

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

Isopropil Alkohol

- Wujud : Cair  
Kenampakan : Jernih  
Komposisi : - Isopropil alkohol minimal 88%  
- Air maksimal 10%

(Dongying Rich Chemical.Co.Ltd, 2022)

##### 2.1.2. Spesifikasi Katalis

Zinc Oxide (ZnO)

- Wujud : Padat  
Kenampakan : Powder  
Komposisi : - Zinc Oxide minimal 99%

(SmartLab, 2019)

##### 2.1.3. Spesifikasi Produk

Aseton

- Wujud : Cair  
Kenampakan : Jernih  
Komposisi : - Isopropanol maksimal 0,2 ppm  
- Air maksimal 0,3 ppm

(Kirk & Othmer, 1983)

#### 2.2. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

##### 2.3.1. Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku

**Isopropil Alkohol (C<sub>3</sub>H<sub>7</sub>OH)**

Sifat Fisik

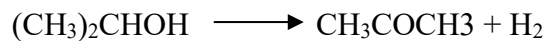
- Wujud, 20°C : Cair
- Warna : Jernih
- Kelarutan dalam air : Larut sempurna
- Titik Beku, °C : -89,5
- Titik Didih, °C : 82,4
- Densitas, pada 25°C, gr/cc : - 0,783

- Viskositas, pada 25°C, cp : 1,963
- Tegangan permukaan, 25°C, dyne/cm : 22,4
- Temperatur kritis, K : 508,31
- Tekanan kritis, bar : 47,64

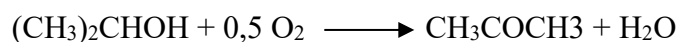
(Kirk & Othmer, 1983)

#### Sifat Kimia

- Dehidrogenasi isopropil alkohol dengan katalis seperti logam, oksida atau campuran logam membentuk aseton. Reaksi yang terjadi:



- Oksidasi isopropil alkohol dengan udara atau oksigen pada suhu tinggi membentuk aseton dan air. Reaksi yang terjadi:



### 2.3.2. Sifat Fisik dan Kimia Produk

#### **Aseton**

- Wujud, 20°C : Cair
- Warna : Jernih
- Kelarutan dalam air : larutan sempurna
- Titik Beku, °C : -94,6
- Titik Didih, °C : 56,5
- Densitas, pada 25°C, cp : 0,788
- Viskositas, pada 25°C, cp : 0,308
- Tegangan permukaan, 25°C, dyne/cm : 23,04
- Temperatur kritis, K : 508,2
- Tekanan kritis, bar : 47,029

(Kirk & Othmer, 1983)

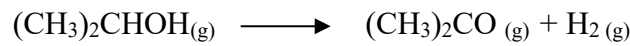
#### Sifat Kimia

- Merupakan reduktor yang lebih lemah daripada aldehyd
- Dapat menghasilkan alkohol sekunder
- Apabila dikondensasi dengan asetilen membentuk 2 metil 3 butynediol, suatu intermediate untuk isoprene
- Apabila dengan hidrogen sianida dalam kondisi basa akan menghasilkan aseton sianohidrin

## 2.3. Konsep Proses

### 2.3.1. Dasar Reaksi

Proses pembuatan aseton yang dipilih untuk digunakan adalah proses dehidrogenasi katalitis yang dilakukan dengan melewati bahan baku isopropanol pada reaktor katalitik yang pada kondisi operasi reaktor akan terdehidrogenasi menghasilkan aseton dan gas hidrogen. Adapun reaksi yang terjadi adalah:



### 2.3.2. Pemakaian Katalis

Katalis yang digunakan pada reaksi pembentukan aseton dengan proses dehidrogenasi isopropanol adalah Cr, Zn, Cu, maupun oksida-oksidanya. Pada proses ini katalis yang digunakan adalah Zinc Oxide (ZnO). Katalis ini berwujud padat dandalam bentuk serbuk dan berwarna putih. Isopropanol akan teradsorpsi pada permukaan katalis dan bereaksi menjadi aseton dengan melepaskan gas hidrogen.

### 2.3.3. Tinjauan Thermodinamika

Panas reaksi ( $\Delta H_f^\circ$ ) digunakan untuk menentukan apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis.

$$\begin{aligned}\Delta H_f &= \Delta H_{298}^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta H_{298}^\circ \text{H}_2 - \Delta H_{298}^\circ \text{C}_3\text{H}_8\text{O} \\ &= -217,57 \text{ KJ/mol} - (-272,59 \text{ KJ/mol}) \\ &= 55,02 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Reaksi dehidrogenasi isopropil alkohol menjadi aseton seperti pada reaksi yang tertulis diatas mempunyai  $\Delta H$  reaksi sebesar +55,02 KJ/mol. Jadi reaksi tersebut adalah reaksi endotermis, yaitu reaksi yang menyerap panas, sehingga secara umum reaksi kimia jenis ini akan meningkat konversinya dengan naiknya suhu reaksi. Hal ini terjadi karena kenaikan suhu akan mengakibatkan kenaikan harga  $K_p$  sehingga reaksi akan bergeser ke arah produk

Perhitungan energi bebas gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) digunakan untuk menentukan konstanta keseimbangan reaksi pada suhu operasi.

