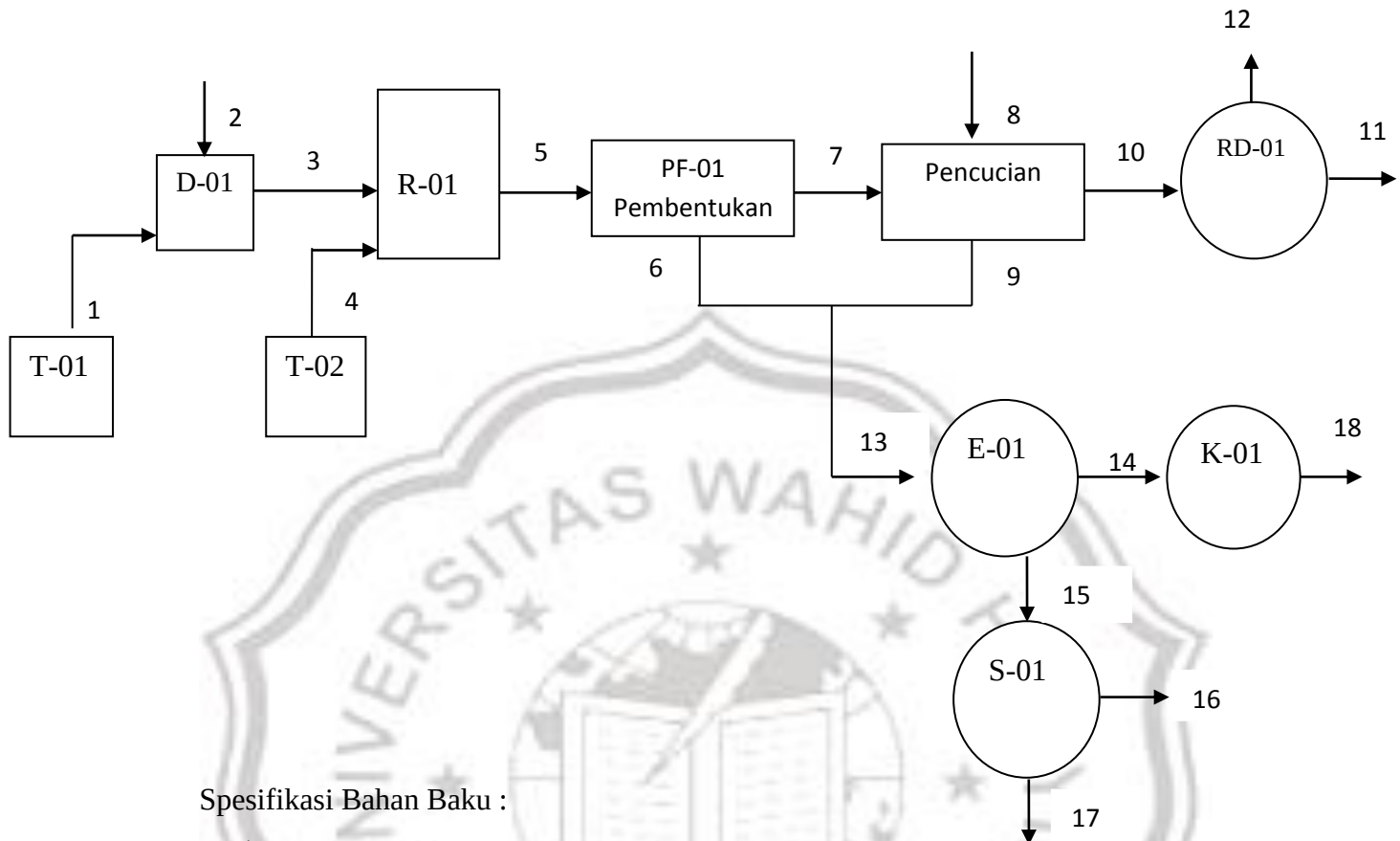


LAMPIRAN A
LAMPIRAN NERACA MASSA



Spesifikasi Bahan Baku :

- Sodium silikat = 35% berat
H₂O = 65% berat
- Asam sulfat = 98% berat
H₂O = 2 % berat

Spesifikasi produk :

- Precipitated Silica = min. 97 % berat
- Impuritas (H₂O) = max. 3 % berat

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Satuan = kilogram (kg)

Operasi pabrik 1 tahun = 330 hari

Kapasitas = 99.000 ton/tahun

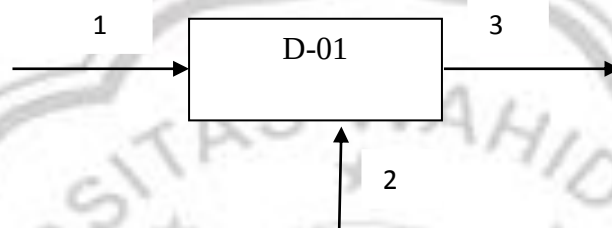
$$99.000 \text{ ton/hr} = \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} = 12.500 \text{ kg/jam}$$

Laju alir produk = 12.500 kg/jam

Berat Molekul Komponen (gr/mol) :

- $\text{Na}_2\text{O} \cdot 3,2 \text{ SiO}_2$ = 254,310 (kg/kmol)
- Na_2SO_4 = 142,050 (kg/kmol)
- H_2O = 18,020 (kg/kmol)
- H_2SO_4 = 98,080 (kg/kmol)
- SiO_2 = 60,100 (kg/kmol)

1. Neraca Massa di Sekitar Dissolver Asam Sulfat (D-01)



Input = Output

Arus (1) + Arus (2) = Arus (3)

