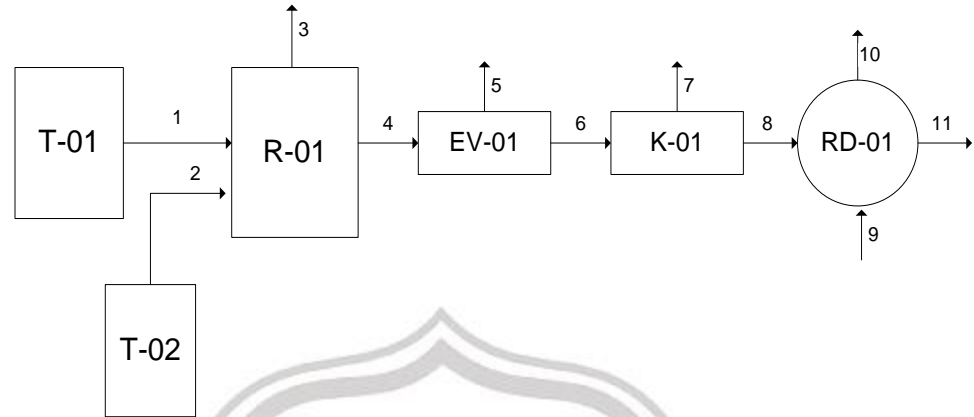




LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA



Keterangan:

- Arus 1 : Aliran dari gudang penyimpanan batu kapur (T-01) menuju reaktor (R-01)
- Arus 2 : Aliran dari tangki penyimpanan HCl (T-02) menuju reaktor (R-01)
- Arus 3 : Aliran CO₂ dari reaktor
- Arus 4 : Aliran produk dari reaktor menuju ke evaporator (EV-01)
- Arus 5 : Aliran uap air
- Arus 6 : Aliran produk evaporator ke crystallizer (K-01)
- Arus 7 : Aliran uap air
- Arus 8 : Aliran produk kristal ke rotary dryer (RD-01)
- Arus 9 : Aliran udara kering
- Arus 10 : Aliran uap air
- Arus 11 : Aliran produk dari rotary dryer ke bin produk

Perhitungan dilakukan dengan basis 10.000 kg/jam batu kapur.

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun

Basis perhitungan = 1 jam operasi



1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Satuan = kilogram (kg)

Kapasitas perjam CaCl_2 = $35.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
= 4.419,192 kg/jam

Bahan Baku

Arus 1 : batu kapur dengan komposisi

- CaCO_3 = 98,65%
- MgCO_3 = 0,54%
- Al_2O_3 = 0,05%
- Fe_2O_3 = 0,09%
- Cr_2O_3 = 0,01%
- K_2O = 0,01%
- SiO_2 = 0,52%
- MnO_2 = 0,01%
- Na_2O = 0,01%
- H_2O = 0,11%

Arus 2 : HCl dengan komposisi

- HCl = 37%
- H_2O = 63%

Berat molekul komponen (Perry's):

- CaCO_3 = 100,09 (kg/kmol)
- MgCO_3 = 84,31 (kg/kmol)
- HCl = 36,46 (kg/kmol)
- H_2O = 18,01 (kg/kmol)



- CaCl_2 = 110,98 (kg/kmol)
- MgCl_2 = 95,21 (kg/kmol)
- CO_2 = 44,01 (kg/kmol)

Basis : Batu kapur digunakan 10.000 kg/jam, sehingga fresh feed masuk reaktor.

Arus 1

$$\text{CaCO}_3 = 98,65\% \times 10.000 \text{ kg} = 9.865 \text{ kg}$$

$$\text{MgCO}_3 = 0,54\% \times 10.000 \text{ kg} = 54 \text{ kg}$$

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = 0,05\% \times 10.000 \text{ kg} = 5 \text{ kg}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 = 0,09\% \times 10.000 \text{ kg} = 9 \text{ kg}$$

$$\text{Cr}_2\text{O}_3 = 0,01\% \times 10.000 \text{ kg} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{K}_2\text{O} = 0,01\% \times 10.000 \text{ kg} = 1 \text{ kg}$$

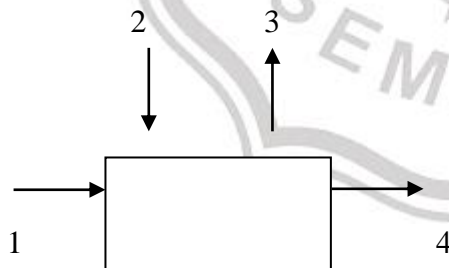
$$\text{SiO}_2 = 0,52\% \times 10.000 \text{ kg} = 52 \text{ kg}$$

$$\text{MnO}_2 = 0,01\% \times 10.000 \text{ kg} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{O} = 0,01\% \times 10.000 \text{ kg} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,11\% \times 10.000 \text{ kg} = 11 \text{ kg}$$

1. Neraca massa Reaktor (R-01)



Tujuan : menghitung arus 1, 2, 3, dan 4 serta laju komponen-komponennya.

Perbandingan mol umpan masuk reaktor $\text{CaCO}_3 : \text{HCl} = 1 : 2$

Menghitung mol CaCO_3 dan MgCO_3 :

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3 &= \frac{\text{massa}}{BM} \\ &= \frac{9.865 \text{ (kg)}}{100,09 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)} \end{aligned}$$



$$= 98,561 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{MgCO}_3 &= \frac{\text{massa}}{\text{BM}} \\ &= \frac{54 \text{ (kg)}}{84,31 \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}}\right)} \\ &= 0,640 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan HCl = $2/1 \times (98,561 + 0,640)$ kmol

$$= 198,404 \text{ kmol}$$

$$= 7.233,794 \text{ kg}$$

Laju alir total arus 2 adalah:

$$\text{Kebutuhan HCl} = \frac{100}{37} \times 7.233,794 \text{ kg} = 19.550,796 \text{ kg}$$

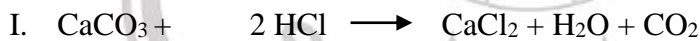
$$\text{Kandungan air dalam HCl} = \frac{63}{100} \times 19.550,796 = 12.317,001 \text{ kg}$$

Komposisi HCl

$$\text{HCl} = 7.233,794 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 12.317,001 \text{ kg}$$

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor:



Untuk reaksi I:

$$\text{Konversi CaCO}_3 = 0,99$$

$$\text{Jumlah mol CaCO}_3 \text{ mula-mula} = \frac{9.865 \text{ kg}}{100,09 \text{ kg/kmol}} = 98,561 \text{ kmol}$$

$$\text{Jumlah mol MgCO}_3 \text{ yang bereaksi} = 99\% \cdot 98,561 = 97,576 \text{ kmol}$$

	$\text{CaCO}_3 +$	$2 \text{HCl} \longrightarrow$	$\text{CaCl}_2 +$	$\text{H}_2\text{O} +$	CO_2
Mula-mula:	98,561	y1			
bereaksi:	97,576	195,151	97,576	97,576	97,576
setimbang:	0,986	y1-195,151	97,576	97,576	97,576

Lampiran A



Untuk reaksi II:

Konversi $MgCO_3$ = 0,90 (Medjell, 1994)

Jumlah mol $MgCO_3$ mula-mula = $\frac{54 \text{ kg}}{84,31 \text{ kg/kmol}} = 0,643 \text{ kmol}$

Jumlah mol $MgCO_3$ yang bereaksi = 90% . 0,643 kmol = 0,579 kmol

	$MgCO_3$	+	2 HCl	\longrightarrow	$MgCl_2$	+	H_2O	+	CO_2
Mula-mula:	0,643		y2						
Bereaksi:	0,579		1,157		0,579		0,579		0,579
Setimbang:	0,064		y2 - 1,157		0,579		0,579		0,579

Neraca Massa Komponen:

$CaCO_3$

Arus 4 = Sisa reaksi 1 x Mr
 = 0,986 kmol x 100,09 kg/kmol
 = 98.650 kg/jam

$MgCO_3$

Arus 4 = sisa reaksi II x Mr
 = 0,064 kmol x 84,31 kg/kmol
 = 5,420 kg/jam

Al_2O_3

Arus 4 = arus 1
 = 5 kg/jam

Fe_2O_3

Arus 4 = arus 1
 = 9 kg/jam



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 1} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 1} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 1} \\ &= 52 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 1} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 1} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 2 H}_2\text{O} + \text{arus 1 H}_2\text{O} + \text{hasil reaksi I} \times \text{Mr H}_2\text{O} + \text{hasil} \\ &\quad \text{reaksi II} \times \text{Mr H}_2\text{O} \\ &= 12.317,001 + 11 + 97,576 \times 18,01 + 0,579 \times 18,01 \\ &= 14.095,759 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 4} &= \text{arus 2 HCl} - \text{yang bereaksi I} \times \text{Mr HCl} - \text{yang bereaksi II} \times \text{Mr} \\ &\quad \text{HCl} \\ &= 7.233,794 - 195,151 \times 36,46 - 1,157 \times 36,46 \\ &= 76,386 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



CO₂

$$\begin{aligned} \text{Arus 3} &= (\text{CO}_2 \text{ hasil reaksi I} + \text{CO}_2 \text{ hasil reaksi II}) \times \text{Mr CO}_2 \\ &= (97,576 + 0,579) \times 44,01 \\ &= 4.319,569 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

CaCl₂

$$\begin{aligned} \text{Arus 4} &= \text{hasil reaksi1} \times \text{Mr CaCl}_2 \\ &= 97,576 \text{ kmol} \times 100,99 \text{ kg/kmol} \\ &= 10.829,925 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

MgCl₂

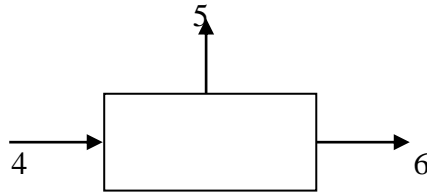
$$\begin{aligned} \text{Arus 4} &= \text{hasil reaksi2} \times \text{Mr MgCl}_2 \\ &= 0,579 \text{ kmol} \times 95,21 \text{ kg/kmol} \\ &= 55,086 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Arus1		Arus2		Arus3		Arus4	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	9.865	98,561					98,650	0,986
MgCO ₃	54	0,640					5,420	0,064
Al ₂ O ₃	5	0,049					5	0,049
Fe ₂ O ₃	9	0,056					9	0,056
Cr ₂ O ₃	1	0,007					1	0,007
K ₂ O	1	0,011					1	0,011
SiO ₂	52	0,866					52	0,866
MnO ₂	1	0,012					1	0,012
Na ₂ O	1	0,016					1	0,016
H ₂ O	11	0,611	12.317,001	683,898			14.095,759	782,663
HCl			7.233,794	198,404			76,386	2,095
CaCl ₂							10.829,925	97,576
MgCl ₂							55,086	0,579
CO ₂					4.319,569	98,154		
Jumlah	10.000	100,828	19.550,796	882,301	4.319,569	98,154	25.231,226	884,978
			29.550,796				29.550,796	



2. Neraca Massa Evaporator



Tujuan : mengetahui jumlah arus 5 dan komponen-komponennya

Pada arus 6 terjadi pengurangan HCl 100% dan H₂O 80% akibat evaporasi, yang dikeluarkan pada arus 5, sehingga komponen pada arus 5 adalah:

Komponen arus 5

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{80}{100} \times 14.095,759 \text{ kg/jam} \\ &= 11.276,608 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl} &= \frac{100}{100} \times 76,386 \text{ kg/jam} \\ &= 76,386 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen:

CaCO₃

$$\begin{aligned} \text{Arus 6} &= \text{ arus 4} \\ &= 98,650 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

MgCO₃

$$\begin{aligned} \text{Arus 6} &= \text{ arus 4} \\ &= 5,420 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Al₂O₃

$$\begin{aligned} \text{Arus 6} &= \text{ arus 4} \\ &= 5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Fe₂O₃

$$\begin{aligned} \text{Arus 6} &= \text{ arus 4} \\ &= 9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 52 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 1 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 10.829,925 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4} \\ &= 55,086 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



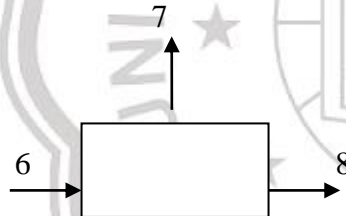
$$\begin{aligned}\text{Arus 6} &= \text{arus 4 H}_2\text{O} - \text{arus 5 H}_2\text{O} \\ &= 14.095,759 - 11.276,608 \\ &= 2.819,151 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



Neraca Massa pada Evaporator

Komponen	Input		Output			
	Arus 4		Arus 5		Arus 6	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	98,650	0,986			98,65	0,986
MgCO ₃	5,420	0,064			5,42	0,064
Al ₂ O ₃	5,00	0,049			5,00	0,049
Fe ₂ O ₃	9,00	0,056			9,00	0,056
Cr ₂ O ₃	1,00	0,007			1,00	0,007
K ₂ O	1,00	0,011			1,00	0,011
SiO ₂	52,00	0,866			52,00	0,866
MnO ₂	1,00	0,012			1,00	0,012
Na ₂ O	1,00	0,016			1,00	0,016
HCl	76,386	2,095	76,39	2,095		
H ₂ O	14.095,759	782,663	11.276,608	626,130	2.819,152	156,533
CaCl ₂	10.829,925	97,576			10.829,925	97,576
MgCl ₂	55,086	0,579			55,086	0,579
jumlah	25.231,226	884,978	11.352,994	628,225	13.878,233	256,752
	26.116,204			26.116,204		

3. Neraca Massa Kristallizer



Tujuan : menghitung arus 7 dan 8 serta komponen-komponennya

Pada arus 8 terjadi pengurangan H₂O sebesar 56,4% akibat pembentukan larutan lewat jenuh, yang dikeluarkan pada arus 7.

Komposisi arus

H₂O

$$\begin{aligned}
 \text{Arus 7} &= \frac{56,4}{100} \times \text{ arus 6} \\
 &= \frac{56,4}{100} \times 2.819,152 \\
 &= 1.590,002 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$



Neraca Massa Komponen:



Arus 8 = arus 6
= 98.650 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 5,420 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 5 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 9 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 1 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 1 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 52 kg/jam



Arus 8 = arus 6
= 1 kg/jam



Na₂O

Arus 8 = arus 6
= 1 kg/jam

CaCl₂

Arus 8 = arus 6
= 10.829,925 kg/jam

MgCl₂

Arus 8 = arus 6
= 55,086 kg/jam

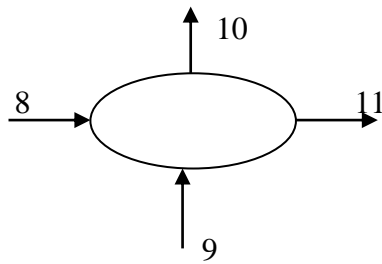
H₂O

Arus 8 = arus 6 H₂O – arus 7 H₂O
= 1.229,150 kg/jam

Neraca Massa pada Kristallizer

Komponen	Input		Output			
	Arus 6		Arus 7		Arus 8	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	98,650	0,986			98,650	0,986
MgCO ₃	5,420	0,064			5,420	0,064
Al ₂ O ₃	5,000	0,049			5,000	0,049
Fe ₂ O ₃	9,000	0,056			9,000	0,056
Cr ₂ O ₃	1,000	0,007			1,000	0,007
K ₂ O	1,000	0,011			1,000	0,011
SiO ₂	52,000	0,866			52,000	0,866
MnO ₂	1,000	0,012			1,000	0,012
Na ₂ O	1,000	0,016			1,000	0,016
H ₂ O	2.819,152	156,533	1.590,002	88,284	1.229,150	68,248
CaCl ₂ (slurry)	10.829,925	97,576				
CaCl ₂ (k)					10.829,925	97,576
MgCl ₂	55,086	0,579			55,086	0,579
Total	13.878,233	256,752	1.590,002	88,284	12.288,231	168,468
	13.878,233			13.878,233		

4. Neraca Massa Rotary Dryer



Tujuan : menghitung arus 9, 10 dan 11 serta laju komponen-komponennya.