$$\begin{aligned}\Delta G &= \Delta G_{298}^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O} + \Delta G_{298}^\circ \text{H}_2 - \Delta G_{298}^\circ \text{C}_3\text{H}_8\text{O} \\ &= -153,05 \text{ KJ/mol} - (-173,59 \text{ KJ/mol}) \\ &= 20,54 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

$$\Delta G = -RT \ln K$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G}{RT} \dots\dots\dots(1)$$

Dari persamaan (1) dapat dicari  $K_1$  pada 298 K

$$\ln K_1 = - \frac{20,54 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}}$$

$$K_1 = \exp \left( - \frac{20,54 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}} \right)$$

$$K_1 = 0,00025092$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{\Delta H}{R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \dots\dots\dots(2)$$

Dari persamaan (2) dapat dicari  $K_2$  pada 673 K

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{55,02 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \left( \frac{1}{673} - \frac{1}{298} \right) \text{ K}$$

$$K_2 = 59,36084$$

$K_2 > 1 \rightarrow$  Reaksi irreversibel

Pada suhu 400°C, harga  $K_p$  lebih besar dari 1 sehingga reaksi dehidrogenasi isopropanol dianggap berjalan kearah produk saja (irreversibel)

#### 2.3.4. Tinjauan Kinetika

Secara umum untuk mengetahui pengaruh suhu dapat ditentukan dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A e^{-E_a/RT}$$

Dari persamaan tersebut terlihat bahwa untuk memperbesar harga  $k$  dapat dilakukan dengan menaikkan temperatur.

Harga  $E_a$  dan  $k$  untuk reaksi ini adalah:

$$E_a = 72,38 \text{ MJ/kmol}$$

$$k = 7054,81622 \text{ m}^3 \text{ gas/ m}^3 \text{ reaktor sec.}$$

Adapun reaksi dehidrogenasi isopropanol ini merupakan reaksi orde satu, dan dapat di perkirakan dari persamaan berikut ini:

$$-r_{\text{IPA}} = k_0 \exp [-E_a/RT] C_{\text{IPA}}$$

dimana,  $k_0 = 7054,81622 \text{ m}^3 \text{ gas}/(\text{m}^3 \text{ reaktor s})$ ,  $C_{\text{IPA}} = \text{kmol}/\text{m}^3 \text{ gas}$

Persamaan di atas menunjukkan bahwa laju pengurangan IPA (laju pembentukan produk) akan semakin besar dengan semakin tingginya suhu dan naiknya konsentrasi IPA.

#### 2.3.5. Kondisi Proses

Pemilihan kondisi operasi merupakan hal yang penting dalam suatu perancangan karena pemilihan kondisi operasi yang tepat akan menghasilkan hasil yang optimum. Dasar pertimbangan pemilihan kondisi operasi adalah dari dasar reaksi yang terjadi dan

reaktor yang digunakan. Secara termodinamika maupun kinetika, reaksi akan semakin baik dengan naiknya suhu operasi, sehingga kondisi reaksi diharapkan menggunakan suhu setinggi mungkin, tetapi jenis reaktor dan katalis yang digunakan membatasi suhu operasi yang diperbolehkan. Katalis yang digunakan mempunyai selektivitas yang berbeda pada suhu yang berbeda pula. Hasil kombinasi antara faktor-faktor yang menentukan ini dicapai pada kondisi operasi dengan temperatur reaksi 400°C dan tekanan 4,4 atm. Katalis yang digunakan pada kondisi ini mempunyai selektivitas yang besar sehingga akan mengurangi terbentuknya hasil samping akibat reaksi samping. Reaksi pada kondisi ini konversi single pass yang dicapai bisa sebesar 90% dan konversi total mencapai 100% dengan selektivitas sebesar 98%.

### **2.3.6. Langkah Proses**

Secara garis besar ada tiga tahapan utama dalam pembuatan aseton ini, yaitu penyiapan bahan baku, reaksi dan pemurnian aseton.

#### **2.3.6.1. Penyiapan Bahan Baku**

Penyiapan bahan baku bertujuan untuk mengkondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Hal-hal yang diatur pada tahapan ini menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai kondisi umpan reaktor.

Isopropanol sebagai bahan baku utama diimpor dari luar negeri. Oleh karena itu tangki penyimpan bahan baku yang digunakan harus cukup untuk menampung bahan baku dalam jumlah yang cukup untuk waktu produksi tertentu. Bahan baku isopropanol disimpan dalam fase cair pada tangki penyimpanan (ST – 01) yang dirancang dengan kapasitas 30 hari produksi. Kondisi penyimpanan isopropanol ini adalah pada tekanan atmosfer dan suhu kamar.

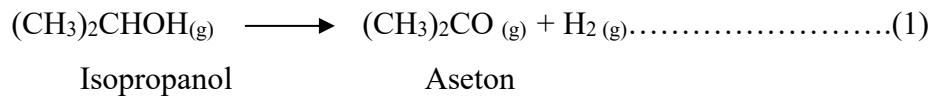
Isopropanol dialirkan dengan menggunakan pompa (P-01) dari tangki penyimpan ke mixer (M-01) yang merupakan tempat pencampuran antara fresh feed dari storage isopropanol, arus recycle dari kolom distilasi 2. Fungsi utama dari mixer adalah untuk mendapatkan komposisi umpan masuk reaktor sesuai dengan yang diinginkan. Bahan baku yang dipersyaratkan sebagai umpan reaktor mempunyai komposisi minimal 88% berat isopropanol.

Reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton berlangsung pada tekanan 4,4 atm dan suhu 400°C. Pompa (P-02) diperlukan untuk melawan tekanan hingga 4,4 atm. Vaporizer (V-01) berfungsi untuk menguapkan feed karena reaksi berlangsung dalam fase gas. Suhu keluar dari vaporizer masih terlalu rendah jika dibandingkan dengan suhu

reaksi sehingga diperlukan alat pemanas yang dalam hal ini digunakan furnace (F-01) sebagai sarana pemanasnya.

### 2.3.6.2. Reaksi

Reaksi dehidrogenasi isopropanol menjadi aseton berlangsung dalam fase gas. Kondisi operasi dalam reaktor (R-01) adalah tekanan 4,4 atm serta suhu 400°C. Reaksi yang terjadi adalah:



Reaksi ini merupakan reaksi endothermis sehingga untuk menjaga kondisi operasi dalam reaktor sesuai dengan kondisi reaksi dibutuhkan pemanas. Pemanas yang digunakan dalam proses ini adalah Dowtherm A, jenis fluida penukar panas yang sifatnya tahan terhadap suhu tinggi dan mempunyai kapasitas panas yang cukup besar. Suhu masuk Dowtherm A ke reaktor adalah 400°C dan keluar pada suhu 375°C. Jenis reaktor yang digunakan adalah fixed bed multitube. Pemilihan reaktor jenis ini berdasarkan pertimbangan bahwa reaksi berlangsung pada fase gas-padat dan memerlukan perpindahan panas yang optimum. Selain itu reaktor ini dapat mengoptimalkan proses perpindahan panas pada reaktor dan mengurangi kemungkinan terjadi hotspot pada katalis.

### 2.3.6.3. Pemurnian

Produk yang keluar dari reaktor masih belum dapat langsung disimpan untuk dijual karena belum memenuhi spesifikasi yang dipersyaratkan. Agar dapat memenuhi spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan suatu tahapan pemurnian produk dari impuritasnya.

Arus keluar reaktor terdiri dari campuran aseton, isopropanol, dan air dalam fase uap dengan gas hidrogen. Suhu produk keluar reaktor masih cukup tinggi sehingga dapat digunakan sebagai sumber panas bagi pembentukan steam di waste heat boiler (WHB-01). Keluar reaktor campuran produk diembunkan di dalam kondensor (CD-01) untuk memisahkan zat-zat yang dapat mengembun (*condensable*) dengan *non-condensable gas*. Aseton, isopropanol dan air akan mengembun sedangkan gas hidrogen tetap berada dalam fase gas. Pada kondensor akan terjadi kesetimbangan cair-uap sehingga masih ada sebagian aseton, isopropanol dan air yang masih berada dalam fase uap. Campuran keluar kondensor dipisahkan dalam fase separator (S-01) untuk memisahkan komponen yang berada dalam fase cair dan fase uap. Aseton, isopropanol dan air, akan keluar

sebagai hasil bawah (cairan) sedangkan hasil atas terdiri dari gas hidrogen yang masih bercampur dengan aseton, isopropanol, dan air yang berada dalam fase uap.

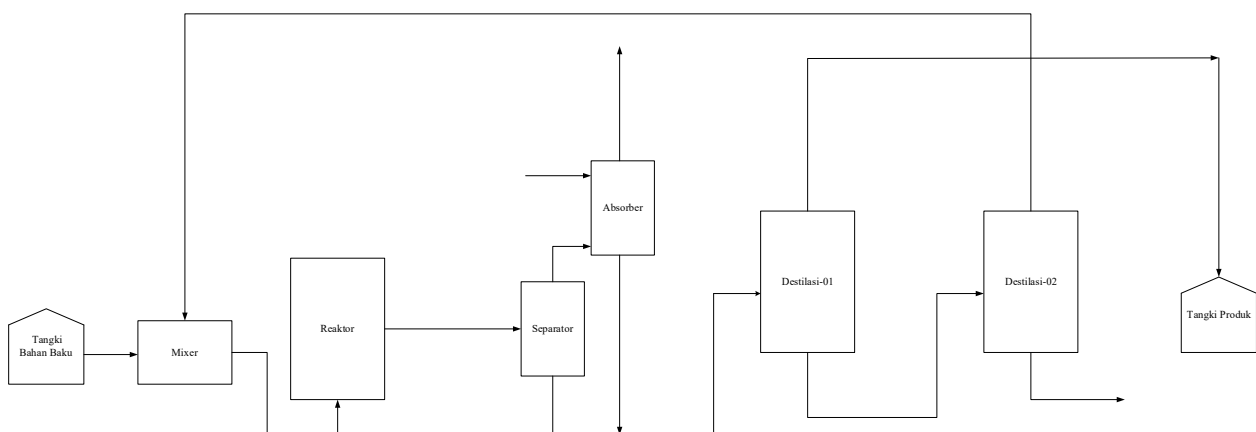
Aseton dan isopropanol yang terikut sebagai hasil atas separator masih cukup banyak sehingga perlu diambil kembali. Untuk itu diperlukan absorber (A-01) untuk memenuhi fungsi ini. Sebagai pelarut aseton, digunakan air karena aseton larut sempurna dalam air. Aseton yang dapat larut dalam air diharapkan sebesar 39% dari input absorber. Aseton dan isopropanol yang terlarut dalam air kemudian dicampur dengan hasil bawah phase separator (S-01) dalam suatu pipa pencampur untuk kemudian dimurnikan dalam kolom distilasi.

