

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku Utama

a. Ethylbenzene

1) Komposisi

Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Aromatik
Bahaya	: Mudah terbakar
Kemurnian	: Minimum 99,85%
Impuritas	: Benzene 0,1%; Toluene 0,05%

2) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C_8H_{10}
Berat molekul	: 106,168 g/mol
Fase	: Cair (pada 25°C)
Densitas	: 0,865 g/ml (25°C) : 0,82 g/ml (50°C) : 0,79 g/ml (80°C)
Titik didih	: 136°C
Titik beku	: -95°C
Specific gravity	: 0,866–0,87 g/mL (pada ~20 °C)
Entalpi pembentukan $\Delta H_{f(298)}$	: 29.920 J/mol
Energi Gibbs $\Delta G_{f(298)}$	: 130.890 J/mol
Kelarutan	: 150–210 mg/L pada 20–25 °C
Panas penguapan pada 25°C	: 42.421 J/mol
Kapasitas panas (Cp)	: Gas (200°C) = 196,65 J/mol K Cair (25°C) = 183,66 J/mol K
Tekanan kritis	: 35,5 atm
Tekanan uap murni pada 25°C	: 9,55 mmHg
Suhu kritis	: 617,17 K
Titik nyala	: 22°C
Viskositas	: 0,62 cp (25°C)

: 0,393 cp (50°C)

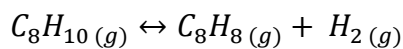
: 0,314 cp (80°C)

3) Sifat Kimia

1. Reaksi Dehidrogenasi

Proses ini dilakukan pada fase gas dengan katalis komponen besi shell 105. Reaksi berlangsung secara reversible dan endotermis, dengan temperatur sekitar 550 – 650°C dan tekanan 0,7 – 3 atm absolut.

Reaksi yang terjadi:

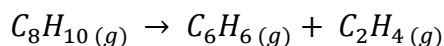


Ethylbenzene Styrene Hidrogen

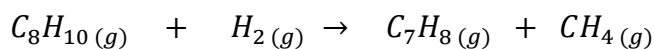
2. Reaksi pembentukan benzene

Selain membentuk *styrene* monomer, *ethylbenzene* juga akan membentuk benzene sebagai produk samping.

Reaksi yang terjadi:



Ethylbenzene Benzene Ethylene



Ethylbenzene Hidrogen Toluene Methane

3. Reaksi pembentukan Oksida Karbon dan Hidrogen

Ethylbenzene juga akan membentuk Oksida Karbon dan Hidrogen.

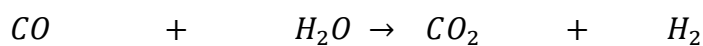
Reaksi yang terjadi:



Ethylene Air Karbon Monoksida Hidrogen



Methane Air Karbon Monoksida Hidrogn



Karbon Monoksida Air Karbon Dioksida Hidrogen

2.1.2 Spesifikasi Bahan Tambahan

a. Katalis Shell 105

1) Komposisi

Fase : Pellet

Bahan penyusun : 84,3% Fe₂O₃; 2,4% Cr₂O₃; 13,3% K₂CO₃

Warna : Cokelat kemerahan

Bau	: Tidak berbau
Bahaya	: Iritasi
Kemurnian	: > 95% (untuk katalis komersial grade)
Impuritas	: < 5% (dapat berisi trace amounts of: SiO ₂ , Al ₂ O ₃ , Na ₂ O)
Bulk density	: 1,422 kg/m ³
Pellet density	: 2,500 kg/m ³
Void fraction bed	: 0,4 m ³ /m ³ _{reactor}
Diameter	: 3 mm

b. Tertiary Butyl Catechol (TBC)

1) Komposisi

Fase	: Bubuk
Warna	: Putih
Bau	: Tidak berbau
Bahaya	: Iritasi
Kemurnian	: >99%
Impuritas	: <1%
Bahan penyusun	: 99,50% Di-tert-butylcatechol; 0,5% Tert butyl catechol

2.1.3 Spesifikasi Produk

Produk Utama

a. *Styrene*

1) Komposisi

Fasa	: Cair (pada 25°C, 1 atm)
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tajam, manis, menyengat
Bahaya	: Mudah terbakar, beracun
Kemurnian	: Minimum 99,8%

2) Sifat Fisika

Rumus molekul	: C ₈ H ₈
Berat molekul	: 104,152 g/mol
Fasa	: Cair
Densitas	: 0,9237 g/ml (0°C)
	: 0,8702 g/ml (60°C)
	: 0,8346 g/ml (100°C)
Kemurnian	: Minimum 99,8%

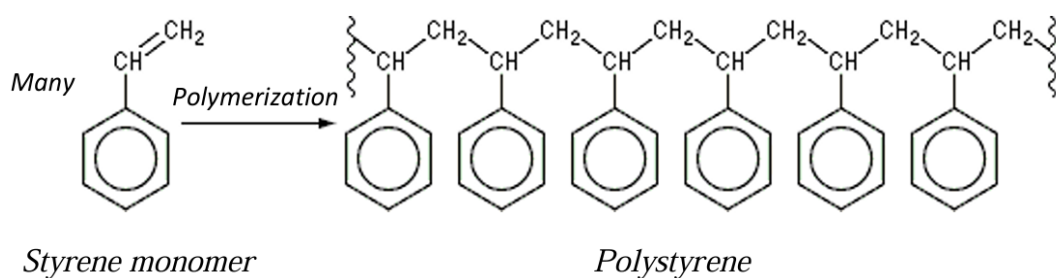
Titik didih	: 145°C
Titik beku	: -30,6°C
<i>Specific gravity</i>	: 0,906 g/cm ³ (pada 20°C)
Entalpi pembentukan	: 147.360 J/mol
Energi Gibbs	: 213.900 J/mol
Kelarutan	: Tidak larut dalam air, larut dalam alkohol dan eter
Kapasitas panas (Cp)	: gas (200°C) = 326,64 J/mol K : cair (25°C) = 187,12 J/mol K
Tekanan kritis	: 37,6 atm
Suhu kritis	: 648,00 K
Titik nyala	: 31°C
Viskositas	: 1,040 cp (0°C) : 0,763 cp (20°C) : 0,47 cp (60°C) : 0,326 cp (100°C) : 0,243 cp (140°C)
Panas penguapan pada 25°C	: 46.314 J/mol
Tekanan uap murni 25°C	: 6,06 mmHg

(Kirk-Othmer, 1980)

3) Sifat Kimia

Polimerisasi *Styrene* menjadi *Polystyrene*.

Reaksi yang terjadi:



Gambar 2. 1 Reaksi Polimerisasi *Styrene* menjadi *Polystyrene*

Reaksi polimerisasi tidak diharapkan terjadi dalam pabrik *styrene monomer* karena bersifat sangat eksotermis dan dapat menurunkan jumlah *styrene monomer* yang dihasilkan. Oleh sebab itu, ditambahkan inhibitor 4-*tert-butylcatechol* untuk menghambat terjadinya proses polimerisasi tersebut.

Produk Samping

a. Benzene

Sifat Fisika

Wujud	: Cair (pada 25°C, 1 atm)
Rumus molekul	: C_6H_6
Berat molekul	: 78,114 g/mol
Densitas	: 0,8789 g/ml (20°C) : 0,8736 g/ml (25°C) : 0,82 g/ml (50°C) : 0,788 g/ml (80°C)
Titik beku	: 5,53°C
Titik didih	: 80,1°C
Kapasitas panas (Cp)	: gas (200°C) = 2582,06 J/mol K : cair (25°C) = 137,64 J/mol K
Tekanan kritis	: 48,34 atm
Titik nyala	: -11,63°C
Viskositas	: 0,6 cp (25°C) : 0,32 cp (50°C) : 0,24 cp (80°C)
Panas penguapan pada 25°C	: 34.479 J/mol
Entalpi pembentukan	: 82.930 J/mol
Energi Gibbs	: 129.665 J/mol
Tekanan uap murni 25°C	: 94,31 mmHg

b. Toluene

Sifat Fisika

Wujud	: Cair (pada 25°C, 1 atm)
Rumus molekul	: C_7H_8
Berat molekul	: 92,14 g/mol
Densitas	: 0,865 g/ml (25°C) : 0,815 g/ml (50°C) : 0,784 g/ml (80°C)
Titik beku	: -95°C
Titik didih	: 111°C
Kapasitas panas (Cp)	: gas (200°C) = 162,56 J/mol K : cair (25°C) = 157,55 J/mol K

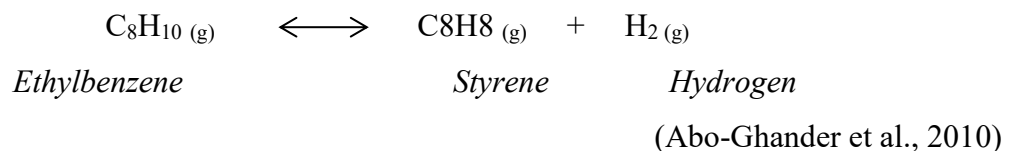
Tekanan kritis	: 40,5 atm
Titik nyala	: 5°C
Viskositas	: 0,548 cp (25°C)
	: 0,34 cp (50°C)
	: 0,27 cp (80°C)
Panas penguapan pada 25oC	: 38.344 J/mol
Entalpi pembentukan	: 50.170 J/mol
Energi Gibbs	: 122.050 J/mol
Tekanan uap murni 25oC	: 24,82 mmHg

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *styrene* dari *ethylbenzene* dilakukan melalui reaksi dehidrogenasi katalitik dengan cara melepaskan dua atom hidrogen dari gugus etil pada molekul *ethylbenzene*. Reaksi ini berlangsung dalam fase gas serta bersifat reversibel dan endotermis, sehingga membutuhkan suplai energi panas yang cukup besar. Panas tersebut dimanfaatkan untuk memutus ikatan C–H agar reaksi dapat berlangsung secara optimal. Untuk memenuhi kebutuhan energi dan memastikan temperatur reaksi tercapai serta tetap stabil, digunakan *superheated steam* yang dialirkan ke dalam *fixed bed reactor* sebagai sumber panas utama.