Reaktan yang digunakan adalah larutan H_2SO_4 dengan komposisi :

H_2SO_4 = 98% berat

H_2O = 2% berat

Produk yang diinginkan keluar dari dissolver (D-01) adalah larutan H_2SO_4 dengan komposisi :

H_2SO_4 = 5% berat

H_2O = 95% berat

Perbandingan mol umpan masuk reaktor $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 : \text{H}_2\text{SO}_4 = 1:1,1$

Digunakan basis 10.000 kg $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot \text{SiO}_2$

$$\frac{\text{basis}}{\text{BM}} = \frac{10.000 \text{ kg}}{254,310 \text{ kg/kmol}} = 39,322 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga kebutuhan } \text{H}_2\text{SO}_4 &= \frac{1,1}{1 \times 39,322 \text{ kmol}} \\ &= 43,254 \text{ kmol} \times \text{BM} \\ &= 43,254 \text{ kmol} \times 98,080 \text{ kg/kmol} \\ &= 4.242,381 \text{ kg} \end{aligned}$$

Laju alir total pada F3 adalah :

$$\frac{100}{5} \times 4.242,381 \text{ kg} = 84.847,620 \text{ kg}$$

Maka, $F1 + F2 = F3$

$F1 + F2 = 84.847,620 \text{ kg}$

Neraca massa komponen air

$F1 X_{A1} + F2 X_{A2} = F3 X_{A3}$

Dimana :

X_A = Fraksi berat air

$F1 (0,02) + (84.847,620 - F1) (1) = (84.847,620) (0,95)$

$F1 = 4.328,960 \text{ kg}$

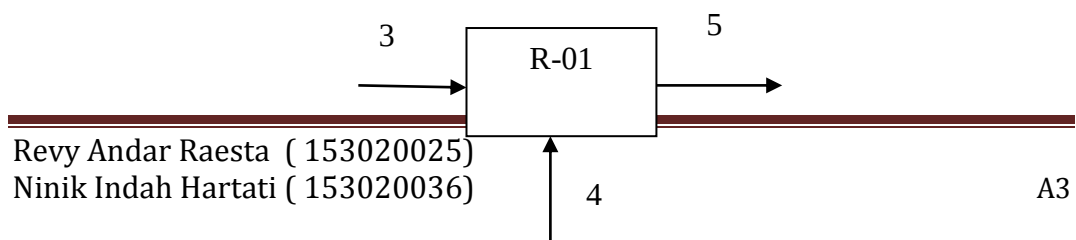
$F2 = 84.847,620 \text{ kg} - 4.328,960 \text{ kg}$

$= 80.518,660 \text{ kg}$

Jadi, kebutuhan air untuk dissolver adalah sebesar 80.518,660 kg

Komposisi	Laju Alir Masuk				Laju Alir Keluar	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
H ₂ SO ₄	4.242,381	43,250	0	0	4.242,381	43,250
H ₂ O	86,579	4,805	80.518,660	4.468,294	80.605,239	4.473,098
	4.328,960	48,059	80.518,660	4.468,294	84.847,620	4.516
Jumlah	84.847,620 kg				84.847,620 kg	

2. Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)



Basis $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 = 10.000 \text{ kg} = 39,322 \text{ kmol}$

Laju Alir total F4 adalah :

$$\frac{100}{35} \times 10.000 \text{ kg} = 28.571,429 \text{ kg}$$

Sehingga neraca massa total pada reaktor adalah :

$$F3 + F4 = F5$$

$$84.847,620 \text{ kg} + 28.571,429 \text{ kg} = F5$$

$$F5 = 113.419,049 \text{ kg}$$



$$\text{Konversi reaksi} = 99,4\%$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \text{ bereaksi} &= 99,4\% \times 39,322 \text{ kmol} = 39,086 \text{ kmol} \\ &= 9.940 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \text{ sisa} &= (39,322 - 39,086) \text{ kmol} = 0,236 \text{ kmol} \\ &= 60,000 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = 39,086 \text{ kmol} = 3.833,554 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} &= (43,254 - 39,086) \text{ kmol} = 4,168 \text{ kmol} \\ &= 408,816 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 \text{ terbentuk} &= 3,2 \times 39,086 = 125,075 \text{ kmol} \\ &= 7.517,068 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} = 39,086 \text{ kmol} = 5.552,166 \text{ kg}$$

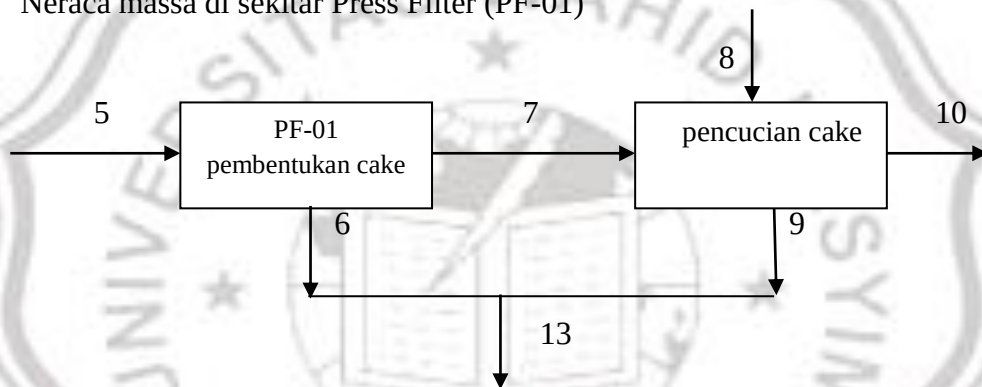
$$\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} = 39,086 \text{ kmol} = 704,331 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ arus 4} &= \frac{65}{100} \times 28.571,42 \text{ kg} = 18.571,423 \text{ kg} \\ &= 1.030,601 \text{ kmol} \end{aligned}$$

