

BAB II

DESKRIPSI PROSES

II.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. *Orthoxylene* (Kirk and Othmer, 1988)
 - a. Wujud : cair
 - b. Kemurnian (%berat maks.) : 99,8
 - c. Titik didih (°C) : 129
 - d. Titik leleh (°C) : -25
 - e. Temperatur kritis : 235,2
 - f. *Specific gravity* : 0,7894
2. Udara (Perry, 1997)
 - a. Wujud (P dan T lingkungan) : gas
 - b. Warna, bau : tak berwarna, tak berbau
 - c. Komposisi

N ₂ (% mol)	79
O ₂ (% mol)	21

II.2 Spesifikasi Katalis

Katalis *Vanadium Pentoxida* (V₂O₅) (Hill, 1977)

- a. Wujud : padat *spherical*
- b. Umur katalis (tahun) : 3
- c. Diameter katalis (cm) : 0,318
- d. Porositas tumpukan, ϵ : 0,4
- e. *Bulk density* (g/cm³) : 0,84

II.3 Spesifikasi Produk

1. *Phthalic Anhydride* (Kirk and Othmer, 1988)
 - a. Fase : cair
 - b. Warna : tidak berwarna
 - c. Kemurnian (% berat) : 99,8%
 - d. Impuritas

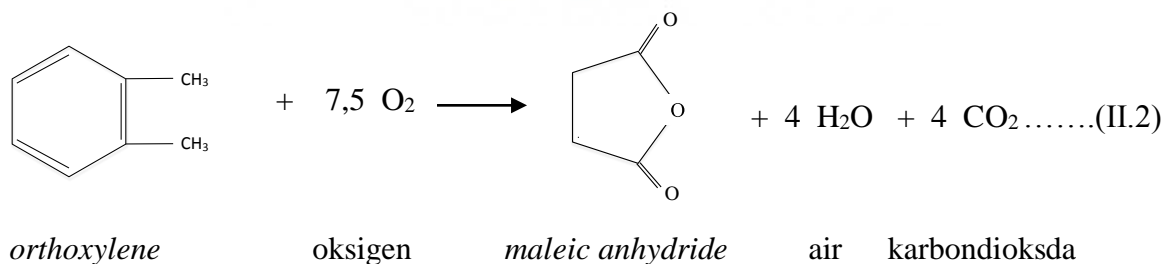
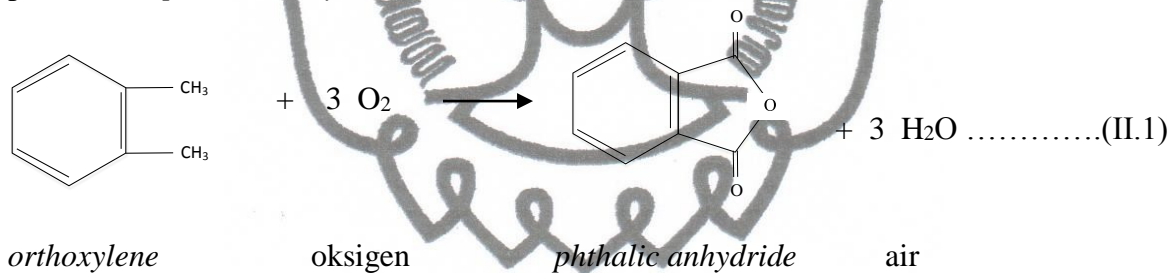
<i>Maleic Anhydride</i> (% berat)	0,2%
-----------------------------------	------

- e. Titik didih (°C) 284
 - f. Titik leleh (°C) 131
 - g. *Specific gravity* : 1,527
2. *Maleic Anhydride* (Kirk and Othmer, 1988)
- a. Fase : cair
 - b. Warna : tak berwarna (jernih)
 - c. Kemurnian, (% berat) : 96%
 - d. Impuritas
- Phthalic Anhydride* (% berat) : 4%

II.4 Konsep Dasar Proses

II.4.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan *phthalic anhydride* dari *ortho*xylene dan oksigen berdasarkan pada reaksi oksidasi katalitik fase gas berlangsung di dalam reaktor *fixed bed multitube*. Reaksi pembuatan *phthalic anhydride* adalah (Turton, 1988) :



II.4.2 Pemakaian Katalis

Dalam reaksi heterogen gas – padat meskipun katalis tidak berubah pada akhir reaksi, tetapi katalis tetap ikut aktif di dalam reaksi. Katalis memperbesar kecepatan reaksi karena terjadi mekanisme alternatif yaitu energi aktivasi tiap langkah reaksi akan lebih rendah dibandingkan tanpa katalis. Konversi kesetimbangan tidak dipengaruhi katalis, tetapi selektivitas dapat ditingkatkan dengan adanya katalis. Umumnya penurunan tekanan akan semakin besar bila diameter katalis semakin kecil.

Pada reaksi pembentukan *phthalic anhydride*, katalis yang digunakan adalah V_2O_5 , katalis padat berpori dengan diameter 0,318 cm. Katalis ditempatkan di dalam reaktor *fixed bed* di bagian sisi dalam *tube*-nya. Umur katalis V_2O_5 adalah 3 tahun (Hill, 1977).