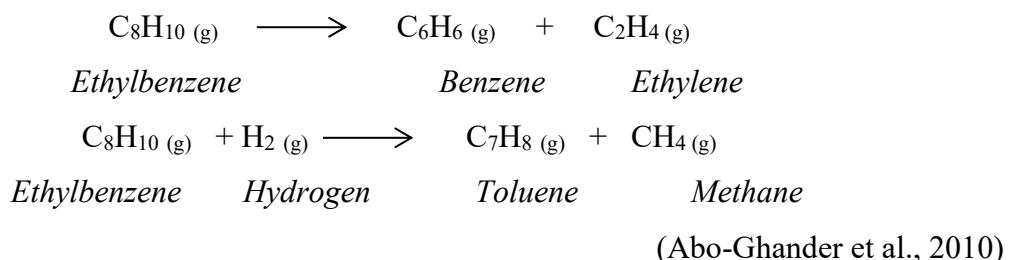
1. Reaksi utama produksi *styrene* dan *hydrogen*:



2. Reaksi samping yang terjadi:

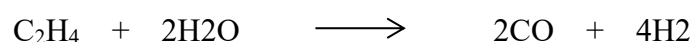
a) *Ethylbenzene* menghasilkan *benzene* dan *ethylene*, serta carbon dan hydrogen.

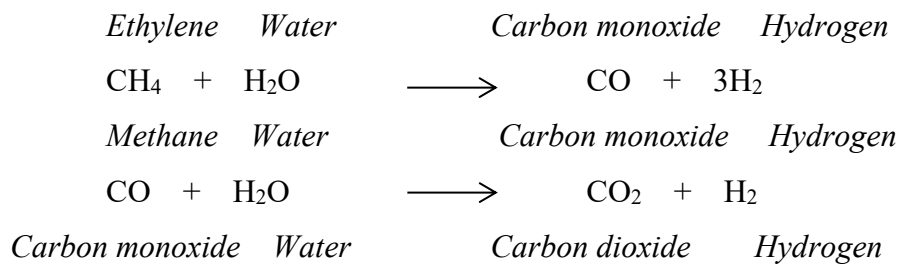
Reaksi :



b) Reaksi antara *coke* pada permukaan katalis dengan *steam* menghasilkan oksida karbon dan *hydrogen*.

Reaksi :





Thermal cracking terjadi pada temperatur di atas 630°C sehingga untuk operasi digunakan temperatur optimum 550-630°C (Ullman, 1992).

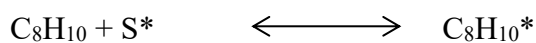
2.2.2 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi yang terjadi pada reaksi dehidrogenasi *ethylbenzene* menjadi *styrene* meliputi tahap-tahap berikut :

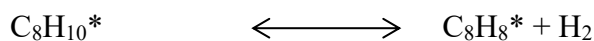
Misalnya: Katalis shell 105 yang dipakai adalah S.



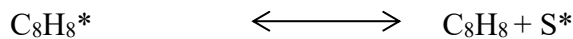
- 1) *Adsorbsi Ethylbenzene* (reaktan) pada permukaan katalis



- 2) Reaksi pada permukaan katalis

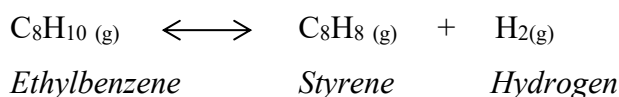


- 3) *Desorbsi Styrene* (hasil reaksi)



2.2.3 Kondisi Operasi

Reaksi utama dalam produksi *styrene* dan *hydrogen*:



Reaksi dehidrogenasi umumnya berlangsung pada temperatur di atas 600°C dengan penggunaan *excess steam* untuk menunjang kebutuhan energi selama proses berlangsung. Dehidrogenasi *ethylbenzene* merupakan reaksi yang bersifat endotermis dan reversibel, serta diikuti oleh peningkatan jumlah mol ketika reaksi terjadi. Oleh karena itu, konversi kesetimbangan yang tinggi lebih mudah diperoleh pada kondisi temperatur yang tinggi dan tekanan parsial *ethylbenzene* yang rendah, sehingga arah reaksi cenderung menuju pembentukan produk.

Proses reaksi berlangsung di dalam reaktor tipe *fixed bed* (katalitik adiabatik) yang dioperasikan pada rentang suhu 550-650°C dan tekanan 0,7 – 3 atm absolut (Mc. Ketta, vol. 14, 1982). Rentang kondisi operasi tersebut dipilih untuk menjaga kestabilan reaksi sekaligus mengoptimalkan pembentukan stirena. Pada kondisi ini, konversi *ethylbenzene* menjadi *styrene* berada pada kisaran 40 – 69% (Mc. Ketta, vol. 14, 1980). Selain menghasilkan stirena sebagai

produk utama, sebagian kecil etilbenzena juga mengalami reaksi samping yang membentuk toluena sebesar 1,65 – 2,3% dan benzena sebesar 0,55 – 1,8% berdasarkan persen massa. Meskipun terdapat produk samping, selektivitas terhadap *styrene* tetap tinggi, yaitu sekitar 85 – 95% (Mc. Ketta, vol. 14, 1982), dengan yield mencapai 88 – 95% (Ullman, vol. A25, 1994). Aliran *superheated steam* yang masuk ke dalam reaktor memiliki rasio berat *ethylbenzene* terhadap *steam* sebesar 1:6. Penggunaan *steam* dalam jumlah yang lebih besar dibandingkan *ethylbenzene* tidak hanya berfungsi sebagai pemasok panas untuk memenuhi kebutuhan reaksi endotermis, tetapi juga bertindak sebagai inert yang mampu menurunkan tekanan parsial gas-gas lain dalam sistem. Penurunan tekanan parsial ini membantu menggeser kesetimbangan reaksi ke arah kanan, sehingga jumlah *styrene* yang terbentuk menjadi lebih banyak. Dalam penerapannya, proses ini dijalankan pada suhu sekitar 550°C dengan tekanan operasi 1,5 atm guna menjaga kondisi reaksi tetap optimal dan stabil.

Suhu dan tekanan tersebut dipilih dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pada kondisi operasi tersebut konversi *Ethylbenzene* menjadi *styrene* mencapai 69% per pass dengan selektivitas *styrene* sebesar 95%.
2. Reaksi dehidrogenasi *ethylbenzene* menjadi *styrene* merupakan reaksi endotermis, semakin tinggi suhu kesetimbangan akan bergeser ke kanan dan produk *styrene* menjadi semakin besar pula. Namun bila suhu terlalu tinggi diatas 630°C akan terjadi *thermal cracking* dari hidrokarbon.

Untuk memperoleh hasil reaksi utama yaitu *styrene monomer* secara optimum dan memperkecil kemungkinan terjadinya hasil reaksi samping digunakan katalis Shell 105 yang mempunyai komposisi:

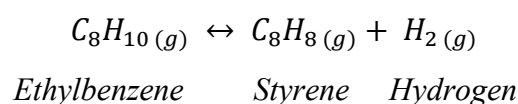
- Besi : 84,3% sebagai Fe_2O_3
- Kromium : 2,4% sebagai Cr_2O_3
- Potasium : 13,3% sebagai K_2CO_3

sehingga dengan adanya katalis, maka reaksi utama yang paling berpengaruh terhadap kondisi operasi.

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan segi termodinamika adalah untuk mengetahui reaksi tersebut bersifat endotermis (memerlukan panas) atau eksotermis (melepaskan panas), serta mengetahui apakah reaksi berjalan searah atau bolak-balik.

Reaksi dehidrogenasi *ethylbenzene*:



Untuk mengetahui sifat reaksi dehidrogenasi endotermis atau eksotermis dapat diketahui dari harga ΔH reaksi. Data entalpi reaksi (ΔH) standar pada T 298,15 K dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2. 1 Data Entalpi Reaksi Standar (298,15 K)

Komponen	$\Delta H^{\circ}f$ (J/mol)
<i>Ethylbenzene</i>	29.920
<i>Styrene</i>	147.360
<i>Hydrogen</i>	0

Reaksi utama:

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}\text{reaksi standar} &= \sum \Delta H^{\circ}f(\text{produk}) - \sum \Delta H^{\circ}f(\text{reaktan}) \\ \Delta H^{\circ}_{298,15} &= (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_8\text{H}_8 + \Delta H^{\circ}f \text{ H}_2) - (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_8\text{H}_{10}) \\ \Delta H^{\circ}_{298,15} &= (147.360 \text{ J/mol} + 0 \text{ J/mol}) - (29.920 \text{ J/mol}) \\ \Delta H^{\circ}_{298,15} &= 117.440 \text{ J/mol}\end{aligned}$$

ΔH° reaksi standar dehidrogenasi *ethylbenzene* bernilai positif sehingga reaksi dehidrogenasi bersifat endotermis (membutuhkan panas).