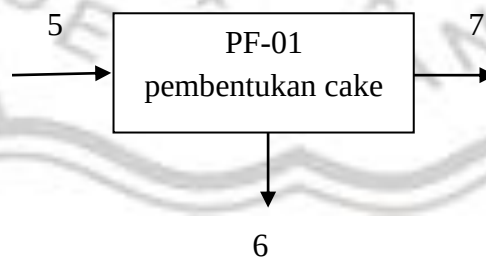
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ arus 5} &= \text{arus 3} + \text{arus 4} + \text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} \\ &= 80.605,239 + 18.571,423 + 704,331 \\ &= 99.880,993 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komposisi	Laju Alir Masuk				Laju Alir Keluar	
	Arus 3		Arus 4		Arus 5	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$			10.000,000	39,322	60,000	0,236
H_2SO_4	4.242,381	43,254			408,816	4,168
SiO_2					7.517,068	125.076
Na_2SO_4					5.552,166	39.086
H_2O	80.605,239	4.473,098	18.571,423	1.030,601	99.880,993	5.541,352
	84.847,620	4.516	28.571,423	1.069,923	113.419.043	5.712,161
Jumlah		113.419.043			113.419.043	

3. Neraca massa di sekitar Press Filter (PF-01)



a. Neraca Massa di Sekitar “PF-01 : Pembentukan Cake”



1. Menghitung komposisi Filtrate dalam rongga di dalam rongga cake

Asumsi :

- Cake bersifat noncompressible
- SiO_2 tidak larut dalam air

(Perry, Tabel 3.1)

- Menentukan porositas cake

$$\rho_{\text{bulk cake}} = 1 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{\text{true cake}} = 2 \text{ kg/l}$$

(Indian standard, Spesification for precipitated silica for rubber industry, 1986)

$$\rho_{\text{bulk}} = \frac{\text{massa solid}}{\text{vol.solid} + \text{volume rongga}} = \frac{M_s}{V_s + V_r} = 1 \text{ kg/l}$$

$$\rho_{\text{true}} = \frac{\text{massa solid}}{\text{vol.solid}} = \frac{M_s}{V_s} = 2 \text{ kg/l}$$

$$\frac{M_s}{V_s} = 2$$

$$M_s = 2V_s$$

$$\frac{2V_s}{V_s + V_r} = 1$$

$$2V_s = V_s + V_r$$

$$1 V_s = 1 V_r$$

$$V_s = 1 V_r$$

$$\text{Porositas} = \frac{V_r}{V_s + V_r} = \frac{V_r}{1 V_r + V_r} = \frac{V_r}{2 V_r} = 0,5$$

- Menghitung volume filtrate / volume rongga dalam cake pada arus 7
Untuk Press Filter kekeringan cake antara 50-80% (Ulrich, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics)

$$\text{Berat solid dalam cake} = 7.517,068 \text{ kg}$$

$$\text{Volume Cake} = 7.517,068 / \rho_{\text{bulk}} = 7.517,068 \text{ liter}$$

$$\text{Volume Rongga} = 0,5 \times 7.517,068 = 3.758,534 \text{ liter}$$

$$\text{Asumsi volume filtrate} = \text{volume rongga}$$

Filtrate dalam cake berupa Na_2SO_4 , $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_3$, H_2SO_4 dan H_2O .

$$\text{Volume filtrate yang terikut cake} = 3.758,534 \text{ liter}$$

Menghitung prosentase filtrat

Komponen	Massa dalam filtrate di Arus 5	Prosentase (%)
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	60	0.056656
H_2SO_4	408,816	0.386032

Na ₂ SO ₄	5.552,166	5,242740
H ₂ O	99.880,993	94,314570
Total	105.901,975	100

2. Menghitung laju alir massa komponen dalam F7

- Menghitung laju alir massa Na₂O₃.2SiO₂ dalam F7

Neraca massa H₂SO₄ di sekitar “PF-01 : Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 V \text{ Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 &= (\text{prosentase volume Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 \text{ dalam} \\
 &\quad \text{rongga } \textit{cake}) \times (\text{volume rongga}) \\
 &= 0,056656\% \times 3.758,534 \text{ liter} \\
 &= 2,129 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 &= \text{volume Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 \text{ (F7)} \times \rho \text{ Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 \\
 &= 2,129 \text{ liter} \times 1,398 \text{ kg/liter} \\
 &= 2,976 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa H₂SO₄ dalam F7

Neraca massa H₂SO₄ di sekitar “PF-01 : Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 V \text{ H}_2\text{SO}_4 &= (\text{prosentase volume H}_2\text{SO}_4 \text{ dalam} \\
 &\quad \text{rongga } \textit{cake}) \times (\text{volume rongga}) \\
 &= 0,386032\% \times 3.758,534 \text{ liter} \\
 &= 14,509 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{SO}_4 &= \text{volume H}_2\text{SO}_4 \text{ (F7)} \times \rho \text{ H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 14,509 \text{ liter} \times 1,84 \text{ kg/liter} \\
 &= 26,696 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa Na₂SO₄ dalam F7