Kolom distilasi 1 (D-01) merupakan tempat pemurnian aseton dari isopropanol dan air. Umpan kolom distilasi dipanaskan dengan heater (HE-01) sampai kondisi cair jenuh. Kolom distilasi yang digunakan adalah jenis tray. Aseton dengan kemurnian yang diinginkan 99% keluar sebagai hasil atas dan kemudian ditampung dalam tangki penyimpanan produk. Sebagai hasil bawah adalah campuran yang terdiri dari sebagian besar air, isopropanol dan sedikit aseton.

Hasil bawah kolom distilasi I diumpankan ke dalam kolom distilasi II (D-02) untuk mengambil isopropanol yang ada didalamnya. Sebagai hasil atas adalah arus yang terdiri dari isopropanol, air dan sedikit aseton. Arus ini sebagian di-recycle. Hasil bawah dari kolom distilasi ini adalah arus yang sebagian besar terdiri dari air. Arus ini dibuang ke unit pengolahan limbah.

#### 2.4. Diagram Alir Proses

Pada Gambar 2.1 ini menggambarkan diagram alir proses produksi aseton berbahan isopropil alkohol menggunakan metode dehidrogenisasi dengan bantuan katalis kromium dioksida (ZnO).



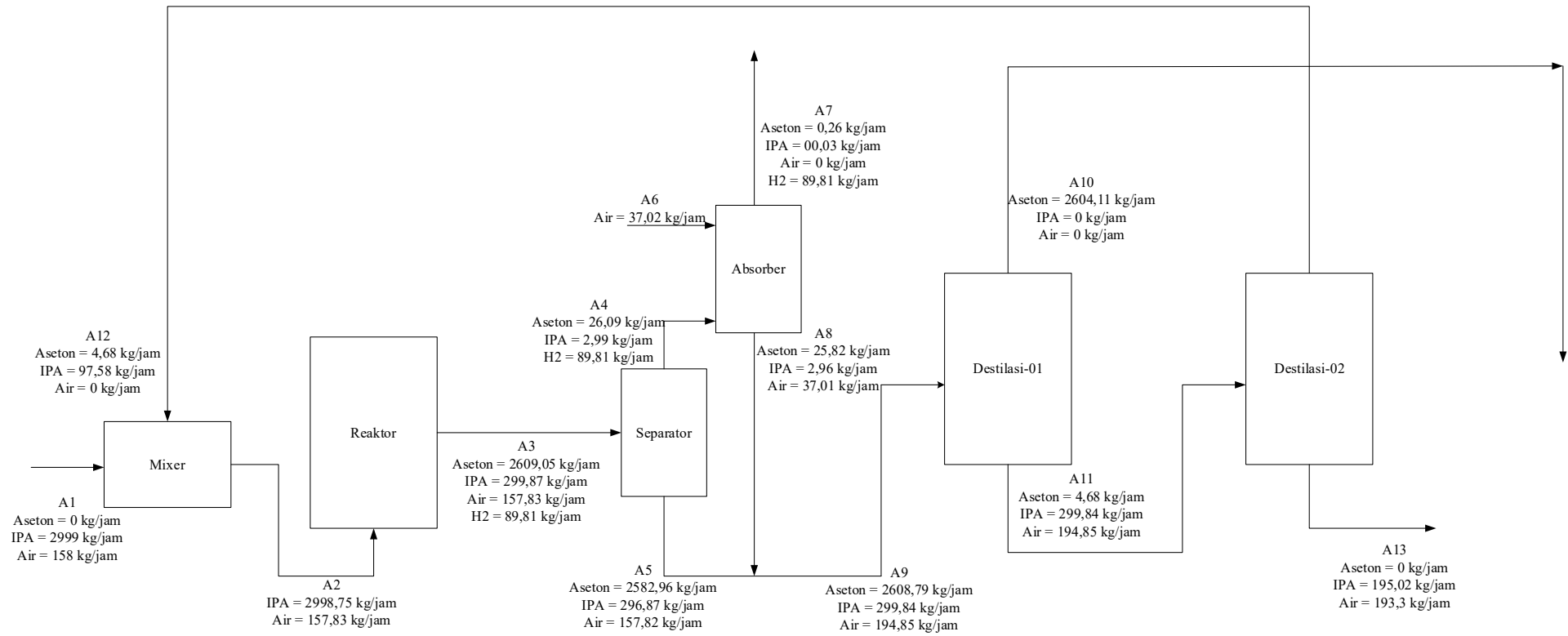
**Gambar 2.1 Diagram Alir Proses**

## 2.5. Neraca Massa dan Panas

### 2.5.1. Neraca Massa

Kapasitas Produksi Aseton	= 25000 ton/tahun
Operasi	= 330 hari
Basis Operasi	= 1 jam operasi
Kapasitas Produksi	= $\frac{25000 \text{ ton} \times 1000 \text{ kg}}{1 \text{ tahun} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$ = 3156,56 kg/jam
Komposisi Produk	
Kemurnian Aseton	= 0,995 = kapasitas produksi x kemurnian aseton = 3140,78 kg/jam
Kemurnian Air	= 0,003 (maksimal) = kapasitas produksi x kemurnian air = 9,469 kg/jam
Mol aseton	= $\frac{\text{Kemurnian Aseton}}{\text{Berat Molekul Aseton}}$ = 54,076 mol
Konversi Overall	= 0,93
Komposisi Bahan Baku	
Komposisi Isopropil Alkohol (IPA)	
IPA	= 95%
Air	= 5%
Komposisi Produk Aseton	
Aseton	= 99,50%
Air	= 0,5%

Diagram alir neraca massa pada proses ini tercantum pada Gambar 2.2,



**Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa**

## 2.5.2. Neraca massa tiap alat

**Tabel 2.1 Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 2	Aliran 3
Aseton	0	2609,05
IPA	2998,74	299,87
Air	157,83	157,82
H2	0	89,81
<b>Total</b>	<b>3156,57</b>	<b>3156,56</b>

**Tabel 2.2 Neraca Massa Separator**

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
Aseton	2609,05	26,09	2582,96
IPA	299,87	2,99	296,87
Air	157,83	0	157,82