Kemudian menghitung ΔH reaksi pada suhu operasi ($550^{\circ}\text{C} = 823,15 \text{ K}$). Diketahui data kapasitas panas (C_p) masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Tabel 2. 2 Data Kapasitas Panas (C_p) masing-masing Komponen

Komponen	A (J/mol.K)	B (J/mol.K)	C (J/mol.K)	D (J/mol.K)	E (J/mol.K)
<i>Ethylbenzene</i> (C_8H_{10})	-20,527	$5,9578 \times 10^{-1}$	$-3,0849 \times 10^{-4}$	$3,5621 \times 10^{-8}$	$1,2409 \times 10^{-11}$
<i>Styrene</i> (C_8H_8)	71,201	$5,4767 \times 10^{-2}$	$6,4793 \times 10^{-4}$	$-6,9875 \times 10^{-7}$	$2,1232 \times 10^{-10}$
<i>Hydrogen</i> (H_2)	25,399	$2,0178 \times 10^{-2}$	$-3,8549 \times 10^{-5}$	$3,1880 \times 10^{-8}$	$-8,7585 \times 10^{-12}$

Styrene

$$\begin{aligned}\Delta H &= \int_{298,15}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT \\ \Delta H &= \int_{298,15}^{823,15} (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT\end{aligned}$$

$$\Delta H = \int_{298,15}^{823,15} (71,201 + (5,4767 \times 10^{-2})T + (6,4793 \times 10^{-4})T^2 + (-6,9875 \times 10^{-7})T^3 + (2,1232 \times 10^{-10})T^4) dT$$

$$\Delta H_{\text{styrene}} = 105.364,3427 \text{ J/mol}$$

Ethylbenzene

$$\Delta H = \int_{298,15}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\Delta H = \int_{298,15}^{823,15} ((-20,527) + (5,9578 \times 10^{-1})T + (-3,0849 \times 10^{-4})T^2 + (3,5621 \times 10^{-8})T^3 + (1,2409 \times 10^{-11})T^4) dT$$

$$\Delta H_{\text{ethylbenzene}} = 114.908,4084 \text{ J/mol}$$

Hydrogen

$$\Delta H = \int_{298,15}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\Delta H = \int_{298,15}^{823,15} (25,399 + (2,0178 \times 10^{-2})T + (-3,8549 \times 10^{-5})T^2 + (3,1880 \times 10^{-8})T^3 + (-8,7585 \times 10^{-10})T^4) dT$$

$$\Delta H_{\text{hydrogen}} = 15.385,6493 \text{ J/mol}$$

Maka:

$$\Delta H^{\circ}_{\text{produk}} = (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2 + \Delta H^{\circ}_f \text{H}_2)$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{produk}} = 105.364,3427 \text{ J/mol} + 15.385,6493 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{produk}} = 120.749,992 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reaktan}} = (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3)$$

$$\Delta H^{\circ}_{\text{reaktan}} = 114.908,4084 \text{ J/mol}$$

Sehingga didapatkan ΔH reaksi pada suhu 550°C (823,15 K) adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{298,15} + (\Delta H^{\circ}_f(\text{produk}) - \Delta H^{\circ}_f(\text{reaktan}))$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = 117.440 \text{ J/mol} + (120.749,992 \text{ J/mol} - 114.908,4084 \text{ J/mol})$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = 117.440 \text{ J/mol} + 5.841,5836 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = 123.281,5836 \text{ J/mol}$$

Dari perhitungan di atas, panas reaksi bernilai positif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan *Styrene* pada suhu 550°C (823,15 K) merupakan reaksi endotermis (membutuhkan panas).

Data ΔG°_f masing-masing komponen pada suhu 298,15 K dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 2. 3 Data Reaksi Bebas Gibbs setiap Komponen

Komponen	$\Delta G^{\circ}f$ (J/mol)
<i>Ethylbenzene</i> (C ₈ H ₁₀)	130.890
<i>Styrene</i> (C ₈ H ₈)	213.900
<i>Hydrogen</i> (H ₂)	0

Reaksi utama:

$$\Delta G^{\circ} = \sum \Delta G^{\circ}f \text{ produk} - \sum \Delta G^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298,15} = (\Delta G^{\circ}f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}=\text{CH}_2 + \Delta G^{\circ}f \text{ H}_2) - (\Delta G^{\circ}f \text{ C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CH}_3)$$

$$\Delta G^{\circ}_{298,15} = (213.900 \text{ J/mol} + 0 \text{ J/mol}) - (130.890 \text{ J/mol})$$

$$\Delta G^{\circ}_{298,15} = 83.010 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G = -RT \times \ln K_{298,15}$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$$

$$\ln K_{298,15} = \frac{-83.010 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \cdot K \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298,15} = -33,5045$$

$$K_{298,15} = \exp^{-33,5045}$$

$$K = 2,8128 \times 10^{-15}$$

Digunakan reaksi pada suhu 550°C (823,15 K), sehingga:

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{823,15}} = \frac{-\Delta H_R}{R} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{T} \right]$$

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{823,15}} = \frac{-117.440}{8,314} \left[\frac{1}{298,15} - \frac{1}{823,15} \right]$$

$$\ln \frac{K_{298,15}}{K_{823,15}} = -30,22$$

$$K_{823,15} = \frac{K_{298,15}}{\exp(-30,22)}$$

$$K_{823,15} = \frac{\exp^{-33,5045}}{\exp^{-30,22}}$$

$$K_{823,15} = 0,037$$

2.2.5 Tinjauan Kinetika

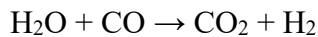
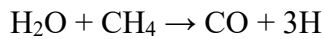
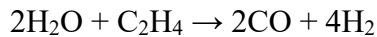
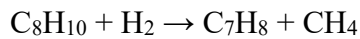
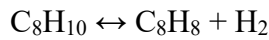
Tinjauan kinetika bertujuan untuk mengidentifikasi berbagai faktor yang memengaruhi laju reaksi kimia yang berlangsung, seperti keberadaan katalis serta parameter kinetika reaksi.

a. Karakteristik Katalis

Katalis Shell-105 memiliki komposisi yang terdiri atas 84,3% Fe₂O₃, 2,4% Cr₂O₃, dan 13,3% K₂CO₃, dengan bentuk fisik berupa pelet.

b. Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi dehidrogenasi *ethylbenzene* menurut Luyben (2011) dijelaskan sebagai sistem yang melibatkan beberapa reaksi. Terdapat enam kemungkinan reaksi yang dapat terjadi di dalam reaktor. Berikut merupakan reaksi-reaksi kimia yang berlangsung di dalam reaktor tersebut.



Dengan laju reaksinya dirumuskan sebagai berikut.

$$R_{1f} = P_{eb}K_{1f}\exp^{-\frac{E_{1f}}{RT}}$$

$$R_{1r} = P_sP_wK_{1r}\exp\left(-\frac{E_{1r}}{RT}\right)$$

$$R_2 = P_{eb}K_{2f}\exp^{-\frac{E_2}{RT}}$$

$$R_3 = P_{eb}P_HK_3\exp^{-\frac{E_3}{RT}}$$

$$R_4 = P_w(P_e^{0.5})K_4\exp^{-\frac{E_4}{RT}}$$

$$R_5 = P_WP_MK_5\exp^{-\frac{E_5}{RT}}$$

$$R_6 = P_WP_{CO}K_6\exp^{-\frac{E_6}{RT}}$$

Tabel 2.4 menyajikan data yang diacu dari Luyben (2011) sebagai dasar dalam analisis kinetika reaksi. Pada tabel tersebut, seluruh laju reaksi dinyatakan dalam satuan kmol s⁻¹m⁻³, yang menunjukkan jumlah mol zat yang bereaksi per satuan waktu dan volume reaktor. Sementara itu, konsentrasi masing-masing komponen dinyatakan dalam bentuk tekanan parsial gas dengan satuan pascal, sehingga memudahkan dalam pemodelan sistem reaksi berbasis fase gas.

Tabel 2. 4 Nilai Kinetika Reaksi Dehidrogenasi *Ethylbenzene* menjadi *Styrene*

	K (kmol s ⁻¹ m ⁻³)	E (kJ/mol)	Konsentrasi (Pascal)
Reaksi 1 <i>forward</i>	0,044	90,981	P _{Eb}
Reaksi 1 <i>backward</i>	6 x 10 ⁻⁸	61,127	P _S P _H
Reaksi 2	27.000	207,989	P _{Eb}
Reaksi 3	6,484 x 10 ⁻⁷	91,515	P _{Eb} P _H
Reaksi 4	1,487 x 10 ⁻⁷	103,515	(P _W) ² P _E
Reaksi 5	2,564 x 10 ⁻⁶	6723	P _W P _M
Reaksi 6	1179	73,638	P _W P _{CO}

Sumber: Luyben, 2011

Berdasarkan data pada Tabel 2.4, secara kimia dapat dijelaskan bahwa peningkatan suhu operasi akan mendukung jalannya reaksi. Hal ini dikarenakan energi aktivasi *forward reaction* lebih tinggi dibandingkan dengan energi aktivasi *backward reaction*, sehingga diperlukan energi yang cukup besar agar reaksi dapat berlangsung secara optimal. Selain itu, reaksi yang terjadi bersifat endotermik, sehingga membutuhkan suplai panas untuk meningkatkan konversi reaksi. Dari aspek kinetika, penggunaan tekanan yang relatif rendah selama proses reaksi serta konsentrasi *ethylbenzene* yang tinggi cenderung memberikan hasil yang lebih baik dalam produksi *styrene* (Luyben, 2011).

