text{H}_6 &= 37,334 + (-6,5191 \cdot 10^{-2} \times 595,57) + (2,8085 \cdot 10^{-5} \times 595,57^2) \\ &= 8,47 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} &= -66,702 + (-5,9478 \cdot 10^{-3} \times 595,57) + (3,8716 \cdot 10^{-5} \times 595,57^2) \\ &= -88,39 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= -238,41 + (-1,225 \cdot 10^{-2} \times 595,57) + (2,765 \cdot 10^{-6} \times 595,57^2) \\ &= -244,72 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H \text{ CO}_2 &= -393,422 + (1,5913 \cdot 10^{-4} \times 595,57) + (-1,395 \cdot 10^{-6} \times 595,57^2) \\ &= -393,82 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= (-88,39 + (-244,72)) - (8,47 + 0) \\ &= -341,59 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ CO}_2 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta H_f \text{ O}_2) \\ &= (3 \cdot (-393,82) + 3 \cdot (-244,72)) - (8,47 + 4,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -1924,11 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka } \Delta H \text{ Total} &= (-341,59 - 1924,11) \text{ kJ/mol} \\ &= -2265,7 \text{ kJ/mol (eksotermis)}\end{aligned}$$

- Reaktor 2 (553,15 K)

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2 &= -422,584 + (-4,8354 \cdot 10^{-2} \times 553,15) + (2,3337 \cdot 10^{-5} \times 553,15^2) \\ &= -442,19 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} &= -66,702 + (-5,9478 \cdot 10^{-3} \times 553,15) + (3,8716 \cdot 10^{-5} \times 553,15^2) \\ &= -87,76 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2 &= -325,038 + (-4,4058 \cdot 10^{-2} \times 553,15) + (2,0926 \cdot 10^{-6} \times 553,15^2) \\ &= -343,01 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ CO}_2 &= -393,422 + (1,5913 \cdot 10^{-4} \times 553,15) + (-1,395 \cdot 10^{-6} \times 553,15^2) \\ &= -393,76 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ O}_2) \\ &= (-343,01) - (-87,76 + 0,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -255,25 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned}\Delta H_{f298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2 + \Delta H_f \text{ CO}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta H_f \text{ O}_2) \\ &= (-442,19) + (-393,76) - (-87,76 + 1,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -748,195 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka } \Delta H \text{ Total} &= (-255,25 - 748,195) \text{ kJ/mol} \\ &= -1003,44 \text{ kJ/mol (eksotermis)}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan sebelumnya, seluruh reaksi yang terjadi di dalam reaktor menghasilkan nilai entalpi negatif. Ini menunjukkan bahwa reaksi-reaksi tersebut bersifat eksotermis atau melepaskan panas. Oleh karena itu, proses ini memerlukan sistem pendingin, seperti air pendingin atau bahan pendingin lain, untuk menjaga suhu operasi reaktor tetap stabil.

Selain itu, berikut disajikan tabel data masing-masing senyawa yang digunakan dalam penentuan nilai K (Yaws, 1999).

Tabel 2.3 Data Energi Gibbs Senyawa Saat Suhu 298 K

Senyawa	ΔG_{298} (kJ/mol)
C ₃ H ₆	62,72
C ₃ H ₈	-23.47
O ₂	0
N ₂	0
H ₂ O	-228.60
C ₃ H ₄ O	-55.98
C ₂ H ₄ O ₂	-376,69
C ₃ H ₄ O ₂	-286,06
CO ₂	-394,40

Dari persamaan Van't Hoff:

$$\frac{d \ln K}{dt} = \frac{-\Delta H}{RT}$$

Dimana :

K = Konstanta kesetimbangan

T = Suhu, °K

ΔH = Panas reaksi, kJ/mol

Dapat diamati bahwa kenaikan suhu menyebabkan nilai tetapan kesetimbangan meningkat. Berdasarkan data yang tercantum pada tabel 2.2, nilai K total untuk seluruh reaksi di dalam reaktor dapat dihitung, seperti yang ditunjukkan berikut ini jika ditinjau dari energi Gibbs.

Dihitung dari nilai K keseluruhan reaksi pada reaktor, berikut ini apabila ditinjau dari energi gibbs (ΔG):

1) Nilai K saat Kondisi Standar (298 K)

• Reaktor 1

Reaksi Utama:



$$\begin{aligned}\Delta G_{f298} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_4\text{O} + \Delta G_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f \text{ O}_2) \\ &= (-55,98 + (-228,6)) - (67,72 + 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -347,3 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi Samping:



$$\begin{aligned}\Delta G_{f298} &= \Delta G_f \text{ produk} - \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f 3\text{CO}_2 + \Delta G_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta G_f \text{ C}_3\text{H}_6 + \Delta G_f 4,5\text{O}_2) \\ &= (3 \cdot (-394,40) + 3 \cdot (-228,60)) - (67,72 + 4,5 \cdot 0) \text{ kJ/mol} \\ &= -1931,72 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka, } \Delta G \text{ Total} &= (-347,3 - 1.931,72) \text{ kJ/mol} \\ &= -2279,02 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Maka dapat dihitung, harga konstanta kesetimbangan pada reaktor 1 dengan suhu 298 K (K_0) adalah :

$$\begin{aligned}\ln(K_0) &= \frac{\Delta G}{-RT_0} = \frac{-2.279,02 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times 1000 \frac{\text{J}}{\text{kJ}}}{-8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}} \\ K_0 &= 8,892 \times 10^{39} \text{ (Irreversible)}\end{aligned}$$

2.2.3.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Hubungan antara laju reaksi dan energi aktivasi dalam suatu reaksi kimia dapat dijelaskan menggunakan persamaan Arrhenius. Persamaan ini memberikan dasar matematis mengenai keterkaitan kedua parameter tersebut, yang dinyatakan melalui rumus berikut :

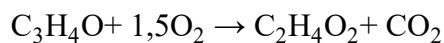
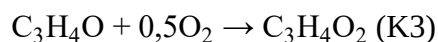
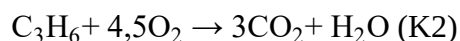
$$k = k_0 e^{\left(-\frac{ca}{RT}\right)}$$