Asumsi: 72% air teruapkan dengan kadar air produk maksimal 5% (Tradekey,2010)

$$\begin{aligned} \text{Arus 10} &= \frac{72}{100} \times F^8 \\ &= \frac{72}{100} \times 1.229,150 \\ &= 884,988 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Arus 9 menghitung kebutuhan udara kering

Udara pengering keluar dryer diinginkan pada suhu 100 °C dengan *relative humidity* maksimal 10%

Dari diagram psikometrik didapat:

Humidity : 0,069 kg air/kg udara kering

Udara pengering masuk dryer yang digunakan memiliki:

Humidity : 0,019 kg air/kg udara kering

Selisih *Humidity* udara pengering x massa udara kering = jumlah air terserap

$$\begin{aligned} \text{Massa udara kering} &: \frac{\text{jumlah air terserap}}{\text{selisih humidity}} \\ &: \frac{884,988}{(0,069-0,019)} \\ &: 17.699,763 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air total pada udara keluar} &= \text{massa udara kering} \times \text{humidity} \\ &= 17.699,763 \times 0,069 \\ &= 1.221,284 \text{ kg} \end{aligned}$$



$$= 67,811 \text{ kmol}$$

Neraca Massa Komponen:



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 98.650 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 5,420 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Arus 11} &= \text{ arus 8} \\ &= 52 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\text{Arus 11} = \text{ arus 8}$$



$$= 1 \text{ kg/jam}$$



Arus 11 = arus 8

$$= 1 \text{ kg/jam}$$



Arus 11 = arus 8

$$= 10.829,925 \text{ kg/jam}$$



Arus 11 = arus 8

$$= 55,086 \text{ kg/jam}$$



Arus 11 = arus 8 H_2O – arus 10 H_2O

$$= 344,162 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa pada Rotary Dryer

Komponen	Input				Output			
	Arus 8		Arus 9		Arus 10		Arus 11	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO_3	98,650	0,986					98,650	0,986
MgCO_3	5,420	0,064					5,420	0,064
Al_2O_3	5,000	0,049					5,000	0,049
Fe_2O_3	9,000	0,056					9,000	0,056
Cr_2O_3	1,000	0,007					1,000	0,007
K_2O	1,000	0,011					1,000	0,011
SiO_2	52,000	0,866					52,000	0,866
MnO_2	1,000	0,012					1,000	0,012
Na_2O	1,000	0,016					1,000	0,016
H_2O	1.229,150	68,248	1.221,284	67,811	2.106,272	116,950	344,162	19,109
CaCl_2	10.829,925	97,576					10829,925	97,576
MgCl_2	55,086	0,579					55,086	0,579
Udara			17.699,763	610,969	17.699,763	610,969		
Total	12.288,231	168,468	18.921,047	678,780	19.806,035	727,919	11.403,243	119,329
		31.209,278				31.209,278		



Perhitungan Faktor pengali:

Operasi pabrik = 330 hari/tahun

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun CaCl_2

$$35.000 \text{ ton/th} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

= 4.419,192 kg/jam

$$\text{Faktor pengali} = \frac{\text{kapasitas produksi}}{\text{produk pada basis}}$$

$$= \frac{4.419,192}{11403,243} = 0,388 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa setelah dikalikan Faktor pengali

1. Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

Komponen	INPUT				OUTPUT			
	Arus1		Arus2		Arus 3		Arus 4	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	kg	Kmol
CaCO_3	3.823,064	38,196					38,231	0,382
MgCO_3	20,927	0,248					2,100	0,025
Al_2O_3	1,938	0,019					1,938	0,019
Fe_2O_3	3,488	0,022					3,488	0,022
Cr_2O_3	0,388	0,003					0,388	0,003
K_2O	0,388	0,004					0,388	0,004
SiO_2	20,152	0,335					20,152	0,335
MnO_2	0,388	0,004					0,388	0,004
Na_2O	0,388	0,006					0,388	0,006
H_2O	4,263	0,237	4.773,308	265,037			5.462,645	303,312
HCl			2.803,372	76,889			29,603	0,812
CaCl_2							4197,009	37,814
MgCl_2							21,348	0,224
CO_2					1.673,998	38,039		
Jumlah	3.875,382	39,075	7.576,680	341,926	1.673,998	38,039	9.778,063	342,963
		11.452,062					11.452,062	



2. Neraca massa pada Evaporator (EV-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 4		Arus 5		Arus 6	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	38,231	0,382			38,231	0,382
MgCO ₃	2,100	0,025			2,100	0,025
Al ₂ O ₃	1,938	0,019			1,938	0,019
Fe ₂ O ₃	3,488	0,022			3,488	0,022
Cr ₂ O ₃	0,388	0,003			0,388	0,003
K ₂ O	0,388	0,004			0,388	0,004
SiO ₂	20,152	0,335			20,152	0,335
MnO ₂	0,388	0,004			0,388	0,004
Na ₂ O	0,388	0,006			0,388	0,006
HCl	29,603	0,812	29,603	0,812		
H ₂ O	5.462,645	303,312	4.370,116	242,649	1.092,529	60,662
CaCl ₂	4.197,009	37,814			4.197,009	37,814
MgCl ₂	21,348	0,224			21,348	0,224
Jumlah	9.778,063	342,963	4.399,719	243,461	5.378,345	99,501
	9.778,063			9.778,063		

3. Neraca massa pada kristallizer (K-01)

Komponen	Input		Output			
	Arus 7		Arus 8		Arus 9	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	38,231	0,382			38,231	0,382
MgCO ₃	2,100	0,025			2,100	0,025
Al ₂ O ₃	1,938	0,019			1,938	0,019
Fe ₂ O ₃	3,488	0,022			3,488	0,022
Cr ₂ O ₃	0,388	0,003			0,388	0,003
K ₂ O	0,388	0,004			0,388	0,004
SiO ₂	20,152	0,335			20,152	0,335
MnO ₂	0,388	0,004			0,388	0,004
Na ₂ O	0,388	0,006			0,388	0,006
H ₂ O	1.092,529	60,662	616,186	34,214	476,343	26,449
CaCl ₂	4.197,009	37,814				
CaCl ₂ (k)					4.197,009	37,814
MgCl ₂	21,348	0,224			21,348	0,224
Total	5.378,345	99,501	616,186	34,214	4.762,159	65,288
	5.378,345			5.378,345		



4. Neraca massa pada rotary dryer (RD-01)

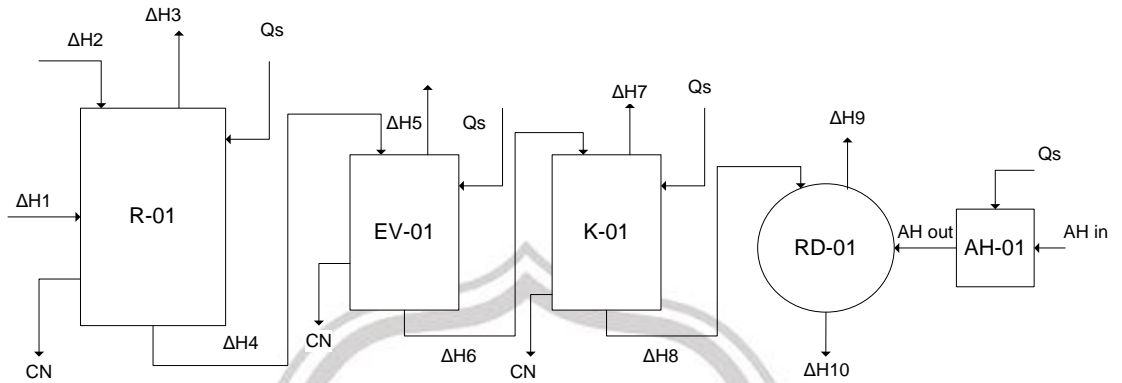
Komponen	Input				Output			
	Arus 8		Arus 9		Arus 10		Arus 11	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
CaCO ₃	38,231	0,382					38,231	0,382
MgCO ₃	2,100	0,025					2,100	0,025
Al ₂ O ₃	1,938	0,019					1,938	0,019
Fe ₂ O ₃	3,488	0,022					3,488	0,022
Cr ₂ O ₃	0,388	0,003					0,388	0,003
K ₂ O	0,388	0,004					0,388	0,004
SiO ₂	20,152	0,335					20,152	0,335
MnO ₂	0,388	0,004					0,388	0,004
Na ₂ O	0,388	0,006					0,388	0,006
HCl	0,000	0,000					0,000	0,000
H ₂ O	476,343	26,449	473,294	26,280	816,261	45,323	133,376	7,406
CaCl ₂	4.197,009	37,814					4.197,009	37,814
MgCl ₂	21,348	0,224					21,348	0,224
Udara			6.859,334	236,774	6.859,334	236,774		
Total	4.762,159	65,288	7.332,628	263,053	7.675,595	282,096	4.419,192	46,245
		12.094,787				12.094,787		

Neraca Massa Overall

Arus	Input	Output
1	3.875,384	
2	7.576,680	
9	7.332.628	
3		1.673,998
5		4.399,719
7		616,186
10		7.675,595
11		4.419,192
Total	18.784,690	18.784,690

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS



Gambar B.1. Blok Diagram Neraca Panas

Keterangan Gambar

R-01 : *Reaktor*

EV-01 : *Evaporator*

K-01 : *Kristalizer*

RD : *Rotary dryer*

AH-01 : *Air Heater*

ΔH_1 : Panas Limestone masuk

ΔH_2 : Panas HCl masuk

ΔH_3 : Panas CO_2 keluar

ΔH_4 : Panas larutan hasil reaksi keluar reaktor

ΔH_5 : Panas HCl dan air yang teruapkan

ΔH_6 : Panas larutan jenuh keluar

evaporator

ΔH_7 : Panas air keluar kristalizer

ΔH_8 : Panas kristal $CaCl_2$ yang terbentuk

ΔH_9 : panas udara pengering dan air

keluar

ΔH_{10} : Panas Kristal keluar *rotary dryer*

Q_s : Panas steam

$\Delta H A_{in}$: Panas udara pengering masuk

$\Delta H A_{out}$: Panas udara pengering keluar



Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan Operasi : kJ/jam

Temperatur Referensi : 25 °C

1. Penentuan Kapasitas Panas (Cp)

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + E/t^2 \text{ (kJ/kmol)}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = At + \frac{Bt^2}{2} + \frac{Ct^3}{3} + \frac{Dt^4}{4} + \frac{Et^{-1}}{-1}$$

Komponen	A	B	C	D	E
MgCO ₃	44,937	1,50E+02	-7,42,E+01	1,20,E+01	-6,29,E-01
Al ₂ O ₃	102,429	3,87E+01	-1,59,E+01	2,63,E+00	-3,01,E+00
Fe ₂ O ₃	93,438	1,08E+02	-5,09,E+01	2,56,E+01	-1,61,E+00
K ₂ O	245,010	-5,67E+02	7,79,E+02	-3,46,E+02	-4,33,E+02
SiO ₂	72,774	1,29E+00	-4,36,E-03	7,98,E-04	-4,14,E+00
Na ₂ O	2240,95	-3,21E+03	1,80,E+03	-3,59,E+02	-3,86,E+02
CaCl ₂	8,73,E+01	-3,51,E+01	4,41,E+01	-9,85,E+00	-6,74,E-01
MgCl ₂	7,83,E+01	2,44,E+00	6,86,E+00	-1,73,E+00	-7,30,E-01
CO ₂	2,50,E+01	5,52,E+01	-3,37,E+01	7,95,E+00	-1,37,E-01

Dengan t = T(K)/1000

(Nasional Institute of Standart and Technology)

$$C_p = A + Bt + Ct^2 + Dt^3 + Et^4 \text{ (kJ/mol)}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = At + \frac{Bt^2}{2} + \frac{Ct^3}{3} + \frac{Dt^4}{4} + \frac{Et^5}{5}$$

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	2,91,E-02	-1,34,E-06	9,72,E-09	-4,34,E-12	0
H ₂ O(l)	9,21,E+01	-4,00,E-02	-2,11,E-04	5,35,E-07	0
N ₂	29	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	30	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H ₂ O	34	-8,42E-03	-5,33E-10	-1,78E-08	3,69E-12

Dengan t = T(K)

(Yaws, 1999)



$$C_p = A + Bt + Ct^{-2}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = At + \frac{Bt^2}{2} + \frac{Ct^{-1}}{-1}$$

Komponen	A	B	C	D	E
Cr ₂ O ₃	119,4	9,20E-03	-1,57,E+06	0	0
MnO ₂	69,45	1,02E-02	-1,62,E+06	0	0
CaCO ₃	8,23E-02	4,98E-05	-1,29,E-07	0	0

Dengan $t = T(K)$

(Smith, Van Ness 1975)

2. Panas penguapan

Dihitung dengan persamaan berikut (Yaws, 1992):

$$H_v = A (1-T/T_c)^n$$

Dimana:

T_c : suhu kritis komponen (K)

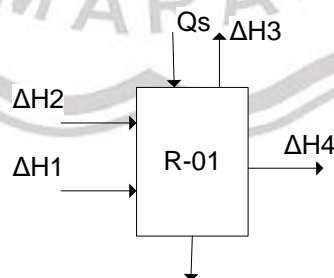
H_v : panas penguapan (kJ/kmol)

A, n : konstanta

Komponen	A	T_c	n
H ₂ O	52,053	647,13	0,321

(Yaws, 1999)

1. Neraca Panas pada Reaktor (R-01)

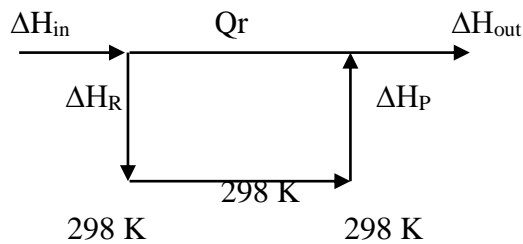


Kondisi operasi:

- Suhu reaktan masuk = 30 °C = 303 K
- Suhu larutan produk keluar = 30 °C = 303 K



Tujuan : Menghitung laju alir massa steam pada jaket pemanas reaktor (Ms)



$$\Delta H_{303} = \Delta H_R + Q_r + \Delta H_P$$

a. Menghitung panas reaktan (ΔH_R)

$$\Delta H = n \times \int_{303}^{298} C_p dT$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT \text{ MgCO}_3 = \int_{303}^{298} [44,937 + (1,5E+02) + (-7,42E+01) + (1,2E+01) + (-6,29E-01)]$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT \text{ MgCO}_3 = -126,075 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi MgCO}_3 = n \times C_p dT$$

$$= 0,248 \text{ kmol/jam} \times -126,075 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -31,294 \text{ kJ/jam}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{303}^{298} C_p dT$	ΔH_1 (kJ)
CaCO ₃	38,196	-0,049	-1,889
MgCO ₃	0,248	-126,075	-31,294
Al ₂ O ₃	0,019	-602,022	-11,441
Fe ₂ O ₃	0,022	-322,732	-7,049
Cr ₂ O ₃	0,003	-313596,885	-799,597
K ₂ O	0,004	-86573,212	-356,162
SiO ₂	0,335	-828,493	-277,892
MnO ₂	0,004	-324947,122	-1448,463
Na ₂ O	0,006	-77260,845	-483,084
H ₂ O	0,237	-460,756	-109,060
Total			-3525,930



$$\int_{303}^{298} C_p dT H_2O = \int_{303}^{298} [(9,21E+01)+(-4E-02)+(-2,11E-04)+(5,35E-07)]$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT H_2O = -460,756 \text{ KJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi } H_2O = n \times C_p dT$$

$$= 265,037 \text{ kmol/jam} \times -460,756 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -122117,058 \text{ kJ}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{303}^{298} C_p dT$	$\Delta H_2(\text{kJ})$
HCl	76,889	-0,146	-11,200
H ₂ O	265,037	-460,756	-122.117,058
Total			-122.128,258

$$\Delta H_R = \Delta H_1 + \Delta H_2$$

$$= -3.525,930 + -122.128,258$$

$$= -125.654,188 \text{ kJ/kmol}$$

b. Menghitung panas reaksi (ΔH_r)

	CaCO ₃	2HCl	CaCl ₂	H ₂ O	CO ₂
Mula-mula:	38,196	76,483			
Bereaksi:	37,814	75,628	37,814	37,814	37,814
Setimbang:	0,382	0,855	37,814	37,814	37,814

	MgCO ₃	2HCl	MgCl ₂	H ₂ O	CO ₂
Mula-mula:	0,248	0,496			
Bereaksi:	0,224	0,448	0,224	0,224	0,224
Setimbang:	0,024	0,048	0,224	0,224	0,224



Reaksi beroperasi pada suhu $30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

$$\Delta H_{298} = (\Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta H_f \text{ CaCO}_3 \quad -1206,920 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ HCl} \quad -166,844$$

$$\Delta H_f \text{ MgCO}_3 \quad -1.111,690$$

$$\Delta H_f \text{ CaCl}_2 \quad -795,800$$

$$\Delta H_f \text{ MgCl}_2 \quad -641,620$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} \quad -285,830$$

$$\Delta H_f \text{ CO}_2 \quad -393,520$$

Reaksi 1

$$\Delta H_{298} = \{(n. \Delta H_f \text{ CaCl}_2 + n. \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} + n. \Delta H_f \text{ CO}_2) - (n. \Delta H_f \text{ CaCO}_3 + n. \Delta H_f \text{ HCl})\}$$

$$\Delta H_{298} = \{(37,814 \times -795,800) + (37,814 \times -285,830) + (37,814 \times -393,520)\} - \{(38,196 \times -1206,920) + (76,483 \times -166,844)\}$$

$$\Delta H_{298} = 3063,703 \text{ kJ/kmol}$$

Reaksi 2

$$\Delta H_{298} = \{(n. \Delta H_f \text{ MgCl}_2 + n. \Delta H_f \text{ H}_2\text{O} + n. \Delta H_f \text{ CO}_2) - (n. \Delta H_f \text{ MgCO}_3 + n. \Delta H_f \text{ HCl})\}$$

$$\Delta H_{298} = \{(0,224 \times -641,620) + (0,224 \times -285,830) + (0,224 \times -393,520)\} - \{(0,248 \times -1111,690) + (0,496 \times -166,844)\}$$

$$\Delta H_{298} = 62,885 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{298 \text{ total}} = 3063,703 + 62,885$$

$$= 3126,588 \text{ kJ/kmol}$$



c. Menghitung panas produk (ΔH_P)

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{303} C_p dT$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT \text{ MgCO}_3 = \int_{298}^{303} [44,937 + (1,5E+02) + (-7,42E+01) + (1,2E+01) + (-6,29E-01)]$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT \text{ MgCO}_3 = 126,079 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned} \text{Entalpi MgCO}_3 &= n \times C_p dT \\ &= 0,025 \text{ kmol/jam} \times 126,079 \text{ kJ/kmol} \\ &= 3,141 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{303} C_p dT$	ΔH_3 (kJ)
CO ₂	38,039	27,453	1.044,282
Total			1.044,282

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{303} C_p dT$	ΔH_4 (kJ)
CaCO ₃	0,382	0,050	0,019
MgCO ₃	0,025	126,079	3,141
Al ₂ O ₃	0,019	602,023	11,441
Fe ₂ O ₃	0,022	322,735	7,049
Cr ₂ O ₃	0,003	313.597,115	799,598
K ₂ O	0,004	86.573,198	356,162
SiO ₂	0,335	828,493	277,892
MnO ₂	0,004	324.947,378	1448,465
Na ₂ O	0,006	77.260,765	483,083
H ₂ O	303,312	459,991	139.520,772
HCl	0,812	0,000	0,000
CaCl ₂	37,814	135,289	5.115,853
MgCl ₂	0,224	146,374	32,820
Total			148.056,412

$$\begin{aligned} \Delta H_P &= \Delta H_3 + \Delta H_4 \\ &= 1.044,282 + 148.056,412 \\ &= 149.100,694 \text{ kJ} \end{aligned}$$



$$\Delta H_{303} = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{303} &= -92.654,040 + 3.126,588 + 149.100,694 \\ &= 59.573,242 \text{ kJ/kmol}\end{aligned}$$

Catatan Revisi:

Dari hasil perhitungan diperoleh total panas pada reaktor sebesar 59.573,242 kJ/kmol, yang sebelumnya tertulis 53.320,066 kJ/kmol. Perhitungan selanjutnya yang menggunakan nilai 53.320,066 kJ/kmol diganti dengan 59.573,242 kJ/kmol.

