



## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Proses

##### 2.1.1. Spesifikasi Bahan Baku

###### a. Glukosa

Rumus molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Berat molekul	: 180,16 g/mol
Densitas	: 1,54 g/cm <sup>3</sup>
<i>Specific gravity</i>	: 1,28646
Komposisi	
Glukosa	: 90%
H <sub>2</sub> O	: 10%

(Chen and Chou, 1993)

###### b. Asam Nitrat

Bentuk	: Cair
Warna	: Bening (tidak berwarna)
Rumus molekul	: HNO <sub>3</sub>
Berat jenis	: 1,51 g/cc
Titik didih	: 86°C
Titik lebur	: -42°C
Panas pembakaran	: -41,53 kkal/mol
Komposisi	
Asam nitrat	: 65%
H <sub>2</sub> O	: 35%

(PT Multi Nirotama Kimia)

##### 2.1.2. Spesifikasi Produk

###### Asam Oksalat Dihidrat

Rumus molekul	: $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$
Berat molekul	: 126,07 kg/kmol



Kenampakan	: Kristal putih halus
Kadar	: 99%
Kelarutan	: 120 g/100 mL (100°C)
Densitas	: 1,653 g/ml
Index reaktif, $n_D^{20}$	: 1,475
Panas pembakaran, $\Delta H_f(18^\circ\text{C})$	: -1442 kJ/mol
Titik lebur	: 101-102°C

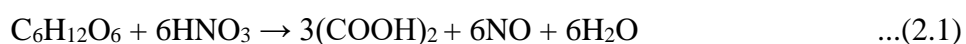
(Krik and Othmer,1994)

## 2.2. Konsep Dasar

### 2.2.1. Dasar Reaksi

Glukosa akan masuk ke dalam reaktor. Sebelumnya reaktor telah mengalami pemanasan hingga suhu mencapai 71°C. Lalu, asam nitrat ditambahkan secara perlahan kedalam reaktor. Setelah terjadi reaksi, produk berupa asam oksalat akan mengalami proses pengkristalan di dalam *crystallizer*. Proses kristalisasi dilakukan 2 tahap. Tujuannya yaitu untuk menghasilkan asam oksalat dihidrat dengan kemurnian yang lebih tinggi. Masing-masing keluaran *crystallizer* akan masuk ke dalam *centrifuge* untuk memisahkan asam oksalat dengan *mother liquor*. *Mother liquor* tersebut akan di *recycle* kembali ke dalam *mixed tank* dan bercampur dengan glukosa pada tahap awal proses. Proses pengeringan kristal asam oksalat dihidrat dilakukan dalam *rotary dryer*.

Reaksi oksidasi antara glukosa dan asam nitrat adalah sebagai berikut:



### 2.2.2. Kondisi Operasi

Pembentukan asam oksalat dihidrat dengan mereaksikan antara glukosa dengan asam nitrat menghasilkan reaksi yang bersifat eksotermis *reversible*, dimana penurunan konstanta kesetimbangan ditunjukkan akibat dari kenaikan suhu. Suhu operasi pembentukan asam oksalat dihidrat yaitu 71°C dengan tekanan 1,013 bar.



### 2.2.3. Tinjauan Kinetika

#### 1. Reaksi Oksidasi

Ditinjau dari segi kinetika dapat dilihat melalui hubungan antara kecepatan reaksi dengan suhu, kecepatan reaksi akan bertambah saat suhu dinaikan. Hal ini dapat dilihat dari persamaan *Arrhenius* dibawah ini:

$$k = Ae^{-E/RT} \quad \dots(2.2)$$

dimana,

$k$  = konstanta kecepatan reaksi

$A$  = faktor eksponensial

$E$  = energi aktivasi

$R$  = konstanta gas umum

$T$  = temperatur absolut

Besar kecilnya kecepatan reaksi dipengaruhi oleh harga  $k$ , dengan persamaan berikut ini:



$$\text{Sehingga} : r = k.C_A.C_B - k'.C_C.C_D \quad \dots(2.4)$$

Kecepatan reaksi secara keseluruhan dapat dilihat dari persamaan dibawah ini, dengan menganggap kecepatan reaksinya atau harga  $k$  kecil. Hal ini terjadi karena besarnya jumlah mol B yang direaksikan. Persamaannya yaitu:

$$r \approx k.C_A.C_B \quad \dots(2.5)$$

Dibawah ini merupakan beberapa faktor yang dapat mempengaruhi harga  $k$  dalam pembuatan asam oksalat, antara lain:

##### a. Temperature

Berdasarkan hukum *Arrhenius*, bahwa suhu yang tinggi akan meningkatkan kecepatan reaksi dan memperbesar harga  $k$ . Namun, hal tersebut juga harus diperhatikan, karena suhu yang terlalu tinggi akan menguraikan asam oksalat sehingga berkurangnya jumlah asam oksalat yang dihasilkan. Sehingga suhu operasi dalam reaksi pembentukan asam oksalat harus tetap dijaga agar tetap stabil atau tetap berada dalam batas suhu dari asam oksalat yang telah ditetapkan, dalam kata lain suhu dibawah ambang batas asam oksalat dapat terurai. (Wertheim, 1951)



#### b. Konsentrasi

Konsentrasi yang tinggi akan menyebabkan molekul atau atom tumbukan yang terkandung semakin banyak, sehingga kecepatan reaksinya pun semakin cepat. Nilai konsentrasi yang tinggi akan menghasilkan harga  $r$  yang besar.

#### c. Tingkat pencampuran

Untuk meningkatkan homogenitas campuran atau memperbesar faktor tumbukan dalam pembuatan asam oksalat, maka dibutuhkan sebuah reaktor yang dirancang atau dilengkapi dengan pengaduk. Pengaduk ini berfungsi sebagai alat pembantu dalam proses homogenitas suatu campuran dengan tingkat pencampuran yang baik.

### 2.2.4. Tinjauan Termodinamika

#### 1. Reaksi Oksidasi

Reaksi pembuatan asam oksalat yang terjadi adalah sebagai berikut:



$\Delta G$  dan  $\Delta H$  yang terjadi pada reaksi berikut adalah :



$$\Delta G = -RT \ln K \quad \dots(2.8)$$

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = - \frac{\Delta H_r}{RT^2} \quad \dots(2.9)$$

Keterangan :

$\Delta G^\circ$  = Energi bebas gibbs standar ( $T = 298\text{K}$ ) = kkal/mol

$\Delta H_r$  = Panas reaksi = kkal/mol

$K$  = Konstanta kesetimbangan

$T$  = Temperatur =  $71^\circ\text{C}$

$R$  = Tetapan gas = 1,987 kkal/mol.K

Tabel 2.1 Data  $\Delta G$  dan  $\Delta H$  masing – masing komponen (Perry's, 1999)

Komponen	$\Delta G^\circ_{289}$ (kKal/mol)	$\Delta H^\circ_f$ (kKal/mol)
$C_6H_{12}O_6$	-217.6	-304.7323
$HNO_3$	-19.1	-41.6109
$C_2H_2O_4$	-166.81	-197.7055
$NO$	20.69	21.5703
$H_2O$	-56.687	-68.315

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= ((3 \times -197,7055) + (6 \times 21,5703) + (6 \times (-68,315))) - ((-304,7323) + (6 \times -41,5703)) \\
 &= -319,187 \text{ kKal/mol}
 \end{aligned}$$

Dari hasil tersebut dapat diketahui bahwa harga *enthalpy* pembentukan negatif, hal tersebut berarti reaksi bersifat eksotermis.

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_f &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\
 &= ((3 \times -166,81) + (6 \times 20,69) + (6 \times -56,687)) - ((-217,6) + (6 \times -19,10)) \\
 &= -384,182 \text{ kkal/mol}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan (2.2) dapat dicari konstanta kesetimbangan pada  $T = 298$  K

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K1$$

$$K1 = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right)$$

$$K1 = \exp\left(\frac{-384,182}{1,987 \times 298}\right)$$

$$K1 = \exp^{(0,6842)}$$

$$K1 = 1,9133$$

Masuk dalam persamaan (2.3)

$$\frac{d(\ln K1)}{dT} = \frac{-\Delta H_r}{RT^2}$$

$$\int_{K1}^K d \ln K = \int_{T1}^{T2} -\frac{\Delta H_r}{RT^2} dT$$



$$\frac{\ln K}{K1} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left( \frac{1}{T2} - \frac{1}{T1} \right)$$

$$\frac{\ln K}{K1} = -\frac{319,187}{1,987} \left( \frac{1}{344} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\frac{\ln K}{1,9133} = 0,0720$$

$$\ln K = 0,13834$$

$$K = e^{0,12834}$$

$$K = 1,148$$

Kesetimbangan reaksi untuk reaksi pembentukan asam oksalat adalah :

$$K = \frac{[C_2H_2O_4]^3 [NO]^6 [H_2O]^6}{[C_6O_{12}O_6] [HNO_3]^6}$$

Dapat diambil kesimpulan dari harga  $K \approx 1$  berarti reaksi bolak-balik.