H2	89,81	89,81	0
<b>Total</b>	<b>3156,57</b>	<b>3156,57</b>	

**Tabel 2.3 Neraca Massa Absorber**

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 4	Aliran 6	Aliran 8	Aliran 7
Aseton	26,09	0	25,82	0,26
IPA	2,99	0	2,96	0,03
Air	0	37,02	37,01	0
H2	89,81	0	0	89,81
<b>Total</b>	<b>155,92</b>		<b>155,92</b>	

**Tabel 2.4 Neraca Massa Pencampuran Aliran 5 dan 8**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>	
	<b>Aliran 5</b>	<b>Aliran 8</b>	<b>Aliran 8</b>	<b>Aliran 9</b>
Aseton	2582,96	25,82	25,82	2608,79
IPA	296,87	2,96	2,96	299,84
Air	157,83	37,01	37,01	194,84
H2	0	0	0	0
<b>Total</b>	<b>3103,48</b>		<b>3103,48</b>	

**Tabel 2.5 Neraca Massa Destilasi-01**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>	
	<b>Aliran 9</b>	<b>Aliran 10</b>	<b>Aliran 10</b>	<b>Aliran 11</b>
Aseton	2608,79	2604,11	2604,11	4,68
IPA	299,84	0	0	299,84
Air	194,85	0	0	194,85
H2	0	0	0	0
<b>Total</b>	<b>3103,48</b>		<b>3103,48</b>	

**Tabel 2.6 Neraca Massa Destilasi-02**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>	
	<b>Aliran 11</b>	<b>Aliran 12</b>	<b>Aliran 12</b>	<b>Aliran 13</b>
Aseton	4,68	4,68	4,68	0
IPA	292,61	97,59	97,59	195,02
Air	193,30	0	0	193,30
H2	0	0	0	0
<b>Total</b>	<b>490,59</b>		<b>490,59</b>	

**Tabel 2.7 Neraca Massa Mixer**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>
	<b>Aliran 1</b>	<b>Aliran 12</b>	<b>Aliran 2</b>
Aseton	0	4,68	4,6834
IPA	2999	97,58	3096,32
Air	158	0	157,82
H2	0	0	0
<b>Total</b>	<b>3258,83</b>		<b>3258,83</b>

**Tabel 2.8 Neraca Massa Overall**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	
<b>Reaktor</b>			
Aseton	0.00	2,609.05	
IPA	2,998.74	299.87	
Air	157.83	157.83	
H2	0.00	89.81	
<b>Separator</b>			
		<b>TOP</b>	<b>BOTTOM</b>
Aseton	2,609.05	26.09	2,582.96
IPA	299.87	3.00	296.88
Air	157.83	0.00	157.83
H2	89.81	89.81	0.00
<b>Absorber</b>			
		<b>TOP</b>	<b>BOTTOM</b>
Aseton	26.09	0.26	25.83
IPA	3.00	0.03	2.97
Air	37.02	0.00	37.02
H2	89.81	89.81	0.00

---

**Destilasi 1**

---

		<b>TOP</b>	<b>BOTTOM</b>
Aseton	2,608.79	2,604.11	4.68
IPA	299.84	0.00	299.84
Air	194.85	0.00	194.85
H2	0.00	0.00	0.00

---

**Destilasi 2**

---

		TOP	BOTTOM
Aseton	4.68	4.68	0.00
IPA	292.61	97,59	195.02
Air	193.30	0.00	193.30
H2	0.00	0.00	0.00

---

**Mixer**

Aseton	4.68	4.68	
IPA	3,096.32	3,096.32	
Air	157.83	157.83	
H2	0.00	0.00	
<b>TOTAL</b>	<b>13,321.960</b>	<b>13,321.960</b>	