Menghitung kebutuhan steam

Digunakan steam pada suhu 100 °C dengan panas laten sebesar $\lambda_s = 2.256,43 \text{ kJ/kg}$

Laju alir massa steam pada jaket pemanas reaktor (M_s)

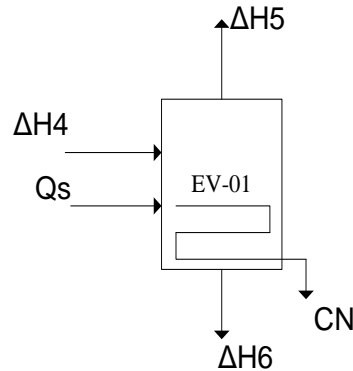
$$\begin{aligned}M_s &= Q_s / \lambda_s \\ &= 53.320,066 \text{ kJ} / 2.256,43 \text{ kJ/kg} \\ &= 23,630 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel B.1 Hasil Perhitungan Neraca Panas pada R-01

Neraca panas di R-01	INPUT (kJ)	OUTPUT (kJ)
ΔH_1	3.416,980	
ΔH_2	89.237,060	
ΔH_r	3.126,588	
Panas steam	53.320,066	
ΔH_3		1.044,282
ΔH_4		148.056,412
Jumlah	149.100,694	149.100,694



2. Neraca panas pada Evaporator (EV-01)



Tujuan : Menghitung laju alir massa steam pada evaporator (M_s)

Kondisi operasi

Suhu feed = 30 °C

Suhu steam = 100 °C

Suhu keluar = 75 °C

a. Panas larutan masuk evaporator

$$\Delta H_4 = 148.056,412 \text{ kJ/jam}$$

b. Panas uap keluar evaporator (ΔH_5)

$$\int_{298}^{373} C_p dT = \int_{298}^{373} C_p dT + \Delta H_v$$

$$\frac{\Delta H_v}{R T_n} = \frac{1,092 (\ln P_c - 1,013)}{0,930 - T_{rn}}$$

ΔH_5 terdiri dari dua komponen yaitu HCl dan H₂O.

➤ HCl

Diketahui:

T_c : 324,75 K

P_c : 82 atm

T_n : 373 K

T_{rn} = T_n/T_c : 1,149



$$R \quad : 8,314$$

$$\Delta H_v \quad : -160,773 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{298}^{373} C_p dT \text{ HCl} = \int_{298}^{373} [(2,91E-02)+(-1,34E-02)+(9,72E-08)+(-4,34E-12)]$$

$$\int_{303}^{298} C_p dT \text{ HCl} = 2,182 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H \text{ HCl} \quad = n (C_p dT + \Delta H_v)$$

$$= 0,812 \text{ kmol} \times (2,182 \text{ kJ/kmol} + -160,773 \text{ kJ/kmol})$$

$$= -128,763 \text{ kJ/jam}$$

➤ **H₂O**

- **Panas sensibel air yang akan teruapkan**

$$\Delta H = n \times \int_{303}^{373} C_p dT$$

$$\int_{303}^{373} C_p dT \text{ H}_2\text{O} = \int_{303}^{373} [(2,91E-02)+(-4E-02)+(-2,11E-04)+(5,35E-07)]$$

$$\int_{303}^{373} C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 6.328,087 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas sensibel H}_2\text{O} \quad = n \times C_p dT$$

$$= 242,649 \text{ kmol/jam} \times 6.328,087 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.535.506,602 \text{ kJ}$$

- **Panas laten penguapan air**

$$\Delta H = n \times \lambda$$

$$= 242,649 \text{ kmol/jam} \times 40.638,304 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 9.860.860,642 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_5 \text{ total} \quad = \text{panas HCl} + \text{panas sensibel air} + \text{panas laten air}$$

$$= -128,763 + 1.535.506,602 + 9.860.860,642$$



$$= 11.396.238,480 \text{ kJ/kmol}$$

c. Panas keluar EV-01 (ΔH_6)

$$\Delta H = n \times \int_{303}^{298} C_p dT$$

$$\int_{298}^{348} C_p dT \text{ MgCO}_3 = \int_{298}^{348} [44,937 + (1,5E+02) + (-7,42E+01) + (1,2E+01) + (-6,29E-01)]$$

$$\int_{298}^{348} C_p dT \text{ MgCO}_3 = 15,016 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Entalpi MgCO}_3 &= n \times C_p dT \\ &= 0,025 \text{ kmol/jam} \times 15,016 \text{ kJ/kmol} \\ &= 0,374 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{348} C_p dT$	ΔH_6 (kJ)
CaCO ₃	0,382	4,179	1,596
MgCO ₃	0,025	15,016	0,374
Al ₂ O ₃	0,019	65,320	1,241
Fe ₂ O ₃	0,022	37,032	0,809
Cr ₂ O ₃	0,003	37.281,500	95,059
K ₂ O	0,004	8.668,772	35,663
SiO ₂	0,335	86,453	28,998
MnO ₂	0,004	35.945,263	160,227
Na ₂ O	0,006	7.833,070	48,977
H ₂ O	60,662	4.547,044	275.834,407
CaCl ₂	37,814	17,808	673,399
MgCl ₂	0,224	18,517	4,152
Total			276.884,903

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} &= \Delta H_5 + \Delta H_6 \\ &= 11.396.238,480 + 27.6884,903 \\ &= 11.673.123,383 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



d. Menghitung kebutuhan steam

$$\begin{aligned}
 Q_s &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\
 &= 11.673.123,383 \text{ kJ/jam} - 148.056,412 \text{ kJ/jam} \\
 &= 11.525.066,971 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Saturated steam pada:

$$T : 100 \text{ }^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K}$$

$$P : 101,44 \text{ kPa} = 1,001 \text{ atm}$$

$$H_{liquid} : 419,17 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{vapor} : 2675,6 \text{ kJ/jam}$$

Massa yang diperlukan

$$m = \frac{Q}{(H_v - H_l)}$$

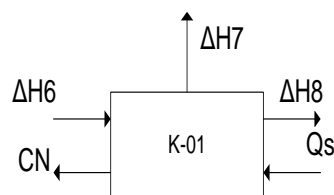
$$m = \frac{11.525.066,971}{(419,17 - 2.675,6)}$$

$$m = 5.107,655 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.2 Hasil Perhitungan Neraca panas pada EV-01

ARUS	INPUT	OUTPUT
ΔH_4	148.056,412	
Panas steam	11.525.066,971	
ΔH_5		11.396.238,480
ΔH_6		276.884,903
Total	11.673.123,383	11.673.123,383

3. Neraca Panas pada Kristallizer (K-01)



Tujuan : menghitung laju alir massa steam pada kristallizer



Kondisi Operasi

$$\text{Suhu feed} = 75 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu steam} = 125 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 85 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

a. Menghitung Panas kelarutan

$$\text{Panas kelarutan CaCl}_2 = -77,665 \text{ kJ/Kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas kristalisasi} &= - \text{panas kelarutan} \\ &= 77,665 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Tanda + berarti dalam kristalisasi CaCl_2 menimbulkan panas sehingga digolongkan dalam panas masuk.

$$\Delta H_s = m \times \text{panas kristalisasi}$$

$$= \frac{4197,009}{110,99} \times 77,665$$

$$= 2.936,848 \text{ kJ}$$

b. Panas masuk K-01

$$\Delta H_6 = 276.884,903 \text{ kJ}$$

$$Q_{in} = \Delta H_6 + \Delta H_s$$

$$= 276.884,903 + 2.936,848$$

$$= 279.821,751 \text{ kJ}$$

c. Panas keluar K-01(ΔH_8)

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{358} C_p dT$$

$$\int_{298}^{358} C_p dT \text{ MgCO}_3 = \int_{298}^{358} [44,937 + (1,5E+02) + (-7,42E+01) + (1,2E+01) + (-6,29E-01)]$$

$$\int_{298}^{358} C_p dT \text{ MgCO}_3 = 126,079 \text{ kJ/kmol}$$



$$\begin{aligned} \text{Entalpi MgCO}_3 &= n \times C_p \, dT \\ &= 0,025 \text{ kmol/jam} \times 126,079 \text{ kJ/kmol} \\ &= 3,141 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{358} C_p \, dT$	ΔH_8 (kJ)
CaCO ₃	0,382	5,030	1,921
MgCO ₃	0,025	126,079	3,141
Al ₂ O ₃	0,019	602,023	11,441
Fe ₂ O ₃	0,022	322,735	7,049
Cr ₂ O ₃	0,003	33.263,893	84,815
K ₂ O	0,004	86.573,198	356,162
SiO ₂	0,335	828,493	277,892
MnO ₂	0,004	31.235,378	139,233
Na ₂ O	0,006	77.260,765	483,083
H ₂ O	26,449	5.440,541	143.895,716
CaCl ₂	37,814	135,289	5.115,853
MgCl ₂	0,224	146,374	32,820
Total			150.409,126

d. Menghitung Panas keluar (ΔH_7)

- Panas sensibel air

$$\begin{aligned} \Delta H &= n \times \int_{348}^{373} C_p \, dT \\ \int_{348}^{373} C_p \, dT \text{ H}_2\text{O} &= \int_{348}^{373} [(2,91\text{E-}02) + (-4\text{E-}02) + (-2,11\text{E-}04) + (5,35\text{E-}07)] \\ \int_{348}^{373} C_p \, dT \text{ H}_2\text{O} &= 2.288,953 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas sensibel H}_2\text{O} &= n \times C_p \, dT \\ &= 34,214 \text{ kmol/jam} \times 2.288,953 \text{ kJ/kmol} \\ &= 78.313,257 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



- **Panas laten penguapan air**

$$\Delta H = n \times \lambda$$

$$= 34,214 \text{ kmol/jam} \times 40.638,304 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.390.381,351 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H7 = \text{panas sensibel air} + \text{panas laten air}$$

$$= 78.313,257 + 1.390.381,351$$

$$= 1.468.694,608 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{out}} = \Delta H7 + \Delta H8$$

$$= 1.468.694,608 + 150.409,126$$

$$= 1.619.103,734 \text{ kJ}$$

$$Q_s = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 1.619.103,734 - 279.821,751$$

$$= 1.339.281,983 \text{ kJ}$$

e. Menghitung Kebutuhan Steam

Saturated steam pada

$$T : 125 \text{ }^\circ\text{C} = 398,15 \text{ K}$$

$$P : 232,23 \text{ kPa} = 2,29 \text{ atm}$$

$$H_{\text{liquid}} : 525,07 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{vapor}} : 2713,1 \text{ kJ/kg}$$

Massa yang diperlukan

$$m = \frac{Q}{(H_v - H_l)}$$

$$m = \frac{1.339.281,983}{(2.713,1 - 525,07)}$$

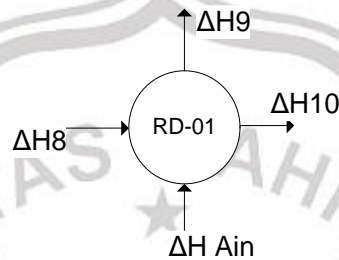
$$m = 612,095 \text{ kg/jam}$$



Tabel B.3 Hasil Perhitung Neraca panas pada K-01

ARUS	INPUT	OUTPUT
ΔH_6	276.884,903	
Ahs	2.936,848	
Panas steam	1.339.281,983	
ΔH_7		1.468.694,608
ΔH_8		150.409,126
Total	1.619.103,734	1.619.103,734

4. Neraca panas pada Rotary Dryer (RD-01)



Tujuan:

1. Menghitung kebutuhan udara pengering
2. Menghitung suhu masuk udara pengering

Input = Output

$$\Delta H_8 + Q_s = \Delta H_9 + \Delta H_{10} + Q_{\text{loss}}$$

a. Panas masuk RD-01

$$\Delta H_8 = 150409,126 \text{ kJ}$$

b. Menghitung ΔH_{10} yang diinginkan keluar pada suhu 100 °C

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{373} C_p dT$$

$$\int_{298}^{373} C_p dT \text{ MgCO}_3 = \int_{298}^{373} [44,937 + (1,5E+02) + (-7,42E+01) + (1,2E+01) + (-6,29E-01)]$$



$$\int_{298}^{373} C_p dT \text{ MgCO}_3 = 12,171 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi MgCO}_3 = n \times C_p dT$$

$$= 0,025 \text{ kmol/jam} \times 12,171 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 0,303 \text{ kJ}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
CaCO ₃	0,382	6,315	2,412
MgCO ₃	0,025	12,171	0,303
Al ₂ O ₃	0,019	47,890	0,910
Fe ₂ O ₃	0,022	28,790	0,629
Cr ₂ O ₃	0,003	29.847,542	76,104
K ₂ O	0,004	5.788,353	23,813
SiO ₂	0,335	60,670	20,350
MnO ₂	0,004	26.877,466	119,807
Na ₂ O	0,006	5.309,267	33,197
H ₂ O	7,406	6.769,560	50.133,061
CaCl ₂	37,814	15,445	584,036
MgCl ₂	0,224	15,613	3,501
Total			50.998,124

c. Menghitung massa udara yang dibutuhkan

Jumlah air yang terserap di udara 342,967 kg

Udara pengering keluar dryer diinginkan pada suhu 100 °C dengan *relative humidity* maksimal 10%

Dari diagram psikometrik didapat:

Humidity : 0,069 kg air/kg udara kering

Udara pengering masuk dryer yang digunakan memiliki:

Humidity : 0,019 kg air/kg udara kering

Selisih *Humidity* udara pengering x massa udara kering = jumlah air terserap

Massa udara kering : $\frac{\text{jumlah air terserap}}{\text{selisih humidity}}$



$$: \frac{342,967}{(0,069-0,019)}$$

$$: 6.859,334 \text{ kg}$$

d. Menghitung ΔH_9

Udara pengering keluar pada suhu 373 K

Jumlah air total pada udara keluar = massa udara kering x *humidity*

$$= 6.859,334 \times 0,069$$

$$= 473,294 \text{ kg}$$

$$= 26,265 \text{ kmol}$$

Menghitung jumlah O_2 dan N_2 pada udara kering

Berat udara kering = berat O_2 + berat N_2

Berat N_2 = berat udara kering – berat O_2

BM H_2O : 18,02

BM O_2 : 31,998

BM N_2 : 28,014

Perbandingan mol N_2 : O_2 di udara 79 : 21

Mol N_2 : mol O_2 79 : 21

$$\frac{\text{berat } N_2}{BM N_2} : \frac{\text{Berat } O_2}{BM O_2} \quad 79 : 21$$

$$\frac{6.859,334 - \text{berat } O_2}{BM N_2} \times \frac{BM O_2}{\text{berat } O_2} : 79 : 21$$

Berat O_2 dalam udara kering : 1.597,602 kg = 49,928 kmol

Berat N_2 dalam udara kering : 6.859,334 – 1.597,602

$$: 5.261,732 \text{ kg} = 187,825 \text{ kmol}$$

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{373} C_p dT$$



$$\int_{298}^{373} C_p dT H_2O = \int_{298}^{373} [34 + (-8,42E-03) + (-5,33E-10) + (-1,78E-08) + (3,69E-12)]$$

$$\int_{298}^{373} C_p dT H_2O = 2.526,180 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi } H_2O = n \times C_p dT$$

$$= 26,265 \text{ kmol/jam} \times 2.526,180 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 66.349,932 \text{ kJ/jam}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	26,265	2.526,180	66.349,932
N ₂	187,825	2.166,430	406.909,911
O ₂	49,928	2.230,073	111.343,496
Total			584.603,339

- **Menghitung Panas sensibel air**

$$\Delta H = n \times \int_{358}^{373} C_p dT$$

$$\int_{358}^{373} C_p dT H_2O = \int_{358}^{373} [(2,91E-02) + (-4E-02) + (-2,11E-04) + (5,35E-07)]$$

$$\int_{358}^{373} C_p dT H_2O = 1.376,769 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas sensibel } H_2O = n \times C_p dT$$

$$= 19,043 \text{ kmol/jam} \times 1.376,769 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 26.217,993 \text{ kJ/jam}$$

- **Panas laten penguapan air**

$$\Delta H = n \times \lambda$$

$$= 19,043 \text{ kmol/jam} \times 40.638,304 \text{ kJ/kmol}$$



$$= 773.880,3432 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H9 = \text{panas udara} + \text{panas sensibel air} + \text{panas laten air}$$

$$= 584.603,339 + 26.217,993 + 773.880,3432$$

$$= 1.384.701,675 \text{ kJ}$$

e. Menghitung beban panas ($\Delta H \text{ Ain}$)

Asumsi: penggunaan pada pada RD-01 sebesar 75%, sehingga ada Q_{loss} 25%

$$\Delta H \text{ Ain} = \Delta H \text{ Aout pada air heater}$$

$$\Delta H8 + \Delta H \text{ Ain} = \Delta H9 + \Delta H10 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H \text{ Ain} = Q_{\text{loss}} + \Delta H9 + \Delta H10 - \Delta H8$$

$$\Delta H \text{ Ain} = 0,25 \Delta H \text{ Ain} + \Delta H9 + \Delta H10 - \Delta H8$$

$$\Delta H \text{ Ain} - 0,25 \Delta H \text{ Ain} = \Delta H9 + \Delta H10 - \Delta H8$$

$$0,75 \Delta H \text{ Ain} = \Delta H9 + \Delta H10 - \Delta H8$$

$$\begin{aligned} 0,75 \Delta H \text{ Ain} &= 1.384.701,675 \text{ kJ} + 50.998,124 \text{ kJ} - 150.409,1259 \text{ kJ} \\ &= 1.285.290,673 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ Ain} = 1.713.720,897 \text{ kJ}$$

Trial:

$$1.713.720,897 = [26,265 \times \int_{298}^T C_p dT] + [187,825 \times \int_{298}^T C_p dT] + [49,928 \times \int_{298}^T C_p dT]$$

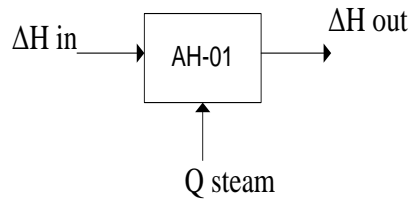
Dari trial didapatkan suhu udara masuk = 519,418 K = 246,418 C

Tabel B.4 Hasil Perhitungan Neraca Panas pada RD-01

Arus	INPUT (kJ)	OUTPUT (kJ)
$\Delta H8$	150.409,126	
$\Delta H \text{ Ain}$	1.713.720,897	
$\Delta H9$		1.384.701,675
$\Delta H10$		50.998,124
Q_{loss}		428.430,224
Total	1.864.130,023	1.864.130,023



5. Neraca panas pada Air Heater (AH-01)



Tujuan : menghitung kebutuhan steam panas

Kondisi operasi:

Suhu udara masuk = 303 K

Suhu udara keluar = 519,418 K

$\Delta H_{Ain} + Q_{steam} = \Delta H_{Aout}$

a. Menghitung ΔH_{Ain} T = 303 K

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{303} C_p dT$$

$$\int_{298}^{303} C_p dT H_2O = \int_{298}^{303} [34 + (-8,42E-03) + (-5,33E-10) + (-1,78E-08) + (3,69E-12)]$$

$$\int_{298}^{303} C_p dT H_2O = 169,895 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi } H_2O = n \times C_p dT$$

$$= 26,265 \text{ kmol/jam} \times 169,895 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 4.462,274 \text{ kJ/jam}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{303} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	26,265	169,895	4.462,274
O ₂	187,825	144,956	27.226,405
N ₂	49,928	149,890	7.483,752
Total			39.172,431



b. Menghitung ΔH Aout (T= 519,418 K)

$$\Delta H = n \times \int_{298}^{518,419} C_p dT$$

$$\int_{298}^{518,419} C_p dT H_2O = \int_{298}^{518,419} [34 + (-8,42E-03) + (-5,33E-10) + (-1,78E-08) + (3,69E-12)]$$

$$\int_{298}^{518,419} C_p dT H_2O = 7306,706 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Entalpi } H_2O = n \times C_p dT$$

$$= 26,265 \text{ kmol/jam} \times 7.306,706 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 191.910,134 \text{ kJ/jam}$$

Untuk komponen yang lain dihitung dengan menggunakan rumus diatas.

Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel dibawah.

Komponen	n (Kmol)	$\int_{298}^{519,418} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	26,265	7.306,706	191.910,134
O ₂	187,825	6.364,022	1.195.322,993
N ₂	49,928	6.539,147	326.487,771
Total			1.713.720,897

c. Menghitung Kebutuhan steam

$$Q_{\text{steam}} = \Delta H \text{ Aout} - \Delta H \text{ Ain}$$

$$= 1.713.720,897 \text{ kJ} - 39.172,431 \text{ kJ}$$

$$= 1.674.548,466 \text{ kJ}$$

Sebagai pemanas digunakan saturated steam dengan suhu 250 °C dengan panas

laten 1.715,3 kJ/kg

$$\text{Jadi, kebutuhan steam} = \frac{1.771.605,303 \text{ kJ}}{1.715,3 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 976,242 \text{ kg}$$



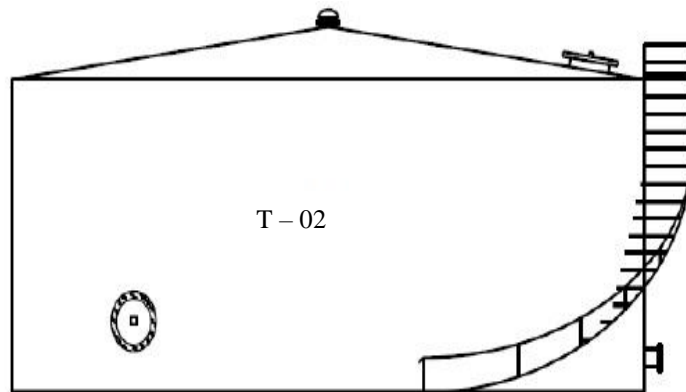
Tabel B.5 Hasil Perhitungan Neraca panas pada *Air Heater*

ARUS	INPUT (kJ)	OUTPUT (kJ)
ΔH Aout		1.713.720,897
ΔH Ain	39.172,431	
Panas steam	1.674.548,466	
Total	1.713.720,897	1.713.720,897



LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

C.1 Tangki Penyimpanan HCl (T-02)



Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku HCl pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

Tujuan :

- a. Menentukan tipe tangki
- b. Menentukan bahan konstruksi tangki
- c. Menentukan kapasitas tangki
- d. Menentukan diameter dan tinggi tangki
- e. Menentukan jumlah plate dan tebal shell tiap plate
- f. Menentukan tinggi head tangki
- g. Menentukan tebal head tangki

Perancangan:

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap kerucut (*conical roof*).

Pertimbangan : -Bahan baku yang disimpan dalam fase cair

- Kondisi operasi pada tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C
- Kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

b. Menentukan bahan kontruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C Rubber lined*

Pertimbangan : Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 12.650$ psi, bahan baku cair, tahan terhadap korosi

Menentukan Kapasitas Tangki

Menghitung kebutuhan HCl :

Kebutuhan HCl = 7.576,68 kg/jam

Direncanakan bahan baku HCl disimpan untuk kebutuhan produksi selama 7 hari.

Kebutuhan total HCl dapat dihitung dengan :

$$7.576,68 \frac{Kg}{Jam} \times 24 \frac{jam}{hari} \times 7 \text{ hari} = 1.272.882,24 \text{ Kg}$$

Menghitung volume tangki :

Densitas HCl = 1,190 gr/ml

$$= 1190 \text{ kg/m}^3 = 74,289 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{Tangki}} = \frac{M \text{ (Kg)}}{\rho \left(\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right)} = \frac{1.272.882,24 \text{ Kg}}{1190 \text{ kg/m}^3} = 1.069,65 \text{ m}^3 = 37.774,33 \text{ ft}^3$$

Dengan faktor keamanan 10 %, maka volume tangki menjadi:

$$V_{\text{Tangki}} = \frac{110}{100} \times 1.069,65 \text{ m}^3 = 1.176,61 \text{ m}^3$$

$$= 41.551,59 \text{ ft}^3$$

c. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan pada buku Brownell and Young, 1979 sebagai berikut:

$$H = \frac{4 \times V}{D^2 \times \pi} \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.1, hal 41})$$

$$D = \frac{8}{3} \times H \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.12, hal 43})$$

Persamaan 3.1 menjadi:

$$H = \frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3} \times H\right)^2 \times \pi}$$

Sehingga tinggi tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times \pi}\right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 41.551,59}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times 3,14}\right)^{1/3} = 19,467 \text{ ft}$$

Dari hasil diatas dihitung diameter tangki:

$$D = \frac{8}{3} \times H = \frac{8}{3} \times 19,467 \text{ ft} = 51,91 \text{ ft}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan berdasarkan Appendix E, hal 346-348 (Brownell and Young, 1979) memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Diameter, D	= 50 ft
Tinggi tangki, H	= 24 ft
Volume tangki, V	= 7.065,938 bbl
Jumlah course	= 3 buah
Butt-welded course	= 96 in = 8 ft

- d. Menghitung jumlah plate dan tebal *shell* tiap plate

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan pada buku Brownell and Young, 1979 sebagai berikut:

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.16, hal 45})$$

$$d = 12 \times D$$

- Dimana: t = tebal shell, in
 f = tekanan yang diijinkan, lb/in²
 E = efisiensi pengelasan
 d = diameter dalam tangki, in
 p = tekanan dalam tangki, lb/in²
 C = *corrosion allowance*, in

$$p = \rho \times \frac{(H - 1)}{144} \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.17, hal 46})$$

Dimana:

- ρ = densitas HCl pada suhu 30°C = 74,289 lb/ft³
 H = tinggi course, ft
 P = tekanan dalam tangki, lb/in²

Persamaan 3.16 menjadi:

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times f \times E} + C$$

Digunakan tipe pengelasan *single-welded butt joint with backing strip* yang memiliki:

- Effisiensi pengelasan maksimal, E : 80 %
 Faktor korosi, C : 0,125

$$t = \frac{74,289 \times (H - 1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan:

$$L = \frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

Dimana:

- weld length* = (jumlah course) x (*allowable welded joint*)
 n = jumlah course

Course 1

$$t_1 = \frac{74,289 \times (24-1) \times 12 \times 50}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,477 \text{ in}$$

Untuk t_1 dipilih ketebalan 1/2 in

$$d_1 = (12 \times D) + t_1$$

$$d_1 = (12 \times 50) \text{ in} + \frac{1}{2} \text{ in} = 600,5 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{(\pi \times (600 + \frac{1}{2})) - (3 \times \frac{5}{32})}{12 \times 4} = 39,27 \text{ ft}$$

Course 2

$$H_2 = H - 8 = (24 - 8) \text{ ft} = 16 \text{ ft}$$

$$t_2 = \frac{74,289 \times (16-1) \times 12 \times 50}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,354 \text{ in}$$

Untuk t_2 dipilih ketebalan 3/8 in

$$d_2 = (12 \times D) + t_2$$

$$d_2 = (12 \times 50) \text{ in} + \frac{3}{8} \text{ in} = 600,375 \text{ in}$$

$$L_2 = \frac{(\pi \times (600 + \frac{3}{8})) - (3 \times \frac{5}{32})}{12 \times 4} = 39,262 \text{ ft}$$

Course 3

$$H_3 = H - 6 = (16 - 8) \text{ ft} = 8 \text{ ft}$$

$$t_3 = \frac{74,289 \times (8-1) \times 12 \times 50}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,232 \text{ in}$$

Untuk t_3 dipilih ketebalan 1/4 in

$$d_3 = (12 \times D) + t_3$$

$$d_3 = (12 \times 50) \text{ in} + \frac{1}{4} \text{ in} = 600,25 \text{ in}$$

$$L_3 = \frac{(\pi \times (600 + \frac{1}{4})) - (3 \times \frac{5}{32})}{12 \times 4} = 39,253 \text{ ft}$$

- e. Menghitung Tinggi Head Tangki

Menghitung θ (sudut angel dengan garis horizontal)

Besarnya sudut dalam roof dapat dicari dengan persamaan:

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t} \quad (\text{Brownell and Young, 1979})$$

Dimana:

D = diameter tangki standar, ft

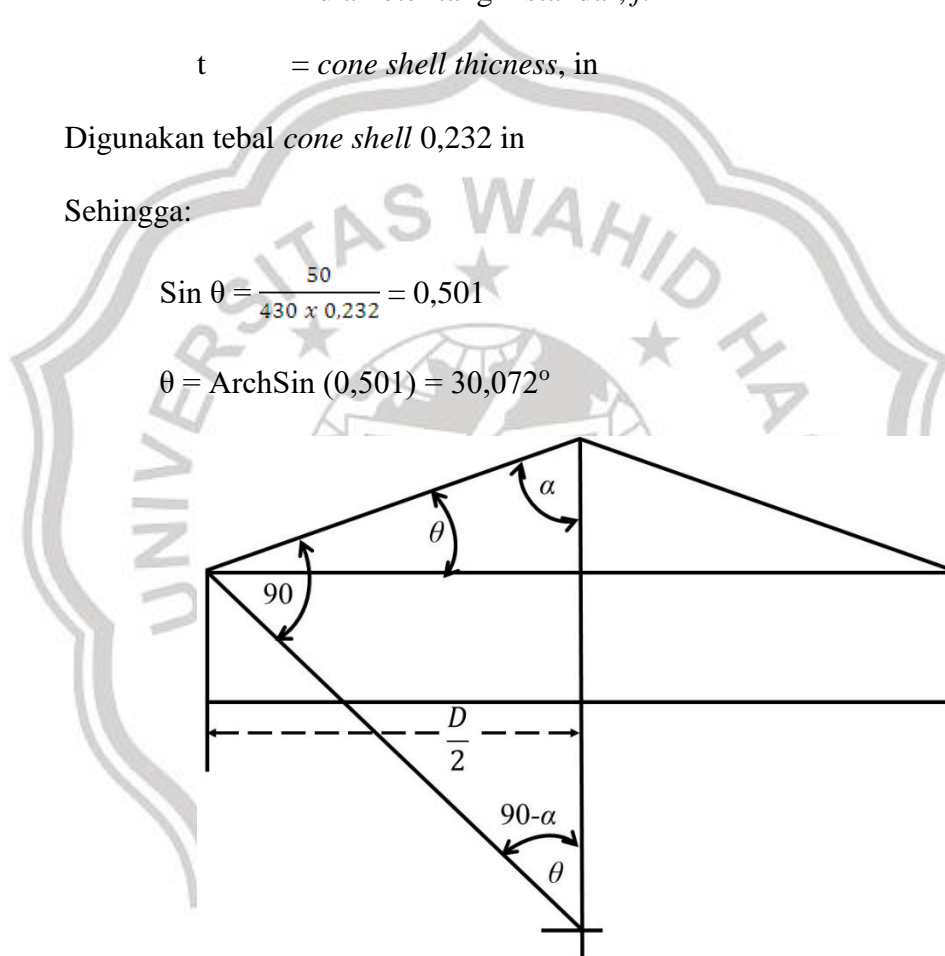
t = cone shell thicness, in

Digunakan tebal cone shell 0,232 in

Sehingga:

$$\sin \theta = \frac{50}{430 \times 0,232} = 0,501$$

$$\theta = \text{ArchSin} (0,501) = 30,072^\circ$$



$$\alpha = 90^\circ - \theta$$

$$\alpha = 90^\circ - 30,072^\circ = 59,928^\circ$$

$$\tan \theta = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \tan \theta} = \frac{50}{2 \times \tan (59,928)} = 14,476 \text{ ft}$$

f. Menentukan Tebal Head Tangki

Tebal head tangki dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$t_h = \left[\frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6 \times P)} \right] + C$$

Jika diambil faktor keamanan 10 % maka:

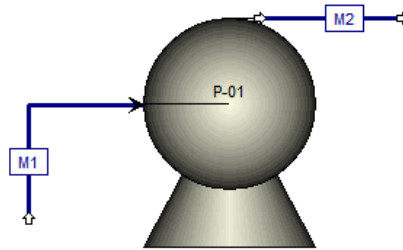
$$P_{Desain} = P_{Operasi} \times \frac{110}{100} = 14,7 \text{ lb/in}^2 \times \frac{110}{100} = 16,17 \text{ lb/in}^2$$

$$t_h = \frac{16,17 \times 50}{2 \times \cos(30,072) \times ((12,650 \times 0,8) - (0,6 \times 16,17))} + 0,125 = 0,303 \text{ in}$$

RESUME TANGKI PENYIMPANAN

Tipe Tangki	:	Cylindrical-Flat Bottom-Conical Roof
Bahan Kontruksi	:	Carbon steel SA-283 Grade C Rubber Lined
Jumlah Tangki	:	1 buah
Kapasitas Tangki	:	41.551,59 ft ³
Tinggi Tangki	:	24 ft
Diameter Tangki	:	50 ft
Tebal Shell Course Tangki	:	
- Course ke-1	:	1/2 in
- Course ke-2	:	3/8 in
- Course ke-3	:	1/4 in
Tinggi Head Tangki	:	14,476 ft
Tebal head tangki	:	0,303 in

C.2 POMPA



Kode :P-01

Fungsi :Mengalirkan bahan baku HCl dari Tangki (T-01) ke Reaktor (R-01).

Tujuan : a. Menentukan Tipe Pompa
b. Menentukan Tenaga Pompa
c. Menentukan Tenaga Motor

Perancangan:

a. Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas cairan rendah
- Kontruksinya sederhana
- Fluida yang dialirkan pada tekanan yang uniform
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan yang murah
- Banyak tersedia dipasaran

b. Menentukan Tenaga Pompa

1. Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 7.576,68 kg/jam

$$= 16.703,720 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 74,289 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompaan} &= \frac{16.703,720 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{74,289 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} \\ &= 0,062 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompan sebenarnya (} q_f \text{)} &= 1,1 \times 0,062 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,0682 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas fluida, } \mu &= 1,7 \text{ cp} \\ &= 0,001143 \text{ lbm/ft.s} \end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal:

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter and Timmerhaus, 1989 hal 496:

$$\begin{aligned} Di_{Opt} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0682^{0,45} \times 74,289^{0,13} \end{aligned}$$

$$Di_{Opt} = 2,86 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, hal 844, buku D. Q. Kern, 1965 ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

D_{nominal}	= 3 in
OD	= 3,50 in
ID	= 3,068 in
<i>Inside Sectional</i>	= 0,256 ft
<i>Area</i>	= 0,05125
<i>Schedule number</i>	ft ²
	= 40

2. Menghitung kecepatan linear fluida (v)

$$v = \frac{q_f}{A}$$

$$v = \frac{0,0682 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,05125 \text{ ft}^2} = 1,331 \text{ ft/s}$$

3. Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{74,289 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,256 \text{ ft} \times 1,331 \text{ ft/s}}{0,001143}$$

$$N_{Re} = 22.146,051$$

4. Menghitung kehilangan energi karena faktor friksi (f)

Menentukan faktor friksi:

Dari Appendix C-1 Foust, 1980 untuk pipa commercial steel dan D nominal 3

in, diperoleh harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00058$

Dari Appendix C-3 Foust (Moody Diagram), 1980 untuk $N_{Re} = 46888,701$ dan

harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00058$ diperoleh faktor friksi (f) = 0,038.

Menghitung panjang ekuivalen (L_e):

Direncanakan sisem perpipaan terdiri dari:

Jenis	Jumlah	L/D	$L_e = ID.L/D_{total}(\text{ft})$
Pipa lurus horizontal	2		150
Pipa lurus vertikal	1		36
Elbow standar (90°)	1	30	10,1
Check valve (fully open)	1	135	45,3
Gate valve (half open)	1	13	4,4
Sharp edged entrance (K=0,5)	1		10
Sharp edged exit (K=1)	1		20
Jumlah		178	275,8

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d Foust, 1980:

Untuk elbow 90°:

$$\frac{L}{D} = 30$$

$$L_e = 30 \times 0,256 \text{ ft} = 7,68 \text{ ft}$$

Untuk check valve:

$$\frac{L}{D} = 135$$

$$L_e = 135 \times 0,256 \text{ ft} = 34,56 \text{ ft}$$

Untuk gate valve:

$$L_e = 13 \times 0,256 \text{ ft} = 3,33 \text{ ft}$$

Untuk sharp edge entrance:

Dengan harga $K = 0,5$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 10 \text{ ft}$

Untuk sharp edge exit:

Dengan harga $K = 1$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 20 \text{ ft}$

Kehilangan energi akibat gesekan dapat dihitung dengan persamaan

D'archy (friction head):

$$\Sigma F = \frac{f \times v^2 \times L_e}{2 \times g_c \times ID}$$

$$\Sigma F = \frac{0,038 \times (1,331 \text{ ft/s})^2 \times 275,8 \text{ ft}}{2 \times \frac{32,174 \frac{\text{lb}_m \text{ft}}{\text{s}^2}}{\text{lb}_f} \times 0,256 \text{ ft}} = 1,127 \frac{\text{lb}_m \text{ft/s}}{\text{lb}_f}$$

5. Menghitung velocity head

Karena kecepatan cairan pada titik 1 dan titik 2 sama, maka nilai $\Delta v = 0$.

$$\text{Velocity head} : \frac{\Delta v^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0$$

6. Menghitung static head

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = (27 - 1) = 26 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = \Delta Z \times \left(\frac{g}{g_c} \right)$$

$$= 26 \text{ ft} \times \left(\frac{\frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{lb}_m \text{ft}}{\text{s}^2}}}{\frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m}} \right) = 26 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

7. Menghitung pressure head

$$P_1 = 1 \text{ atm} \times 2116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} \times 2116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

Tidak ada pressure drop pada sistem ini, maka $\frac{\Delta P}{\rho} = 0$.