#### 2.2.5. Perbandingan Mol Reaktan

Perbandingan mol reaktan pada pembuatan asam oksalat dihidrat dengan bahan baku glukosa dan asam nitrat adalah 1 : 6 (US Patent 2,057,119).

### 2.3. Tahap proses

Berikut ini merupakan tahap proses dalam pembentukan asam oksalat dihidrat dari bahan baku glukosa dan asam nitrat dengan reaksi yang bersifat eksotermis, yaitu:

#### 2.3.1. Persiapan Bahan Baku

Bahan baku glukosa disimpan dalam tangki penyimpanan. Tangki penyimpanan glukosa dirancang dengan kapasitas penyimpanan untuk persiapan pasediaan glukosa selama 15 hari dengan kondisi operasi pada suhu kamar, tangki penyimpanan glukosa berjumlah 1 buah. Selanjutnya, glukosa dipompa menuju *mixed tank* dan bercampur dengan hasil samping dan masuk reaktor sebagai umpan.

Bahan baku berupa asam nitrat disimpan dalam tangki penyimpanan dengan kapasitas tangki yang dirancang untuk persediaan asam nitrat selama 15 hari. Selanjutnya asam nitrat dipompa menuju reaktor sebagai umpan.





Katalis berupa vanadium pentoksida dari hasil *recycle* evaporator akan menuju *mixed tank* dan menjadi umpan reaktor.

Penyimpanan bahan baku berada pada kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1,013 bar.

### 2.3.2. Tahap Reaksi

Bahan baku berupa asam nitrat keluar dari tangki penyimpanan. Asam nitrat yang keluar dari tangki penyimpanan dipompa ke reaktor untuk direaksikan dengan glukosa yang keluar dari *mixed tank* dan cairan induk (*mother liquor*) yang keluar dari hasil bawah evaporator. Selain sisa reaktan, cairan induk yang keluar dari evaporator terdiri dari  $V_2O_5$  (vanadium pentoksida) yang digunakan sebagai katalis reaksi. Kondisi operasi reaktor pada suhu 71°C dan tekanan 1,013 bar.

Hasil reaksi berupa gas  $NO$  akan keluar melalui pipa pembuangan. Hasil reaksi sebagai produk reaktor yang berupa asam oksalat dan impuritas dialirkan menuju evaporator hingga akhirnya terakhir menjadi produk pada arus keluar *rotary dryer*.

### 2.3.3. Tahap Pengkristalan Asam Oksalat

Asam oksalat yang keluar dari reaktor dimasukan ke evaporator untuk memisahkan asam oksalat dengan sisa reaktan dan *mother liquor*. Kemudian asam oksalat masuk ke dalam *crystallizer* 1 untuk mengkristalkan asam oksalat menjadi asam oksalat dihidrat. Tipe *crystallizer* yang digunakan adalah *swensons walker crystallizer*. Kemudian campuran asam oksalat dihidrat dan cairan induk dipisahkan dengan menggunakan *centrifuge* 1. Untuk mendapatkan kemurnian asam oksalat yang tinggi, hasil kristal asam oksalat dicuci dengan  $H_2O$  didalam tangki *redissolving*. Kemudian hasil produk dari tangki *redissolving* dikristalkan kembali menggunakan *crystallizer* 2, lalu kemudian dipisahkan lagi dari cairan induknya menggunakan *centrifuge* 2. Sedangkan untuk cairan induk dimasukan lagi ke dalam evaporator 2.

### 2.3.4. Tahap Pengeringan Asam Oksalat Dihidrat

Kristal asam oksalat dihidrat ( $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$ ) yang keluar dari *centrifuge* 2 diumpankan ke *rotary dryer* dengan menggunakan *belt conveyor* untuk



dikeringkan. Pada *rotary dryer* digunakan udara panas suhu 120 °C yang telah dipanaskan menggunakan *heat exchanger*. Udara yang keluar dari *rotary dryer* masih sedikit mengandung asam nitrat, sehingga dimasukkan ke unit pengolahan limbah.