Keterangan:

T: Suhu (T)

R: Konstanta Gas (1,987 kal/gmol.K)

Proses sintesis asam akrilat melalui oksidasi propilena dilakukan secara katalitik dengan bantuan katalis $\text{Bi}_2\text{Mo}_3\text{O}_{12}$ dan MoWO_6 . Selain menghasilkan asam akrilat sebagai produk utama, reaksi ini juga memunculkan produk samping berupa $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$, CO_2 dan H_2O . Persamaan kecepatan reaksi untuk ke-empat reaksi dalam proses pembentukan asam akrilat, sebagai berikut:

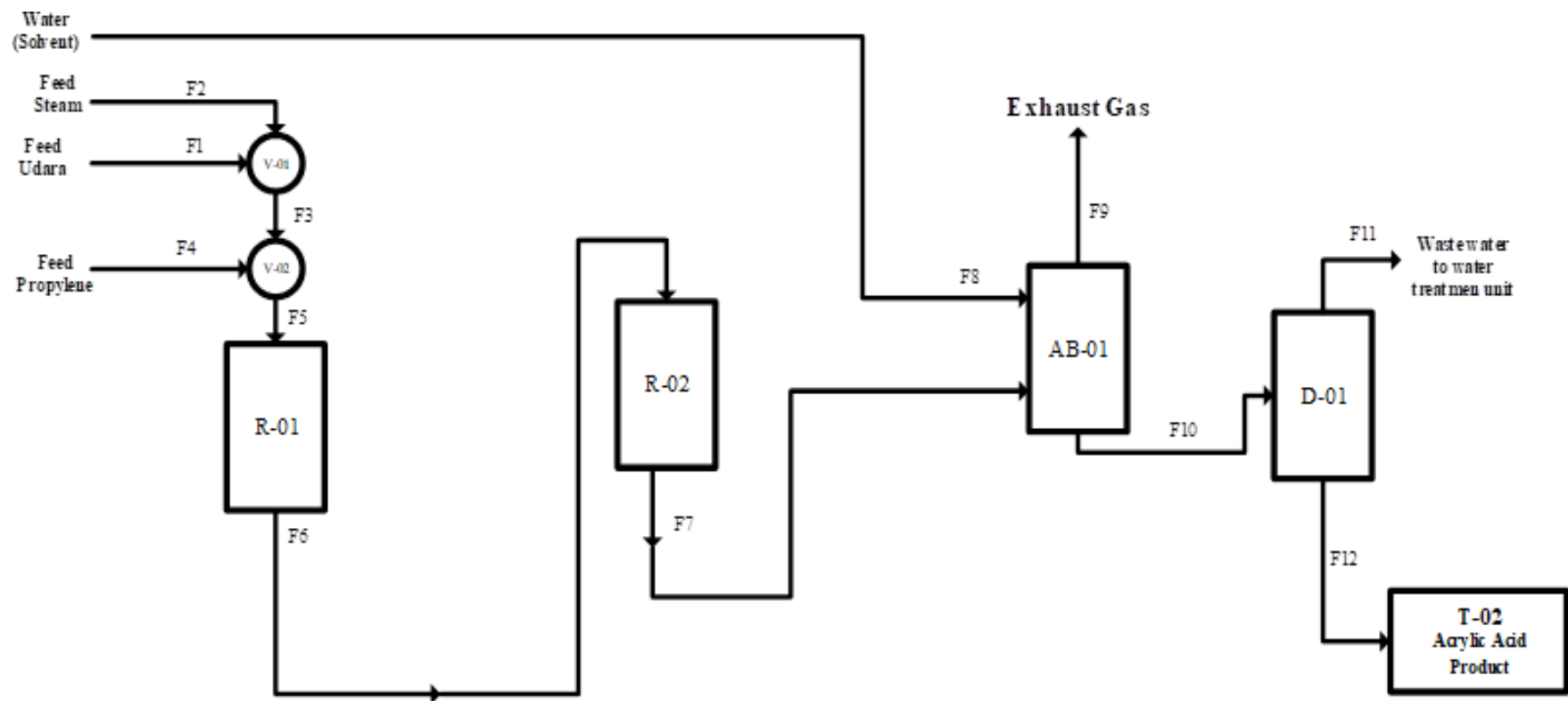


Tabel 2.4 Nilai K_0 dan E_a Tiap Reaksi

No.	K_0 (mol/kg s bar)	E_a (kJ/mol)
1	$1,60 \times 10^7$	114,0
2	0,34	38,1
3	$2,32 \times 10^3$	72,5
4	$1,47 \times 10^7$	1,4

2.2.3 Diagram Alir

Diagram alir proses produksi pembuatan asam akrilat dengan metode oksidasi *prophylene*, Dapat dilihat pada Gambar 2.1 dibawah ini:



Gambar 2.1 Diagram Blok Pembuatan Asam Akrilat

2.2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

1. Rangkuman Neraca Massa

A. Neraca Massa di Neraca Massa di Sekitar Three Way Valve (V-01)

Penggabungan dua aliran masuk, yaitu F1 dan F2, menjadi satu aliran keluar (F3) terjadi pada unit Three Way Valve (V-01). Informasi detail mengenai komposisi serta laju massa tiap aliran dapat ditemukan pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5 Neraca Massa TWV (V-01)

Komponen	Input				Output	
	F1		F2		F3	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C3H6	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3H8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
O2	453,5503	14513,3612	0,00	0,00	453,5503	14513,3612
N2	1706,2131	47791,0289	0,00	0,00	1706,2131	47791,0289
H2O	0,00	0,00	1342,7108	24188,9353	1342,7108	24188,9353
C3H4O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	2159,7634	62304,3900	1342,7108	24188,9353	3502,4742	86493,3253
Total Massa	86493,3253				86493,3253	
Selisih	0					

B. Neraca Massa di Sekitar Three Way Valve (V-02)

Penggabungan dua aliran masuk, yakni F1 dan F2, menjadi satu aliran keluaran (F3) berlangsung di unit Three Way Valve (V-02). Detail komposisi serta laju massa dari setiap aliran secara lengkap dapat dilihat pada Tabel 2.6.