Tenaga mekanis teoritis dihitung dengan persamaan Bernoulli, (Welty, 1969):

$$-W_f = \left(\Delta Z \times \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times g \times \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

$$\begin{aligned} -W_f &= 26 + 0 + 0 + 1,127 \\ &= 27,127 \text{ ft lbf/lb} \end{aligned}$$

$$q_f = 0,0682 \text{ ft}^3/\text{s} \times 7,4808 \text{ gal/ft}^3 \times 60 \text{ s/menit} = 30,6 \text{ gpm}$$

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $q_f = 30,6 \text{ gpm}$ diperoleh efisiensi, $\eta = 40 \%$.

Sehingga:

Tenaga pompa :

$$\frac{-W_f \times Q_f \times \rho}{550 \times \eta} = \frac{27,127 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m} \times 0,0682 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times 74,289 \text{ lb/ft}^3}{550 \times 0,4} = 0,624 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

c. Menentukan Tenaga Motor

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $BHP = 1 \text{ HP}$ diperoleh efisiensi, $\eta = 83 \%$.

Sehingga:

$$P_{\text{motor}} = \frac{BPH}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{1}{0,83} = 1,2 \text{ HP} = 1,5 \text{ HP}$$

Jadi, pompa motor standar yang digunakan sebesar $1,5 \text{ HP} = 1,12 \text{ kW}$.

RESUME POMPA

Tipe Pompa	: Centrifugal
Bahan Kontruksi	: <i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	: 7233,967 kg/jam
Tenaga Pompa	: 1 <i>HP</i>
Tenaga Motor	: 1,5 <i>HP</i> = 1,12 kW
Dimensi Pipa	
D_{nominal}	: 3 in
Diameter Dalam	: 3,068 in
Diameter Luar	: 3,50 in
<i>Schedule Number</i>	: 40

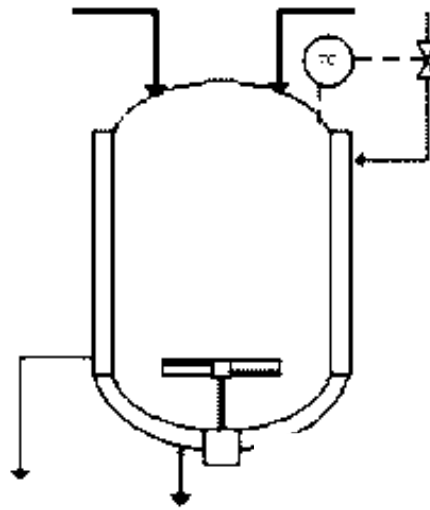
C.3 REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara batu kapur dan HCl

Tujuan :

1. Menentukan tipe reaktor
2. Menentukan bahan konstruksi reaktor
3. Menghitung dimensi reaktor
4. Merancang pengaduk
5. Merancang jaket pemanas



1. Menentukan tipe reaktor

Dalam perancangan ini digunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan jaket pemanas dengan pertimbangan :

- a. Reaksi fase padat – cair
- b. Reaksi endotermis
- c. Proses continue

2. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Bahan konstruksi dipilih *Stainless steel SA-316* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Struktur kuat dengan allowable stress value sebesar 12650 psi
- b. Tahan terhadap korosi

3. Menghitung dimensi reaktor

Kondisi operasi :

- Suhu : 30 °C

- Tekanan : 1 atm

a. Menghitung waktu reaksi

Reaktan Pembatas = CaCO₃ dan MgCO₃

Konversi = 99%

Reaksi :



a(A) b(B) r(R) s(S)

Menghitung konsentrasi awal A dalam larutan

Komponen	Massa, Kg	Kmol	ρ, Kg/lt	V, liter
CaCO ₃	3.823,064	38.196	2,71	10.360,503
MgCO ₃	20,927	0,248	2,96	61,944
Al ₂ O ₃	1,938	0,019	3,95	7,655
Fe ₂ O ₃	3,488	0,022	5,24	18,277
Cr ₂ O ₃	0,388	0,003	5,22	2,025
K ₂ O	0,388	0,004	2,35	0,912
SiO ₂	20,152	0,335	2,65	53,403
MnO ₂	0,388	0,004	5,03	1,962
Na ₂ O	0,388	0,006	2,27	0,881
H ₂ O	4.777,571	265,42	1	4.777,571
HCl	2.803,372	76,889	1,19	3.336,013
Total				18.621,15

Umpan Masuk Total = 18.621,15 liter/jam

$$C_{AO} = \frac{F_A}{BM \times V} = \frac{3.823,064 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{100 \times 18.621,15 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 2,05 \times 10^{-3} \text{ kmol/ltr}$$

$$C_{BO} = \frac{F_B}{BM \times V} = \frac{2.803,372 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{36,5 \times 18.621,15 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 4,12 \times 10^{-3} \text{ kmol/ltr}$$

Jika ditinjau secara termodinamika, diketahui :

$$\Delta H_f^\circ \text{ CaCO}_3 = -1.206,92 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ HCl} = -166,73 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ CaCl}_2 = -795,8 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O} = -285,83 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ CO}_2 = -393,52 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta H_r = \Sigma \Delta H \text{ Produk} - \Sigma \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$= (\Delta H^\circ \text{ CaCl}_2 + \Delta H^\circ \text{ H}_2\text{O} + \Delta H^\circ \text{ CO}_2) - (\Delta H^\circ \text{ CaCO}_3 + 2 \Delta H^\circ \text{ HCl})$$

$$= 65,23 \text{ KJ/mol}$$

Karena ΔH_r bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis.

$$\Delta G_f^\circ \text{ CaCO}_3 = -1133,79 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{ HCl} = -131,171 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{ CaCl}_2 = -817,933 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{ H}_2\text{O} = -237,349 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ \text{ CO}_2 = -394,648 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_r = \Sigma \Delta H \text{ Produk} - \Sigma \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$= (\Delta G^\circ \text{ CaCl}_2 + \Delta G^\circ \text{ H}_2\text{O} + \Delta G^\circ \text{ CO}_2) - (\Delta G^\circ \text{ CaCO}_3 + 2 \Delta G^\circ \text{ HCl})$$

$$= -53,798 \text{ KJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= -\frac{\Delta G_f^\circ}{RT} \\ &= \frac{-53,798}{8,341 \times 298} \end{aligned}$$

$$K_{298} = 3 \times 10^9$$

$$\ln \frac{K_{303}}{K_{298}} = \frac{\Delta G}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$K_{303} = 2,5 \times 10^7$$

Reaksi merupakan reaksi orde dua dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan

$$-r_A = k C_A C_B$$

Harga kecepatan reaksi dapat diprediksi dengan rumus:

$$k = \frac{K_b \cdot T}{h} \times e^{(-\Delta G/RT)}$$

Dimana :

k = konstanta kecepatan reaksi

K_b = konstanta Boltzman = 2,04666 kal/mol

h = konstanta Planck = 9,8204391 x 10⁻¹¹ kal/gmol

$$k = \frac{2,04666 \times 303}{9,8204391 \times 10^{-11}} \times e^{(-(-53,798)/8,341 \times 303)}$$

$$k = 6,45 \times 10^{12} \text{ lit/Kmol Jam}$$

$$M = \frac{C_{b0}}{C_{A0}} = 2$$

sehingga dapat dihitung kecepatan reaksinya yaitu

$$-r_a = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$-r_a = 6,45 \times 10^{12} \times 2,05 \times 10^{-3} \times (1 - 0,99) (2 - 0,99)$$

$$-r_a = 179.800,2 \text{ kmol/liter jam}$$

Maka dapat dihitung waktu tinggalnya yaitu

$$\tau = \frac{C_{A0} \times X_A}{-r_a}$$

$$= 1,451 \text{ jam}$$

❖ Menentukan kapasitas reaktor

$$V = \tau \times \text{debit}$$

$$= 1,451 \text{ jam} \times 18.621,15 \text{ liter/jam}$$

$$= 27.019,288 \text{ liter} = 27,02 \text{ m}^3$$

b. Menghitung dimensi reaktor

Bentuk reaktor dirancang berupa silinder tegak dengan head dan bagian bawah bentuk torispherical.

$$H = D$$

$$\text{Volume head / bottom} = 0,000049 D^3 \text{ (Brownell and Young)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{volume silinder} + 2 \text{ volume head(3.7)} \\
 &= \frac{1}{4} \pi D^3 + 2 (0,000049 D^3) \\
 &= 0,785 D^3 + 0,000098 D^3 \\
 27,02 \text{ m}^3 &= 0,785098 D^3 \\
 D &= 3,25 \text{ m} = 127,95 \text{ in} = 10,6 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$H = D = 10,6 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk menghindari meluapnya cairan keluar reaktor ketika pengadukan, maka di beri over design 20%

$$\begin{aligned}
 H &= 1,2 \times 10,6 \text{ ft} \\
 &= 12,72 \text{ ft} \\
 &= 152,64 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tebal shell

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu carbon steel SA – 7
 Dari Brown and Young diperoleh :

$$t_s = \frac{P \times r}{f \cdot E - 0,6P} + c$$

Dalam hubungan ini :

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psia

r = jari-jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psia

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi

dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu Stainless steel SA-316, maka dari tabel 13.1 Brownell hal 252, diperoleh :

f = 11300 psia

$$c = 1/16 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

$$r = \frac{1}{2} D = 63,6 \text{ in}$$

$$P \text{ operasi} = P \text{ reaksi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ reaksi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Dari tabel 13.1 Brownell diperoleh :

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g/gc \times h$$

Dimana :

h = tinggi cairan dalam silinder

$$\rho = \text{densitas cairan} = \frac{11.452,064 \text{ Kg/jam}}{18.621,15 \text{ L/jam}} = 0,615 \text{ Kg/L} = 615 \text{ Kg/m}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = 615 \text{ Kg/m}^3 \times 1 \times 3,25 \text{ m}$$

$$= 1.998,75 \text{ Kg/m}^2$$

$$= 0,28 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = (14,696 + 0,28) \text{ psia}$$

$$= 14,976 \text{ psia}$$

Faktor keamanan = 10%

$$P \text{ design} = 1,1 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,1 \times 14,976 \text{ psia}$$

$$= 16,47 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{16,47 \text{ psia} \times 63,6 \text{ in}}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 16,47 \text{ psia}} + 1/16$$

$$= 0,16 \text{ in}$$

dipilih tebal shell standart 3/16 in

d. Menghitung tebal head (th)

$$OD = ID + 2 \text{ tebal dinding}$$

$$= 127,95 \text{ in} + (2 \times 3/16 \text{ in})$$

$$= 128,325 \text{ in}$$

Dari Brownell tabel 5.7 pg 91 :

OD standart = 132 in

Diperoleh harga :

r = 130 in

icr = 8 in

dari persamaan Brownell diperoleh :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{icr}{r}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{8}{130}} \right)$$

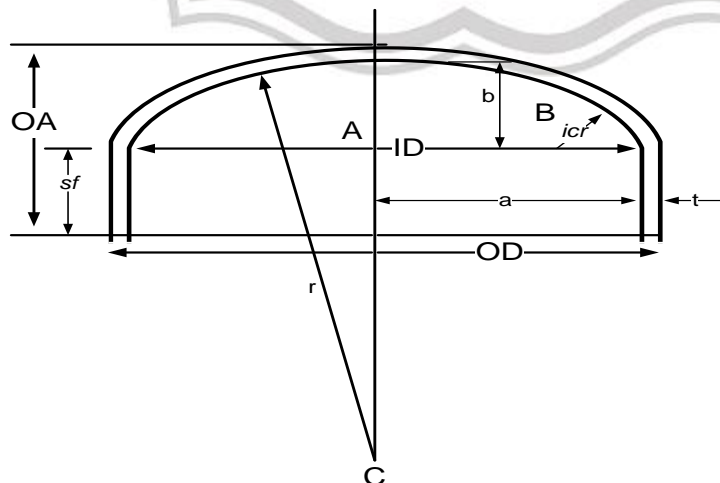
$$W = 1,34$$

Maka :

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \times r \times W}{2f \cdot E - 0,2P} + c \\ &= \frac{14,976 \text{ psia} \times 130 \times 1,34}{(2 \times 11300 \times 0,85) - (0,2 \times 14,976 \text{ psia})} + \frac{1}{16} \\ &= 0,18 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standart 3/16 in

e. Menghitung tinggi vessel



$$a = ID/2 = 127,95/2$$

$$= 63,975 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (132-8) \text{ in}$$

$$= 124 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 63,975 \text{ in} - 8 \text{ in}$$

$$= 55,975 \text{ in}$$

Dari persamaan 3.13 dan 3.14 diperoleh :

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 132 - \sqrt{124^2 - 55,975^2}$$

$$= 21,35 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 page 88 Brownell, untuk tebal head = 3/16 in diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 2$$

Dipilih Sf = 1,75 in maka tinggi head :

$$Th = th + b + Sf$$

$$= 3/16 \text{ in} + 21,35 \text{ in} + 1,75 \text{ in}$$

$$= 23,28 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tinggi vessel} = \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head})$$

$$= 152,64 \text{ in} + (2 \times 23,28 \text{ in})$$

$$= 199,2 \text{ in}$$

$$= 16,6 \text{ ft}$$

4. Merancang pengaduk

❖ Menghitung diameter pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah marine propeller dengan 3 blades

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 \text{ (dipilih 1)}$$

$$Z_1/D_i = 2,7 - 3,9 \text{ (dipilih 3,3)}$$

$$W/D_i = 0,1$$

Dari perhitungan diperoleh $D_t = 10,6 \text{ ft}$

$$D_i = 1/3 \times 10,6 \text{ ft} = 3,53$$

$$Z_i = 1 \times 3,53 \text{ ft} = 3,53 \text{ ft}$$

$$Z_1 = 3,3 \times 3,53 \text{ ft} = 11,65 \text{ ft}$$

$$W = 0,1 \times 3,53 \text{ ft} = 0,353 \text{ ft}$$

❖ Menghitung kecepatan pengaduk

Untuk aliran turbulen bilangan Reynold di atas 4000

Untuk menentukan kecepatan pengaduk dipilih $N_{re} = 50000$

$$N_{re} = \frac{ND_i^2 \rho}{\mu}$$

Dengan :

N_{re} = bilangan Reynold

N = kecepatan pengaduk

ρ = densitas campuran

μ = viskositas campuran

$$50.000 = \frac{N (3,53 \text{ ft})^2 \times 30,109 \text{ lb/ft}^3}{1,7 \times 10^{-3}}$$

$$N = 0,275 \text{ rps}$$

❖ Menghitung tenaga pengaduk

Dari fig 477 Brown hal 507 untuk $N_{re} = 50000$, diperoleh harga $P_o = 1$:

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{N^3 \times D_i^5 \times \rho \times P_o}{gc} \\ &= \frac{0,275^3 \times 3,53^5 \times 30,109 \times 1}{32,174} \end{aligned}$$

$$= 10,667 \text{ ft.lbf/s} \quad = 12,5 \text{ HP}$$

Jadi tenaga untuk menggerakkan pengaduk pada saat steady state sebesar 12,5

HP. Jika efisiensi motor adalah 75% maka power motor minimal adalah :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= P/\text{Efisiensi} \\ &= 12,5/0,75 \\ &= 16,67 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan Power sebesar 17 HP

5. Merancang jaket pemanas

Fungsi : sebagai pemanas untuk menjaga kestabilan suhu reaktor

Jenis : jaket vessel

Media : steam

Diketahui :

$$D = 10,6 \text{ ft}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \mu &= (0,125 \text{ cp} \times 2,42 \text{ lb/ft.h})/1 \text{ cp} \\ &= 0,302 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

$$k = 0,398 \text{ Btu/h.ft}^2(\text{°F/ft})$$

$$\text{Nre} = 50000$$

$$Q = 20584,711 \text{ kJ/jam}$$

Dari kern, Fig. 20 – 2, P.718 dengan $\text{Nre} = 50000$ diperoleh $jH = 500$

$$\begin{aligned} \text{Hi} &= jH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 500 \times \frac{0,398}{10,6} \times \left(\frac{1 \times 0,302}{0,398} \right)^{1/3} (1)^{0,14} \\ &= 18,891 \text{ Btu/hr}^2\text{°F} \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas dengan pemanas medium steam pada jaket:

$$h_{io} = 1000 \text{ Btu/h.ft}^2\text{°F}$$

clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_i \times h_{io})}{(h_i + h_{io})}$$
$$= \frac{18.891 \times 1000}{18.891 + 1000}$$
$$= 18,541 \text{ Btu/h.ft}^{2\circ\text{F}}$$

Dirt factor (R_d) = 0,0025 Btu/h.ft²°F

Design overall coefficient, U_d

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{18,541} + 0,0025$$

$$U_d = 17,72 \text{ btu/h.ft}^{2\circ\text{F}}$$

Menghitung tebal jaket pemanas

Untuk mengetahui tebal jaket pemanas, perlu terlebih dahulu menghitung diameter jaket, volume jaket pemanas dan laju alir volume pemanas.