### 2.3.5 Tahap Pengemasan Asam Oksalat Dihidrat

Kristal  $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$  yang telah kering diangkut menggunakan *bucket elevator* kemudian dibawa ke silo produk. Selanjutnya dilakukan pengemasan di unit pengemasan (gudang).

## 2.4 Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.4.1 Neraca Massa

Kemurnian produk	: Asam Oksalat Dihidrat 99%
Kapasitas perancangan	: 18.000 ton / tahun
Waktu operasi selama 1 tahun	: 330 hari
Waktu operasi selama 1 hari	: 24 jam
Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Satuan	: kg/jam

Tabel 2.2 *Neraca Massa Mixed Tank*

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)
	<i>Recycle dari EV-02</i>	<i>Fresh Feed</i>	
$C_6H_{12}O_6$	390.274	1078.620	1468.894
$H_2C_2O_4$	355.500	-	355.500
$V_2O_5$	0.134	-	0.134
$H_2O$	477.000	119.847	596.847
<b>Total</b>	<b>2421.374</b>		<b>2421.374</b>





Tabel 2.3 Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)
$C_6H_{12}O_6$	1468.894	394.251
$H_2C_2O_4$	355.500	1967.464
$HNO_3$	3084.677	827.927
$V_2O_5$	0.134	0.134
$H_2O$	2257.827	2902.613
NO	-	1074.643
<b>Jumlah</b>	<b>7167.032</b>	<b>7167.032</b>

Tabel 2.4 Neraca Massa di Evaporator 01

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
$C_6H_{12}O_6$	394.251	-	394.251
$H_2C_2O_4$	1967.464	-	1967.464
$HNO_3$	827.927	554.711	273.216
$V_2O_5$	0.134	-	0.134
$H_2O$	2902.613	1930.237	972.375
<b>Jumlah</b>	<b>6092.389</b>	<b>6092.389</b>	



Tabel 2.5 Neraca Massa Crystallizer-01

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
		Kristal	Larutan
$C_6H_{12}O_6$	394.251	-	394.251
$H_2C_2O_4$	1967.464	-	27.973
$HNO_3$	273.216	-	273.216
$V_2O_5$	0.134	-	0.134
$H_2O$	972.375	-	196.579
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	-	2715.288	-
<b>Jumlah</b>	<b>3607.440</b>	<b>3607.440</b>	

Tabel 2.6 Neraca Massa di Centrifugal Filter - 01

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)	
	Umpan	Air Pencuci	Kristal	Mother Liquor
$C_6H_{12}O_6$	394.251	-	119.991	274.260
$H_2C_2O_4$	27.973	-	8.514	19.459
$HNO_3$	273.216	-	83.154	190.062
$V_2O_5$	0.134	-	0.041	0.093
$H_2O$	196.579	2715.288	59.829	2852.037
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2715.288	-	2715.288	-
<b>Jumlah</b>	<b>6322.728</b>		<b>6322.728</b>	

Tabel 2.7 Neraca Massa di Tangki *Redissolving*

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)
	Bahan I	Bahan II	
$C_6H_{12}O_6$	119.991	-	119.9912
$H_2C_2O_4$	8.514	-	1948.0048
$HNO_3$	83.154	-	83.1539
$V_2O_5$	0.041	-	0.0407
$H_2O$	59.829	2361.120	3196.7453
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2715.288	-	-
<b>Jumlah</b>	<b>5347.936</b>		<b>5347.936</b>

Tabel 2.8 Neraca Massa di *Crystallizer-02*

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
		Kristal	Larutan
$C_6H_{12}O_6$	119.991	-	119.991
$H_2C_2O_4$	1948.005	-	364.780
$HNO_3$	83.154	-	83.154
$V_2O_5$	0.041	-	0.041
$H_2O$	3196.745	-	2563.455
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	-	2216.515	-
<b>Jumlah</b>	<b>5347.936</b>	<b>5347.936</b>	



Tabel 2.9 Neraca Massa di Centrifugal Filter-02

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
	Umpan	Produk CF-02	Recycle ke EV-02
$C_6H_{12}O_6$	119.991	8.493	111.498
$H_2C_2O_4$	364.780	25.820	338.959
$HNO_3$	83.154	5.886	77.268
$V_2O_5$	0.041	0.003	0.038
$H_2O$	2563.455	181.449	2382.006
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2216.515	2216.515	-
<b>Jumlah</b>	<b>5347.936</b>	<b>5347.936</b>	