---



#### 2.5.4. Neraca Panas Tiap Alat

Basis = 1 jam operasi

**Tabel 2.9 Neraca Panas Mixer**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran 1</b>		
IPA	43132.2935	
Air	3307.2783	
<b>Aliran 24</b>		
AST	0.0000	
IPA	6038.9763	
<b>Aliran 2</b>		
AST		0.0000
IPA		2400.5035
Air		166.1989
<b>H dilepas</b>		49911.8457
<b>TOTAL</b>	<b>52478.5481</b>	<b>52478.5481</b>

**Tabel 2.10 Neraca Panas Vaporizer**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H2</b>		
AST	166.4352	
IPA	143484.4739	
Air	10567.9035	
<b>Beban Vaporizer</b>	436355.3700	
<b>Aliran H3</b>		
AST		533.1580
IPA		410573.8067

Air		24039.5638
<b>Panas Laten</b>		1208.8415
<b>Panas Dilepas</b>		154218.8126
<b>TOTAL</b>	<b>590574.1825</b>	<b>590574.1825</b>

**Tabel 2.11 Neraca Panas Furnace**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H3</b>		
AST	533.1580	
IPA	410573.8067	
Air	24039.5638	
<b>Panas Diserap</b>	<b>1520234.2589</b>	
<b>Aliran H4</b>		
AST		2401.9187
IPA		1860907.0409
Air		92071.8279
<b>TOTAL</b>	<b>1955380.7875</b>	<b>1955380.7875</b>

**Tabel 2.12 Neraca Panas Reaktor**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H4</b>		
AST	2401.9187	
IPA	1860907.0409	
Air	92071.8279	
<b>Q pemanas</b>	<b>87209687384.6310</b>	
<b>Aliran H5</b>		
AST		1751021.8616

IPA		235659.0137
Air		115545.8768
H2		491992.6965
<b>H 298</b>		87210326223.2921
<b>TOTAL</b>	<b>87212920442.7408</b>	<b>87212920442.7408</b>

**Tabel 2.13 Neraca Panas Waste Heat Boiler**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H5</b>		
AST	1751021.8616	
IPA	235659.0137	
Air	115545.8768	
H2	491992.6965	
<b>Aliran H6</b>		
AST		273340.3646
IPA		36583.1066
Air		22245.8660
H2		97392.6340
<b>Q</b>		2164657.4775
<b>TOTAL</b>	<b>2594219.4486</b>	<b>2594219.4486</b>

**Tabel 2.14 Neraca Panas Kondensor**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H6</b>		
AST	273340.3646	
IPA	36583.1066	
Air	22245.8660	

H2	97392.6340	
H laten	1198.3549	
<b>Aliran H7</b>		
AST		454702.6224
IPA		67571.4122
Air		49438.3020
H2		97961.7272
<b>Beban Kondensor</b>		238913.7377
<b>Panas diserap</b>	<b>477827.4755</b>	
<b>TOTAL</b>	<b>908587.8016</b>	<b>908587.8016</b>

**Tabel 2.15 Neraca Panas Separator**

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (kJ/jam)</b>	<b>OUTPUT (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H7</b>		
AST	454702.6224	
IPA	67571.4122	
Air	49438.3020	
H2	97961.7272	
<b>Aliran H8</b>		
AST		2692.3556
IPA		362.2642
Air		0.0000
H2		97961.7272
<b>Aliran H9</b>		
AST		452010.2668
IPA		67209.1481
Air		49438.3020
H2		0.0000

<b>TOTAL</b>	<b>669674.0638</b>	<b>669674.0638</b>
--------------	--------------------	--------------------

**Tabel 2.16 Neraca Panas Absorber**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H8</b>		
AST	1126.0855	
IPA	151.1418	
Air	0.0000	
H2	42856.4543	
<b>Aliran H10</b>		
AST	0.0000	
IPA	0.0000	
Air	13975.0457	
H2	0.0000	
<b>Aliran 11</b>		
AST		10701.9348
IPA		1511.2658
Air		0.0000
H2		15518.1891
<b>Aliran 12</b>		
AST		15178.8542
IPA		2357.0632
Air		12841.4201
H2		0.0000
<b>TOTAL</b>	<b>58108.7272</b>	<b>58108.7272</b>

**Tabel 2.17 Neraca Panas Pipa Pencampuran**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H9</b>		
AST	190822.8826	
IPA	28543.7707	

Air	21666.8273	
H2	0.0000	
<b>Aliran 12</b>		
AST	15178.8542	
IPA	2357.0632	
Air	12841.4201	
H2	0.0000	
<b>Aliran 13</b>		
AST		210730.0974
IPA		31509.0458
Air		29171.6750
H2		0.0000
<b>TOTAL</b>	<b>271410.8182</b>	<b>271410.8182</b>

**Tabel 2.18 Neraca Panas Heat Exchange**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H13</b>		
AST	210730.0974	
IPA	31509.0458	
Air	29171.6750	
H2	0.0000	
Beban HE	261114.6345	
<b>Aliran H14</b>		
AST		414954.0131
IPA		61760.5260
Air		55810.9136
H2		0.0000
<b>TOTAL</b>	<b>532525.4527</b>	<b>532525.4527</b>

**Tabel 2.19 Neraca Panas Destilasi 01**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
-----------------	-----------------------	------------------------