II.4.3 Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada prarancangan pabrik *phthalic anhydride* ini yaitu:

1. Temperatur

Temperatur reaksi ditentukan sebesar 370°C , hal ini didasarkan pada temperature tersebut fase reaktan berupa gas dan didapatkan konversi maksimal. Jika melebihi temperatur tersebut maka konversi menurun karena mulai terjadi reaksi *cracking* yaitu H_2O banyak terbentuk sehingga dapat mengurangi produk utama. Jika temperatur di bawah temperatur batasan operasi akan mengurangi laju kecepatan reaksinya karena pada kisaran temperatur tersebut katalis V_2O_5 bekerja dengan baik (Hill, 1977).

2. Tekanan

Tekanan operasi di reaktor ditentukan sebesar 2 bar, dengan pertimbangan bahwa pada tekanan tersebut fase reaktan berupa gas. Jika melebihi tekanan tersebut maka dikhawatirkan fase reaktan berubah menjadi cair, sehingga reaksi tidak dapat berjalan dengan baik. Jika tekanan di bawah tekanan operasi, fase reaktan masih berupa gas tetapi kecepatan reaksi menjadi lebih lambat, sehingga jumlah katalis yang diperlukan lebih banyak dan ukuran reaktor lebih besar.

II.4.4 Perbandingan Mol Reaktan

Komposisi umpan *orthoxylene* adalah sebesar 1,2% mol campuran umpan (*orthoxylene* dan udara). Jika perbandingan umpan lebih besar, maka impuritas produk keluar reaktor juga semakin banyak, sehingga pemurnian produk menjadi lebih sulit. Sebaliknya jika perbandingan umpan lebih kecil, maka konversi yang dihasilkan kurang maksimal (Turton, 1998).

II.4.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi utama yaitu reaksi (II.1) pada halaman (10), dari segi kinetika, kecepatan reaksi oksidasi *orthoxylyene* akan bertambah cepat dengan naiknya temperature berdasarkan persamaan kecepatan reaksi (II.3).

$$r_1 = k_1 P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \dots \dots \dots (II.3)$$

dengan :

r_1 = kecepatan reaksi (kmol / jam.kg katalis)

P_{oxy} = tekanan parsial oksigen

$P_{\text{o-x}}$ = tekanan parsial *orthoxylyene* (bar)

$$k_1 = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,837 \right)$$

T = temperatur operasi (K)

Sehingga persamaan kecepatan reaksi menjadi persamaan (II.4) berikut.

$$r_1 = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,837 \right) P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \dots \dots \dots (II.4)$$

Reaksi samping yaitu reaksi (II.2) pada halaman (10), persamaan kecepatan reaksi berdasarkan persamaan (II.5) berikut.

$$r_2 = k_2 P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \dots \dots \dots (II.5)$$

dengan :

r_2 = kecepatan reaksi (kmol / jam.kg katalis)

P_{oxy} = tekanan parsial oksigen

$P_{\text{o-x}}$ = tekanan parsial *orthoxylyene* (bar)

$$k_2 = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,23 \right)$$

T = temperatur operasi (K)

Persamaan kecepatan reaksi menjadi persamaan (II.6) berikut.

$$r_2 = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,23 \right) P_{\text{oxy}}^{\circ} P_{\text{o-x}} \dots \dots \dots (II.6)$$

(Turton, 1998)

commit to user

II.4.6 Mekanisme Reaksi

Reaksi oksidasi *ortho*xylene dengan katalis V_2O_5 merupakan reaksi heterogen dalam fase gas (reaktan) dan fase padat (katalis). Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

1. a. Difusi gas reaktan (*ortho*xylene) dari fase gas ke permukaan luar katalis.
b. Difusi reaktan dari permukaan luar ke permukaan dalam pori-pori katalis (difusi molekuler).
2. Reaksi pada permukaan katalis.
3. a. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan dalam ke permukaan luar katalis.
b. Difusi gas hasil reaksi dari permukaan luar katalis (*interface*) ke fase gas.

Adsorpsi reaktan dan desorpsi produk berlangsung sangat cepat, sehingga dapat diabaikan. Oleh karena itu, untuk menurunkan persamaan reaksi yang dipertimbangkan adalah tahap reaksi permukaan. Reaksi utama (II.1) pada halaman (10) yaitu sebagai berikut:



Pengendali pada reaksi permukaan sehingga diperoleh :



dengan :

S = permukaan aktif katalis

θ_v = konsentrasi pada permukaan kosong katalis

P_A = tekanan parsial *ortho*xylene

P_B = tekanan parsial oksigen

k_s = konstanta kecepatan reaksi

r_s = kecepatan reaksi pada permukaan

Neraca permukaan katalis :

$$\theta_v = 1 \dots \dots \dots (II.8)$$

Sehingga, persamaan menjadi :

$$r_s = k_s \cdot P_A \cdot P_B \dots \dots \dots (II.9)$$

commit to user

Bentuk persamaan kecepatan reaksi sesuai dengan persamaan kecepatan reaksi (II.4) pada halaman (12) yaitu :

$$r = k P_{\text{oxy}}^0 P_{\text{o-x}}^0$$

$$r = \exp \left(-\frac{27.000}{RT} + 19,837 \right) P_{\text{oxy}}^0 P_{\text{o-x}}^0 \quad (\text{kmol} / \text{jam.kg katalis})$$

dengan:

P_{oxy}^0 = tekanan parsial oksigen

$P_{\text{o-x}}$ = tekanan parsial *orthoxylyene* (bar)