Tabel 2.10 Neraca Massa di Evaporator-02

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
$C_6H_{12}O_6$	385.758	-	385.758
$H_2C_2O_4$	358.419	-	358.419
$HNO_3$	267.330	267.330	-
$V_2O_5$	0.131	-	0.131
$H_2O$	2518.756	2040.864	477.892
<b>Jumlah</b>	<b>3530.393</b>	<b>3530.393</b>	



Tabel 2.11 Neraca Massa di Rotary Dryer

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)	
		Produk	Gas
$C_6H_{12}O_6$	8.493	8.493	-
$H_2C_2O_4$	25.820	-	-
$HNO_3$	5.886	-	5.886
$V_2O_5$	0.003	0.003	-
$H_2O$	181.449	11.340	159.7808
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2216.515	2252.664	-
<b>Jumlah</b>	<b>2438.167</b>	<b>2438.167</b>	

Tabel 2.12 Neraca Massa Total

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)			Arus Keluar (kg/jam)				
	1	3	11	4	6	12	18	19
$C_6H_{12}O_6$	1078.62							8.493
$H_2C_2O_4$								
$H_2O$	119.85	1660.98	2361.12		1930.237	2040.864	159.781	11.34
$HNO_3$		3084.677			554.711	267.33	5.886	
$NO$				1074.643				
$V_2O_5$								0.003
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$								2252.664
<b>Jumlah</b>	1198.47	4745.657	2361.12	1074.643	2484.948	2308.194	165.667	2272.5
	<b>8305.244 kg/jam</b>			<b>8305.952 kg/jam</b>				



## 2.4.2 Neraca Panas

Tabel 2.13 Neraca Panas pada *Mixed Tank*

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	548.139	548.139
$H_2C_2O_4$	518.528	518.528
$V_2O_5$	0.046	0.046
$H_2O$	2991.758	2991.758
<b>Jumlah</b>	<b>4058.472</b>	<b>4058.472</b>

Tabel 2.14 Neraca Panas pada Reaktor

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	548.139	1400.621
$H_2C_2O_4$	518.528	27443.006
$HNO_3$	6482.886	16261.227
$V_2O_5$	0.046	0.421
$H_2O$	11317.601	133363.742
NO	-	15531.401
Panas Reaksi	1891489.075	-
Panas Hilang	-	175698.756
Panas Diserap Pendingin	-	1540657.101
<b>Jumlah</b>	<b>1910356.275</b>	<b>1910356.275</b>





Tabel 2.15 Neraca Panas Pada Evaporator-01

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	1400.621	2197.336
$H_2C_2O_4$	27443.006	43060.231
$HNO_3$	16261.227	88524.407
$V_2O_5$	0.421	0.647
$H_2O$	133363.742	1222724.291
Panas Steam	1234911.450	-
Panas Hilang	-	56873.555
<b>Jumlah</b>	<b>1413380.468</b>	<b>1413380.468</b>

Tabel 2.16 Neraca Panas pada Crystallizer-01

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	2197.336	147.120
$H_2C_2O_4$	43060.231	40.801
$HNO_3$	8374.491	574.202
$V_2O_5$	0.647	0.046
$H_2O$	68684.787	985.372
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	-	14061.253
Panas Kristalisasi	7684.758	-
Panas Diserap Pendingin	-	114193.456
<b>Jumlah</b>	<b>130002.251</b>	<b>130002.251</b>

Tabel 2.17 Neraca Panas pada *Centrifugal Filter-01*

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	147.120	147.120
$H_2C_2O_4$	40.801	40.801
$HNO_3$	574.202	574.202
$V_2O_5$	0.046	0.046
$H_2O$	14596.044	14596.044
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2343.542	2343.542
<b>Jumlah</b>	<b>17701.756</b>	<b>17701.756</b>

Tabel 2.18 Neraca Panas pada Tangki *Redissolving*

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	44.776	321.401
$H_2C_2O_4$	12.418	20472.785
$HNO_3$	174.760	1236.008
$V_2O_5$	0.014	0.098
$H_2O$	12135.267	111816.593
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	2343.542	-
Panas Pelarutan	-	182847.789
Panas Yang Diberikan Steam	333833.670	-
Panas Hilang	-	31849.774
<b>Jumlah</b>	<b>348544.448</b>	<b>348544.448</b>