<b>Aliran H14</b>		
AST	414954.0131	
IPA	61760.5260	
Air	55810.9136	
H2	0.0000	
<b>Panas Reboiler</b>	1140604.8707	
<b>Aliran H18</b>		
AST		2938.4111
IPA		248027.9899
Air		71567.9985
H2		0.0000
<b>Aliran H17</b>		
AST		2666229.5214
IPA		10001.9247
Air		935.1130
H2		0.0000
<b>Panas Kondensor</b>		1326570.6352
<b>TOTAL</b>	<b>1673130.3234</b>	<b>1673130.3234</b>

**Tabel 2.20 Neraca Panas Destilasi 02**

<b>Komponen</b>	<b>Input (kJ/jam)</b>	<b>Output (kJ/jam)</b>
<b>Aliran H18</b>		
AST	2938.4111	
IPA	248027.9899	
Air	71567.9985	
H2	0.0000	
<b>Panas Reboiler</b>	2704366.7025	
<b>Aliran H21</b>		
AST		3493.1214
IPA		294817.5304

Air		85011.8577
H2		0.0000
<b>Aliran H17</b>		
AST		0.0000
IPA		1725944.7640
Air		723124.7864
H2		0.0000
<b>Panas Kondensor</b>		194509.0421
<b>TOTAL</b>	<b>3026901.1020</b>	<b>3026901.1020</b>

**Tabel 2.21 Neraca Panas Overall**

<b>Alat</b>	<b>Komponen</b>	<b>Input</b>	<b>Output</b>
Mixer	Aliran 1	46439,572	
	Aliran 24	1694,349	
	Aliran H2		48133,920
Vaporizer	Aliran H2	48133,920	
	beban vaporizer	232537,344	
	Aliran H3		279462,423
Furnace	Panas Laten		1208,841
	Aliran H3	279462,423	
	Q Pemanas	155554,853	
Reaktor	Aliran H4		435017,276
	Q pemanas	87210295411,223	
	Aliran H5		465829,345
WHB	H 298		87210326223,292
	Aliran H5	465829,345	
	Aliran H6		429469,182
Kondensor	Q Pemanas		36360,164
	Aliran H6	429469,182	
	Panas Laten	1319,717	
Separator	Aliran H7		285167,162
	Beban Kondensor		145621,736
	Aliran H7	285167,162	
Absorber	Aliran H8		44133,682
	Aliran H9		241033,481
	Aliran H8	44133,682	
	Aliran H10	13975,046	
	Aliran H11		27731,390

	Aliran H12		30377,338
Pipa Pencampuran	Aliran H9	241033,481	
	Aliran H12	30377,338	
	Aliran H13		271410,818
HE	Aliran H13	271410,818	
	Beban HE	261114,634	
	Aliran 14		532525,453
Destilasi 01	Aliran 14	532525,453	
	Panas Reboiler	1140604,871	
	Aliran H18		322534,400
	Aliran H17		2677166,559
	Panas Kondensor		1326570,635
Destilasi 02	Aliran H18	322534,400	
	Panas Reboiler	2704366,703	
	Aliran H22		2449069,550
	Aliran H21		383322,509
	Panas Kondensor		194509,042
<b>TOTAL</b>		<b>87202352709,657</b>	<b>87202352709,657</b>

## 2.6. Tata Letak Pabrik dan Peralatan

### 2.6.1. Tata letak pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik yang meliputi tempat kerja karyawan, tempat perakitan, tempat penimbunan bahan baku maupun tempat produk dan proses. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa, sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan penempatan alat-alat produksinya sehingga keselamatan, keamanan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Pada prarancangan pabrik ini, tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 2.1. Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik aseton ini adalah

1. Pabrik aseton merupakan pabrik baru (bukan pengembangan) sehingga dalam menentukan tata letak pabrik tidak dibatasi oleh bangunan yang sudah ada.
2. Kemungkinan terjadinya perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik dimasa mendatang.
3. Harga tanah merupakan faktor awal yang membatasi kemampuan penyediaan awal pabrik. Perlunya efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah dengan menyesuaikan dengan area yang tersedia.

4. Faktor keamanan diperlukan guna bahaya kebakaran dan ledakan, maka penentuan tata letak pabrik selalu berada jauh dari sumber api, bahan panas, bahan yang mudah meledak dan jauh dari asap atau gas beracun.
5. Tata letak pabrik harus memperhatikan kelancaran proses distribusi bahan baku, proses maupun produk.
6. Kualitas, kuantitas dalam Instalasi pemasangan dan distribusi pipa yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik juga perlu diperhatikan guna membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa guna karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu (Vilbrand, 1959):

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang control.
  - a. Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran proses.
  - b. Laboratorium dan ruang control sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produksi yang akan dijual.

#### 2. Daerah proses

Merupakan daerah dimana alat proses diletakan dan proses berlangsung. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk merupakan daerah untuk tempat bahan baku dan produk. Daerah gudang, bengkel dan garasi Merupakan daerah yang digunakan untuk menampung bahan-bahan yang diperlukan oleh pabrik dan untuk keperluan perawatan peralatan proses.