T = temperatur operasi (K)

Analog untuk reaksi (II.2) dengan penurunan reaksi seperti di atas, sehingga menjadi :

$$r_s = k_s P_A P_B \dots \dots \dots (II.10)$$

Maka bentuk persamaan kecepatan reaksi sesuai dengan persamaan kecepatan reaksi (II.6) pada halaman (12) yaitu :

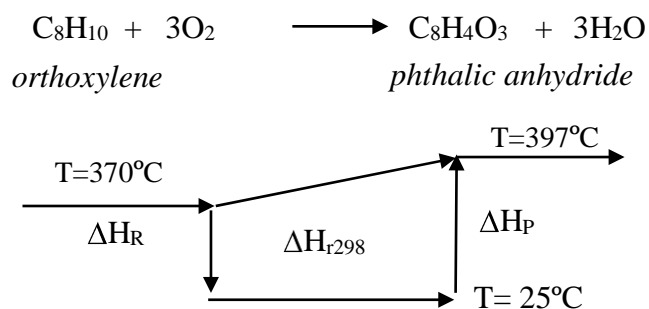
$$r = k P_{\text{oxy}}^0 P_{\text{o-x}}^0$$

$$r = \exp \left(-\frac{27.900}{RT} + 19,23 \right) P_{\text{oxy}}^0 P_{\text{o-x}}^0 \quad (\text{kmol} / \text{jam.kg katalis})$$

II.4.7 Tinjauan Termodinamika

1. Panas Reaksi (ΔH_r)

Panas reaksi (ΔH_r) digunakan untuk penentuan apakah reaksi endotermis atau eksotermis. Berikut perhitungan panas reaksi (ΔH_r) antara *orthoxylyene* dan oksigen :



dengan :

ΔH_r : Enthalpi reaktan, kJ/kmol

ΔH_p : Enthalpi produk, kJ/kmol

ΔH_{r298} : Enthalpi pembentukan pada $T = 25^\circ\text{C}$, kJ/kmol

$T_{\text{operasi}} = 370 - 397^\circ\text{C}$

Temperatur produk keluar reaktor = $397^\circ\text{C} = 663^\circ\text{K}$

Data harga ΔH_f masing-masing komponen pada 298 K adalah sebagai berikut:

$\Delta H_f \text{ OX}$	$= 18,9343 \text{ kJ/mol}$	$= 18.934,3 \text{ kJ/kmol}$
$\Delta H_f \text{ O}_2$	$= 0 \text{ kJ/mol}$	$= 0 \text{ kJ/kmol}$
$\Delta H_f \text{ PAN}$	$= -393,2109 \text{ kJ/mol}$	$= -393.210,9 \text{ kJ/kmol}$
$\Delta H_f \text{ MAN}$	$= -398,4039 \text{ kJ/mol}$	$= -398.403,9 \text{ kJ/kmol}$
$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O}$	$= -241,8000 \text{ kJ/mol}$	$= -241.800 \text{ kJ/kmol}$
$\Delta H_f \text{ CO}_2$	$= -393,5 \text{ kJ/mol}$	$= -393.500 \text{ kJ/kmol}$

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 1} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{ PAN} + 3 \cdot \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ OX} - 3 \cdot \Delta H_f \text{ O}_2) \\
 &= -1.137.545,225 \text{ kJ/kmol} \\
 \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 2} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta H_f \text{ MAN} + 4 \cdot \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} + 4 \cdot \Delta H_f \text{ CO}_2) - (\Delta H_f \text{ OX} - 7,5 \cdot \Delta H_f \text{ O}_2) \\
 &= -2.958.538,137 \text{ kJ/kmol} \\
 \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ total} &= \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 1} + \Delta H_{r298}^{\circ} \text{ reaksi 2} \\
 &= -4.096.083,361 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

ΔH_{r298}° bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis yang menghasilkan panas.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Data harga ΔG° masing-masing komponen pada 298 K adalah sebagai berikut:

$\Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_{10}$	$= 122,1 \text{ (kJ/mol)}$
$\Delta G_f^{\circ} \text{ O}_2$	$= 0 \text{ (kJ/mol)}$
$\Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3$	$= -329 \text{ (kJ/mol)}$
$\Delta G_f^{\circ} \text{ H}_2\text{O}$	$= 0 \text{ (kJ/mol)}$

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{f298.15K}^{\circ} &= \Delta G_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta G_f^{\circ} \text{ reaktan} \\
 &= \Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_4\text{O}_3 - \Delta G_f^{\circ} \text{ C}_8\text{H}_{10} \\
 &= (-329 - 122,1) \text{ kJ/mol} \\
 &= -451,1 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Didapat $\Delta G^{\circ} < 0$, sehingga reaksi dapat berlangsung.