Tabel 2.19 Neraca Panas pada *Crystallizer-02*

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	321.401	44.776
$H_2C_2O_4$	20472.785	532.064
$HNO_3$	1236.008	174.760
$V_2O_5$	0.098	0.014
$H_2O$	111816.593	12849.596
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	-	1913.056
Panas Kristalisasi	6273.141	-
Panas Diserap Pendingin	-	124605.7607
<b>Jumlah</b>	<b>140120.026</b>	<b>140120.026</b>

Tabel 2.20 Neraca Panas pada *Centrifugal Filter-02*

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	44.776	44.776
$H_2C_2O_4$	532.064	532.064
$HNO_3$	174.760	174.760
$V_2O_5$	0.014	0.014
$H_2O$	23960.118	23960.118
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	1913.056	1913.056
<b>Jumlah</b>	<b>26624.788</b>	<b>26624.788</b>



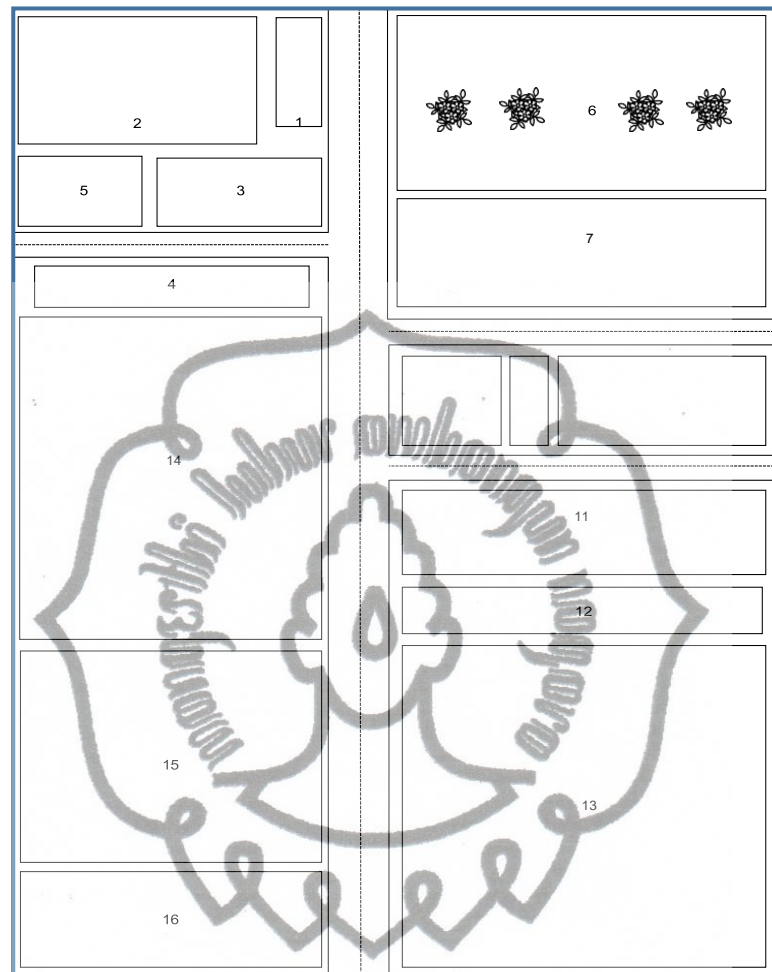
Tabel 2.21 Neraca Panas Pada Evaporator-02

Komponen	Panas Masuk (kcal/jam)	Panas Keluar (kcal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	143.951	2071.534
$H_2C_2O_4$	522.786	7558.609
$HNO_3$	561.832	38669.890
$V_2O_5$	0.045	0.612
$H_2O$	37346.729	4194628.831
Panas Steam	4277647.927	-
Panas Hilang	-	73293.793
<b>Jumlah</b>	<b>4316223.269</b>	<b>4316223.269</b>