Tabel 2.6 Neraca Massa TWV (V-02)

Komponen	Input				Output	
	F3		F4		F5	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C3H6	0,00	0,00	143,7223	6047,2338	143,7223	6047,2338
C3H8	0,00	0,00	0,8277	36,5024	0,8277	36,5024
O2	453,5503	14513,3612	0,00	0,00	453,5503	14513,3612
N2	1706,2131	47791,0289	0,00	0,00	1706,2131	47791,0289
H2O	1342,7108	24188,9353	0,00	0,00	1342,7108	24188,9353
C3H4O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C3H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	3502,4742	86493,3253	144,5501	6083,7362	3647,0243	92577,0615
Total Massa	92577,0615				92577,0615	
Selisih	0					

C. Neraca Massa di Sekitar Reaktor Fix-Bed Multitube (R-01)

Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-01) dapat dilihat pada Tabel 2.7.

Tabel 2.7 Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-01)

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C3H6	143,7223	6047,2338	11,1796	470,3901
C3H8	0,8277	36,5024	0,8277	36,5024
O2	453,5503	14513,3612	257,6260	8243,8913
N2	1706,2131	47791,0289	1706,2131	47791,0289
H2O	1342,7108	24188,9353	1511,4716	27229,1606

C3H4O	0,0000	0,0000	114,4337	6415,1551
C2H4O2	0,0000	0,0000	0,00	0,00
C3H4O2	0,0000	0,0000	0,00	0,00
CO2	0,0000	0,0000	54,3270	2390,9331
Total	3647,02	92577,06	3656,08	92577,06
Selisih	0,00			

D. Neraca massa di sekitar reactor fixed-bed multitube (R-02)

Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.8.

Tabel 2.8 Neraca Massa Reaktor Fix-Bed Multitube (R-02)

Komponen	Input		Output	
	F6		F7	
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr
C3H6	11,1796	470,3901	11,1796	470,3901
C3H8	0,8277	36,5024	0,8277	36,5024
O2	257,6260	8243,8913	191,6065	6131,3014
N2	1706,2131	47791,0289	1706,2131	47791,0289
H2O	1511,4716	27229,1606	1511,4716	27229,1606
C3H4O	114,4337	6415,1551	7,3412	411,5450
C2H4O2	0	0	12,4733	749,0693
C3H4O2	0	0	94,6193	6818,1818
CO2	54,3270	2390,9331	66,8003	2939,8820
Total	3656,079	92577,061	3602,532	92577,062
Selisih	0,00			

E. Neraca Massa di Sekitar Absorber (AB-01)

Neraca Massa Absorber (AB-01) dapat dilihat pada Tabel 2.9.

Tabel 2.9 Neraca Massa Absorber (AB-01)

Komponen	Input				Output		
	F7		F8 (Wetting Liquid)		F9 (Atas)		F10 (Bawah)
	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kmol/hr	kg/hr	kg/hr
C3H6		470,3901		0	11,1796	470,3901	0,0000
C3H8		36,5024		0	0,8277	36,5024	0,0000
O2		6131,3014		0	191,6065	6131,3014	0,0000
N2		47791,0289		0	1706,2131	47791,0289	0,0000
H2O		27229,1606		22858,5438	417,0500	7513,1557	42574,5488
C3H4O		411,5450		0	7,3412	411,5450	0,0000
C2H4O2		749,0693		0	0,1247	7,4907	741,5786
C3H4O2		6818,1818		0	0,9462	68,1818	6750,0000
CO2		2939,8820		0	66,8003	2939,8820	0,0000
Total		92577,06156		22858,54382	2402,0893	65369,478	50066,12736
Total Massa		115435,61				115435,61	
Selisih				0,00			

F. Neraca massa di kolom destilasi (D-01)

Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01) dapat dilihat pada Tabel 2.10.

Tabel 2.10 Neraca Massa Kolom Destilasi (D-01)

Komponen	BM	Input	Output	
		F10	F11 (Atas)	F12 (Bawah/Produk)
		kg/hr	kg/hr	kg/hr
C3H6	42,08	0,0000	0,0000	0,0000
C3H8	44,1	0,0000	0,0000	0,0000
O2	32,0	0,0000	0,0000	0,0000
N2	28,0	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	18,0	42574,5488	42561,4181	13,1306
C3H4O	56,1	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4O2	60,05	741,5786	721,8826	19,6960
C3H4O2	72,1	6750,0000	217,5040	6532,4960
CO2	44,0	0,0000	0,0000	0,0000
Total		50066,1274	43500,8048	6565,3226
Total Massa		50066,13	50066,13	
Selisih			0,00	

1. Neraca massa total

$$F1+F2+F4+F8 = F9+F11+F12$$

Neraca Massa Total dapat dilihat pada Tabel 2.11.

Tabel 2.11 Neraca Massa Overall

Komponen	F1	F2	F4	F8
	Kg			
C3H6	0,00	0,00	6280,14	0,00
C3H8	0,00	0,00	37,91	0,00
O2	15072,33	0,00	0,00	0,00
N2	49631,67	0,00	0,00	0,00
H2O	0,00	25120,56	0,00	23738,93
C3H4O	0,00	0,00	0,00	0,00
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00
C3H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00
Jumlah	64704,00	25120,56	6318,05	23738,93
Total	119881,53			

2. Rangkuman neraca panas

A. Neraca energi di sekitar kompresor (C-01)

Neraca Panas Kompresor (C-01) dapat dilihat pada Tabel 2.13.

Tabel 2.12 Neraca Panas Kompresor (C-01)

Komponen	Input		Output
	H3 (kJ/Jam)		H4 (kJ/Jam)
O2	69424,0919		644662,2980
N2	257581,3140		2383697,2429
Ws	2701354,1379		
Total	327005,4059	2701354,1379	3028359,5408
Total Massa	3028359,54		3028359,54
Selisih	0,00		

B. Neraca Energi di Sekitar Ekspander (EX-01)

Neraca Panas *Expander* (EX-01) dapat dilihat pada Tabel 2.14.