- Menghitung laju alir pemanas

$$V = \frac{m}{\rho_{steam}} = \frac{23.630 \text{ kg}}{0,598 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 39,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung volume jaket pemanas

$$V_j = v \times \text{waktu tinggal}$$

Jika ditentukan waktu tinggal media pemanas di dalam jaket reaktor selama 3 menit (0,05 jam), maka volume jaket yang dibutuhkan:

$$V_j = 39,5 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,05 \text{ jam} = 1,975 \text{ m}^3$$

- Menghitung tebal jaket

Jika tinggi jaket sama dengan tinggi reaktor (10,6 ft = 3,25 m) maka,

$$V_j = \pi/4 \times (D_j^2 - OD^2) \times H$$

$$1,975 = \pi/4 \times (D_j^2 - 3,35^2) \times 3,25$$

$$= 3,67 \text{ m}$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{D_j - OD}{2} = \frac{3,67 - 3,35}{2} = 0,16 \text{ m} = 0,5 \text{ ft}$$

RESUME REAKTOR

Kode	: R-01
Type/Jenis	: Continuos flow Stirred Tank Reaktor (CSTR) dengan jaket pemanas
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara batu kapur dan HCl
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA-316</i>
P operasi	: 14,976 psia
P desain	: 16,47 psia
Kapasitas reaktor	: 27.019,288 liter = 27,02 m ³
ID	: 127,95 in
OD	: 128,325 in
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi reaktor	: 12,72 ft
Jenis pengaduk	: Paddle dengan 3 blade
Kecepatan putar 1 pengaduk	: 0,275 rps
Power 1 pengaduk	: 17 HP
Tebal jaket pemanas	: 0,5 ft

C.4 KRISTALISER

Kode :K-01

Fungsi : Mengkristalkan kalsium Klorida (CaCl₂)

Tujuan :

- a. Menentukan tipe kristaliser
- b. Menentukan bahan konstruksi
- c. Menghitung dimensi kristaliser

Gambar

- a. Menentukan tipe kristaliser

Dalam perancangan dipilih tipe Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizers dengan pertimbangan:

- Mampu memproduksi kristal – kristal dalam bentuk tunggal.
- Siklus operasionalnya lebih panjang.
- Biaya operasi lebih rendah.
- Kebutuhan ruang minimum
- Instrument dapat dikendalikan dengan mudah
- Kesederhanaan operasi, memulai dan penyelesaian.

- b. Menentukan bahan konstruksi

Dalam perancangan digunakan bahan konstruksi Carbon steel SA – 7 dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap korosi
- Tahan terhadap perubahan suhu

- c. Menentukan dimensi kristaliser

Dalam perancangan digunakan kristaliser berbentuk silinder tegak dengan tutup atas plate datar dan tutup bawah conical yang dilengkapi dengan pengaduk. Plate datar dan tutup bawah konikal yang dilengkapi dengan pengaduk.

Komposisi	Berat (kg/jam)	Densitas (Kg/L)	% berat	Volume (L/jam)
CaCO ₃	38,231	2,71	0,007	14,107
MgCO ₃	2,1	2,96	0,0004	0,709
Al ₂ O ₃	1,938	3,95	0,0003	0,490
Fe ₂ O ₃	3,488	5,24	0,006	0,665
Cr ₂ O ₃	0,388	5,22	0,00007	0,074
K ₂ O	0,388	2,35	0,00007	0,165
SiO ₂	20,152	2,65	0,004	7,604
MnO ₂	0,388	5,03	0,00007	0,077
Na ₂ O	0,388	2,27	0,00007	0,170
H ₂ O	1092,529	1	0,202	1092,529
CaCl ₂	4197,009	2,15	0,776	1952,097
MgCl ₂	21,348	2,32	0,004	9,201
Total	5378,347			3082,123

$$\rho \text{ campuran} = \frac{5378,347}{3082,123} = 1,743 \text{ Kg/L}$$

$$= 108,808 \text{ lb/ft}^3$$

$$1 \text{ liter} = 0,03531 \text{ ft}^3$$

$$\text{Rate volume} = 3082,123 \times 0,03531 = 108,83 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Volum kristal} = 2 \times 108,83 \text{ ft}^3/\text{jam} = 217,659 \text{ ft}^3$$

$$\text{Safety } 20\% \quad (\text{Peter Timmerhouse, 1991})$$

$$\text{Sehingga volume tangki} = 1,2 \times 217,66 \text{ ft}^3 = 261,191 \text{ ft}^3$$

$$\text{Ditetapkan : } H = 1,5 D$$

$$\text{Volume kristal} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times 1,5 D$$

$$D = 6,521 \text{ ft}$$

Bagian bawah digunakan tutup bentuk conical

❖ Menghitung tinggi conical, hc

$$hc = \frac{\tan \alpha (D1 - m)}{2}$$

Dalam hubungan ini :

$$\alpha = \text{half cone angle} = 30^\circ$$

$$m = \text{last spot diameter} = 1 \text{ ft}$$

$$D_i = \text{diameter tangki}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} hc &= \frac{\tan 30 (D_i - 1)}{2} \\ &= \frac{\tan 30 (6,521 - 1)}{2} \\ &= 1,594 \text{ ft} \end{aligned}$$

❖ Menghitung volume conical, v_c

$$\begin{aligned} V_c &= 0,262 \times hc \times (D^2 + Dm + m^2) \\ &= 0,626 \times 1,594 \times (6,521^2 + 6,521 + 1^2) \\ &= 20,895 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

❖ Menghitung volum shell, v_s

$$\begin{aligned} V_s &= \text{volume tangki} - \text{volume conical} \\ &= (261,191 - 20,895) \text{ ft}^3 \\ &= 240,296 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

❖ Menghitung tinggi shell, h_s

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times h_s \\ h_s &= \frac{V_s}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2} \\ &= \frac{240,296}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times 6,521^2} = 7,199 \text{ ft} \end{aligned}$$

❖ Menghitung tinggi kristaliser, h_r

$$\begin{aligned} h_r &= h_s + hc \\ &= (7,199 + 1,594) \text{ ft} \\ &= 8,793 \text{ ft} \end{aligned}$$

❖ Menghitung total tinggi larutan

$$\text{Volume larutan} = 217,659 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume larutan pada bottom} = \text{volum conical} = 20,895 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pada shell} &= (217,659 - 20,895) \text{ ft}^3 \\ &= 196,764 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H \\ 196,764 \text{ ft}^3 &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 6,521^2 \times H \end{aligned}$$

$$H = 5,895 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi liquid} &= H + hc \\ &= (5,895 + 1,594) = 7,489 \text{ ft} \end{aligned}$$

❖ Menghitung tebal shell, ts

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \frac{h \times \rho}{144} \\ &= \frac{7,489 \times 108,808}{144} = 5,658 \text{ psig} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi carbon steel SA – 07 dengan fall = 12.650 psig

Joint efficiency adalah 85%

Faktor korosi = 1/64 in

$$ts = \frac{P \times ri}{f \cdot E - 0,6P} + c \quad (\text{Brownell \& young, 1979})$$

Dalam hubungan ini :

ts = tebal shell (in)

P = tekanan operasi (psi)

D = Diameter shell (ft)

f = allowable stress

E = joint efficiency

c = faktor korosi

Sehingga :

$$t_s = \frac{5,658 \times 3,2605}{(0,8 \times 1260) - (0,6 \times 5,658)} + 1/64$$
$$= 0,036 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standart 3/8 in

❖ Menghitung tebal conical head, t_c

$$t_c = \frac{P \times D}{2 \times \cos 30 \times 1260 \times E} + c$$
$$= \frac{5,658 \times 6,521}{2 \times 0,866 \times 1260 \times 0,85} + 1/64$$
$$= 0,039 \text{ in}$$

Dipilih tebal conical standart 7/16 in

Peancangan pengaduk

❖ Menghitung diameter pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah paddles dengan 2 blades

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 \text{ (dipilih } 0,8)$$

$$Z_1/D_i = 2,7 - 3,9 \text{ (dipilih } 3,9)$$

$$W/D_i = 0,1$$

Dari perhitungan diperoleh $D_t = 6,521 \text{ ft}$

$$D_i = 1/3 \times 6,521 \text{ ft} = 2,174 \text{ ft}$$

$$Z_i = 0,8 \times 2,174 \text{ ft} = 1,739 \text{ ft}$$

$$Z_{1\text{min}} = 2,7 \times 2,174 \text{ ft} = 5,87 \text{ ft}$$

$$Z_{1\text{maks}} = 3,9 \times 2,174 \text{ ft} = 8,477 \text{ ft}$$

$$W = 0,1 \times 2,174 \text{ ft} = 0,217 \text{ ft}$$

❖ Menghitung kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2 D_i} = \left[\frac{\pi D_i N}{600} \right]^2 + c$$

Dimana :

WELH = Water Equivalent Liquid Height

Di = diameter pengaduk (ft)

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

WELH = $Z_1 \times (\rho \text{ campuran} / \rho \text{ air})$

WELH = $8,477 \times (1,743 / 1)$

= 14,775 ft

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}$$
$$= \frac{600}{3,14 \times 2,174} \sqrt{\frac{14,775}{2 \times 2,174}}$$
$$= 162,069 \text{ rpm} = 2,701 \text{ rps}$$

❖ Menghitung tenaga pengaduk

$$N_{re} = \frac{ND^2\rho}{\mu}$$
$$= \frac{2,701 \times 2,174^2 \times 108,808}{8,067 \times 10^{-3}}$$
$$= 172131,308$$

Dari figur 477, Brown pada kurva no 10 diplotkan dengan N_{re} diperoleh harga

$P_o = 1,9$

$$P = \frac{P_o G_c}{N^3 D_i^5 \rho}$$
$$= \frac{P_o N^3 D_i^5 \rho}{G_c}$$
$$= \frac{1,9 \times 2,701^3 \times 2,174^5 \times 108,808 \times 108,808}{32,174}$$
$$= 11,17 \text{ HP} = 12 \text{ HP}$$

RESUME KRISTAISER

Kode	:	K-01
Type/Jenis	:	Draft Tube Baffle (DTB) Crystallizers
Fungsi	:	Mengkristalkan CaCl_2
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-7</i>
Kapasitas	:	261, 191 ft ³
Tinggi	:	8,793 ft
Diameter	:	6,521 ft
Tebal shell	:	3/8 in
Tebal head	:	7/16 in
Jenis pengaduk	:	Paddle dengan 2 blade
Power	:	12 HP

C.5 ROTARY DRYER (RD-01)

Kode : RD – 01

Fungsi : mengeringkan CaCl_2 dari kadar air menjadi 5%

Tipe : Direct Contact Counter Current Flow Rotary Dryer

Tujuan :

1. Menentukan tipe dryer
2. Menentukan bahan konstruksi rotary dryer
3. Menghitung dimensi rotary dryer
4. Menghitung jumlah putaran per detik
5. Menghitung time of passage
6. Menghitung tenaga rotary dryer

1. Menentukan Tipe Dryer

Direct contact counter current flow rotary dryer dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Dapat beroperasi secara kontinyu
- b. Termasuk tipe dryer yang memiliki kapasitas besar atau lebih dari 1000 kg/jam.
- c. Suhu udara pengering masuk untuk rotary dryer berkisar 120 – 300 °C
- d. Bahan yang masuk dryer berupa cake dan bahan keluar dari dryer berupa powder
- e. Dipilih counter current flow karena menghasilkan efisiensi transfer panas yang lebih besar dan material yang dikeringkan tidak heat-sensitive. (Ulrich, 1987)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Dryer

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel SA-283-Grad C dengan pertimbangan :

- a. Mampu mengolah material solid hingga temperatur 450°C
- b. Material tidak korosif
- c. Harganya relatif lebih murah dibandingkan stainless steel. (Ulrich, 1984)

3. Menghitung Dimensi Rotary Dryer

- a. Menghitung diameter rotary dryer

$$At = \frac{As}{s}$$

Dimana :

D = diameter, m

At = total drum cross sectional area, m²

As = total cross sectional flow area, m²

s = percentage of cross section occupied by solid

- Menghitung solid cross sectional area (A_s)

$$A_s = \frac{ms}{\rho_s \times U_s}$$

Dimana :

ms = masa wet solid masuk = 1,323 kg/s

ρ_s = densitas bulk solid = 0,96 kg/m³

U_s = solid average velocity = 1,7 m/s

$$A_s = \frac{1,323 \text{ kg/s}}{0,96 \text{ kg/m}^3 \times 1,7 \text{ m/s}} = 0,81 \text{ m}^2$$

- Menghitung total drum cross sectional area (A_t)

$$A_t = \frac{A_s}{s}$$

Dimana :

s = percentage of cross section occupied by solid = 0,125

$$A_t = \frac{0,81 \text{ m}^2}{0,125} = 6,481 \text{ m}^2$$

- Menghitung diameter rotary dryer

$$A_t = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$6,481 \text{ m}^2 = \frac{3,14 \times D^2}{4}$$

$$D = 2,873 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 12-18 (Perry 7th, 1997) dipilih diameter rotary dryer standar berukuran 3 m.

- Menghitung Panjang Rotary dryer

$$L = \frac{Q}{0,006 \times G^{0,47} \times \pi \times D \times \Delta T} \quad (\text{persamaan 4-61, Ulrich, 1984})$$

Dimana :

Q = laju transfer panas, kJ/s

G = average mass flux, kg/s.m²

D = diameter rotary dryer, m

ΔT = beda suhu °C

- Menghitung laju transfer panas (Q)

Q =

ms

$$\left[\left(\frac{1}{1+x_i} \right) (T_{s_2} - T_{s_1}) C_{ps} + \left(\frac{x_i - x_o}{1-x_i} \right) (h_v - h_l) + \left(\frac{x_o}{1+x_i} \right) (T_{s_2} - T_{s_1}) C_{p1} \right]$$

Ms = massa wet solid masuk = 1,323 kg/s

Xi = komposisi umpan = 0,575 kg water/kg dry solid

Xo = komposisi produk = 0,037 kg water/kg dry solid

Cps = kapasitas panas umpan = 2,715 kg/kjoC

Cpl = kapasitas panas air = 4,2 kg/kjoC (Perry, 7th, 1997)

Ts2 = suhu produk = 100 °C

Ts1 = suhu umpan = 85 °C

hv = enthalpy saturated vapor pada suhu 212 F

$$= 2.798,250 \text{ kJ/kg}$$

hl = enthalpy saturated liquid pada suhu 185 F

$$= 152,925 \text{ kJ/kg}$$

Q

$$= 1,323$$

$$\left[\left(\frac{1}{1+0,575} \right) (100 - 85) 2,715 + \left(\frac{0,575 - 0,037}{1 - 0,575} \right) (2798,250 - 152,925) + \left(\frac{0,037}{1+0,575} \right) (100 - 85) 4,2 \right]$$

$$Q = 4.463,716 \text{ Kj/s}$$

- Menghitung beda suhu

$$\Delta T = \frac{(T_{v1} - T_{wb1}) - (T_{v2} - T_{wb2})}{\ln\left(\frac{T_{v1} - T_{wb1}}{T_{v2} - T_{wb2}}\right)}$$

Dimana :

T_{v1} = suhu udara kering masuk = 246,418 °C

T_{v2} = suhu udara kering keluar = 100°C

T_{wb1} = suhu wet bulb udara pengering masuk = 61,604 °C

T_{wb2} = suhu wet bulb udara pengering keluar = 40,50 °C

$$\Delta T = \frac{(246,418 - 61,604) - (100 - 40,50)}{\ln\left(\frac{246,418 - 61,604}{100 - 40,50}\right)} = 110,567$$

- Menghitung panjang rotary dryer

$$L = \frac{Q}{0,006 \times G^{0,47} \times \pi \times D \times \Delta T}$$

Dimana :

Q = laju transfer panas, 4.463,716 kJ/s

G = average mass flux, 2,5 kg/s.m²

D = diameter rotary dryer, 2,873 m

ΔT = beda suhu 110,567

$$L = \frac{4.463,716 \text{ kJ/s}}{0,006 \times 2,5^{0,47} \text{ kg/s.m}^2 \times 3,14 \times 2,873 \text{ m} \times 110,567} = 22,062 \text{ m}$$

Maka, dipilih panjang rotary dryer standart berukuran 23 meter

4. Menghitung Jumlah Putaran per Detik

$$N = \frac{v}{\pi D} \quad (\text{persamaan 12-54, Perry 7th, 1997})$$

Dimana :

N = jumlah putaran per detik

D = diameter = 2,873 m

V = periperal speed rotary dryer yang diijinkan adalah 0,25–0,5 m/s,
diambil 0,5 m/s. (hal. 12-54, Perry 7th, 1997)

$$N = \frac{v}{\pi D} = \frac{0,5}{3,14 \times 2,873} = 0,055 \text{ rps}$$

5. Menghitung Time Of Passage

$$t = \frac{s \times v \times \rho_s}{m_s} \quad (\text{persamaan 12-55, Perry 7th, 1997})$$

Dimana :

s = percentage of cross section occupied by solid = 0,125

v = volume rotary dryer

ρ_s = densitas = 0,96 kg/m³

m_s = 79,331 kg/menit

a. Menghitung volume rotary drayer

$$v = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$v = 3,14/4 \times (2,873 \text{ m})^2 \times 22,062 \text{ m}$$

$$v = 149,07 \text{ m}^3$$

b. Menghitung time of passage

$$t = \frac{s \times v \times \rho_s}{m_s}$$

$$t = \frac{0,125 \times 149,07 \times 0,96}{79,331} = 0,225 \text{ jam} = 13,5 \text{ menit}$$

6. Menghitung Tenaga Rotary Dryer

$$P = 8D^2 \quad (\text{tabel 4-10, Ulrich, 1984})$$

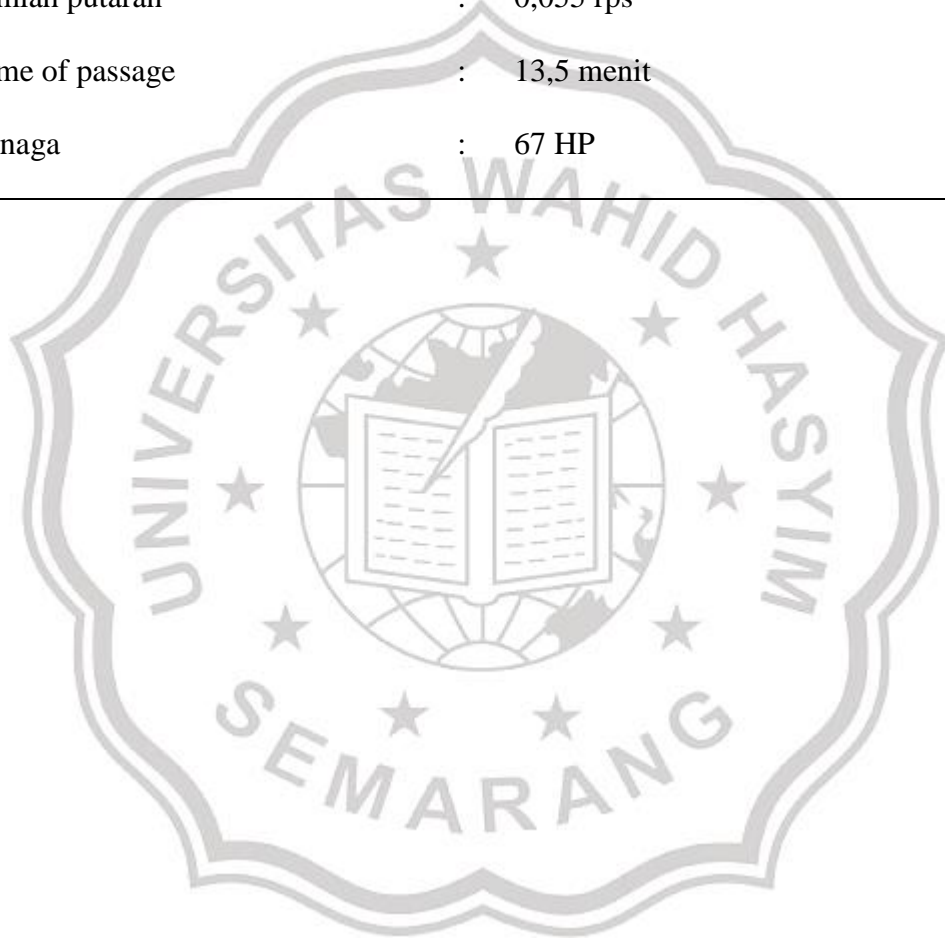
$$P = 8 \times 2,873^2$$

$$P = 66,052 \text{ HP}$$

Maka, diambil tenaga rotary dryer standar 67 HP

RESUME ROTARY DRYER

Tipe	:	Direct Contact Counter Current Flow Rotary Dryer
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Diameter Dryer	:	2,873 m
Panjang Dryer	:	22,062 m
Jumlah putaran	:	0,055 rps
Time of passage	:	13,5 menit
Tenaga	:	67 HP





LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 35.000 ton/tahun.