#### 3. Daerah utilitas

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses seperti penyediaan air, steam, media pendingin dan tenaga listrik berlangsung dipusatkan.

**Tabel 2.22 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik**

No	Jenis Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Pos Keamanan	2 x 3 x 2	12
2.	Jalan dan Taman	10 x 70	700
3.	Tempat Parkir	20 x 20	400
4.	Kantor	15 x 15	300

5.	Musholla	5 x 5	10
6.	Kantin	10 x 10	100
7.	Poliklinik	5 x 5	10
8.	Laboratorium	10 x 10	100
9.	Bengkel	10 x 20	200
10.	Gudang	10 x 20	200
11.	Ruang Kontrol	10 x 10	100
12.	Unit Penyimpanan Bahan Baku	20 x 30	600
13.	Unit Proses Produksi	50 x 60	3000
14.	Unit Penyimpanan Produk	20 x 30	600
15.	Unit Pengolahan Limbah	15 x 15	225
16.	Unit Utilitas	15 x 30	450
17.	Area Perluasan	50 x 40	2000
<b>TOTAL</b>			<b>9007</b>



**Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik**

### 2.6.2. Tata letak Alat

Tata letak alat merupakan tempat dimana alat-alat yang digunakan dalam proses produksi, penyusunan alat proses produksi suatu pabrik harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya. Tata letak alat harus dirancang sedemikian rupa dengan tujuan:

1. Integrasi proses produksi secara total dapat terjamin.
2. Penggunaan luas lahan yang ada menjadi efektif.
3. Biaya material *handling* menjadi rendah sehingga urusan proses produksi dapat berjalan lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
4. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja sehingga produktivitas meningkat karena suasana kerja yang nyaman.

Dengan tujuan diatas dalam menentukan tata letak alat pada suatu pabrik maka, terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak peralatan proses pabrik, antara lain:

1. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai guna memberikan ruang gerak yang cukup pada proses pemasangan, perawatan dan perbaikan.
2. Tata letak peralatan dilakukan sesuai dengan urutan prosesnya sehingga efisiensi secara teknis dan ekonomis memudahkan dalam kontrol, pengawasan dan keleluasaan gerak operator.
3. Penempatan peralatan pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan unit baru sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa mendatang jika adanya penambahan unit.
4. Kelancaran aliran udara didalam dan disekitar peralatan proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
5. Penerangan sebuah pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang bahayanya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.
6. Lalu lintas manusia dalam perancangan tata letak dan peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga diprioritaskan.
7. Pertimbangan ekonomi, dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.
8. Jarak antar alat proses, alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran maka kerusakan dapat diminimalkan.

Setelah mengetahui hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat pada pabrik. Selanjutnya dilakukan penentuan tipe tata letaknya. Terdapat empat macam tipe tata letak alat secara garis besar, yaitu:

1. Tata letak fasilitas pabrik berdasarkan proses (process layout). Dimana mesin dan peralatan yang mempunyai karakter atau fungsi yang sama ditempatkan dalam satu departemen. Misalnya mesin bubut, mesin drill, dan mesin las. Layout proses dapat digunakan sebagai suatu tipe yang menyediakan keluwesan output atau produksi berdasar pesanan, desain produk, dan metode-metode proses pabrikasinya. Layout proses adalah karakteristik yang cocok untuk proses manufacturing yang terputus-

putus. Tata letak ini berkaitan dengan proses produksi dengan volume rendah dan variasi tinggi, seperti mesin dan peralatan yang dikelompokkan bersama.

2. Tata letak fasilitas pabrik berdasarkan aliran produk (*product layout*). Tipe ini sangat sering digunakan pada pabrik yang menghasilkan produk secara massal (*mass production*), dengan tipe produk relatif kecil dan standar untuk jangka waktu relatif lama. Pengaturannya adalah dengan urutan operasi dari satu bagian ke bagian lain hingga produk selesai diproses.
3. Tata letak fasilitas pabrik berdasarkan posisi tetap (*fixed layout*). Pada tata letak ini pengaturan material atau komponen produk akan tetap pada posisinya, sedangkan fasilitas produksi seperti peralatan, perkakas, mesin, dan pekerja yang bergerak berpindah menuju lokasi material tersebut. Misalnya pabrik perakitan pesawat terbang, perakitan kapal, dan pembuatan gedung. Layout ini mengatasi kebutuhan tata letak proyek yang tidak berpindah atau proyek yang menyita tempat yang luas.
4. Tata letak fasilitas pabrik berdasarkan kelompok (*group layout*). Prinsip tata letak tipe ini adalah mengelompokkan produk atau komponen yang akan dibuat berdasarkan kesamaan dalam proses. Pengelompokkan ini mengakibatkan mesin dan fasilitas produksi lainnya ditempatkan dalam sebuah sel manufaktur karena setiap kelompok memiliki urutan proses yang sama. Tujuan tipe tata letak *group technology* adalah menghasilkan efisiensi yang tinggi dalam proses manufakturnya. Selain itu, tata letak tipe ini dapat menjawab keterbatasan tata letak proses dan mengeksplorasi kelebihan tata letak produk.

Pada prakteknya keempat tipe tersebut tidak murni diterapkan, akan tetapi berdasarkan kombinasi yang menguntungkan bagi pabrik.