Tabel 2.13 Neraca Panas Expander (EX-01)

Komponen	Input		Output
	H7 (kJ/Jam)		H8 (kJ/Jam)
C3H6	643503,9756		34628,0854
C3H8	4289,0542		229,1903
Ws			612935,7541
Total	647793,0298	0,0000	647793,0298
Total Massa	647793,03		647793,03
Selisih	0,00		

C. Neraca energi di sekitar furnace (F-01)

Neraca Panas *Furnace* (F-01) dapat dilihat pada Tabel 2.15.

Tabel 2.14 Neraca Massa Furnace (F-01)

Kompo nen	Input (kJ/hr)				Output (kJ/hr)		
	H1	H4	H8	H	H2	H5	H9
				Pemana s			
O2		644662, 2980				4179789, 7055	
N2		2383697 ,2429				15117520 ,2417	
C3H6			34628,0 854				392438 2,995
C3H8			229,190 3				26642,9 5829
H2O	4399286 ,5364				14806339 ,5741		

Pemas				305921			
as				72,12			
Total	4399286	3028359	34857,2	305921	14806339	19297309	395102
	,5364	,5408	7569	72,12	,5741	,9472	5,954
Total	38054675,47			38054675,47			
Massa							
Selisih				0,00			

D. Neraca energi di sekitar three way valve (V-01)

Neraca Panas *Three Way Valve* (V-01) dapat dilihat pada Tabel 2.16.

Tabel 2.15 Neraca Panas Three Way Valve (V-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H5	H2	H6
O2	4179789,7055		4275931,9106
N2	15117520,2417		15456488,5564
H2O		14806339,5741	14371229,0538
Propylene			
Propane			
Total	19297309,9472	14806339,5741	34103649,5208
Total Massa	34103649,52		34103649,52
Selisih	0,00		

E. Neraca energi di sekitar three way valve (V-02)

Neraca Panas *Three Way Valve* (V-02) dapat dilihat pada Tabel 2.17.

Tabel 2.16 Neraca Panas Three Way Valve (V-02)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)
	H6	H9	H10
O2	4275931,9106		4291313,5966
N2	15456488,5564		15510688,9695
H2O	14371229,0538		14422850,4552

Propylene		3924382,9954	3804007,0093
Propane		26642,9583	25815,4439
Total	34103649,5208	3951025,9537	38054675,4745
Total Massa	38054675,47		38054675,47
Selisih		0,00	

F. Neraca energi di sekitar reaktor (R-01)

Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-01) dapat dilihat pada Tabel 2.18.

Tabel 2.17 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	Qc	H298	Hp
C3H6	3804007,0093			295898,4892
C3H8	25815,4439			25815,4439
O2	4291313,5966			2437555,4613
N2	15510688,9695			15510688,9695
H2O	14422850,4552			16235609,6798
C3H4O	0,0000			3106834,0214
C2H4O2	0,0000			0,0000
C3H4O2	0,0000			0,0000
CO2	0,0000			716148,9453
ΔH_{298} Reaksi (1)	39275945,7388			
ΔH_{298} Reaksi (1')	34883755,4801			
Pendingin			73885825,6829	
Total	112214376,6934	0,0000	73885825,6829	38328551,0104
Total Massa	112214376,69			112214376,69
Selisih			0,00	

G. Neraca energi di sekitar blower (BW-01)

Neraca Panas *Blower* (BW-01) dapat dilihat pada Tabel 2.19.

Tabel 2.18 Neraca Panas Blower (BW-01)

Komponen	H11	H12
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C3H6	295898,4892	299908,7802
C3H8	25815,4439	26169,8153
O2	2437555,4613	2465406,1774
N2	15510688,9695	15683403,8543
H2O	16235609,6798	16420851,3487
C3H4O	3106834,0214	3150350,2556
C2H4O2	0,0000	0,0000
C3H4O2	0,0000	0,0000
CO2	716148,9453	724699,5894
Blowe	442238,8106	
Total	38328551,0104	442238,8106
Total Massa	38770789,82	38770789,82
Selisih	0,00	

H. Neraca Energi di Sekitar *Heat Exchanger* (HE-01)

Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01) dapat dilihat pada Tabel 2.20 dan Tabel 2.21.

Tabel 2.19 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01) Tube

Komponen	Input		Output	
	H12 (kJ/Jam)	H18 (kJ/Jam)	H13 (kJ/Jam)	H19 (kJ/Jam)
C3H6	299908,7802	0,0000	245110,7297	0,0000
C3H8	26169,8153	0,0000	21333,5166	0,0000
O2	2465406,1774	0,0000	2077129,7380	0,0000
N2	15683403,8543	0,0000	13267542,3292	0,0000
H2O	16420851,3487	2775800,1772	13839402,4727	8419380,1797

C3H4O	3150350,2556	0,0000	2558374,0749	0,0000
C2H4O2	0,0000	24966,3344	0,0000	77216,7233
C3H4O2	0,0000	219403,3404	0,0000	679437,1326
CO2	724699,5894	0,0000	606032,7764	0,0000
Pendingin				
Total	38770789,8211	3020169,8520	32614925,6375	9176034,0356
Total Massa	41790959,67		41790959,67	
Selisih	0,00			

Tabel 2.20 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01) Shell

Komponen	Input		Output	
	H12 (kJ/Jam)	H18 (kJ/Jam)	H13 (kJ/Jam)	H19 (kJ/Jam)
C3H6	299908,7802	0,0000	245110,7297	0,0000
C3H8	26169,8153	0,0000	21333,5166	0,0000
O2	2465406,1774	0,0000	2077129,7380	0,0000
N2	15683403,854	0,0000	13267542,329	0,0000
	3		2	
H2O	16420851,348	2775800,1772	13839402,472	8419380,179
	7		7	7
C3H4O	3150350,2556	0,0000	2558374,0749	0,0000
C2H4O2	0,0000	24966,3344	0,0000	77216,7233
C3H4O2	0,0000	219403,3404	0,0000	679437,1326
CO2	724699,5894	0,0000	606032,7764	0,0000
Pendingin		7227976,6600		
Total		10248146,512		9176034,035
		0		6
Total	10248146,51		9176034,04	
Massa				
Selisih		1072112,48		

I. Neraca Energi di Sekitar Reaktor (R-02)

Neraca Panas Reaktor *Fix-Bed Multitube* (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.22.