2.3 Langkah Proses

Tahap pembentukan produk dimaksudkan untuk mereaksikan *ethylbenzene* dengan bantuan katalis dan *superheated steam* dalam reaktor pada suhu 550°C dan tekanan 1,5 atm. Reaksi ini adalah reaksi endotermis sehingga suhu produk akan lebih rendah daripada suhu reaktan pada kondisi biasa. Di dalam reaktor, *steam* yang digunakan dikontakan langsung, yang berfungsi mengaktivasi katalis. Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed* dengan konversi reaksi yang dihasilkan mencapai 69%. Dalam reaktor *ethylbenzene* akan terdehidrogenasi membentuk *styrene* dengan bantuan katalis Shell 105 yang berbentuk *pellet* dan mempunyai komposisi 84,3% Fe₂O₃; 2,4% Cr₂O₃; 13,3% K₂CO₃.

2.3.1 Langkah Proses

Proses produksi stirena dengan proses Lummus/UOP Classic SM secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap, yaitu:

- Tahap persiapan bahan baku
- Tahap pembentukan produk
- Tahap pemurnian produk

Proses pembuatan *styrene* secara lengkap dijelaskan sebagai berikut:

2.3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Persiapan bahan baku selalu saja diperlukan dalam setiap pabrik, karena kondisi operasi yang diinginkan tidak begitu saja tercapai sehingga bahan baku perlu dikondisikan sedemikian rupa sehingga reaksi bisa berjalan dengan baik. Bahan baku untuk pembuatan *styrene* adalah *ethylbenzene* dengan komposisi 99,85% berat *ethylbenzene*, 0,1% berat *benzene* dan 0,05% berat *toluene*.

Adapun beberapa tahap persiapan bahan baku yang perlu dilakukan adalah:

1. Pencampuran *Ethylbenzene*

Fresh feed ethylbenzene disimpan di dalam tangki *storage ethylbenzene* (T-01) dengan kondisi operasinya diatur pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. *Fresh feed* dari pipa *ethylbenzene* dicampur dengan arus *recycle ethylbenzene* dari kolom destilasi II pada Mixer. Karena adanya pencampuran tersebut, suhu campuran yang keluar dari dalam *mixer* menjadi sekitar 55,81°C.

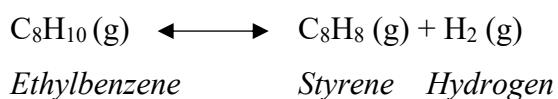
2. Penguapan *Ethylbenzene*

Reaksi dehidrogenasi *ethylbenzene* menjadi *styrene* berlangsung pada tekanan 1,5 atm dan suhu sekitar 550°C. Pompa diperlukan untuk menaikkan tekanan arus *feed* sampai dengan 1,5 atm. *Feed* kemudian dimasukan dalam *heat exchanger* (HE-01) untuk menaikkan suhu *feed* hingga mendekati *bubble point feed* yaitu sekitar 151,99°C. Setelah pemanasan, *feed* dimasukan ke *vaporizer* (V-01) berfungsi untuk menguapkan *feed*, karena reaksi yang akan berlangsung adalah pada fase gas. Suhu keluar dari *vaporizer* adalah 151,88°C, masih terlalu rendah jika dibandingkan dengan suhu reaksi dalam reaktor, sehingga diperlukan alat pemanas yaitu berupa *furnace* untuk menaikkan suhu *feed* sampai mendekati suhu operasi reaktor sebesar 550°C.

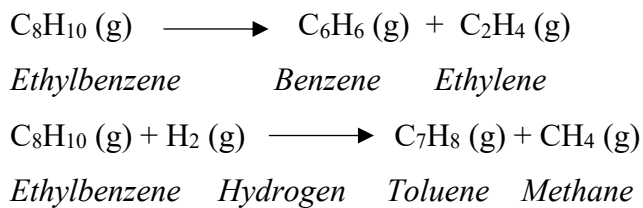
2.3.1.2 Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk dimaksudkan untuk mereaksikan *ethylbenzene* dengan bantuan katalis dan *superheated steam* dalam reaktor pada suhu 550°C dan tekanan 1,5 atm. Reaksi ini adalah reaksi endotermis sehingga suhu produk akan lebih rendah daripada suhu reaktan pada kondisi biasa. Di dalam reaktor steam yang digunakan dikontakan langsung, yang berfungsi mengaktifasi katalis. Jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed* dengan konversi reaksi yang dihasilkan mencapai 69%. Dalam reaktor *ethylbenzene* akan terdehidrogenasi membentuk *styrene* dengan bantuan katalis Shell 105 yang berbentuk *pellet* dan mempunyai komposisi 84,3% Fe₂O₃; 2,4% Cr₂O₃; 13,3% K₂CO₃.

Reaksi dehidrogenasi didalam reaktor adalah sebagai berikut:



Selain terjadi reaksi dehidrogenasi juga terjadi reaksi samping yaitu :



Konversi *ethylbenzene* menjadi *styrene* dalam proses ini 69%. Produk reaktor berupa campuran antara *styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, *toluene*, air, CO₂, dan H₂ keluar dalam fase gas pada suhu 375,56°C. Produk reaktor ini panasnya dimanfaatkan untuk menghasilkan *steam* pada *Waste Heat Boiler* (WHB-201), pemanas *vaporizer* (V-101) dan *heat exchanger* (HE-101).

2.3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Produk keluaran reaktor berupa campuran antara *styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, *toluene*, air, CO₂, dan H₂ keluar dalam fase gas. Sedangkan produk yang diperlukan adalah *styrene* dengan kemurnian 99,8%. Oleh karena itu perlu adanya pemurnian produk. Tahap pemurnian produk antara lain:

1. Pelepasan gas CO₂ dan H₂

Produk keluaran reaktor dikondensasi pada kondensor parsial 1 (CD-201) yang berfungsi untuk mengubah fase campuran *styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, dan *toluene* dari fase gas ke fase cair. Keluaran kondensor parsial kemudian dimasukkan ke dalam drum separator untuk memisahkan antara gas *non-condensable* dengan campuran *styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, dan *toluene*. Hasil keluaran bawah drum separator dengan suhu 92,98°C kemudian dialirkan ke dekanter. Dekanter digunakan untuk memisahkan air dengan *crude styrene*, sisa *ethylbenzene*, *benzene*, dan *toluene* dengan perbedaan berat jenis. Sedangkan untuk keluaran atas gas *non-condensable* atau gas buang dialirkan ke *purging stack* untuk dibakar dan dibuang ke udara.

2. Pemisahan *Styrene*

Kolom destilasi berfungsi untuk memisahkan produk *styrene* dari *benzene*, *toluene*, dan sisa *ethylbenzene* secara bertahap berdasarkan pada perbedaan titik uap murninya. Di sini kolom destilasi yang digunakan sebanyak dua buah, yang dilengkapi dengan kondensor dan reboiler parsial.

Kolom Distilasi I (D-201) yang bekerja pada tekanan 1,2 atm. Hasil atas terdiri dari *benzene*, *toluene*, dan *ethylbenzene* kemudian masuk ke dalam kolom destilasi II (D-202) sebagai umpan. Sedangkan hasil bawahnya berupa *styrene monomer* sebagai hasil akhir yang sesuai dengan komposisi produk dan mempunyai kemurnian 99,8 % didinginkan dalam *cooler*

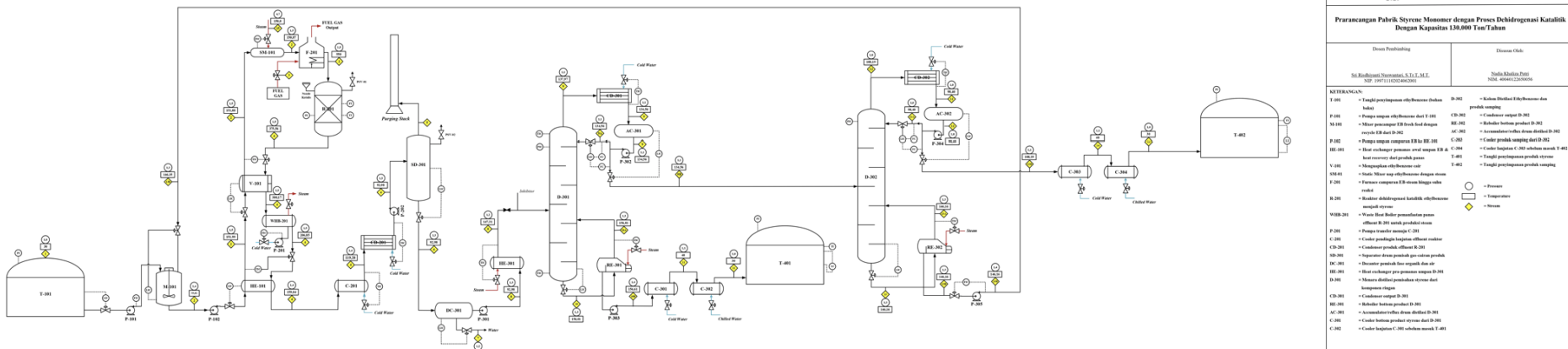
sampai suhu 30°C kemudian disimpan dalam Tangki II (T-401) dalam bentuk cair dan siap untuk dipasarkan.