3. Konstanta Keseimbangan Reaksi (K)

Dari Smith Van Ness (1997), persamaan (15.14) *er*

$$\begin{aligned}\ln K_{298,15} &= -\frac{\Delta G^0}{RT} \\ &= -\frac{-451,1 \text{ kJ/mol}}{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/mol.K} \times 298,15 \text{ K}} \\ &= 181,94\end{aligned}$$

$$K_{298,15} = e^{181,94}$$

$$K_{298,15} = 1,03 \cdot 10^{79}$$

dengan :

ΔH_f° = panas reaksi standar pada $T=25^\circ\text{C}$, kJ/kmol

ΔG_f° = energy Gibbs pada temperatur 298,15 K

K_0 = konstanta kesetimbangan pada temperatur 298,15 K

K = konstanta kesetimbangan pada temperatur T (K)

R = konstanta gas, kJ/mol.K

Menghitung konstanta kesetimbangan pada temperatur reaksi :

$$\begin{aligned}\ln \frac{K}{K_0} &= \frac{-\Delta H_f^\circ}{R} \times \frac{T-T_0}{T \times T_0} \\ \ln K - \ln K_0 &= \frac{-(-451,1)}{0,008314} \times \frac{623,15-298,15}{623,15 \times 298,15} \\ \ln K - \ln K_0 &= 94,91 \\ K - K_0 &= e^{94,91} \\ K - 1,03 \cdot 10^{79} &= 1,65 \cdot 10^{41} \\ K &= 1,03 \cdot 10^{79}\end{aligned}$$

$K \gg \gg \gg$

Karena harga konstanta kesetimbangan sangat besar maka reaksi berlangsung searah (*irreversible*).

II.5 Diagram Alir Proses dan Tahapan Proses

II.5.1 Diagram Alir Proses

Diagram Alir Kualitatif dapat dilihat pada Gambar II.1

Diagram Alir Kuantitatif dapat dilihat pada Gambar II.2

Diagram Alir Proses dapat dilihat pada Gambar II.3

II.5.2 Tahapan Proses

Pra rancangan pabrik pembuatan *phthalic anhydride* dengan proses oksidasi *ortho*xylene secara garis besar dapat dikelompokkan dalam tiga tahapan proses, yaitu :

1. Proses persiapan bahan baku

Bahan baku *ortho*xylene ($P=30^{\circ}\text{C}$, $T=1$ bar) disimpan pada tangki bahan baku. Selanjutnya *ortho*xylene dinaikkan tekanannya sampai 2 bar dan diumpankan ke vaporizer. Udara bertekanan 1 bar digunakan untuk proses oksidasi dialirkan dengan kompresor agar tekanannya menjadi 2 bar, kemudian dinaikkan temperaturnya sampai 370°C bersama dengan *ortho*xylene menggunakan *furnace* (F-01). Selanjutnya *ortho*xylene dan udara diumpankan menuju reaktor (R-01).

2. Proses reaksi pembentukan *phthalic anhydride*

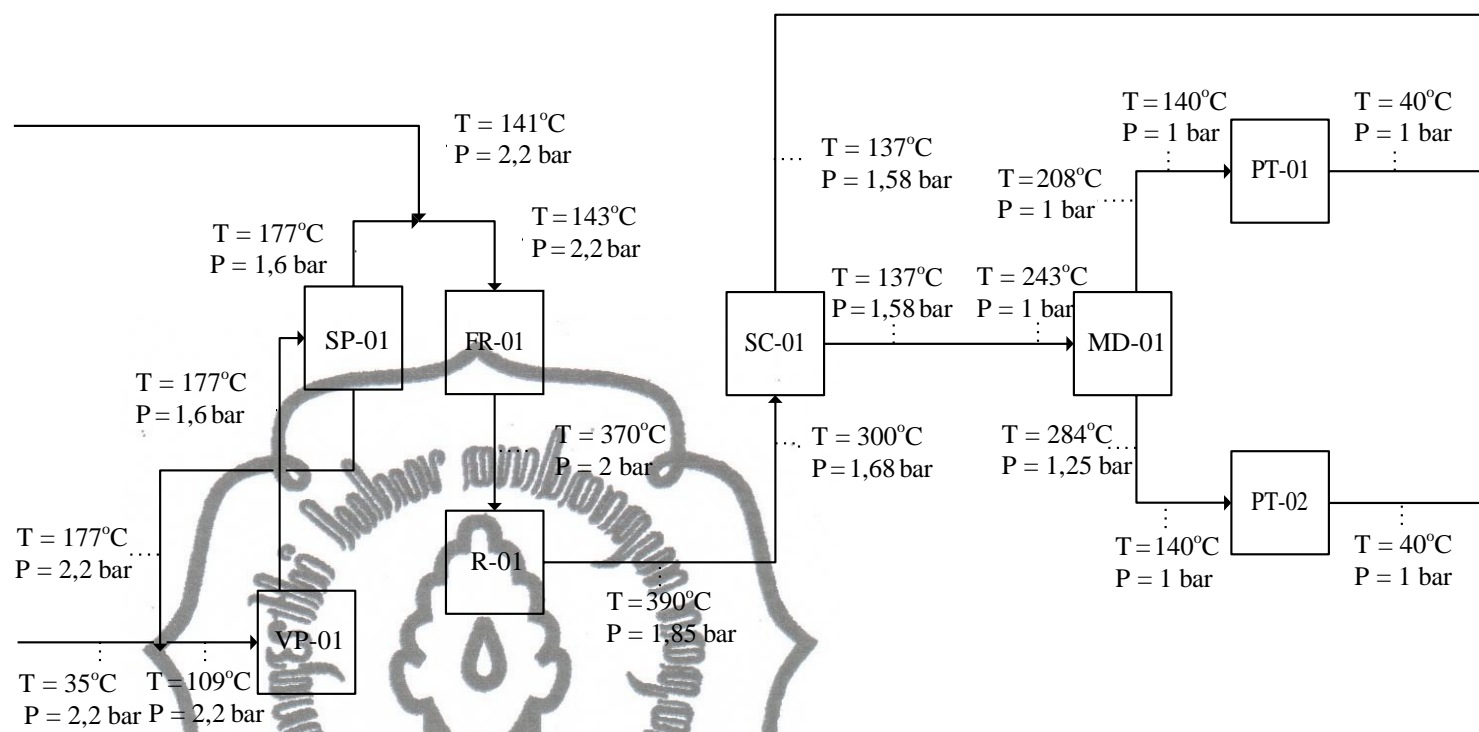
Campuran umpan *ortho*xylene gas dan udara diumpankan ke reaktor dengan temperatur 370°C dan tekanan 2 bar. Katalis *vanadium pentoxide* digunakan agar reaksi berlangsung cepat, menghasilkan konversi produk sebesar 99,7% dan selektivitas dari produk yang diinginkan yaitu 70% dari reaktan bereaksi dengan reaksi (1) dan (2) pada halaman (13). Produk reaktor berupa campuran antara *phthalic anhydride*, oksigen sisa, nitrogen, air dan produk samping yaitu *maleic anhydride* pada temperatur 370°C dan tekanan 2 bar. Reaksi berlangsung eksotermis sehingga diperlukan pendingin supaya suhu reaksi relatif konstan. Pendingin yang digunakan adalah molten salt yang dialirkan dalam shell reaktor.