Tabel 2.21 Neraca Panas Reaktor Fix-Bed Multitube (R-02)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	Hr	Qc	H298	Hp
C3H6	245110,7297			245110,7297
C3H8	21333,5166			21333,5166
O2	2077129,7380			1544841,8727
N2	13267542,3292			13267542,3292
H2O	13839402,4727			13839402,4727
C3H4O	2558374,0749			164124,8137
C2H4O2	0,0000			268974,4172
C3H4O2	0,0000			2494257,4362
CO2	606032,7764			745175,5387
ΔH 298 Reaksi (2)	33471463,4417			
ΔH 298 Reaksi (2')				
Pendingin			33495625,9526	
Total	66086389,0791	0,0000	33495625,9526	32590763,1266
Total Massa	66086389,08			66086389,08
Selisih		0,00		

J. Neraca energi di sekitar heat exchanger (HE-02)

Neraca Panas *Heat Exchanger* (R-02) dapat dilihat pada Tabel 2.23.

Tabel 2.22 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Komponen	Input		Output	
	H14 (kJ/Jam)	H20 (kJ/Jam)	H15 (kJ/Jam)	H21 (kJ/Jam)
C3H6	245110,7297	0,0000	174860,8967	0,0000
C3H8	21333,5166	0,0000	15156,5430	0,0000

O2	1544841,8727	0,0000	1153130,1167	0,0000
N2	13267542,329	0,0000	9960760,4970	0,0000
	2			
H2O	13839402,472	8419380,179	10338959,570	16003314,753
	7	7	3	2
C3H4O	164124,8137	0,0000	116117,3211	0,0000
C2H4O2	268974,4172	77216,7233	191760,2528	150002,0071
C3H4O2	2494257,4362	679437,1326	1791013,5619	1321885,5814
CO2	745175,5387	0,0000	549836,0610	0,0000
Pendingin				
Total	32590763,126	9176034,035	24291594,820	17475202,341
	6	6	5	6
Total	41766797,16		41766797,16	
Massa				
Selisih	0,00			

K. Neraca Energi di Sekitar Cooler (CO-01)

Neraca Panas Cooler (CO-01) dapat dilihat pada Tabel 2.24.

Tabel 2.23 Neraca Panas Cooler (CO-01)

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
C3H6	174860,8967	35586,3189
C3H8	15156,5430	3043,4045
O2	1153130,1167	265119,3639
N2	9960760,4970	2320709,8515
H2O	10338959,5703	2384829,9083
C3H4O	116117,3211	23580,1442
C2H4O2	191760,2528	38977,6368
C3H4O2	1791013,5619	365929,5155
CO2	549836,0610	122126,4370

Pendingin		18731692,2400
Total	24291594,8205	24291594,8205
Total Massa		
Selisih		0,00

L. Neraca Energi di sekitar absorber (AB-01)

Neraca Panas *Absorber* (AB-01) dapat dilihat pada Tabel 2.25.

Tabel 2.24 Neraca Panas Absorber (AB-01)

Komponen	Input (kJ/hr)		Output (kJ/hr)	
	INPUT (H16)	INPUT (H 18)	OUTPUT (H19)	OUTPUT (H17)
C3H6	35586,3189		0,0000	31336,2575
C3H8	3043,4045		0,0000	2678,3329
O2	265119,3639		0,0000	234557,7640
N2	2320709,8515		0,0000	2054092,2318
H2O	2384829,9083	497425,5521	2775800,1772	582255,1998
C3H4O	23580,1442		0,0000	20781,6176
C2H4O2	38977,6368		24966,3344	343,2238
C3H4O2	365929,5155		219403,3404	3221,2688
CO2	122126,4370		0,0000	107892,3842
Total	5559902,5804	497425,5521	3020169,8520	3037158,2804
Total	6057328,13		6057328,13	
Massa				
Selisih			0,00	

M. Neraca Energi di Sekitar Kolom Distilasi (D-01)

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-01) dapat dilihat pada Tabel 2.26.

Tabel 2.25 Neraca Panas Kolom Distilasi (D-01)

Komponen	H input Kj/jam)	H Output Kj/jam)
HF	17475202,3416	
HR		2402541,8659
HD		7318166,67
Condensor		89412066,1108
Reboiler	81657572,3007	
Total	99132774,6423	99132774,64
Selisih		0,0000

N. Neraca Energi di Sekitar Cooler (CO-02)

Neraca Panas Cooler (CO-02) dapat dilihat pada Tabel 2.27.

Tabel 2.26 Neraca Panas Cooler (CO-02)

Komponen	Input	Output
	Hin (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
H ₂ O	8930,0754	1425,3426
C ₂ H ₄ O ₂	7418,6531	1111,4465
C ₃ H ₄ O ₂	2386193,1375	356053,3413
Pendingin		2043951,7355
Total	2402541,8659	2402541,8659
Selisih		0,00

O. Neraca Energi di Sekitar Cooler (CO-03)

Neraca Panas Cooler (CO-03) dapat dilihat pada Tabel 2.28 dibawah ini

Tabel 2.27 Neraca Panas Cooler (CO-03)

Komponen	Input		Output
	Hin (kJ/Jam)	Qc (kJ/Jam)	Hout (kJ/Jam)
H2O	7235058,2767		4620077,7685
C2H4O2	64365,6227		40735,9478
C3H4O2	18742,7662		11855,0451
Pendingin			2645497,9042
Total	7318166,6656	0,0000	7318166,6656
Total Massa	7318166,67		7318166,67
Selisih		0,00	