Neraca massa Na₂SO₄ di sekitar “PF-01 : Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 V \text{ Na}_2\text{SO}_4 &= (\text{prosentase volume Na}_2\text{SO}_4 \text{ dalam rongga } \textit{cake}) \\
 &\quad \times (\text{volume rongga})
 \end{aligned}$$

$$= 5,242740\% \times 3.758,534 \text{ liter}$$

$$= 197,050 \text{ liter}$$

$$\text{Massa Na}_2\text{SO}_4 = \text{volume Na}_2\text{SO}_4 (F7) \times \rho \text{ Na}_2\text{SO}_4$$

$$= 197,050 \text{ liter} \times 1,464 \text{ kg/liter}$$

$$= 288,481 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa H₂O dalam F7

Neraca massa H₂O di sekitar “PF-01 : Pembentukan *cake*”

$$\text{Volume H}_2\text{O dalam cake} = (\text{prosentase massa H}_2\text{O dalam rongga cake}) \times (\text{volume rongga})$$

$$= 94,314570\% \times 3.758,534 \text{ liter}$$

$$= 3.544,845 \text{ liter}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O dalam cake} = \text{volume H}_2\text{O (F7)} \times \rho \text{ H}_2\text{O}$$

$$= 3.544,845 \text{ liter} \times 1 \text{ kg/liter}$$

$$= 3.544,845 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa SiO₂ dalam F7

Neraca massa SiO₂ di sekitar “PF-01 : Pembentukan *cake*”

$$F_{5\text{SiO}_2} = F_{6\text{SiO}_2} + F_{7\text{SiO}_2}$$

$$7.517,068 = 0 + F_{7\text{SiO}_2}$$

$$F_{7\text{SiO}_2} = 7.517,068 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa komponen dalam F6

- Menghitung laju alir massa Na₂SO₄ dalam F6

Neraca massa Na₂SO₄ di sekitar “PF-01: Pembentukan *cake*”

$$F_{5\text{Na}_2\text{SO}_4} = F_{6\text{Na}_2\text{SO}_4} + F_{7\text{Na}_2\text{SO}_4}$$

$$5.552,166 = F_{6\text{Na}_2\text{SO}_4} + 288,481$$

$$F_{6\text{Na}_2\text{SO}_4} = 5.263,685 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa H₂O dalam F6

Neraca massa H₂O di sekitar “PF-01: Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 F5_{H_2O} &= F6_{H_2O} + F7_{H_2O} \\
 99.880,993 &= F6_{H_2O} + 3.544,845 \\
 F6_{H_2O} &= 96.336,148 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa $Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$ dalam F6

Neraca massa $Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$ di sekitar “PF-01: Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 F5_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2} &= F6_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2} + F7_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2} \\
 60,000 &= F6_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2} + 2,976 \\
 F6_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2} &= 57,024 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa H_2SO_4 dalam F6

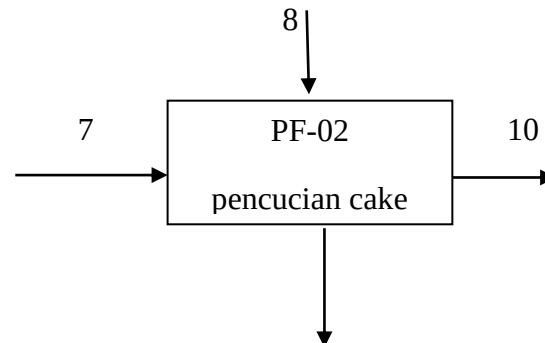
Neraca massa H_2SO_4 di sekitar “PF-01: Pembentukan *cake*”

$$\begin{aligned}
 F5_{H_2SO_4} &= F6_{H_2SO_4} + F7_{H_2SO_4} \\
 408,816 &= F6_{H_2SO_4} + 26,696 \\
 F6_{H_2SO_4} &= 382,120 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
$Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$	60,000	0,236	57,024	0,224	2,976	0,012
H_2SO_4	408,816	4,168	382,120	3,896	26,696	0,272
SiO_2	7.517,068	125,076	0	0	7.517,068	125,076
Na_2SO_4	5.552,166	39,085	5.263,685	37,055	288,481	2,031
H_2O	99.880,993	5.542,785	96.336,148	5.346,068	3.544,845	196,717
	113.419.043	5.711,351	102.038,977	5.387,243	11.380,066	324,108

Jumlah	113.419,043	113.419,043
--------	-------------	-------------

b. Neraca Massa Di Sekitar Press Filter 2



Tujuan :

- Menghitung laju alir massa F8
- Menghitung laju alir massa dan komposisi dalam F10
- Menghitung laju alir massa komponen dalam F9

1. Menghitung laju alir massa F8

$$\text{Saturasi} = \frac{\text{volume filtrate}}{\text{volume rongga}} \% = 1\%$$

Dari fig. 259 a. Brown, dengan saturasi 1% dan diameter partikel rata-rata 0,00744094 in.

(Daizo Kunii, Fluidization Engineering, hal: 169)

diperoleh,

$$\frac{\text{volume pencuci}}{\text{volume filtrat pada cake mula-mula}} = 1,9$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pncuci} &= 1,9 \times V_{\text{filtrat}} \\ &= 1,9 \times 3.758,34 \text{ liter} \\ &= 7.141,215 \text{ liter} \\ F8 &= 7.141,215 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Menghitung laju alir massa dan komposisi dalam F10

Filtrate yang tersisa di produk setelah pencucian merupakan Na_2SO_4 dan H_2O .

(A.Thymothy.,et all, 1994)

- Menghitung laju alir massa Na_2SO_4 dalam F10

Kelarutan Na_2SO_4 dalam air pada suhu 25°C adalah 15,3 gr/100 ml.