3. Proses pemurnian *phthalic anhydride*

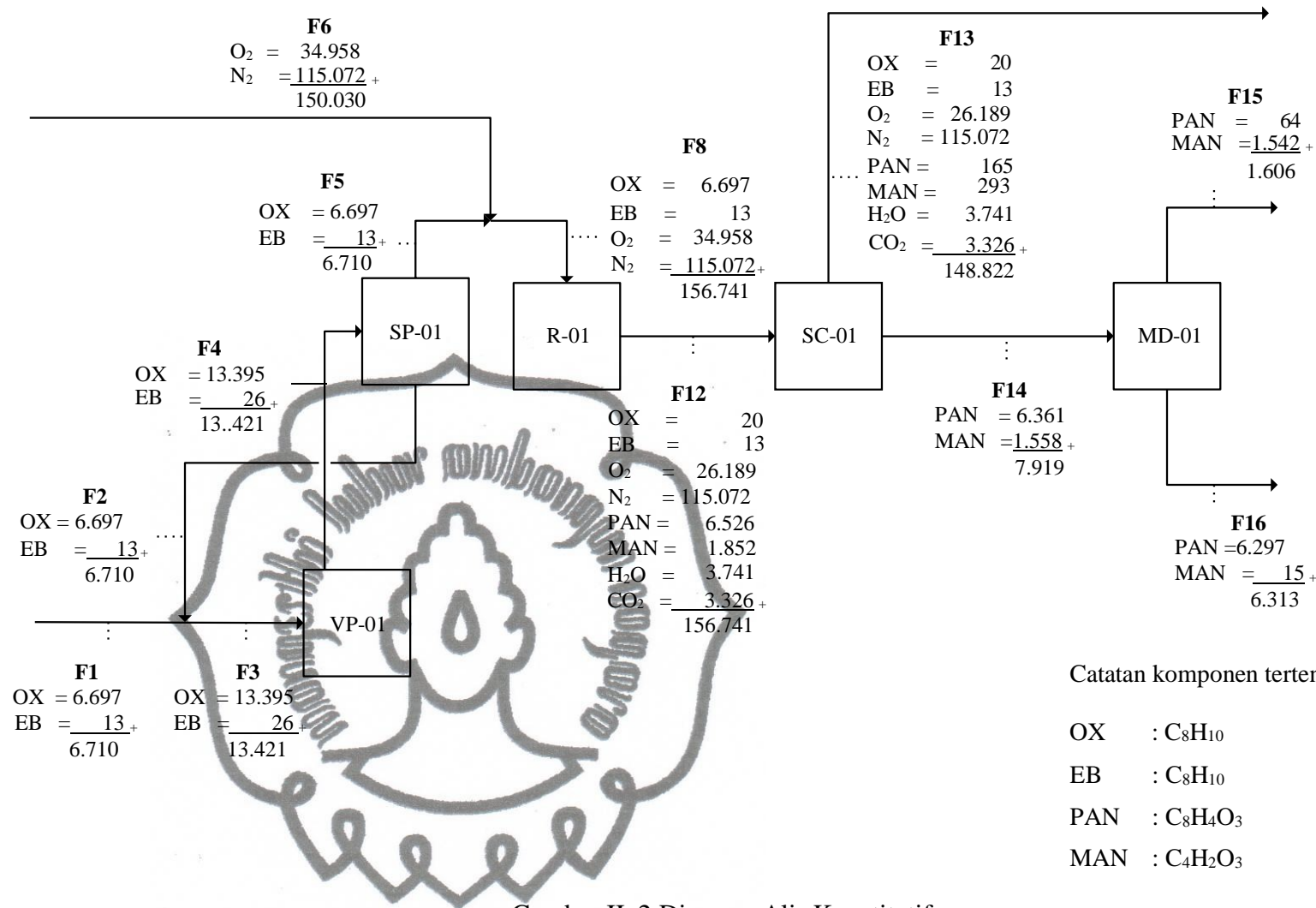
Panas produk keluar reaktor dimanfaatkan pada vaporizer dan reboiler menara distilasi sehingga temperaturnya turun sampai 365°C , kemudian temperaturnya diturunkan lagi sampai 300°C pada *heat exchanger* (HE-03). Produk diumpankan ke *switch condenser* (SC-01) untuk pemisahan antara sebagian impuritas dan *non-condensable gas*. Di dalam *switch condenser* terdiri atas 2 zona yaitu zona desublimasi dan zona *melting*. Pada zona desublimasi, produk didinginkan menggunakan *mobiltherm oil* 603 sampai temperatur 123°C agar terbentuk padatan, cairan dan *non-condensable gas*. Padatan yang terbentuk adalah *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride*, sedangkan impuritas lain berubah menjadi fase gas. Cairan dan *non-condensable gas* dikeluarkan dari *switch condenser*. Padatan dilelehkan di zona *melting* menggunakan *mobiltherm oil* 603 sampai temperatur 137°C . Kemudian campuran cairan *phthalic anhydride* dan *maleic anhydride* ditampung dalam accumulator tank dan dipompa menuju menara destilasi (MD-01) dengan