P. Neraca Energi Overall

Neraca Panas Overall dapat dilihat pada Tabel 2.29 dibawah ini:

Tabel 2.28 Neraca Panas Overall

Alat	Komponen	Input	Output
Kompresor	H3	327005,4059	
	H4		3028359,54
	Ws	2701354,138	
Expander	H7	647793,0298	
	H8		647793,03
	Ws	0	
Furnace	H1	4399286,536	
	H2		14806339,57
	H4	3028359,541	
	H5		19297309,95
	H8	34857,27569	
	H9		3951025,954
	Q Pemanas	30592172,12	

TWV 1	H2	14806339,57
	H5	19297309,95
	H6	34103649,52
TWV 2	H6	34103649,52
	H9	3951025,954
	H10	38054675,47
Reaktor 01	H10	38054675,47
	Delta 298	-74159701,22
	H11	38328551,01
	Q Pendingin	0
Blower	H11	38328551,01
	H12	38770789,82
	Q Blower	442238,8106
Heat Exchanger 01	H12	38770789,82
	H13	32614925,64
	H19	3020169,852
	H20	9176034,036
Reaktor 02	H13	32614925,64
	Delta 298	33471463,44
	H14	32590763,13
	Q Pendingin	33495625,95
Heat Exchanger 02	H14	32590763,13
	H15	24291594,82
	H20	9176034,036
	H21	17475202,34
Cooler 01	H15	24291594,82
	H16	5559902,58
	Q Pendingin	18731692,24
Absorber	H16	
	H17	3037158,28

	H18	497425,5521	
	H19		3020169,852
Destilasi	HF	17475202,34	
	HR		2402541,87
	HD		7318166,67
	Condenser		89412066,11
	Reboiler	81657572,3	
Cooler 02	H25		
	H26		0
	Q Pendingin		0
Cooler 03	H22		
	H23		7318166,666
	Q Pendingin	0	
Total		385561808,53	474673386,90

2.3 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

2.3.1 Tata Letak Pabrik

Desain tata letak pabrik bertujuan untuk mengatur berbagai komponen dalam fasilitas industri, termasuk area proses dan utilitas, ruang penyimpanan, kantor, area ekspansi, serta bangunan dan ruang pendukung lainnya. Tujuan utama dari tata letak yang efisien adalah untuk memastikan kelancaran operasional pabrik dan memaksimalkan pemanfaatan ruang. Selain itu, faktor-faktor penting seperti keamanan, keselamatan kerja, dan ketersediaan ruang terbuka harus diperhatikan agar menciptakan lingkungan kerja yang nyaman dan aman. Menurut Perry and Green (2008), terdapat beberapa aspek utama yang harus dipertimbangkan dalam merancang tata letak pabrik, antara lain :

1. Area Ekspansi Pabrik

Dalam merancang tata letak, penting untuk memperhitungkan potensi perluasan di masa mendatang, seperti penambahan peralatan produksi, peningkatan kapasitas output, atau pengembangan produk turunan. Untuk itu, sebagian area sebaiknya disediakan sebagai ruang cadangan untuk pengembangan.

2. Antisipasi Potensi Bahaya

Perancangan tata letak pabrik perlu memperhatikan potensi risiko seperti kebakaran, ledakan, serta kebocoran gas berbahaya. Oleh karena itu, unit pemadam kebakaran harus ditempatkan di titik-titik strategis, dan area dengan tingkat risiko tinggi harus dipisahkan secara jelas dari kantor serta fasilitas pendukung lainnya.

3. Luas dan Nilai Ekonomi Lahan

Dalam perencanaan, harga tanah merupakan faktor penting yang perlu dipertimbangkan, sehingga pemanfaatan lahan secara efisien menjadi sangat krusial. Penataan ruang harus mampu mendukung kebutuhan operasional secara optimal tanpa menyisakan area yang tidak terpakai, guna memastikan bahwa investasi untuk lahan tetap terjaga dari sisi keekonomian.

4. Instalasi dan Utilitas

Penataan peralatan, jaringan perpipaan, dan unit utilitas perlu dirancang dengan rapi dan efisien untuk menjamin kelancaran operasional serta memudahkan pelaksanaan perawatan berkala.

Secara umum, area pabrik diklasifikasikan ke dalam beberapa zona utama berikut ini :

1. Zona Administrasi dan Pendukung

Area ini mencakup fasilitas seperti kantor, poliklinik, perpustakaan, dan ruang kontrol. Kantor berperan sebagai pusat kegiatan administrasi, poliklinik menyediakan layanan medis serta penanganan darurat akibat kecelakaan kerja, perpustakaan berfungsi sebagai sumber informasi dan referensi, sementara ruang kontrol digunakan untuk memantau dan mengendalikan jalannya proses produksi.

2. Zona Proses Produksi

Merupakan area inti di mana seluruh peralatan produksi ditempatkan dan kegiatan proses berlangsung.

3. Zona Gudang, Bengkel, dan Garasi

Mencakup ruang penyimpanan untuk bahan baku dan produk jadi, bengkel pemeliharaan, serta tempat parkir atau garasi untuk kendaraan operasional.

4. Zona Utilitas, Pengolahan Limbah, Pemadam Kebakaran, dan Laboratorium

Menyediakan fasilitas pendukung proses produksi, seperti pasokan air, uap, listrik, serta sistem pengolahan limbah. Selain itu, terdapat fire station untuk penanganan keadaan darurat, dan laboratorium yang berfungsi dalam pengujian kualitas bahan baku maupun produk akhir.