(Wikipedia)

Menghitung massa Na_2SO_4 yang mampu dilarutkan dalam air pada F9

$$\frac{x}{10.686,060} = \frac{15,3}{100}$$

$$X = 1.634,967$$

Massa Na_2SO_4 yang ada di F7 sebanyak 288,481 kg sedangkan H_2O dari pencucian dapat melarutkan Na_2SO_4 sebanyak 1.634,967 kg sehingga Na_2SO_4 larut semua dalam H_2O dan terbawa ke arus F9.

Apabila suhu H_2O naik maka kelarutan Na_2SO_4 semakin tinggi.

- Menghitung laju alir massa H_2O dalam F10

$$\begin{aligned} \text{F10 H}_2\text{O} &= 0,5 \times 7.517,068 \text{ kg} \\ &= 3.758,534 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa SiO_2 dalam F10

Neraca massa SiO_2 di sekitar “Pencucian cake”

$$\text{F7 SiO}_2 + \text{F8 SiO}_2 = \text{F9 SiO}_2 + \text{F10 SiO}_2$$

$$7.517,068 + 0 = 0 + \text{F8 SiO}_2$$

$$\text{F10 SiO}_2 = 7.517,068 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa total F10

$$\text{F10} = \text{F10 SiO}_2 + \text{F10 Na}_2\text{SO}_4 + \text{F10 H}_2\text{O}$$

$$\text{F10} = 7.517,068 + 0 + 3.758,534$$

$$= 11.275,602 \text{ kg}$$

- Menghitung komposisi masing-masing komponen dalam F10

Dari laju alir massa total dan komponen, maka dapat dihitung komposisi masing-masing komponen dalam dari arus 10 sbb

$$X_{10 \text{ Na}_2\text{SO}_4} = 0$$

$$X_{10 \text{ H}_2\text{O}} = 0,333$$

$$X_{10 \text{ SiO}_2} = 0,667$$

3. Menghitung laju alir massa komponen dalam F9

- Menghitung laju alir massa Na_2SO_4 dalam F9

Neraca massa Na_2SO_4 di sekitar “Pencucian cake”

$$F_{7 \text{ Na}_2\text{SO}_4} + F_{8 \text{ Na}_2\text{SO}_4} = F_{9 \text{ Na}_2\text{SO}_4} + F_{10 \text{ Na}_2\text{SO}_4}$$

$$288,481 + 0 = F_{9 \text{ Na}_2\text{SO}_4} + 0$$

$$F_{9 \text{ Na}_2\text{SO}_4} = 288,481 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa H_2SO_4 dalam F9

Neraca massa H_2SO_4 di sekitar “Pencucian cake”

$$F_{7 \text{ H}_2\text{SO}_4} + F_{8 \text{ H}_2\text{SO}_4} = F_{9 \text{ H}_2\text{SO}_4} + F_{10 \text{ H}_2\text{SO}_4}$$

$$26,696 + 0 = F_{9 \text{ H}_2\text{SO}_4} + 0$$

$$F_{9 \text{ H}_2\text{SO}_4} = 26,696 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$ dalam F9

Neraca massa $\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$ di sekitar “Pencucian cake”

$$F_{7 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} + F_{8 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} = F_{9 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} + F_{10 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2}$$

$$2,976 + 0 = F_{9 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} + 0$$

$$F_{9 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} = 2,976 \text{ kg}$$

- Menghitung laju alir massa H_2O dalam F9

Neraca massa H_2O di sekitar “Pencucian cake”

$$F_{7 \text{ H}_2\text{O}} + F_{8 \text{ H}_2\text{O}} = F_{9 \text{ H}_2\text{O}} + F_{10 \text{ H}_2\text{O}}$$

$$3.544,845 + 7.141,215 = F_{9 \text{ H}_2\text{O}} + 3.758,534$$

$$F_{9 \text{ H}_2\text{O}} = 6.927,526 \text{ kg}$$

Laju Alir Masuk

Komposisi

Arus 7

Arus 8

	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ ,2SiO ₃	2,976	0,012	0	0
H ₂ SO ₄	26,696	0,272	0	0
SiO ₂	7.517,068	125,076	0	0
Na ₂ SO ₄	288,481	2,031	0	0
H ₂ O	3.544,845	196,717	7.141,215	396,294
Jumlah	11.380,066	324,108	7.141,215	396,294
		18.521,281		

Laju Alir Keluar				
Komposisi	Arus 9		Arus 10	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ ,2SiO ₃	2,976	0,012	0	0
H ₂ SO ₄	26,696	0,272	0	0
SiO ₂	0	0	7.517,068	125,076
Na ₂ SO ₄	288,481	2,031	0	0
H ₂ O	6.927,526	384,435	3.758,534	208,575
Jumlah	7.245,679	386,750	11.275,602	333,651
		18.521,281		

c. Menghitung Laju Alir Massa Dan Komposisi Dalam F13

- Menghitung laju alir massa Na₂O₃.2SiO₂ dalam F13

Neraca massa Na₂O₃.2SiO₂ disekitar percabangan F13

$$F6_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2} + F9_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2} = F13_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2}$$

$$\begin{aligned}
 57,024 + 2,976 &= F13_{Na_2O_3.2SiO_2} \\
 F13_{Na_2O_3.2SiO_2} &= 60 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa H_2SO_4 dalam F13

$$\begin{aligned}
 F6_{H_2SO_4} + F9_{H_2SO_4} &= F13_{H_2SO_4} \\
 382,120 + 26,696 &= F13_{H_2SO_4} \\
 F13_{H_2SO_4} &= 408,816 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir SiO_2 dalam F13