3. Pemisahan *Ethylbenzene*

Di dalam Kolom Distilasi II (D-202) yang beroperasi pada kondisi tekanan 1,1 atm, dihasilkan campuran yang terdiri dari *toluene* dan *benzene* sebagai hasil atas kemudian masuk ke dalam kondensor sebagai umpan. Pada bagian bawah dihasilkan sebagian besar *ethylbenzene* sisa dan sedikit *styrene* yang kemudian dialirkan ke mixer (M-101) sebagai *recycle* untuk dicampur dengan *fresh feed* yaitu *ethylbenzene* segar sebagai *feed* reaktor.

2.3.2 Process Flow Diagram

DESAIN PROYEK PABRIK PEMBUATAN STYRENE MONOMER DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KATALITIK KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

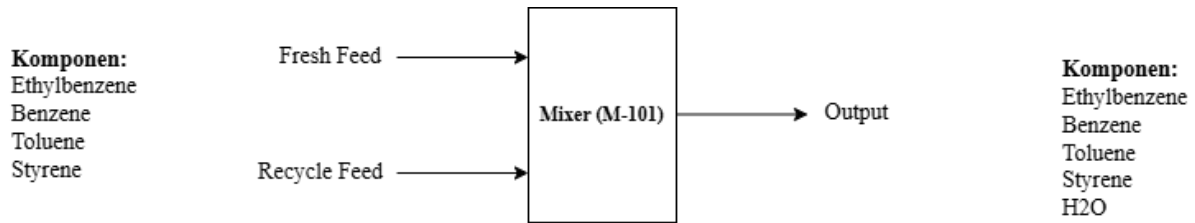


Gambar 2. 2 Process Flow Diagram

2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.4.1 Neraca Massa

1. Mixer (M-101)



Gambar 2. 3 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar *Mixer* (M-101)

Input = Output

Fresh Feed + Recycle Feed = Output

Fresh Feed = 18.335,768 kg

Basis = 1 jam operasi

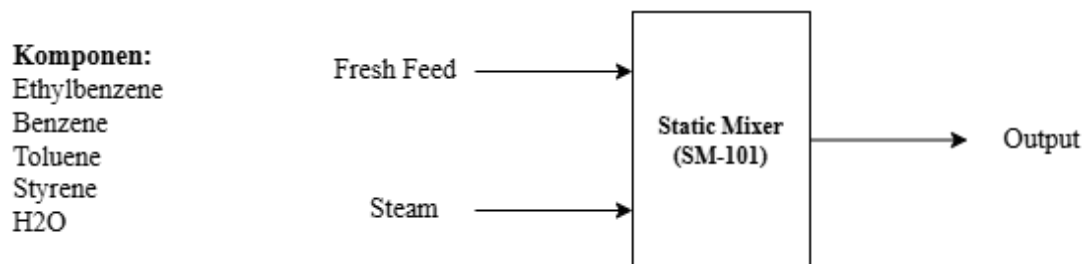
Recycle Feed = 7.151,282 kg

OUTPUT = 25.516,935 kg

Tabel 2. 5 Neraca Massa pada *Mixer* (M-101)

Komponen	BM	Input		Output	
		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene recycle	C ₈ H ₁₀	106,168	67,358	7.151,282	67,358
Styrene recycle	C ₈ H ₈	104,152	0,0005	0,047	0,0005
Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106,168	172,705	18.335,768	172,705
Benzene	C ₆ H ₆	78,114	0,240	18,780	0,240
Toluene	C ₇ H ₈	92,141	0,120	11,076	0,120
		25.516,953		25.516,953	

2. Static Mixer (SM-101)



Gambar 2. 4 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar *Static Mixer* (SM-101)

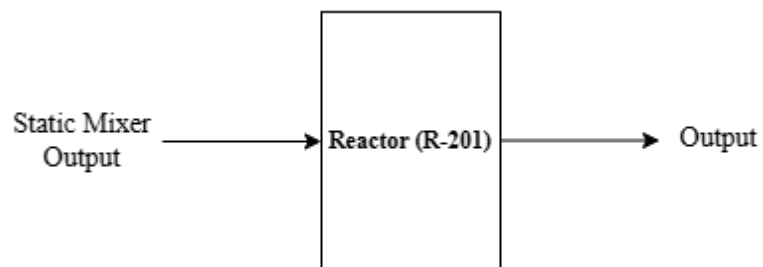
Rasio Steam : Ethylbenzene yang digunakan = 6 : 1

Tabel 2. 6 Neraca Massa pada *Static Mixer* (SM-101)

Komponen	BM	Input		Output	
		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene recycle	C ₈ H ₁₀	106,168	67,358	67,358	7.151,282
Styrene recycle	C ₈ H ₈	104,152	0,0005	0,047	0,0005
Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106,168	172,705	18.335,768	172,705
Steam	H ₂ O	18,015	1.442,544	25.987,433	1.442,544
Benzene	C ₆ H ₆	78,114	0,240	18,780	0,240
Toluene	C ₇ H ₈	92,141	0,120	11,076	0,120
Total		51.504,386		51.504,386	

3. Reaktor (R-01)

Komponen:
Ethylbenzene
Benzene
Toluene
Styrene
H₂O
H₂
CO₂



Gambar 2. 5 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-201)

Reaksi Utama

Reaksi 1: reaksi utama pembentukan styrene

	Ethylbenzene		Styrene		Hydrogen
	C ₈ H ₁₀	↔	C ₈ H ₈	+	H ₂
M	240,063				
R	157,597		157,597		157,597
S	82,465		157,597		157,597

Reaksi 2: reaksi samping utama pembentukan benzene

	Ethylbenzene		Benzene		Ethylene
	C ₈ H ₁₀	→	C ₆ H ₆	+	C ₂ H ₄
M	82,465				

R	4,147	4,147	4,147
S	78,318	4,147	4,147

Reaksi 3: reaksi samping utama pembentukan toluene

	Ethylbenzene		Hydrogen		Toluene		Methane
	C_8H_{10}	+	H_2	$\longrightarrow$	C_7H_8	+	CH_4
M	78,318		157,597				
R	4,147		4,147		4,147		4,147
S	74,170		153,450		4,147		4,147

Reaksi Samping

Reaksi samping antara coke pada permukaan katalis dengan steam

Reaksi 4:

	Ethylene		Steam		Karbon monoksida		Hydrogen
	C_2H_4	+	$2H_2O$	$\longrightarrow$	$2CO$	+	$4H_2$
M	4,147		1.442,544				153,450
R	4,147		8,294		8,294		16,589
S	0		1.434,249		8,294		170,039

Reaksi 5:

	Methane		Steam		Carbon monoxide		Hydrogen
	CH_4	+	H_2O	$\longrightarrow$	CO	+	$3H_2$
M	4,147		1.434,249		8,294		170,039
R	4,147		4,147		4,147		12,441
S	0		1.430,102		12,441		182,481

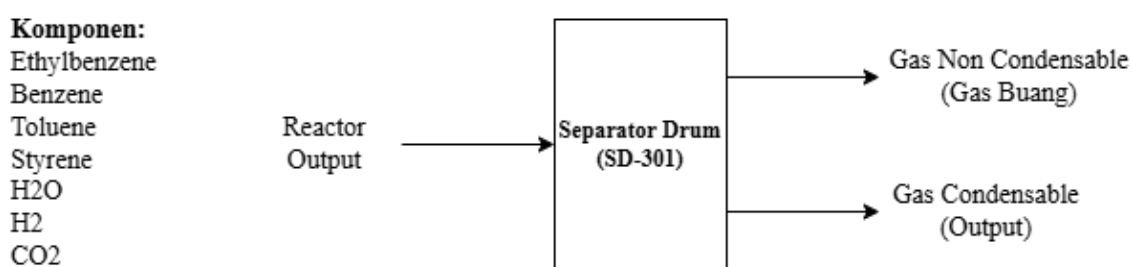
Reaksi 6:

	Carbon Monoxide		Steam		Carbon Dioxide		Hydrogen
	CO	+	H_2O	$\longrightarrow$	CO_2	+	H_2
M	12,441		1.430,102				182,481
R	12,441		12,441		12,441		12,441
S	0		1.417,660		12,441		194,923

Tabel 2. 7 Neraca Massa pada Reaktor (R-201)

Komponen	BM		Input		Output	
			Stream No.		Stream No.	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106,168	240,063	25.487,049	74,170	7.874,566
Benzene	C ₆ H ₆	78,114	0,240	18,780	4,387	342,743
Toluene	C ₇ H ₈	92,141	0,120	11,076	4,267	393,214
Styrene recycle	H ₈ O ₈	104,152	0,0005	0,047	0,0005	0,047
Styrene	H ₈ O ₈	104,152	0	0	157,597	16.414,141
Hydrogen	H ₂	2,016	0	0	194,923	392,966
Steam	H ₂ O	18,015	1.442,544	25.987,433	1.417,660	25539.149
Carbon dioxide	CO ₂	44,009	0	0	12,441	547.557
Total			51.504,386		51.504,386	