Tabel 2.22 Neraca Panas pada Rotary Dryer

Komponen	Panas Masuk (kkal/jam)	Panas Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{12}O_6$	3.169	22.750
$H_2C_2O_4$	37.661	-
$HNO_3$	12.370	864.642
$V_2O_5$	0.001	0.007
$H_2O$	909.534	93323.433
$H_2C_2O_4 \cdot 2H_2O$	1913.056	13609.786
Udara Kering	181133.885	78074.951
Uap Air	77878.590	75992.698
<b>Jumlah</b>	<b>261888.266</b>	<b>261888.266</b>

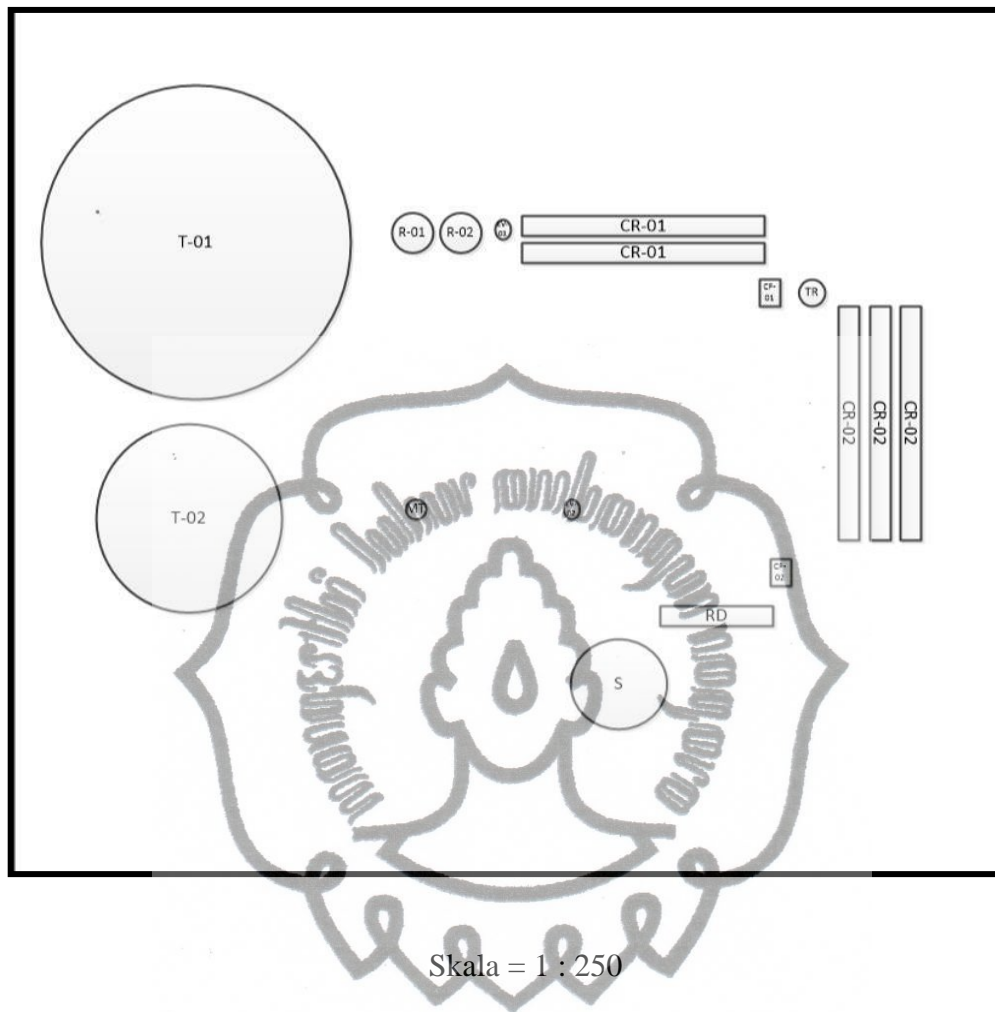
### Tata Letak Pabrik



#### Keterangan gambar :

- |                     |                        |
|---------------------|------------------------|
| 1. Pos keamanan     | 9. Musholla            |
| 2. Parkir Kendaraan | 10. Klinik             |
| 3. Laboratorium     | 11. Utilitas           |
| 4. Ruang Kontrol    | 12. Pemadam            |
| 5. Bengkel          | 13. Area Perluasan     |
| 6. Taman            | 14. Area Produksi      |
| 7. Kantor           | 15. Area Bongkar Muat  |
| 8. Kantin           | 16. Gudang Penyimpanan |