$$\begin{aligned}
 F6_{SiO_2} + F9_{SiO_2} &= F13_{SiO_2} \\
 0 + 0 &= 0 \\
 F13_{SiO_2} &= 0 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa Na_2SO_4 dalam F13

$$\begin{aligned}
 F6_{Na_2SO_4} + F9_{Na_2SO_4} &= F13_{Na_2SO_4} \\
 5.263,685 + 288,481 &= F13_{Na_2SO_4} \\
 F13_{Na_2SO_4} &= 5.552,166 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa H_2O dalam F13

$$\begin{aligned}
 F6_{H_2O} + F9_{H_2O} &= F13_{H_2O} \\
 96.336,148 + 6.927,526 &= F13_{H_2O} \\
 F13_{H_2O} &= 103.263,674 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju alir massa total F13

$$\begin{aligned}
 F13 &= F13_{Na_2O_3.2SiO_2} + F13_{H_2SO_4} + F13_{Na_2SO_4} + F13_{H_2O} \\
 F13 &= 60 + 408,816 + 5.552,166 + 103.263,674 \\
 F13 &= 109.284,656 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

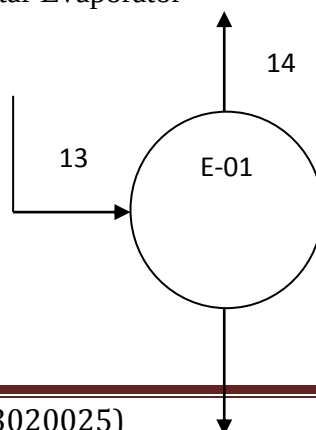
- Menghitung komposisi masing-masing komponen dalam F13

Dari laju alir massa total dan komponen, maka dapat dihitung komposisi masing- masing komponen dalam dari arus 13 sbb,

$$\begin{aligned} X_{13 \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} &= 0,00054 & X_{13 \text{ H}_2\text{SO}_4} &= 0,00374 \\ X_{13 \text{ Na}_2\text{SO}_4} &= 0,05080 & X_{13 \text{ H}_2\text{O}} &= 0,94490 \end{aligned}$$

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 6		Arus 9		Arus 13	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	57,024	0,224	2,976	0,012	60	0,236
H_2SO_4	382,120	3,896	26,696	0,272	408,816	4,168
SiO_2	0	0	0	0	0	0
Na_2SO_4	5.263,685	37,055	288,481	2,031	5.552,166	39,086
H_2O	96.336,148	5.346,068	6.927,526	384,435	103.263,674	726,953
	102.039,017	5.387,244	7.245,679	386,748	109.284,656	731,357
Jumlah	109.284,656		109.284,656			

4. Neraca Massa sekitar Evaporator



Tujuan :

- Untuk mengurangi komponen H₂O

Asumsi :

Konsentrasi pemekatan sekitar 70-85% berat padatan.

(US. Patent :1.812.310)

a. Menghitung Laju Alir Massa Dan Komposisi Dalam F14

Asumsi pemekatan sampai 80% zat padat

$$\begin{aligned}\text{Massa filtrate tanpa H}_2\text{O} &= F14_{\text{H}_2\text{SO}_4} + F15_{\text{Na}_2\text{SO}_4} + F15_{\text{Na}_2\text{O}_3, 2\text{SiO}_3} \\ &= 408,816 \text{ kg} + 5.552,166 \text{ kg} + 60 \text{ kg} \\ &= 6.020,982 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{80}{100} \times X &= 6.020,982 \text{ kg} \\ x &= 7.526,227\end{aligned}$$

Dimana :

X = volume semua komponen (H₂O, H₂SO₄, Na₂SO₄, Na₂O₃, 2SiO₃)

$$\begin{aligned}F15_{\text{H}_2\text{O}} &= 7.526,227 - 6.020,982 \\ &= 1.505,245 \text{ kg} = 83,532 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}F14_{\text{H}_2\text{O}} &= F13_{\text{H}_2\text{O}} - F15_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 103.263,674 - 1.505,245 \\ &= 101.758,429 \text{ kg.} = 5.646,971 \text{ kmol}\end{aligned}$$

b. Menghitung Laju Alir Massa Dan Komposisi Dalam F15

$$F15_{\text{H}_2\text{O}} = 1.505,245 \text{ kg} = 83,532 \text{ kmol}$$

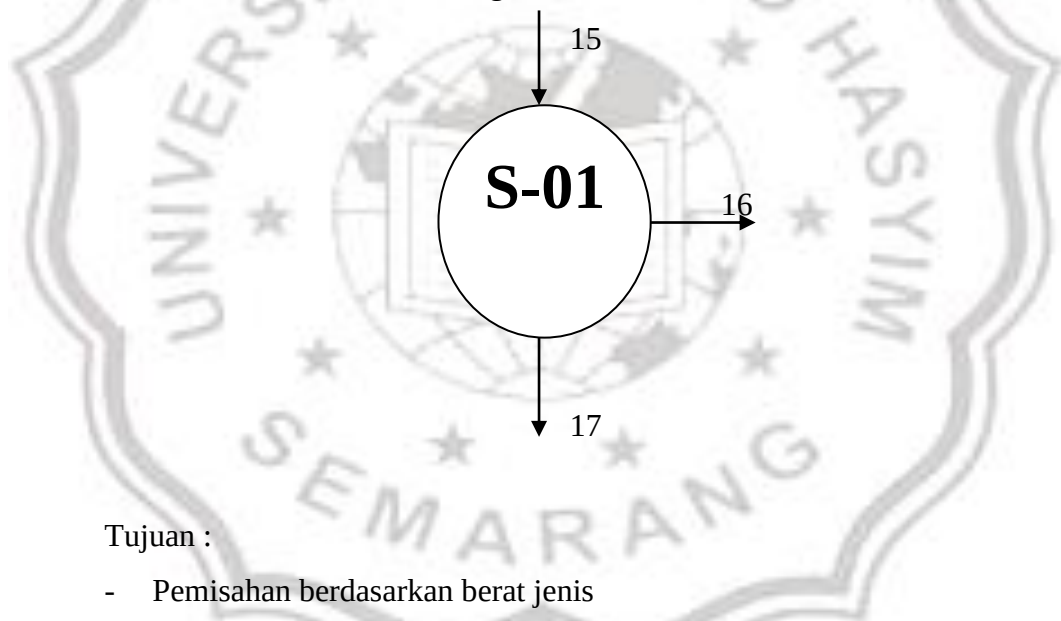
$$F15_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 408,816 \text{ kg} = 4,168 \text{ kmol}$$