4. Separator Drum (SD-301)



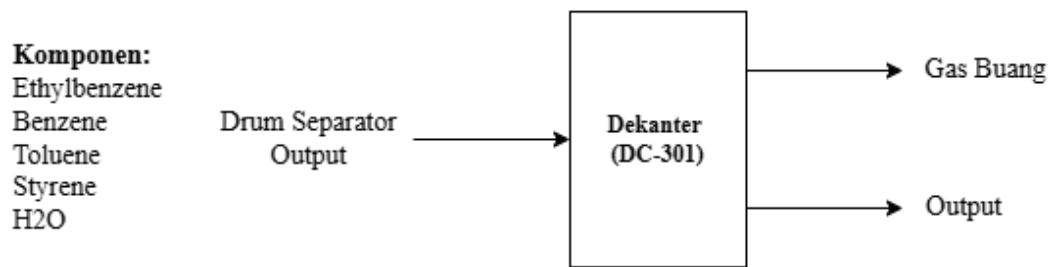
Gambar 2. 6 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Separator Drum (SD-301)

Tabel 2. 8 Neraca Massa pada Separator Drum (SD-201)

Senyawa	BM	Input		Output (Top)		Output (Bottom)	
		Stream No.		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene	106,168	74,170	7.874,566	69,752	7.405,491	4,418	469,075
Benzene	78,114	4,387	342,743	3,259	254,577	1,128	88,165
Toluene	92,141	4,267	393,214	3,744	345,0145	0,523	48,199
Styrene	104,152	157,597	16.414,141	150,569	15.682,116	7,028	732,024
Hydrogen	2,016	194,923	392.966	0	0	194,923	392,966
Water	18,015	1.417,660	25.539,149	1.197,460	21.572,251	220,199	3.966,897

Carbon dioxide	44,009	12,4419	547,557	0,219	9,670	12,222	537,886
Sub total		1.865,450	51.504,339	1.425,005	45.269,122	440,444	6.235,217
Total			51.504,339			51.504,339	

5. Dekanter (DC-301)

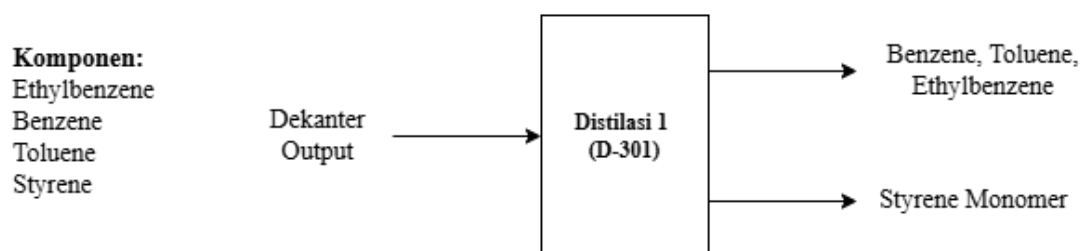


Gambar 2. 7 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Dekanter (DC-301)

Tabel 2. 9 Neraca Massa pada Dekanter (DC-201)

Senyawa	BM	Input		Output (Top)		Output (Bottom)	
		Stream No.		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene	106,168	69,752	7.405,491	67,594	7.176,377	2,158	229,113
Benzene	78,114	3,259	254,577	2,322	181,422	0,936	73,155
Toluene	92,141	3,744	345,014	3,337	307,549	0,406	37,464
Styrene	104,152	150,569	15.682,116	150,569	15.682,116	0	0
Water	18,015	1.197,460	21.572,251	0	0	1.197,4606	21.572,251
Sub total			45.259,451		23.347,466		21.911,985
Total			45.259,451		45.259,451		

6. Distilasi 1 (D-01)

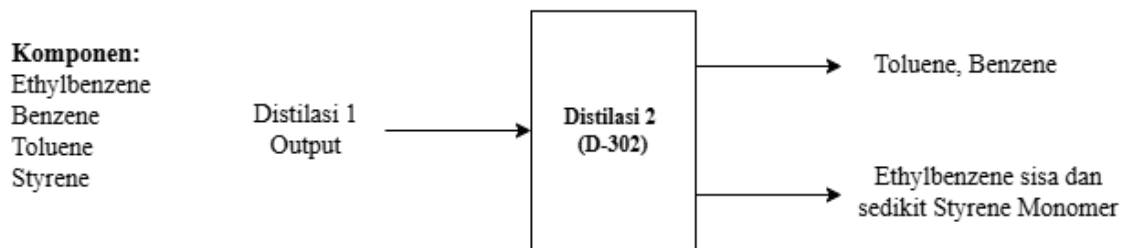


Gambar 2. 8 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Distilasi 1 (D-301)

Tabel 2. 10 Neraca Massa pada Distilasi 1 (D-301)

Senyawa	BM	Input		Output (Top)		Output (Bottom)	
		Stream No.		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene	106,168	67,594	7.176,377	67,459	7.162,024	0,135	14,352
Benzene	78,114	2,322	181,422	2,322	181,422	0	0
Toluene	92,141	3,337	307,549	3,337	307,549	0	0
Styrene	104,152	150,569	15.682,116	0,301	31,364	150,268	15.650,752
Sub total		23.347,466		7.682,361		15.665,105	
Total		23.347,466		23.347,466			

7. Distilasi 2 (D-02)



Gambar 2. 9 Arus-arus Neraca Massa di Sekitar Distilasi 2 (D-302)

Tabel 2. 11 Neraca Massa pada Distilasi 2 (D-302)

Senyawa	BM	Input		Output (Top)		Output (Bottom)	
		Stream No.		Stream No.		Stream No.	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Ethylbenzene	106,168	67,459	7.162,024	67,358	7,151.281	0,101	10,743
Benzene	78,114	2,322	181,422	0	0	2,322	181,422
Toluene	92,141	3,337	307,549	0	0	3,337	307,549
Styrene	104,152	0,301	31,364	0,0005	0,047	0,300	31,317
Sub total		7.682,361		7.151,328		531,032	
Total		7.682,361		7.682,361			

Neraca Massa Total

Tabel 2. 12 Neraca Massa Total

ARUS	INPUT (kg/jam)	OUTPUT	
MIXER			
Ethylbenzene recycle	7.151,281	7.151,281	
Styrene recycle	0,047	0,047	
Ethylbenzene	18.335,768	18.335,768	
Benzene	18,780	18,780	
Toluene	11,077	11,077	
TOTAL	25.516,953	25.516,953	
STATIC MIXER			
Ethylbenzene recycle	7.151,281	7.151,281	
Styrene recycle	0,047	0,047	
Ethylbenzene	18.335,768	18.335,768	
Steam	25.987,432	25.987,432	
Benzene	18,780	18,780	
Toluene	11,077	11,077	
TOTAL	51.504,386	51.504,386	
REACTOR			
Ethylbenzene	25.487,049	7.874,566	
Benzene	18,780	342,743	
Toluene	11,076	393,214	
Styrene recycle	0,047	0,047	
Styrene	0	16.414,141	
Hydrogen	0	392,966	
Steam	25.987,432	25.539,149	
Carbon dioxide	0	547,557	
TOTAL	51.504,386	51.504,386	
SEPARATOR DRUM			
	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT TOP (Kg/Jam)	OUTPUT BOTTOM (Kg/Jam)
Ethylbenzene	7.874,566	469,075	7.405,491
Benzene	342,743	88,165	254,577
Toluene	393,214	48,199	345,014
Styrene	16.414,141	732,024	15.682,116
Hydrogen	392,966	392,966	0

ARUS	INPUT (kg/jam)	OUTPUT	
Water	25.539,149	3.966,897	21.572,251
Carbon dioxide	547,557	537,886	9,670
TOTAL	51.504,339	51.504,339	
DEKANTER			
	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT TOP (Kg/Jam)	OUTPUT BOTTOM (Kg/Jam)
Ethylbenzene	7.405,491	7.176,377	229,113
Benzene	254,577	181,422	73,155
Toluene	345,014	307.5499	37.4646
Styrene	15.682,116	15.682,116	0
Water	21.572,251	0	21572.2518
TOTAL	45.259,451	45.259,451	
DISTILASI I			
	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT TOP (Kg/Jam)	OUTPUT BOTTOM (Kg/Jam)
Ethylbenzene	7.176,377	7.162,024	14,352
Benzene	181,422	181,422	0
Toluene	307,549	307,549	0
Styrene	15.682,1165	31.3642	15.650,752
TOTAL	23.347,466	23.347,466	
DISTILASI II			
	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT TOP (Kg/Jam)	OUTPUT BOTTOM (Kg/Jam)
Ethylbenzene	7.162,024	10.7430	7151.2815
Benzene	181,422	181.4228	0.0000
Toluene	307,549	307.5499	0.0000
Styrene	31,364	31.3172	0.0470
TOTAL	7.682,361	7.682,361	
TOTAL OVERALL	256.319,345	256.319,345	

2.4.2 Neraca Panas

1. *Mixer* (M-101)

Berdasarkan hasil perhitungan neraca panas pada mixer diperoleh data sebagai berikut:

Tabel 2. 13 Neraca Panas pada *Mixer* (M-101)