Gambar 2.1 Tata Letak Pabrik

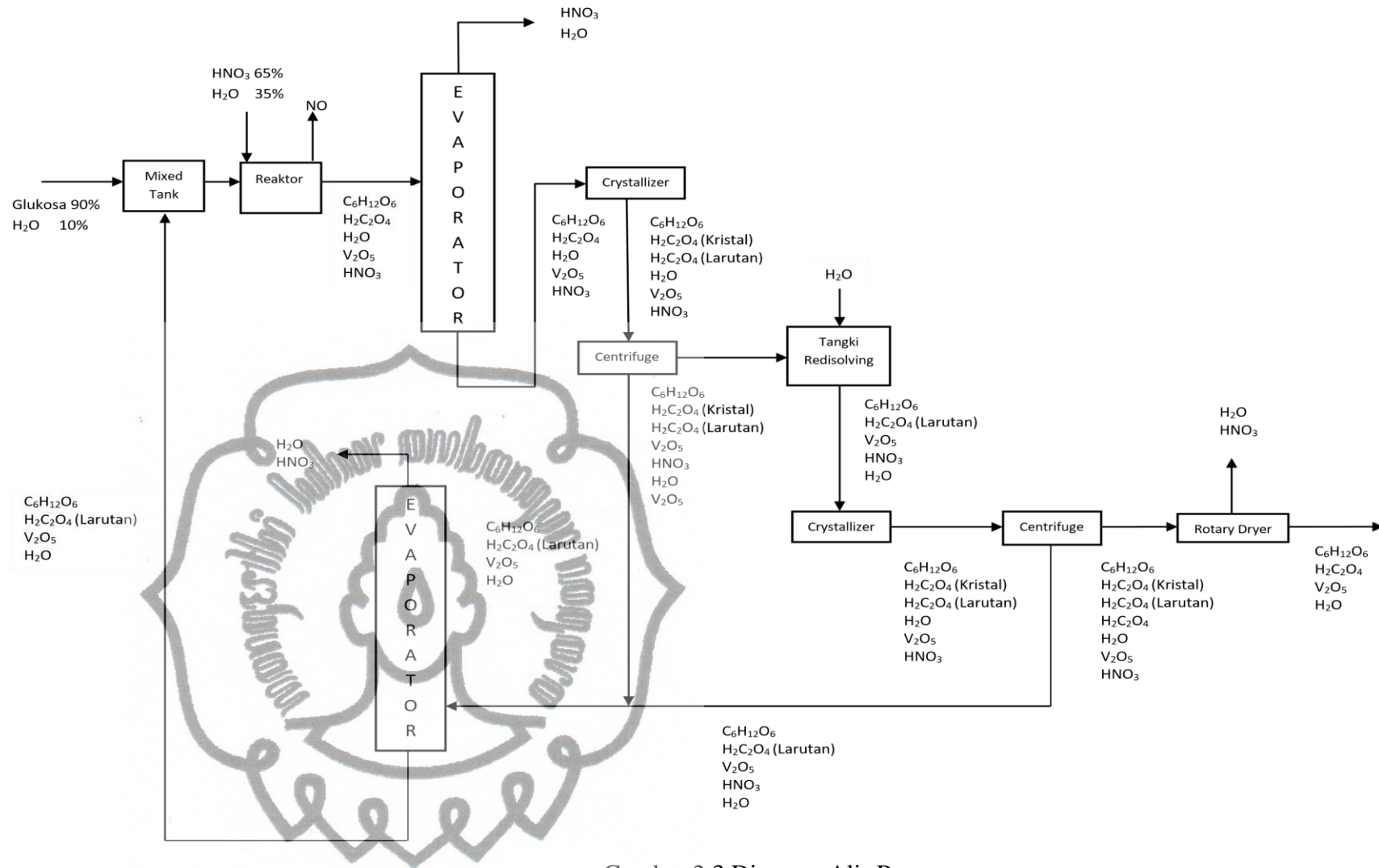


Gambar 2.2 Lay Out Peralatan Proses

Keterangan Gambar:

T	: Tangki	EV	: Evaporator	TR	: Tangki <i>Redisolving</i>
M	: <i>Mixed Tank</i>	CR	: <i>Crystalizer</i>	RD	: <i>Rotary Dryer</i>
R	: Reaktor	CF	: <i>Centrifuge</i>	S	: Silo





Gambar 2.3 Diagram Alir Proses