$$F15_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 5.552,166 \text{ kg} = 39,086 \text{ kmol}$$

$$F15_{Na_2O_3, 2SiO_3} = 60 \text{ kg} = 0,236 \text{ kmol}$$

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 13		Arus 14		Arus 15	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
$Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$	60	0,236	0	0	60,000	0,236
H_2SO_4	408,816	4,168	0	0	408,816	4,168
SiO_2	0	0	0	0	0	0
Na_2SO_4	5.552,166	39,086	0	0	5.552,166	44,757
H_2O	103.263,674	5.730,504	101.758,429	5.646,972	1.505,245	83,532
	109.284,656	5.773,994	101.758,429	5.646,972	7.117,411	132,694
Jumlah	109.284,656		109.284,656			

5. Neraca Massa sekitar Sentrifuge



Tujuan :

- Pemisahan berdasarkan berat jenis

$$H_2SO_4 = 1,84 \text{ kg/l}$$

$$NaSO_4 = 2,669 \text{ kg/l}$$

$$H_2O = 1 \text{ kg/l}$$

$$Na_2O_3SiO_2 = 2,669 \text{ kg/l}$$

Setelah evaporasi, kelarutan H_2SO_4 dalam Na_2SO_4 akan mengalami penurunan sehingga H_2SO_4 akan larut dalam H_2O .

(US Patent 1.812.310)

Dan berdasarkan prinsip *centrifuge*, H_2SO_4 dan H_2O yang memiliki berat jenis lebih rendah sehingga akan keluar dari *centrifuge*.

$$F16_{\text{H}_2\text{O}} = 1.505,245 \text{ kg} = 83,532 \text{ kmol}$$

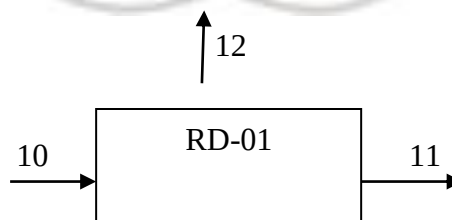
$$F16_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 408,816 \text{ kg} = 4,168 \text{ kmol}$$

$$F17_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 5.552,166 \text{ kg} = 39,086 \text{ kmol}$$

$$F17_{\text{Na}_2\text{O}_3,2\text{SiO}_3} = 60 \text{ kg} = 0,236 \text{ kmol}$$

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 15		Arus 16		Arus 17	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
$\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2$	60,000	0,236	0	0	60,000	0,236
H_2SO_4	408,816	4,168	408,816	4,168	0	0
SiO_2	0	0	0	0	0	0
Na_2SO_4	5.552,166	39,086	0	0	5.552,166	39,086
H_2O	1.505,245	83,532	1.505,245	83,532	0	0
	7.117,411	122.854,000	1.914,061	87,700	5.612,166	39,322
Jumlah	109.284,656		109.284,656			

6. Neraca massa sekitar rotary dryer (RD-01)



Flow rate arus (10)

$$\text{SiO}_2 = 7.517,068 \text{ kg} = 125,076 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3.758,534 \text{ kg} = 208,575 \text{ kmol}$$

Flow rate arus (12)

$$\text{SiO}_2 = 0 \text{ kg}$$

H₂O yang teruapkan pada rotary dryer sebesar 95% (Perry, table 20-13)

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{95}{100} \times 3.758,534 = 3.570,606 \text{ kg} = 198,147 \text{ kmol}$$

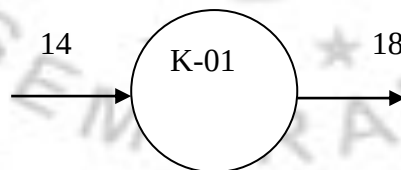
Flow rate arus (11)

$$\text{SiO}_2 = 7.517,068 \text{ kg} = 125,076 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 187,926 \text{ kg} = 10,428 \text{ kmol}$$

Komposisi	Laju alir masuk		Laju alir keluar			
	Arus 10		Arus 11		Arus 12	
	Kg	Kmol	Kg	kmol	Kg	kmol
SiO ₂	7.517,068	125,075	7.517,068	125,075	0	0
H ₂ O	3.758,534	208,576	187,926	10,429	3.570,606	198,147
Jumlah	11.275,602	333,651	7.704,994	135,504	3.570,606	198,147
	11.275,602			11.275,602		

7. Neraca Massa di Kondensor



$$\text{Flow rate arus 14 H}_2\text{O} = 101.758,429 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Flow rate arus 18 H}_2\text{O} = 101.758,429 \text{ kg/jam}$$

Komposisi	Laju alir masuk		Laju alir keluar	
	Arus 14		Arus 18	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol
H ₂ O	101.758,429	5.646,972	101.758,429	5.646,972
Jumlah	101.758,429		101.758,429	



Perhitungan faktor pengali :

Operasi pabrik : 330 hari/tahun.