melewati *heat exchanger* dan *expansion valve*. Produk atas menara distilasi (MD-01) berupa *maleic anhydride* dialirkan menuju *Prilling Tower* (PT-01) untuk proses pembersihan dengan udara yang dialirkan dari *blower*, sedangkan produk bawah menara distilasi, *phthalic anhydride*, dialirkan menuju *Prilling Tower* (PT-02). Kedua produk ini masing-masing diangkut menggunakan *screw conveyor*, kemudian diumpankan dan disimpan di dalam silo menggunakan *bucket elevator*.





Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar II. 3 Diagram Alir Proses
commit to user

II.6 Neraca Massa dan Neraca Panas

II.6.1 Neraca Massa

Kapasitas	: 50.000 ton/tahun
Produk utama	: <i>phthalic anhydride</i> 99%
Produk samping	: <i>maleic anhydride</i> 96%
Satu tahun produksi	: 330 hari
Waktu operasi selama 1 hari	: 24 jam
Basis	: 1 kg umpan orthoxylene

Neraca Massa Kapasitas :

Tabel II. 1 Neraca Massa di sekitar Vaporizer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 5
OX	6.698	6.698
EB	13	13
Total	6.711	6.711

Tabel II. 2 Neraca Massa di sekitar Tee-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
OX	6.698	-	6.698
EB	13	-	13
O ₂	-	34.959	34.959
N ₂	-	115.072	115.072
Total	6.711	150.031	156.742
		156.742	156.742

Tabel II. 3 Neraca Massa di sekitar Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9
OX	6.698	20
EB	13	13
O ₂	34.959	26.190
N ₂	115.072	115.072
PAN	-	6.526
MAN	-	1.852
H ₂ O	-	3.742
CO ₂	-	3.326
Total	156.742	156.742

commit to user

Tabel II. 4 Neraca Massa di sekitar Switch Condenser

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
OX	20	20	-
EB	13	13	-
O ₂	26.190	26.190	-
N ₂	115.072	115.072	-
PAN	6.526	165	6.361
MAN	1.852	294	1.558
H ₂ O	3.742	3.742	-
CO ₂	3.326	3.326	-
Total	156.742	148.823	7.919
	156.742	156.742	

Tabel II. 5 Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
PAN	6.361	64	6.298
MAN	1.558	1.543	16
Total	7.919	1.606	6.313
	7.919	7.919	

Tabel II. 6 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 6	Arus 13	Arus 15	Arus 16
OX	6.698	-	20	-	-
EB	13	-	13	-	-
O ₂	-	34.959	26.190	-	-
N ₂	-	115.072	115.072	-	-
PAN	-	-	165	64	6.298
MAN	-	-	294	1.543	16
H ₂ O	-	-	3.742	-	-
CO ₂	-	-	3.326	-	-
Total	6.711	150.031	148.823	1.606	6.313
	156.742		156.742		

II.6.2 Neraca Panas

Tabel II. 7 Neraca Panas Vaporizer

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	2.094.911	Q penguapan	3.770.837
Q steam	1.675.926		
Total	3.770.837	Total	3.770.837

Tabel II. 8 Neraca Panas Furnace

Panas Input, kJ./jam		Panas Output, kJ/jam	
Qumpan	18.961.078	Qproduk	57.706.629
Q beban	38.745.551		
Total	57.706.629	Total	57.706.629

commit to user

Tabel II. 9 Neraca Panas Reaktor

Panas Input (kJ/jam)		Panas Output (kJ/jam)	
Q umpan	54.811.494	Q produk	67.244.445
Q reaksi	- 1.733.722	Q pendingin	- 14.166.674
Total	53.077.771	Total	53.077.771

Tabel II. 10 Neraca Panas Switch Condenser

Zona Desublimasi

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	45.538.830	Q produk	46.725.275
Q desublimasi	1.186.445		
Total	46.725.275	Total	46.725.275

Zona Melting

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	2.269.284	Q produk	4.099.398
Q pemanas	1.830.114		
Total	4.099.398	Total	4.099.398