Satu tahun operasi = 330 hari

Rencana pendirian = 2023

Nilai mata uang per US\$ = Rp. 14.404,00 (Bank Indonesia, 01 Juli 2018)

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

A. Capital Investment

A.1 Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

A.2 Modal kerja (*Working Capital Investment*)

B. Manufacturing Cost

B.1 *Direct manufacturing Cost* (DMC)

B.2 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

B.3 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

C. General Expense

C.1 Administrasi

C.2 Sales

C.3 Research

C.4 Finance

2. Analisa Kelayakan

a. Keuntungan (*Profit*)

b. *Return On Investment* (ROT)

c. *Payout Time* (POT)



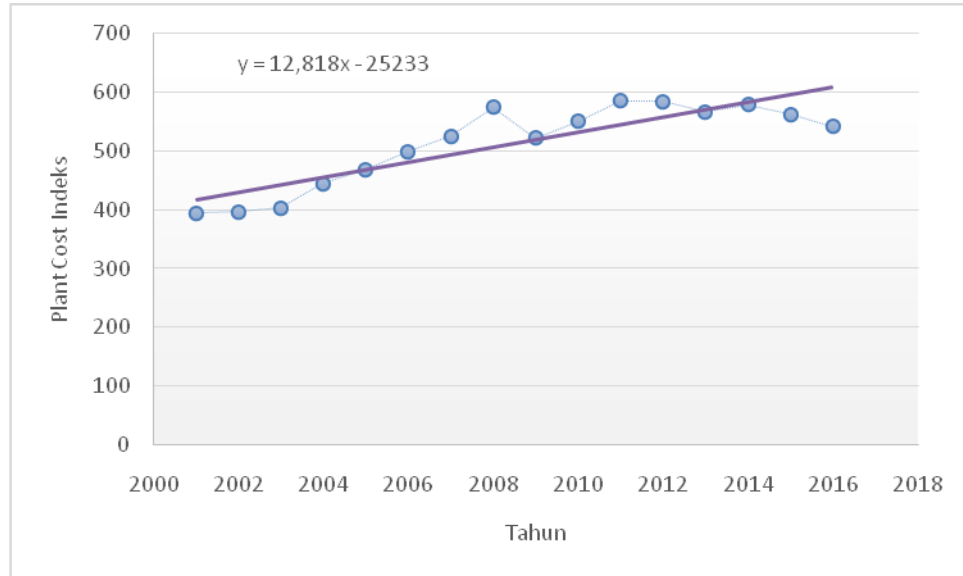
- d. *Profit On Sales* (POS)
- e. *BreakEven Point* (BEP)
- f. *Shut Down Point* (SDP)
- g. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga berikut:

Tabel D.1 Indeks CEP dari Tahun 2001 sampai 2016

Tahun	Plant Cost Indeks
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	579,7
2015	562,9
2016	541,7

<http://www.chemengonline.com/pci>



Gambar 1. Grafik Plant Cost Indeks

Proyeksi nilai *plant cost indeks* pada tahun 2023 dihitung dengan menggunakan rumus:

$$y = 12,818x - 25.233$$

Jadi harga indeks pada tahun 2023 sebesar 697,814.

Menurut *Aries & Newton* (1955), nilai harga peralatan pada tahun x (2023) dapat dicari dengan persamaan berikut ini:

$$E_x = E_y \left[\frac{N_x}{N_y} \right]$$

Dengan:

E_x = Harga alat pada tahun 2023

E_y = Harga alat pada tahun 2014

N_x = Nilai Indeks tahun 2023 = 697,814

N_y = Nilai Indeks tahun 2014 = 579,7

$$E_x = E_y \left[\frac{697,814}{579,7} \right]$$

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan berikut ini:



$$Eb = Ea \cdot \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6}$$

Dimana: Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

Tabel D.2 Purchased Equipment Cost

Nama Alat	Jumlah Alat	Harga Alat 2014 (US\$)	Harga Alat 2023(US\$)	Harga Total (US\$)
Tangki HCl	1	124.900	150.348,40	150.348,40
Reaktor	1	374.500	450.804,46	450.804,46
Evaporator	1	154.100	185.497,91	185.497,91
Kristallizer	1	88.800	106.893,01	106.893,01
Rotary Dryer	1	120.100	144.570,40	144.570,40
Vibrating Screean	1	20.900	25.158,38	25.158,38
Ball Mill	1	9.100	10.954,13	10.954,13
Air Heater	1	41.700	50.196,38	50.196,38
Screw Conveyor	3	13.700	16.491,38	49.474,13
Bucket Elevator	2	15.500	18.658,13	37.316,26
Belt Conveyor	1	21.200	25.519,50	25.519,50
Silo	2	17.700	21.306,38	42.612,75
Cyclone	1	4.500	5.416,88	5.416,88
Pompa	1	12.900	15.528,38	46.585,13
Valve	10	10.300	12.398,63	123.986,27
Fan	1	5.700	6.861,38	6.861,38
Blower	1	5.600	6.741,00	6.741,00
Scrubber	1	9.600	11.556,00	11.556,00
Bagging Machine	1	28.700	34.547,63	34.547,63
Total Equipment Cost (US\$)				1.515.040,02

www.matche.com



Total Equipment Cost (EC) = US\$ 1.515.040,02

A. Capital Investment

A.1.1. Purchased Equipment Cost

Harga Pembelian Alat (EC) = US\$ 1.515.040,02

- Biaya pengangkutan sampai ke pelabuhan

Besarnya adalah 15% EC, alat-alat yang digunakan dalam pabrik

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02$$

$$= \text{US\$ } 227.256,00$$

- Asuransi Pengangkutan

Besarnya biaya adalah 0,5%-1% EC, dan ditetapkan 0,5% EC.

$$= 0,6\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02$$

$$= \text{US\$ } 9.090,24$$

- Transportasi darat dari pelabuhan

Besarnya biaya adalah 10%-25% EC, dan ditetapkan 15% EC.

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02$$

$$= \text{US\$ } 227.256,00$$

- Provisi Bank

Besarnya biaya adalah 0,2%-0,5% EC, dan ditetapkan 0,25% EC.

$$= 0,25\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02$$

$$= \text{US\$ } 3.787,60$$

- EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)

Besarnya biaya adalah 2%-15% EC, dan ditetapkan 15% EC.

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02$$

$$= \text{US\$ } 227.256,00$$



Pajak Bea Masuk Barang

Besarnya biaya adalah 15% EC

$$\begin{aligned} \text{Biaya bea masuk barang} &= 15\% \times \text{US\$ } 1.515.040,02 \\ &= \text{US\$ } 272.256,00 \end{aligned}$$

Tabel D.3 Purchased Equipment Cost

Delivery Equipment Cost	USD (\$)
Harga alat	1.515.040,02
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15%)	227.256,00
Asuransi pengangkutan (0,6%)	9.090,24
Pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi (15%)	272.256,00
Provisi bank (0,25%)	3.787,60
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut) (15%)	272.256,00
Pajak bea masuk barang (15%)	272.256,00
Total PEC (US\$)	2.436.941,87
Total PEC (Rp)	35.101.710.758,95

$$\text{Total PEC} = \text{US\$ } 2.436.941,87 = \text{Rp. } 35.101.710.758,95$$

A.1.2. Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi, platform, serta support dan bangunan alat (Aries & Newton, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya. Perbandingan man hour Indonesia dan asing adalah 3:1. 1 man hour asing = US\$ 30 dan 1 man hour Indonesia = RP. 250.000 = US\$ 17,36.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \times \text{PEC} \\ &= 11\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \end{aligned}$$



$$= \text{US\$ } 268.063,61$$

Labor = 32% x PEC

$$= 32\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87$$

$$= \text{US\$ } 779.821,40$$

$$\text{Jumlah Man Hour} = \frac{\text{US\$ } 779.821,40}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,36 \times 0,95 \times 3)}$$

$$= \text{US\$ } 15.297,81$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

Total biaya tenaga asing = upah x 5% x jumlah man hour x 1

$$= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times \text{US\$ } 15.297,81 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 22.946,72$$

Total biaya tenaga Indonesia = upah x 95% x jumlah man hour x 3

$$= \text{US\$ } 17,36 \times 0,95 \times \text{US\$ } 15.297,81 \times 3$$

$$= \text{US\$ } 756.874,68$$

Total biaya instalasi = US\$ 268.063,61 + US\$ 22.946,72 + US\$ 756.874,68

$$= \text{US\$ } 1.047.885,01$$

A.1.3. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17. Aries & Newton hal. 78, diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluid diperlukan biaya sebesar 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37%.

Material = 49% x PEC

$$= 49\% \times \text{US\$ } 2.436.941,874$$

$$= \text{US\$ } 1.194.101,518$$

Labor = 37% x PEC

$$= 37\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87$$

$$= \text{US\$ } 901.668,49$$



Pemipaan menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya pemipaan} &= \text{US\$ } 1.194.101,518 + \text{US\$ } 901.668,49 \\ &= \text{US\$ } 2.095.770,01\end{aligned}$$

A.1.4. Biaya Instrumental (Instrumentation Cost)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (control). Dari Tabel 19, Aries & Newton hal. 97, diperoleh bahwa untuk kontrol yang ekstensif diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% labor.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 584.866,05 \\ \text{Labor} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 146.216,51 \\ \text{Jumlah man hour} &= \frac{\text{US\$ } 146.216,51}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,36 \times 0,95 \times 3)} \\ &= \text{US\$ } 1.868,34\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya tenaga asing} &= \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1 \\ &= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times \text{US\$ } 1.868,34 \times 1 \\ &= \text{US\$ } 4.302,51\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya tenaga Indonesia} &= \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3 \\ &= \text{US\$ } 17,36 \times 0,95 \times \text{US\$ } 1.868,34 \times 3 \\ &= \text{US\$ } 141.914,00\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya instrumentasi} &= \text{US\$ } 584.866,05 + \text{US\$ } 4.302,51 + \text{US\$ } 141.914,00 \\ &= \text{US\$ } 731.082,56\end{aligned}$$



A.1.5. Biaya Insulasi (Insulation Cost)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari tabel 21, Aries & Newton hal. 98, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\ &= 3\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 73.108,26\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 5\% \times \text{PEC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 121.847,09\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya insulasi} &= \text{US\$ } 73.108,26 + \text{US\$ } 121.847,09 \\ &= \text{US\$ } 194.955,35\end{aligned}$$

A.1.6. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 26, Peters & Timmerhause hal. 210, diperoleh bahwa biaya elektrik 10 – 40 %, diambil 25% yang terdiri dari material 10% dan labor 15%.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 243.694,19\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 15\% \times \text{PEC} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 2.436.941,87 \\ &= \text{US\$ } 365.541,28\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\text{Total biaya listrik} = \text{US\$ } 243.694,19 + \text{US\$ } 365.541,28$$



$$= \text{US\$ } 609.235,47$$

A.1.7. Bangunan (Building)

Luas bangunan diperkirakan = 15.650m²

Harga bangunan diperkirakan = Rp. 4.000.000 /m²

Total biaya bangunan = Rp.62.600.000.000

= US\$ 4.346.014,996

A.1.8. Tanah dan Perbaikan Lahan

Luas tanah diperkirakan = 25.000m²

Harga tanah diperkirakan = Rp. 2.000.000/m²

Total biaya tanah = Rp. 50.000.000.000

= US\$ 3.471.257,98

A.1.9. Biaya Utilitas (Utility Cost)

Utility cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain unit penyediaan air, steam, genset, cooling tower, dan udara tekan. Dalam perancangan ini, ditetapkan sebesar 40% PEC (Aries & Newton hal. 109, tabel 31).

PEC utilitas = 40% x PEC

= 40% x US\$ 2.436.941,87

= US\$ 974.776,75

A.1.10 Biaya Lingkungan (Environmental Cost)

Biaya untuk lingkungan diestimasi sebesar PEC digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik, termasuk lingkungan di dalam dan luar pabrik, pembuatan dan pemeliharaan taman (Peters & Timmerhause hal. 70).

Dalam hal ini, diambil 30% PEC

PEC Environmental = 30% x PEC

= 30% x US\$ 2.436.941,87



= US\$ 731.082,56

Tabel D.6 Physical Plant Cost

Jenis	Biaya (US\$)
PEC	2.436.941,87
Instalasi alat	1.047.885,01
Pemipaan	2.095.770,01
Instrumentasi	731.082,56
Insulasi	194.955,35
Listrik	609.235,47
Bangunan	4.346.015,00
Tanah	3.471.257,98
Utilitas	974.776,75
Lingkungan	731.082,56
Total PPC	16.639.002,57

Total PPC = US\$ 16.639.002,57
= Rp. 239.668.192.947,40

A.1.11. Biaya Teknisi dan Konstruksi (Engineering and Construction Cost)

Engineering and Construction Cost adalah biaya untuk design engineering field supervisor, konstruksi sementara dan inspeksi. Nilainya 1 – 20% PPC, tabel 4, Aries % Newton, dalam hal ini ditetapkan 20% PPC.

Engineering and Construction Cost = 20% x PPC
= 20% x US\$ 16.639.002,57
= US\$ 3.327.800,51

A.1.12. Direct Plant Cost (DPC)

DPC = (PPC + Engineering & Construction)

Total = US\$ 16.639.002,57 + US\$ 3.327.800,51
= US\$ 19.966.803,08



A.1.13. Biaya Kontraktor (Contractor's Fee)

Contractor's Fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Dari Aries & Newton hal. 4, biaya kotraktor diestimasi sebesar 4 – 10% DPC, dalam hal ini diambil 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's Fee} &= 10\% \times \text{US\$ } 19.966.803,08 \\ &= \text{US\$ } 1.996.680,31\end{aligned}$$

A.1.14. Contingency Cost

Contingency cost adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10 – 25% DPC (tabel 5, Aries & Newton), dalam hal ini ditetapkan 20% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contingency Cost} &= 20\% \times \text{US\$ } 19.966.803,08 \\ &= \text{US\$ } 3.993.360,62\end{aligned}$$

Tabel D.7 Fixed Capital Investment

Fixed Capital	Biaya (USD)
Direct Plant Cost	19.966.803,08
Contractor's Fee	1.996.680,308
Contingency	3.993.360,62
Total FCI	25.956.844,00
Total FCI	= US\$ 25.956.844,00
	= Rp. 373.882.380.997,94

A.1.15. Biaya Plant Start Up

Biaya plant start up sebesar 5 – 10% dari FCI. Dipilih 10% FCI

$$\begin{aligned}\text{Plant Start Up} &= 10\% \times \text{US\$ } 25.956.844,00 \\ &= \text{US\$ } 2.595.684,40\end{aligned}$$

A.1.16. Interest During Construction

Biaya interest during construction sebesar 5% dari FCI per tahun selama masa pembangunan (2 tahun).



$$\begin{aligned} \text{Interest During Construction} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 25.956.844,00 \\ &= \text{US\$ } 1.297.842,20 \\ \text{Selama 2 tahun} &= 2 \times \text{US\$ } 1.297.842,20 \\ &= \text{US\$ } 2.595.684,40 \end{aligned}$$

A.2. Working Capital Investmen

Working Capital Investmen merupakan dana yang digunakan untuk menjalankan usaha secara normal. Working capital terdiri dari:

A.2.1. Persediaan Bahan Baku (Raw Material Inventory)

Dalam penyediaan bahan baku mempertimbangkan pabrik yang menyediakannya. Perlu dipertimbangkan letak pabrik penyedia bahan baku, kapasitas, serta kesepakatan yang dibuat dalam rangka penyelenggaraan shutdown, maupun turn around (TA). Dalam hal ini, pabrik penyedia bahan baku terletak dalam satu kawasan dan juga satu kota, sehingga tidak diperlukan waktu yang terlalu lama dalam penyimpanan bahan baku.

Tabel D.8 Biaya Penyimpanan Bahan Baku

Bahan Baku	Waktu Penyimpanan (hari)	Harga (USD/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Harga (US\$)
Batu Kapur	7	0,1	93.009,17	65.106,42
HCl	7	0,15	181.840,32	190.932,34

A.2.2. Persediaan dalam Proses (In Process Inventory)

In Process Inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Tergantung dari panjangnya siklus pemrosesan. Besarnya diperkirakan 50% dari Manufacturing Cost untuk waktu hold up tertentu (Aries & Newton, 1955).