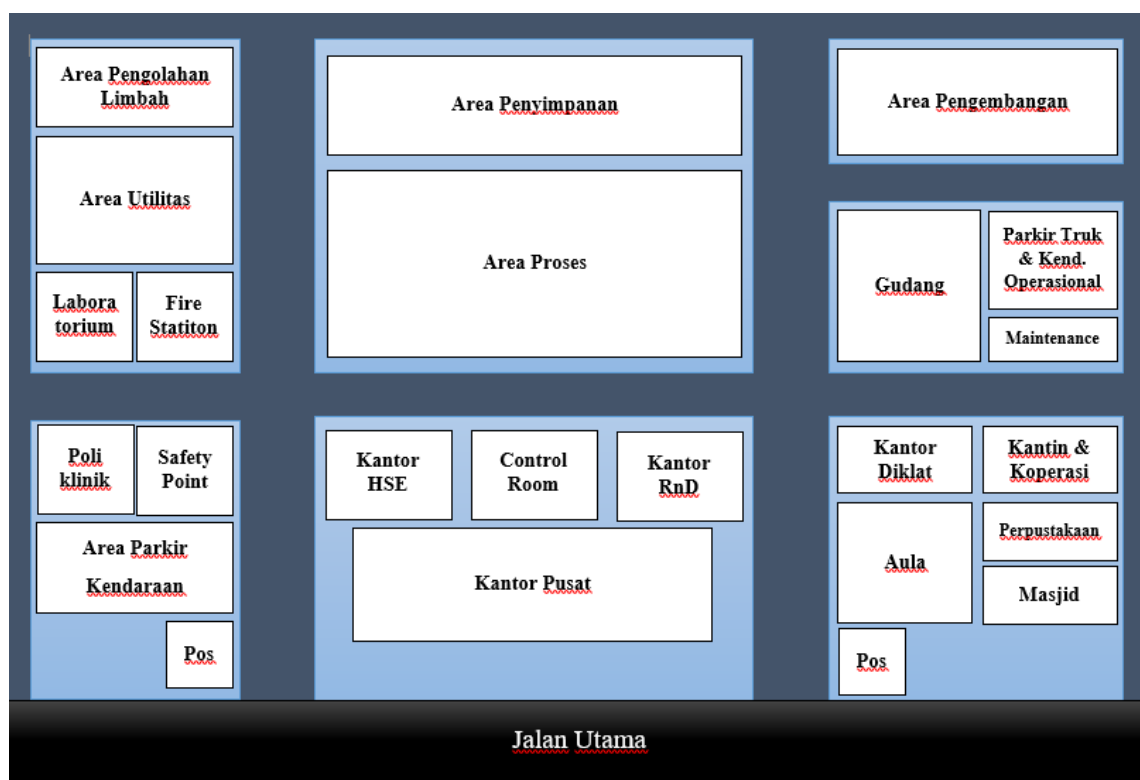
Untuk tata letak pabrik asam akrilat, rincian bangunan beserta luas masing-masing dapat dilihat pada Tabel 2.30.

Tabel 2.29 Rincian Bangunan

Area	Luas (m³)
Kantor Pusat	800
Aula	500
Poli Klinik	400
Control Room	400
Kantor RnD	400
Kantor Diklat	400
Kantor HSE	400
Kantin & Koperasi	250
Perpustakaan	200
Masjid	300
Laboratorium	400
Fire Station	100
Gudang	250
Maintenance	100
Pos Keamanan	50
Area Utilitas	1.500
Area Proses	5.000
Area Pengolahan Limbah	1.200

Area Penyimpanan	1.200
Area Pengembangan	900
Safety Point	100
Area Parkir Kendaraan Operasional	300
Area Parkir Kendaraan Umum	400
Taman	500
Jalan	2.000
Total	17250

Pada Pra-rancangan pabrik asam akrilat ini, tata letak ruang pabrik dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Tata Letak Pabrik

2.3.2 Tata Letak Peralatan Proses

Penempatan peralatan proses di pabrik kimia merupakan pengaturan posisi alat produksi yang disusun secara sistematis agar operasi berjalan lancar, lahan dimanfaatkan seefisien mungkin, biaya penanganan material ditekan, dan investasi

modal yang tidak perlu dapat diminimalkan (Peters & Timmerhaus, 2003). Pada pabrik asam akrilat, rancangan layout peralatan proses menjadi sangat penting untuk menjamin keselamatan, efisiensi, serta kesinambungan operasi. Peters dan Timmerhaus (2003) menekankan bahwa sejumlah aspek utama harus diperhatikan ketika merancang tata letak peralatan proses, antara lain :

1. Alur Perpindahan Bahan Baku dan Produk

Rancangan sistem perpipaan perlu dibuat seefisien mungkin untuk memastikan aliran bahan dari tahap bahan baku hingga menjadi produk akhir berlangsung dengan lancar, aman, dan hemat biaya. Tata letak jalur alir yang dirancang secara optimal juga membantu mencegah gangguan antar proses serta memudahkan kegiatan pemeliharaan.

2. Pencahayaan Fasilitas

Penerangan yang memadai sangat penting, terutama di area berisiko tinggi seperti reaktor atau unit distilasi. Sistem pencahayaan yang optimal membantu meningkatkan keterlihatan saat bekerja dan turut menurunkan potensi terjadinya kecelakaan.

3. Lalu Lintas Manusia dan Material

Rute pergerakan tenaga kerja dan peralatan angkut perlu dirancang sedemikian rupa agar tidak mengganggu atau bersinggungan dengan jalannya proses produksi. Pengaturan ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi waktu kerja sekaligus menjaga keselamatan para pekerja.