Tabel II. 11 Neraca Panas Menara Distilasi

Panas Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
Q umpan	2.954.632	Q top	487.142
Q reboiler	884.103	Q bottom	2.829.402
		Q kondenser	522.191
Total	3.838.735	Total	3.838.735

Tabel II. 12 Neraca Panas *Prilling Tower* 1

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	323.198	Q produk	37.731
Q laten	200.817	Q udara	544.926
Q udara	58.641		
Total	582.657	Total	582.657

Tabel II. 13 Neraca Panas *Prilling Tower* 2

Panas Input, kJ/jam		Panas Output, kJ/jam	
Q umpan	1.295.967	Q produk	149.166
Q laten	999.069	Q udara	2.404.758
Q udara	258.887		
Total	2.553.924	Total	2.553.924

II.7 Tata Letak Pabrik dan Peralatan

II.7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk efisiensi, keselamatan, dan kelancaran para pekerja serta keselamatan proses.

Kondisi optimal dapat dicapai dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka *layout* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, bahan yang mudah meledak, asap, dan bahan beracun.
2. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk penekanan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim di Indonesia memungkinkan konstruksi secara outdoor.
3. Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan/lahan.
4. Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu mempermudah kerja dan perawatannya. Penempatan peralatan proses sedemikian rupa sehingga petugas dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi.

Secara umum tata letak pabrik dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol.
 - a. Daerah administrasi merupakan kegiatan administrasi pabrik
 - b. Daerah laboratorium dan ruang kontrol merupakan pusat pengendalian proses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses, merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
3. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.
4. Daerah utilitas, merupakan daerah tempat penyediaan sarana pendukung proses.
5. Daerah fasilitas umum, merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan kerja seperti tempat parkir, masjid dan kantin.

II.7.2 Tata Letak Peralatan

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan lay out peralatan proses pada pabrik *phthalic anhydride* antara lain :

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya menghindari terjadinya *stagnasi* (pemampatan) udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan kerja.

3. Cahaya

Penerangan pada seluruh area pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya perlu diberikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Pekerja harus dapat menjangkau seluruh area proses dengan cepat dan mudah sehingga jika terjadi gangguan pada peralatan proses dapat segera diperbaiki. Keamanan seluruh pekerja harus diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi.

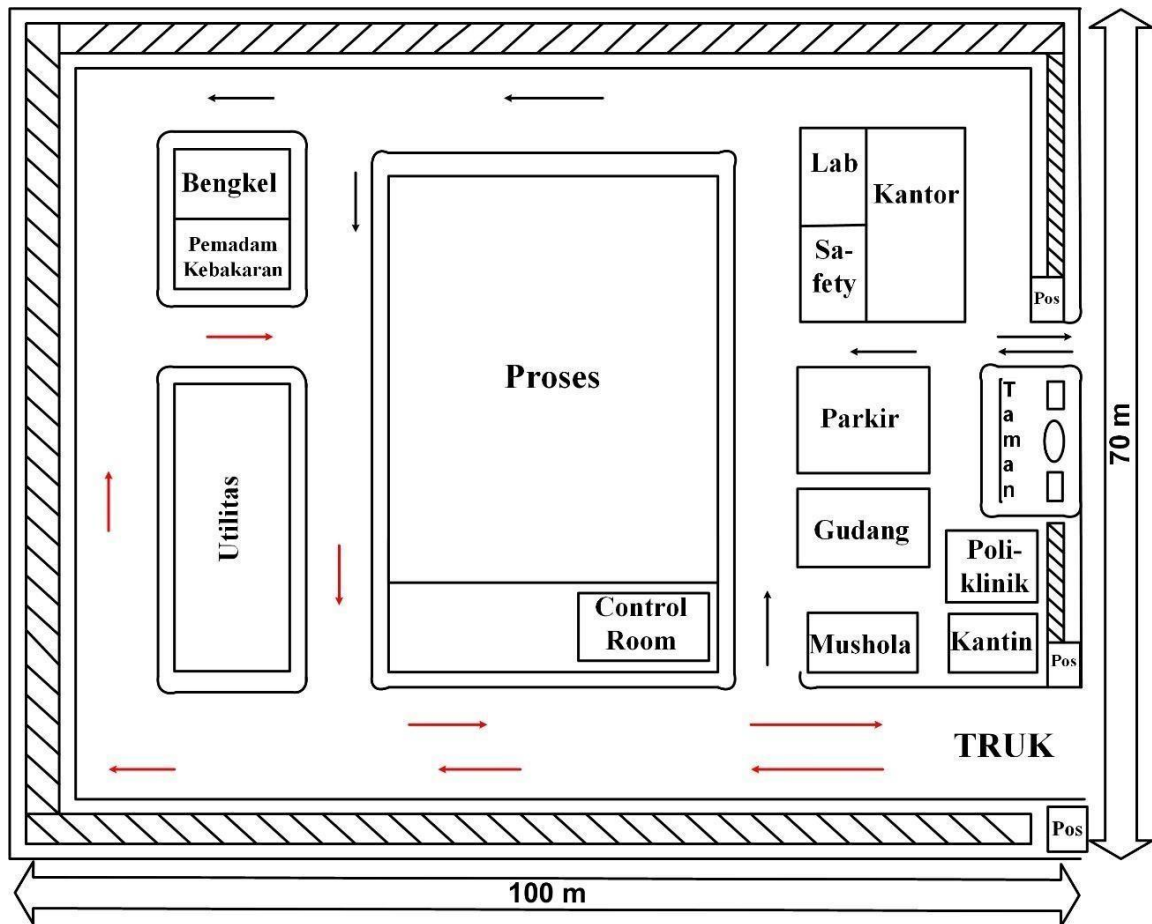
Penempatan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Alat proses yang beroperasi pada tekanan dan temperatur tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran tidak membahayakan alat proses yang lain.