Neraca Panas Total <i>Mixer</i> (M-101)			
Komponen	Input		Output
	H in (kJ/jam)	Q	H out (kJ/jam)
Ethylbenzene	152.695,811	H out - H in	952.287,968
Ethylbenzene recycle	1.228.796,752		427.839,522
Styrene recycle	7,571		2,643
Benzene	165,866		1.038,108
Toluene	94,964		592,882
Total	1.381.760,97	0	1.381.760,97

2. *Heat Exchanger* (HE-101)

Melalui perhitungan neraca panas pada *heat exchanger* (HE-101) didapat:

Tabel 2. 14 Neraca Panas pada *Heat Exchanger* (HE-101)

Komponen	Input		Q	Output	Output
	H in (kJ/jam)	H in (kJ/jam)		H out (kJ/jam)	H out (kJ/jam)
	Fresh feed	Produk reaktor		Produk reaktor	Fresh Feed
Ethylbenzene	1.380.127,49	2,243.440,85	H out - H in	1.576.916,93	5.999.943,842
Benzene	1.038,108	88180.80		61.709,16	4.558,195
Toluene	592,881	106202.98		74.528,36	2.592,974
Styrene	2.643	4423907.80		3.135.117,27	11,420
H ₂		1030590.60		762.624,79	
CO ₂		93037.93		67.865,11	
H ₂ O		8830831.28		6.512.085,32	
Total	1.381.761,123	16.816.192,246		12190846.94	6.007.106,431
Jumlah	18.197.953,371		0,00	18.197.953,371	
Total		18.197.953,371		18.197.953,371	

3. *Vaporizer* (V-101)

Melalui perhitungan neraca panas suhu bubble point pada vaporizer didapat:

Tabel 2. 15 Beban Panas Penguapan Umpan *Ethylbenzene* pada *Vaporizer* (V-101)

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT	Q sensibel (kJ/jam)	Hv T dew (kJ/kmol)	Q laten (kJ/jam)
Ethylbenzene	240,424	16,47	3.960,22	34.838,21	8.375.942,70
Styrene recycle	0,000452	15,06	0,0068	36.021,35	16,27
Benzene	0,2404	11,02	2,65	25.025,28	6.016,68
Toluene	0,1202	13,59	1,63	30.867,46	3.710,64
Total	240,785	—	3.964,51	—	8.385.686,29

$$Q_{\text{vap total}} = Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}} = 3.964,51 + 8.385.686,29 = 8.389.650,80 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 2. 16 Beban Panas Penguapan Umpan *Ethylbenzene* pada *Vaporizer* (V-101)

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH in (kJ/kmol)	H in (kJ/jam)	ΔH out (kJ/kmol)	H out (kJ/jam)	Q dilepas (kJ/jam)
EB sisa	74,171	68.160,75	5.055.537,99	50.199,22	3.723.317,10	-1.332.220,89
Benzene	4,388	45.707,67	200.553,31	33.558,24	147.244,80	-53.308,51
Toluene	4,268	56.296,63	240.247,37	41.402,88	176.687,90	-63.559,47
Styrene	157,598	62.495,51	9.849.164,31	46.166,31	7.275.716,18	-2.573.448,13
H ₂	194,924	10.241,49	1.996.310,31	8.024,36	1.564.138,43	-432.171,88
CO ₂	12,442	15.193,04	189.030,93	11.662,03	145.098,35	-43.932,58
H ₂ O (steam)	1.417,660	12.285,04	17.416.015,89	9.540,37	13.525.006,56	-3.891.009,33
Total	1.865,451	—	34.946.860,12	—	26.557.209,32	-8.389.650,80

$Q_{\text{sisi panas}} = 26.557.209,32 - 34.946.860,12 = -8.389.650,80 \text{ kJ/jam}$ (panas dilepas gas produk)

4. Furnace (F-101)

Melalui perhitungan neraca panas pada *furnace* (F-101) didapat:

Tabel 2. 17 Neraca Panas pada Furnace (F-101)

Komponen	Input	Q	Output
	H in (kJ/jam)		H out (kJ/jam)
Ethylbenzene	4720616.30	H out - H in	27646871.34
Styrene recycle	8.31		47.58
Benzene	3119.67		18605.30
Toluene	1938.14		11442.37
Steam (H ₂ O)	6179835.72		27265379.11
Total	10905518.15	44036827.5463	54942345.70
Jumlah	54942345.70		54942345.70

5. Reaktor (R-201)

Tabel 2. 18 Neraca Panas pada Reaktor (R-201)

Komponen	Input	Q	Output
	H in (kJ/jam)		H out (kJ/jam)
Ethylbenzene	27.605.401,036	H out - H in	
Ethylbenzene sisa			5.055.537,994
Benzene	18.605,299		200.553,315
Toluene	11.442,370		240.247,368
Styrene	47,576		9.849.164,312
H ₂			1.996.310,314
CO ₂			189.030,932
Steam (H ₂ O)	27.265.379,109		17.416.015,886
Sub Total	54.900.875,389	-19.954.015,269	34.946.860,120
Total	34.946.860,120		34.946.860,120

6. Separator Drum (SD-301)

Melalui perhitungan neraca panas pada *Separator Drum* (SD-201) didapat:

Tabel 2. 19 Neraca Panas pada *Separator Drum* (SD-301)

Komponen	Input		Output	Output
	H in (kJ/jam)	Q	H out (kJ/jam)	H out (kJ/jam)
			Bottom product	Top product
Ethylbenzene sisa	957105.72	H out - H in	900092.4284	43467.51571

Komponen	Input		Output	Output
	H in (kJ/jam)	Q	H out (kJ/jam)	H out (kJ/jam)
			Bottom product	Top product
Benzene	42754.68		31756.64634	7283.228973
Toluene	47403.79		41593.09408	4214.730378
Styrene	2069907.43		1977595.338	65874.03683
H2	383076.34		0	383076.3441
CO2	33378.56		0	32789.0548
H2O	7248855.39		6122918.625	506431.9077
Sub Total	10782481.91	-665388.9647	9073956.132	1043136.818
Total	10117092.950		10117092.950	

7. Dekanter (DC-301)

Melalui perhitungan neraca panas pada Dekanter (DC-301) didapa:

Tabel 2. 20 Neraca Panas pada Dekanter (DC-301)

Komponen	Input		Output	Output
	H in (kJ/jam)	Q	H out (kJ/jam)	H out (kJ/jam)
			Top product	Bottom product
Ethylbenzene sisa	900.092,43		872.245,0468	27.847,381
Benzene	31.756,65		22.631,112	9.125,534
Toluene	41.593,09	H out - H in	37.076,560	4.516,533
Styrene	1.977.595,34		1.977.595,338	0
H2O	6.122.918,63		0	6.122.918,625
Sub Total	9.073.956,13	0,0000	2.909.548,057	6.164.408,074
Total	9.073.956,132		9.073.956,132	

8. Distilasi 1 (D-301)

Melalui perhitungan neraca panas pada Distilasi 1 (D-301) didapat:

Tabel 2. 21 Neraca Panas pada Distilasi 1 (D-301)

Komponen	INPUT			OUTPUT	
	FEED	REBOILER	HASIL ATAS	HASIL BAWAH	CONDENSOR
	QF (kJ)	QR	QD (kJ)	QW (kJ)	QC
Ethylbenzene	38.999.325,29	-3.620.084,603	1.541.952,717	3.931.473,415	29.905.814,56

Komponen	INPUT			OUTPUT	
	FEED	REBOILER	HASIL ATAS	HASIL BAWAH	CONDENSOR
	QF (kJ)	QR	QD (kJ)	QW (kJ)	QC
Benzene					
Toluene					
Styrene					
TOTAL	35.379.240,69			35.379.240,69	

9. Distilasi 2 (D-302)

Melalui perhitungan neraca panas pada Distilasi 2 (D-302) didapat:

Tabel 2. 22 Neraca Panas pada Distilasi 2 (D-302)

NERACA PANAS					
Komponen	INPUT			OUTPUT	
	FEED	REBOILER	HASIL ATAS	HASIL BAWAH	CONDENSOR
	QF (kJ)	QR	QD (kJ)	QW (kJ)	QC
Ethylbenzene					
Benzene					
Toluene	122.3421,141	1.604.501,319	70.378,641	1.597.804,865	1.159.738,955
Styrene					
TOTAL	2.827.922,46			2.827.922,46	

2.5 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

2.5.1 Tata Letak Pabrik

Setelah penyusunan *flow* diagram, dilakukan penyusunan *layout* pabrik yang mencakup perencanaan tata letak pabrik dan tata letak peralatan. Dalam tata letak pabrik, peralatan dan bangunan fisik pabrik harus ditempatkan sedemikian rupa agar mampu menunjang proses produksi secara efisien. Selain menunjang proses produksi, tata letak pabrik sangat penting untuk kelancaran dan keselamatan para pekerja selama proses produksi berlangsung. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penyusunan tata letak pabrik:

1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik.
2. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan. Untuk itu penyusunan tata letak perlu dihindarkan dari sumber api, bahan panas, dan bahan yang mudah meledak, serta jauh dari gas beracun.