4. Aspek Ekonomi

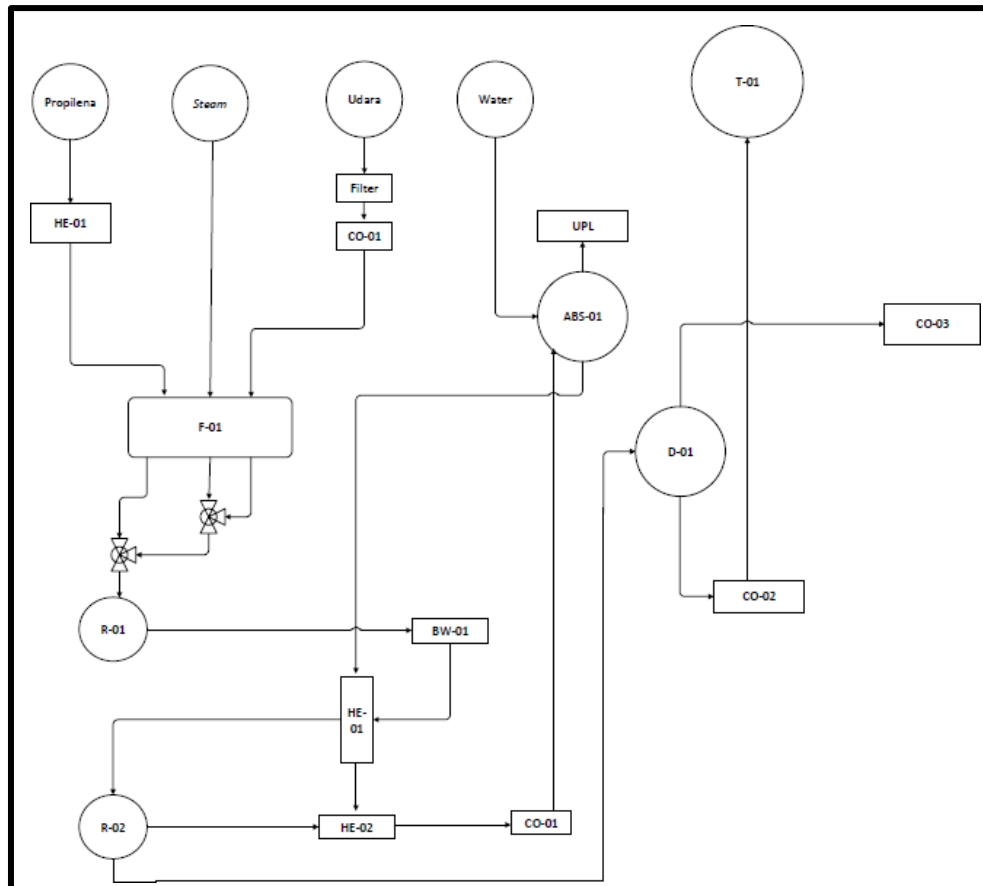
Penataan peralatan perlu dirancang sedemikian rupa guna mengoptimalkan produktivitas serta menekan biaya investasi dan operasional, termasuk pengeluaran untuk sistem perpipaan dan konsumsi energi.

5. Jarak Antar Peralatan Proses

Peralatan yang beroperasi dalam kondisi ekstrem, seperti suhu atau tekanan tinggi, perlu ditempatkan dengan jarak aman dari unit lainnya guna mencegah penyebaran dampak jika terjadi insiden. Hal ini menjadi sangat krusial dalam proses produksi asam akrilat yang melibatkan zat-zat reaktif dan mudah terbakar.

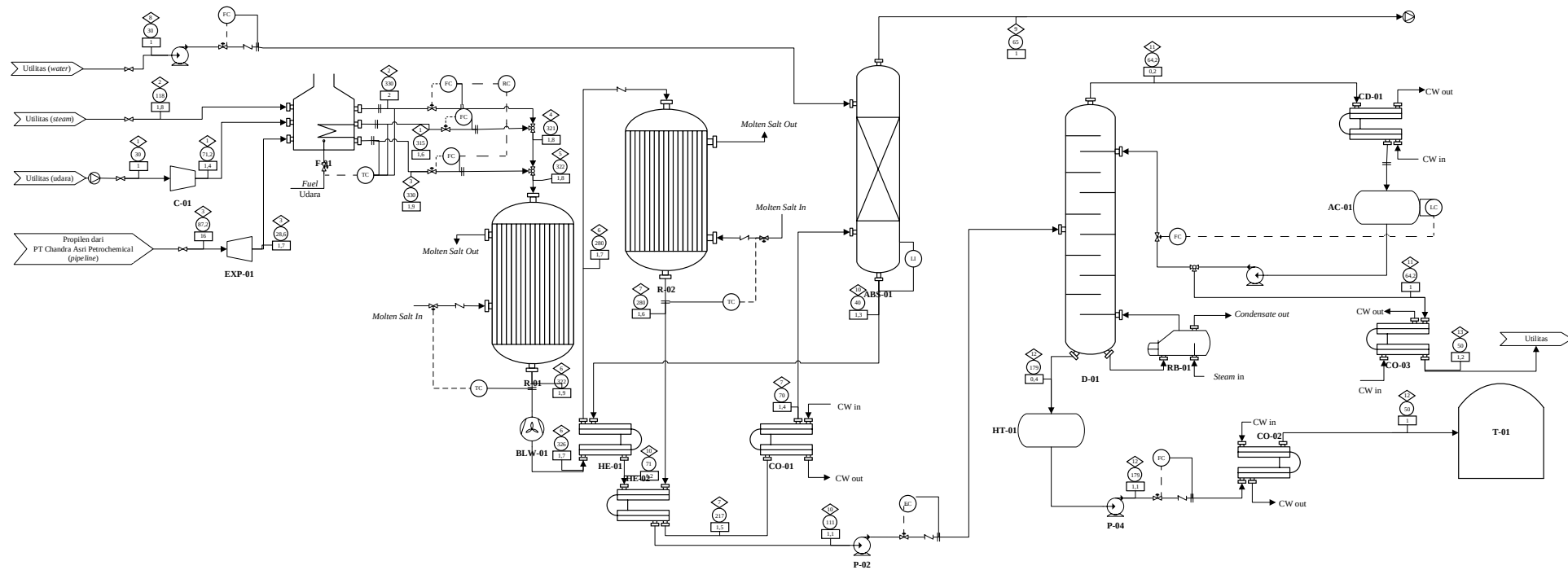
Penempatan unit-unit produksi seperti reaktor, kolom distilasi, absorber,

dan sebagainya harus disusun berdasarkan prinsip keamanan proses (*process safety*) serta efisiensi alur kerja. Tata letak ini umumnya divisualisasikan melalui diagram alir atau gambar proses, sebagaimana ditampilkan pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Tata Letak Peralatan Proses

2.4 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat



Gambar 2.4 Diagram Alir Proses Produksi Asam Akrilat