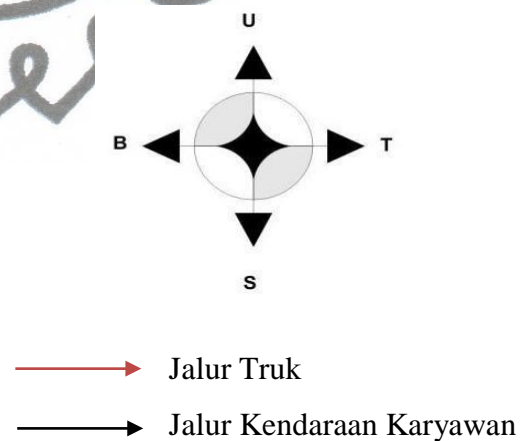
Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lahan yang tersedia.
3. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga dapat mengurangi pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi. *commit to user*



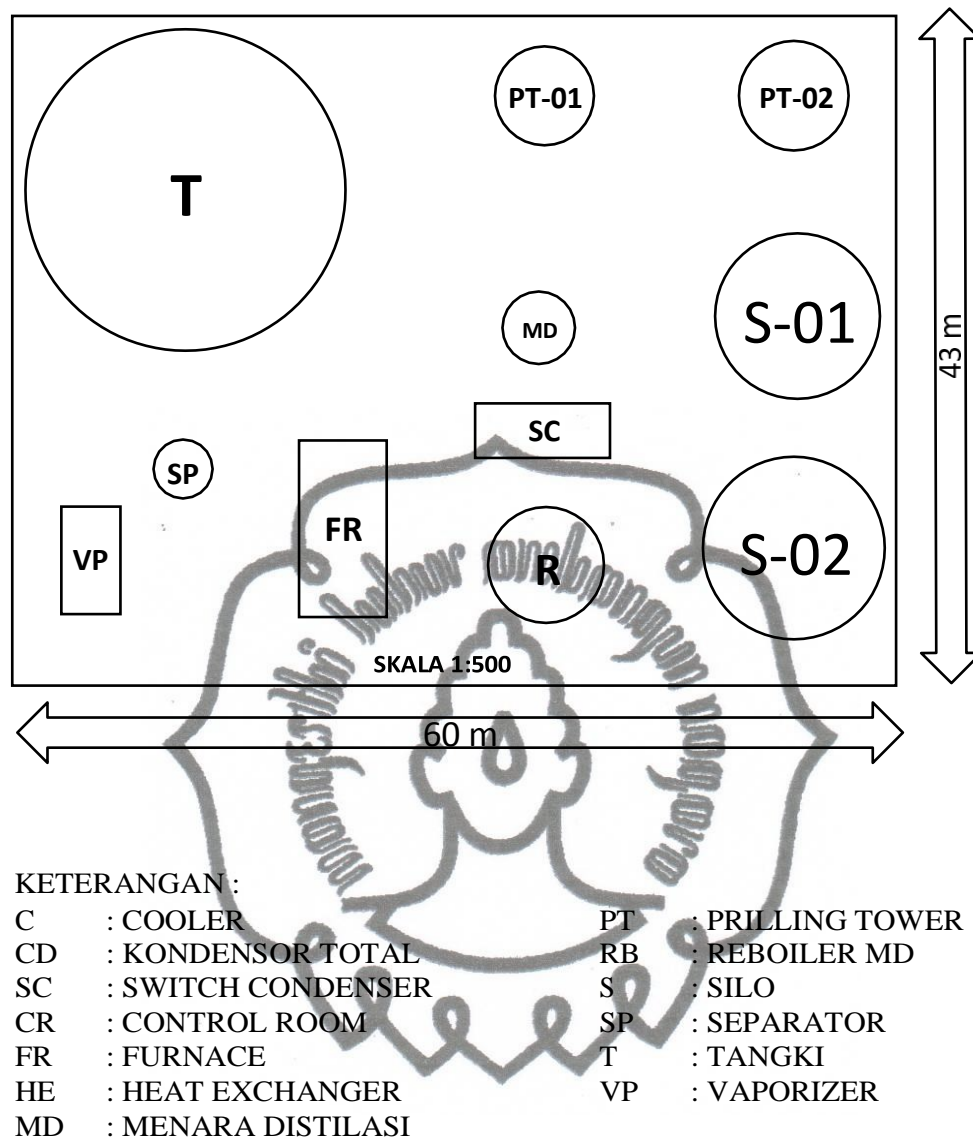
Keterangan:

1. Pos Keamanan
2. Koperasi Karyawan
3. Kantin
4. Mushola
5. Poliklinik
6. Parkir
7. Taman
8. Safety
9. Kantor
10. Laboratorium
11. Unit Proses
12. Control Room
13. Unit Utilitas
14. Pemadaman Kebakaran
15. Bengkel



Gambar II. 4 Layout Pabrik

commit to user



Gambar II. 5 Lay Out Peralatan Proses