3. Harga tanah cukup mahal sehingga memerlukan efisiensi dalam perencanaan pengaturan ruang atau lahan.

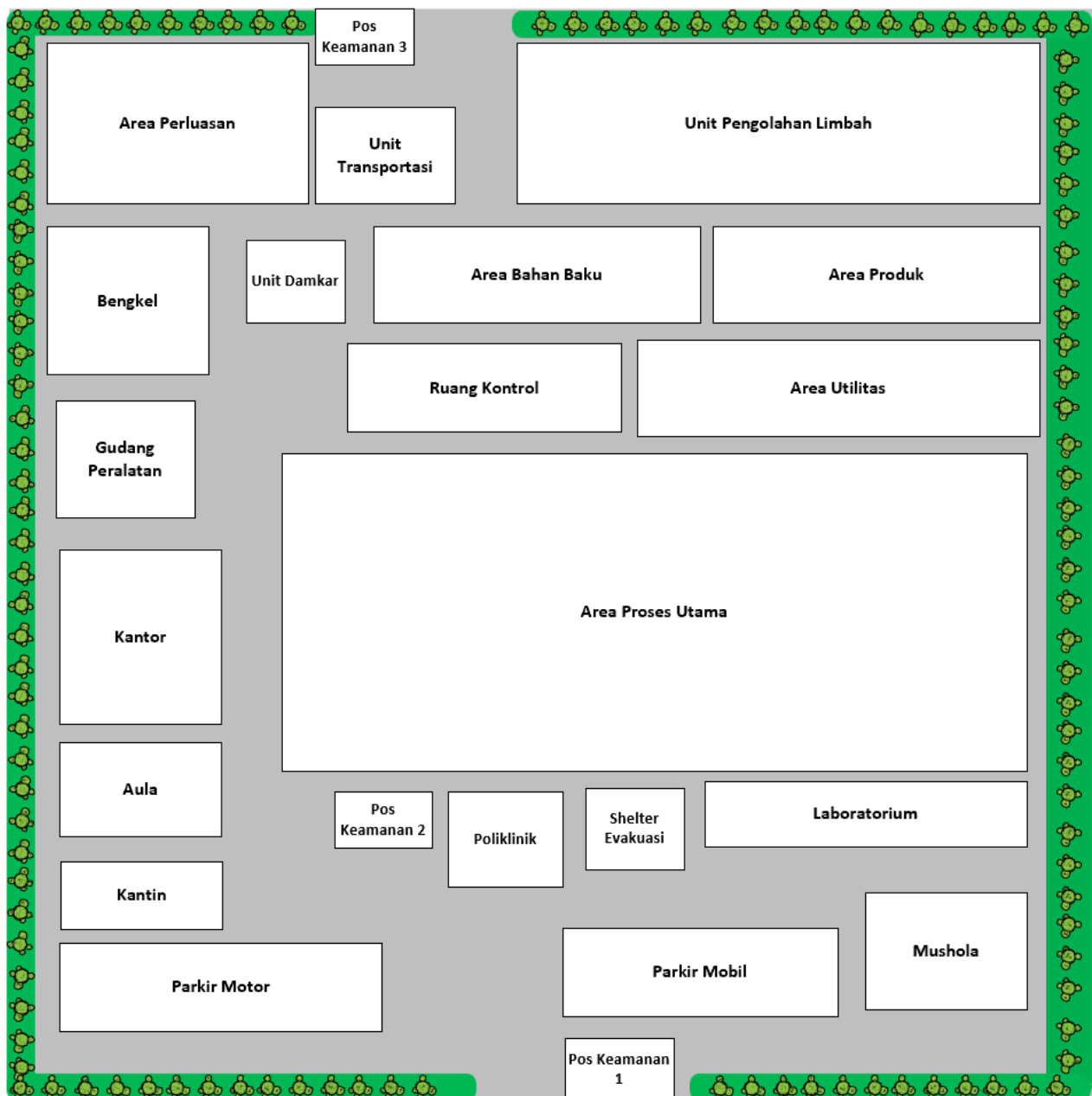
Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi kedalam beberapa bagian utama, yaitu:

1. Daerah administrasi, perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol sebagai pusat administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang dijual.
2. Daerah proses sebagai lokasi peletakan alat dan berjalannya proses produksi *styrene monomer*.
3. Daerah penyimpanan umum dan bengkel, sebagai lokasi menyimpan bahan baku dan produk *styrene monomer* serta kepentingan bengkel untuk *maintenance* peralatan.
4. Daerah laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Laboratorium dan *control* ini diletakkan dekat dengan daerah proses apabila terjadi sesuatu masalah di daerah proses agar cepat teratasi.
5. Daerah parkir dan *loading* bahan baku sebagai lokasi parkir karyawan dan lokasi mobilitas truk bahan baku ke gudang bahan baku.
6. Daerah utilitas merupakan daerah penyedia bahan pendukung proses, seperti unit penyediaan air dan listrik.

Tabel 2. 23 Keterangan Luas Bangunan Pabrik

Bangunan	Luas (m ²)
Pos Keamanan	80
Kantor	900
Kantin	320
Mushola	420
Laboratorium	500
Bengkel	700
Aula	400
Ruang Kontrol	700
Poliklinik	250
Gudang Peralatan	650
Gudang Bahan Kimia	400
<i>Shelter</i> Evakuasi/ <i>Muster Point</i>	200

Bangunan	Luas (m²)
Total Indoor	5520
Parkir Motor	900
Parkir Mobil	600
Area Proses	9000
Area Produk	3500
Area Bahan Baku	3500
Area Utilitas	4000
Unit Pengolahan Limbah	1200
Unit Transportasi	600
Unit Damkar	200
Taman dan Jalan	15000
Area Perluasan	6000
Area antar Bangunan	1100
Total Outdoor	45600
Total Luas	51120



Gambar 2. 10 Tata Letak Pabrik

2.5.2 Tata Letak Peralatan

Dalam penyusunan tata letak peralatan pada pabrik *styrene* perlu memperhatikan beberapa faktor, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta akan menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya, bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Pencerahan

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai, pada tempat-tempat proses yang berbahaya, atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4. Jarak antar Alat Proses

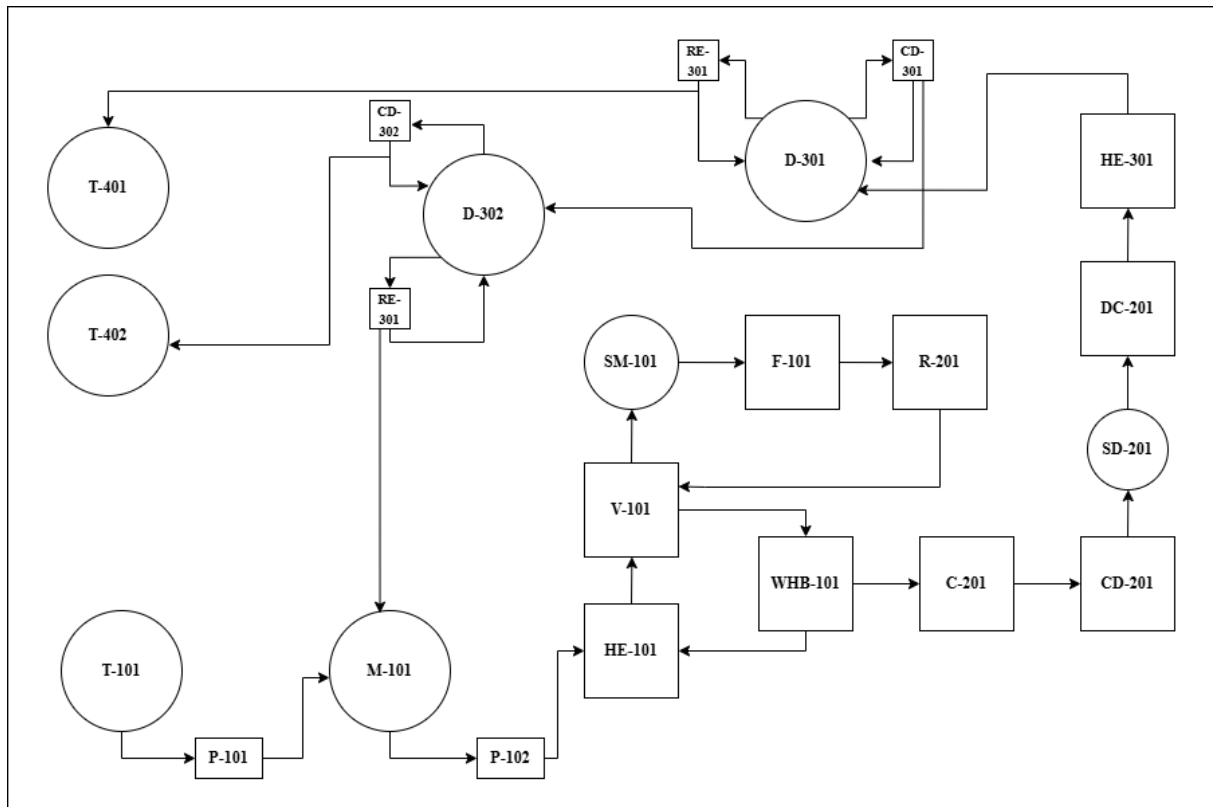
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dengan alat proses yang lain, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses yang lain.

5. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diprioritaskan.

6. Pertimbangan Ekonomi

Dalam penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi. Pada perancangan pabrik *styrene* ini, tata letak peralatan proses dapat dilihat pada Gambar 2.11.



Gambar 2. 11 Tata Letak Peralatan