Waktu Hold Up 3 jam



$$\begin{aligned}\text{In Process Inventory} &= \frac{3 \times 0,5 \times MC}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{Tahun}}} \\ &= \frac{3 \times 0,5 \times 24.396.813,39}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}}} \\ &= \text{US\$ 4.620,61}\end{aligned}$$

A.2.3. Persediaan Produk (Product Inventory)

Product Inventory diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned}\text{Total Product Inventory} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ 24.396.813,39} \\ &= \text{US\$ 1.108.946,06}\end{aligned}$$

A.2.4. Extended Credit

Besarnya extended credit diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned}\text{Total Extended Credit} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ 24.396.813,39} \\ &= \text{US\$ 1.108.946,06}\end{aligned}$$

A.2.5. Available Cash

Besarnya available cash diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned}\text{Available Cash} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ 24.396.813,39} \\ &= \text{US\$ 1.108.946,06}\end{aligned}$$



Tabel D.9 Working Capital Investment

Working Capital	Biaya (US\$)
Raw material inventory	256.038,75
In process inventory	4.620,61
Product inventory	1.108.946,06
Extended credit	1.108.946,06
Available cash	1.108.946,06
Total	3.587.497,55

Total Capital Investment

Tabel D.10 Total Capital Investment (TCI)

Capital Investment	Biaya (US\$)
Working Capital Investment (WCI)	3.587.497,55
Plant Start up	2.595.684,40
Interest During Construction	2.595.684,40
Fixed Capital Investmen (FCI)	25.956.844,00
Total Capital Investment (TCI)	34.735.710,35

B. Manufacturing Cost

B.1. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk.

B.1.1. Bahan Baku

Tabel D.10 Harga bahan baku

Bahan Baku	Harga per kg (US\$)	Kebutuhan (kg/tahun)	Total
Batu Kapur	0,1	30.693.025,44	3.069.302,54
HCl	0,15	60.007.305,60	9.001.095,84
Total (US\$)			12.070.398,38

B.1.2. Labor Cost

Tabel D.11 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Karyawan proses	40	5.000.000	2.400.000.000



Karyawan utilitas	15	5.000.000	900.000.000
Karyawan non-produksi	8	5.000.000	480.000.000
Total	63		3.780.000.000

Total gaji buruh dalam 1 tahun = Rp. 3.780.000.000= US\$ 262.427,10

B.1.3. Supervisi

Tabel D.12 Supervisi Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Manager	4	20.000.000	960.000.000
Kepala seksi	15	12.000.000	2.160.000.000
Total	19		3.120.000.000

Total gaji supervisi dalam 1 tahun = Rp. 3.120.000.000= US\$ 216.606,50

B.1.4. Maintenance

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Besarnya 2 – 20% FCI ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Maintenance Cost} &= 10\% \times \text{US\$ } 25.956.844,00 \\ &= \text{US\$ } 2.595.684,40\end{aligned}$$

B.1.5. Plant Supplies

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari Maintenance Cost per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries & Newton, hal. 168).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Supplies} &= 15\% \times \text{US\$ } 2.595.684,40 \\ &= \text{US\$ } 389.352,66\end{aligned}$$

B.1.6. Royalties & Patents

Biaya untuk Royalties & Patents mempunyai range antara 1 – 5% dari harga penjualan produk per tahun (Aries & Newton, 1995).

$$\text{Kapasitas produksi} = 35.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga produk} = \text{US\$ } 1128 / \text{ton} \quad (\text{www.alibaba.com})$$

$$\text{Harga jual per tahun} = \text{US\$ } 39.480.000$$



$$\begin{aligned}\text{Royalties \& patents} &= 3\% \times \text{US\$ } 39.480.000 \\ &= \text{US\$ } 1.184.400\end{aligned}$$

B.1.7. Utilitas

Cost of utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, air bersih, listrik dan bahan bakar. Dalam perkiraan ini diambil besarnya 30% terhadap nilai bangunan + contingency (sesuai Aries & Newton hal. 168, sebesar 25 – 50%).

$$\begin{aligned}\text{Biaya bangunan dan contingency} &= \text{US\$ } 4.346.015,00 + \text{US\$ } 3.993.360,62 \\ &= \text{US\$ } 8.339.375,61\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya utilitas} &= 30\% \times \text{US\$ } 8.339.375,61 \\ &= \text{US\$ } 2.501.812,68\end{aligned}$$

B.1.7. Pengolahan Gas Buang

Biaya yang dibutuhkan untuk mengolah limbah gas HCl dari proses produksi. Pengolahan dilakukan menggunakan NaOH.

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= 257.216,12 \text{ kg} \times \text{US\$ } 0,1 / \text{kg} \\ &= \text{US\$ } 25.721,61\end{aligned}$$

Tabel D.13 Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

DMC	Biaya (US\$)
Bahan baku	12.070.398,38
Labor	262.427,10
Supervisi	216.606,50
Maintenance	2.595.684,40
Plant supplies	389.352,66
Royalties	1.184.400
Pengolahan gas buang	25.721,61
Utilitas	2.501.812,68
Total	19.246.403,34

B.2. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Indirect Manufacturing Cost terdiri dari:

Lampiran D



B.2.1. Payroll Overhead

Meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 173) ditetapkan 15% dari labour cost.

$$\begin{aligned}\text{Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{US\$}262.427,10 \\ &= \text{US\$ } 39.364,06\end{aligned}$$

B.2.2. Laboratorium

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan 10% dari labour cost.

$$\begin{aligned}\text{Laboratorium} &= 10\% \times \text{US\$}262.427,10 \\ &= \text{US\$ } 26.242,71\end{aligned}$$

B.2.3. Plant Overhead

Biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50 – 100% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan 50% dari labour cost.

$$\begin{aligned}\text{Plant overhead} &= 50\% \times \text{US\$}262.427,10 \\ &= \text{US\$ } 131.213,55\end{aligned}$$

B.2.4. Biaya Pengemasan dan Transportasi (Packaging and Transportation Cost)

Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar biaya pengemasan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat kimia produk dan nilai shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya 4 – 36% harga penjualan produk (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan besarnya 4% dari harga penjualan produk.



Tabel D.14. Produksi

Produk	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (USD/ton)	Penjualan
Kalsium Klorida	35.000	1.128	39.480.000,00

Biaya packing dan shipping = 4% x US\$ 39.480.000,00
= **US\$ 1.579.200,00**

Tabel D.15 Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

IMC	Biaya (US\$)
Payroll overhead	39.363,06
Laboratory	26.242,71
Plant overhead	131.213,55
Packaging and transportation	1.579.200,00
Total	1.776.020,33

B.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial Fixed Capital Investment dan harganya tetap, tidak bergantung waktu maupun tingkat produksi. Fixed Cost terdiri dari:

B.3.1. Depresiasi

Merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8 – 10% dari FCI dan ditetapkan 10% dari FCI, karena pabrik ini tergolong pabrik yang baru didirikan.

Depresiasi = 10% x US\$ 25.956.844,00
= **US\$ 2.595.684,40**

B.3.2. Property Taxes

Merupakan pajak yang dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya 1 – 2% FCI (Aries & Newton hal. 181) ditetapkan 2% dari FCI.

Property Taxes = 2% x US\$ 25.956.844,00
= **US\$ 519.136,88**



B.3.3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya ditetapkan 1% dari FCI (Aries & Newton hal. 182)

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{US\$ } 25.956.844,00 \\ &= \text{US\$ } 259.568,44\end{aligned}$$

Tabel D.16 Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC	Biaya (US\$)
Depresiasi	2.595.684,40
Property taxes	519.136,88
Insurance	259.568,44
Total	3.374.389,72

Tabel D.17 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (USD)
Direct Manufacturing Cost	19.246.403,34
Indirect Manufacturing Cost	1.776.020,33
Fixed Manufacturing Cost	3.374.389,72
Total	24.396.813,39

C. General Expense

General expense yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk Manufacturing Cost. General expense terdiri dari:

C.1. Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji manager/staf pegawai, satpam, sopir, dan biaya auditing. Secara rinci adalah sebagai berikut:



C.1.1. Management Salaries

Tabel D.17 Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Direktur utama	1	45.000.000	540.000.000
Dewan Komisaris	2	40.000.000	960.000.000
Staf ahli	3	15.000.000	180.000.000
Karyawan pembelian dan pemasaran	15	5.000.000	240.000.000
Dokter	1	12.000.000	144.000.000
Perawat	2	5.000.000	120.000.000
Sopir dan cleaning servis	5	4.000.000	240.000.000
Keamanan	9	4.000.000	288.000.000
Total	48		2.712.000.000

Total Management Salaries per tahun = Rp. 2.712.000.000

= US\$ 188.281,03

C.1.2. Peralatan Kantor dan Komunikasi

Peralatan kantor disediakan setiap tahun sebesar **= US\$ 30.000,00**

= Rp 432.120.000,00

C.1.3. Legal's Fee and Auditing

Legal's Fee and Auditing adalah biaya untuk dokumen-dokumen yang sah secara hukum, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik. Untuk

Legal's Fee and Auditing disediakan setiap tahun **= US\$ 150.000,00**

= Rp. 2.160.600.000,00

Tabel D.18 Administrasi Cost

Administrasi Cost	Biaya (US\$)
Management salaries	188.281,03
Peralatan kantor dan komunikasi	30.000,00
Legal's fee and auditing	150.000,00
Total	368.281,03

C.2. Sales Expense



Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, pasar, iklan, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 3 – 12% dan Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 186), dalam perancangan ini dipilih nilai 5% dari Manufacturing Cost.

$$\begin{aligned}\text{Sales Expenses} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 24.396.813,39 \\ &= \text{US\$ } 1.219.840,67\end{aligned}$$

C.3. Research

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 3,5 – 8% dari Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 187) ditetapkan 5% karena produk dari pabrik dimethyl ether ini tergolong jenis produk industrial chemical.

$$\begin{aligned}\text{Research} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 24.396.813,39 \\ &= \text{US\$ } 1.219.840,67\end{aligned}$$

C.4. Finance

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya finance cost 2 – 4% dari Total Capital Investment. Ditetapkan 4% (Aries & Newton, hal 187).

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= 4\% \times \text{TCI} \\ &= 4\% \times \text{US\$ } 34.735.710,35 \\ &= \text{US\$ } 1.389.428,41\end{aligned}$$

General Expense	Biaya (US\$)
Administrasi	368.281,03
Sales expense	1.219.840,67
Research	1.219.840,67
Finance	1.389.428,41
Total	4.197.390,79



Tabel D.20 Production Cost

Production Cost	Biaya (US\$)
Manufacturing cost	24.396.813,39
General expense	4.197.390,79
Total	28.594.204,18

D. Analisa Kelayakan

D.1. Keuntungan (Profit) Percent Profit on Sales (POS)

Total biaya produksi	= US\$ 28.594.204,18
Total penjualan	= US\$ 39.480.000,00
Keuntungan	= Penjualan – Biaya Produksi
	= US\$ 39.480.000,00 - US\$ 28.594.204,18
	= US\$ 10.885.795,82
Keuntungan sebelum pajak	= US\$ 10.885.795,82
	= Rp 156.799.003.060,72
Pajak	= 25% x Rp. 156.799.003.060,72 (UU. 36 : 2008)
	= Rp 39.199.750.765,18
	= US\$ 2.721.448,96
Keuntungan setelah pajak	= US\$ 10.885.795,82- US\$ 2.721.448,96
	= US\$ 8.164.346,87

D.1.1. Percent Profit on Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ 10.885.795,82}}{\text{US\$ 39.480.000,00}} \times 100\%$$

$$= 27,57 \%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ 8.164.346,87}}{\text{US\$ 39.480.000,00}} \times 100\%$$

$$= 20,68\%$$



D.1.2. Return On Investment (ROI)

Adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{US\$ } 10.885.795,82}{\text{US\$ } 25.956.844} \times 100\% \\ &= \mathbf{41,94\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{US\$ } 8.164.346,87}{\text{US\$ } 25.956.844} \times 100\% \\ &= \mathbf{31,45\%} \end{aligned}$$

D.1.3. Pay Out Time (POT)

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investmen oleh profit sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat dihitung dengan menghitung cumulative cash flow pabrik sejak pendirian hingga pabrik itu beroperasi. Perhitungan yang digunakan sebagai berikut:

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 25.956.844,00}{\text{US\$ } 10.885.795,82 + (0,1 \times \text{US\$ } 25.956.844,00)}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,9 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 25.956.844,00}{\text{US\$ } 8.164.346,87 + (0,1 \times \text{US\$ } 25.956.844,00)}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 2,4 \text{ tahun}$$



D.1.4. Perhitungan BEP dan SDP

a. Fixed Cost (Fa)

Tabel D.21 Fixed Cost

Fixed Cost	Biaya (USD)
Depresiasi	2.595.684,40
Property taxes	519.136,88
Insurance	259.568,44
Total	3.374.389,72

b. Variabel Cost (Va)

Tabel D.22 Variabel Cost

Variabel Cost	Biaya (US\$)
Raw material	12.070.398,38
Utilitas	2.501.812,68
Packaging & transportation	1.579.200,00
Royalty & patent	630.000,00
Total	16.151.411,07

c. Regulated Cost (Ra)

Tabel D.23 Regulated Cost

Regulated Cost	Biaya (US\$)
Labor	262.427,10
Payroll overhead	39.364,07
Supervisi	216.606,50
Laboratorium	26.242,71
General expense	4.197.390,79
Maintenance	2.595.684,40
Plant overhead	131.213,55
Plant supplies	389.352,66
Total	7.858.281,78



d. Sales (Sa)

Penjualan produk selama satu tahun = **US\$ 39.480.000,00**

e. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan Break Even Point kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\% \\ &= \frac{\text{US\$ } 3.374.389,72 + (0,3 \times \text{US\$ } 7.858.281,78)}{\text{US\$ } 39.480.000,00 - \text{US\$ } 16.151.411,07 - (0,7 \times \text{US\$ } 7.858.281,78)} \times 100\% \\ &= 32,15\% \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan bahwa BEP sebesar 32,15% artinya pada persentase produksi tersebut pabrik tidak mengalami kerugian dan tidak mendapat keuntungan, dampaknya dengan nilai BEP yang rendah pabrik akan mendapatkan rekomendasi dari bank untuk mendapatkan kredit, karena pihak bank sendiri akan mendapatkan keuntungan dari peminjaman kredit perusahaan.

f. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times \text{US\$ } 7.858.281,78)}{\text{US\$ } 39.480.000,00 - \text{US\$ } 16.151.411,07 - (0,7 \times \text{US\$ } 7.858.281,78)} \times 100\% \\ &= \mathbf{13,22\%} \end{aligned}$$



Artinya, pabrik ini mempunyai persentase kapasitas minimal SDP 13,06% untuk dapat mencapai kapasitas produksi 35.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi atau tutup. Karena lebih murah menutup pabrik dan membayar Fixed Cost (Fa) daripada harus terus berproduksi.

D.1.5. Discounted Cash Flow - Rate of Return (DCF-ROR)

Discounted Cash Flow adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam berapa waktu yang dinyatakan dalam persentase.

Fixed Capital Investment (FCI) = US\$ 25.956.844,00

Salvage Value (SV) = 10% x FCI
= 10% x US\$ 25.956.844,00
= US\$ 2.595.684,40

Depreciation Cost = US\$ 2.595.684,40

Umur Pabrik = (FCI-SV)/Depreciation cost
= (US\$ 20.298.348,61 - US\$ 2.029.834,86)/US\$ 2.029.834,86
= 9 tahun

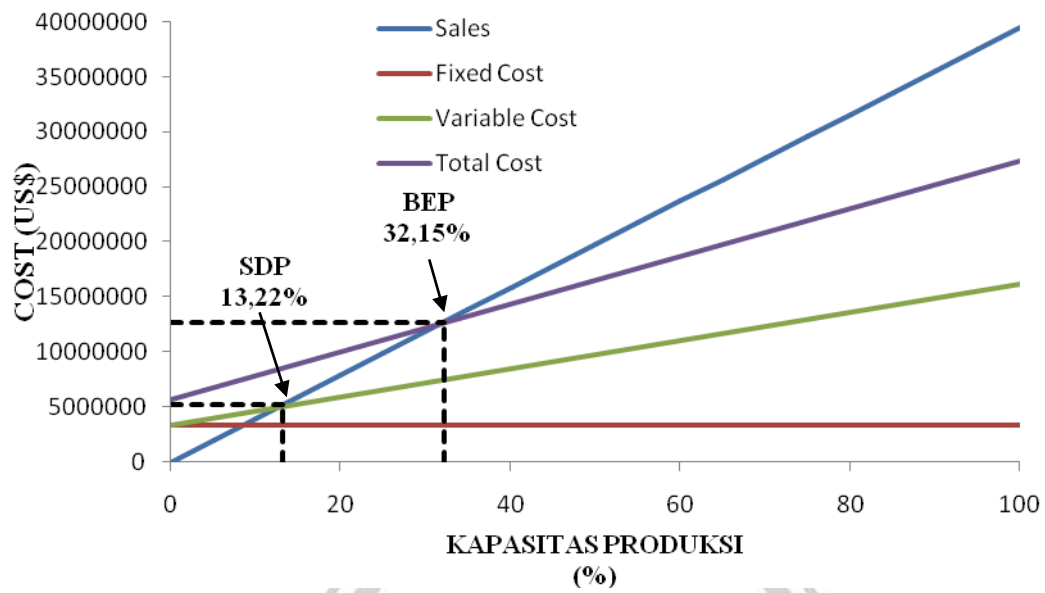
Working Capital (WC) = US\$ 3.587.497,55

Cash Flow (CF) = Keuntungan setelah pajak + Depreciation cost + Finance cost
= US\$ 8.164.346,87 + US\$ 2.595.684,40 + US\$ 1.389.428,41
= US\$ 12.149.459,68

$$(FCI + WC)(1 + i)^n = \left[\sum_{d=1}^{d=n} (1 + i)^{n-d} \right] \times CF + (WC + SV)$$

Dengan trial diperoleh harga i (rate of return) = 38,5%

Harga rate of return lebih besar dari suku bunga bank yaitu 6,25%



Gambar D.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

Tabel D.21 Resume Analisa Kelayakan Ekonomi

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Tolak Ukur
1	Keuntungan setelah pajak	US\$ 8.164.346,87	-
2	Percent Profit On Sales (POS) setelah pajak	20,68%	-
3	Return On Investment (ROI) sebelum pajak	41,94%	min. 11%
4	Pay Out Time (POT) sebelum pajak	1,9 tahun	maks. 5 tahun
5	Break Even Point (BEP)	32,15%	< 60%
6	Shut Down Point (SDP)	13,22%	-
7	Rate Of Return (ROR)	38,5%	> 6,25%

Berdasarkan resume analisa kelayakan pada tabel di atas, dapat diketahui bahwa pabrik kalsium klorida ini layak untuk didirikan.