Kapasitas Produksi : 99.000 ton/tahun SiO

$$\text{Faktor pengali} = \frac{12.500}{7.704,994} = 1,622 \text{ kg/jam.}$$

Neraca Massa setelah dikalikan dengan faktor pengali

1. Neraca Massa di Disolver Asam Sulfat (D-01)

Komposisi	Laju Alir Masuk				Laju Alir Keluar	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
H ₂ SO ₄	6.881,142	70.158	0	0	6.881,142	70,158
H ₂ O	140,431	7,793	130.601,267	7247,573	130.741,698	7.255,366
	7.021,573	77,951	130.601,267	7247,573	137.622,840	7.325,525
Jumlah			137.622,840		137.622,840	

2. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komposisi	Laju Alir Masuk				Laju Alir Keluar	
	Arus 3		Arus 4		Arus 5	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂			16.220,000	63,780	97,320	0,383
H ₂ SO ₄	6.881,142	70,158			663,100	6,761
SiO ₂					12.192,684	202,873
Na ₂ SO ₄					9.005,613	63,397
H ₂ O	130.741,698	7.255,365	30.122,848	1.671,635	162.006,971	8.990,398
	137.622,840	7.325,523	46.342,848	1.735,415	183.965,688	9.263,812
Jumlah			183.965,688		183.965,688	

3. Neraca massa di Press Filter (PF-01)

- Neraca massa disekitar pembentukan cake

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	97,320	0,383	92,558	0,364	4,762	0,019
H ₂ SO ₄	663,100	6,761	619,799	6,319	43,301	0,441
SiO ₂	12.192,684	202,873	0	0	12.192,684	202,873
Na ₂ SO ₄	9.005,613	63,397	8.537,697	60,103	467,916	3,294
H ₂ O	162.006,971	8.990,398	156.257,232	8.671,323	5.749,739	319,075
	183.965,688	9.263,812	165.507,286	8.738,109	18.458,402	525,703
Jumlah		183.965,688			183.965,688	

- Neraca massa disekitar pencucian cake

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 7		Arus 8	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₃	4,762	0,019	0	0
H ₂ SO ₄	43,301	0,441	0	0
SiO ₂	12.192,684	202,873	0	0
Na ₂ SO ₄	467,916	3,294	0	0
H ₂ O	5.749,739	319,075	11.583,051	642,789
Jumlah	18.458,402	525,703	11.583,051	642,789
		30.041,453		

Komposisi	Laju Alir Masuk	Laju Alir Keluar
	Arus 6	Arus 9

	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	92,558	0,364	4,762	0,019	97,320	0,383
H ₂ SO ₄	619,799	6,319	43,301	0,441	663,100	6,761
SiO ₂	0	0	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄	8.537,697	60,103	467,916	3,294	9.005,613	63,397
H ₂ O	156.257,232	8.671,323	11.236,447	623,554	167.493,679	1.179,118
	165.507,286	5.384,184	11.752,426	627,308	177.259,712	1.249,659
Jumlah		177.259,712			177.259,712	

Komposisi	Laju Alir Keluar			
	Arus 9		Arus 10	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₃	4,762	0,019	0	0
H ₂ SO ₄	43,301	0,441	0	0
SiO ₂	0	0	12.192,684	202,873
Na ₂ SO ₄	467,916	3,294	0	0
H ₂ O	11.236,447	623,554	6.096,342	338,310
Jumlah	11.752,426	627,308	18.289,026	541,183
		30.041,453		

4. Neraca massa sekitar Evaporator (E-01)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar	
	Arus 13		Arus 14	Arus 15

	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	97,320	0,383	0	0	97,320	0,383
H ₂ SO ₄	663,100	6,761	0	0	663,100	6,761
SiO ₂	0	0	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄	9.005,613	63,397	0	0	9.005,613	72,597
H ₂ O	167.493,679	9.294,877	165.052,172	9.159,388	2.441,507	135,489
	177.259,712	9.365,418	165.052,172	9.159,388	12.207,540	215,229
Jumlah		177.259,712			177.259,712	

5. Neraca massa sekitar Sentrifuge (S-01)

Komposisi	Laju Alir Masuk		Laju Alir Keluar			
	Arus 15		Arus 16		Arus 17	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	97,320	0,383	0	0	97,320	0,383
H ₂ SO ₄	663,100	6,761	663,100	663,100	0	0
SiO ₂	0	0	0	0	0	0
Na ₂ SO ₄	9.005,613	63,397	0	0	9.005,613	63,397
H ₂ O	2.441,507	135,489	2.441,507	2.441,507	0	0
	12.207,540	135,489	3.104,607	3.104,607	9.102,933	63,780
Jumlah	12.207,540			12.207,540		

6. Neraca Massa di Rotary Dryer (DR-01)

Komposisi	Laju alir masuk		Laju alir keluar			
	Arus 10		Arus 11		Arus 12	
	Kg	Kmol	Kg	kmol	Kg	kmol

SiO ₂	12.192,684	202,873	12.192,684	202,873	0	0
H ₂ O	6.096,342	338,310	307,316	16,915	5.789,026	321,394
Jumlah	18.289,026	541,183	12.500,000	219,789	5.789,026	321,394
	18.289,026			18.289,026		

7. Neraca Massa di kondensor (K-01)

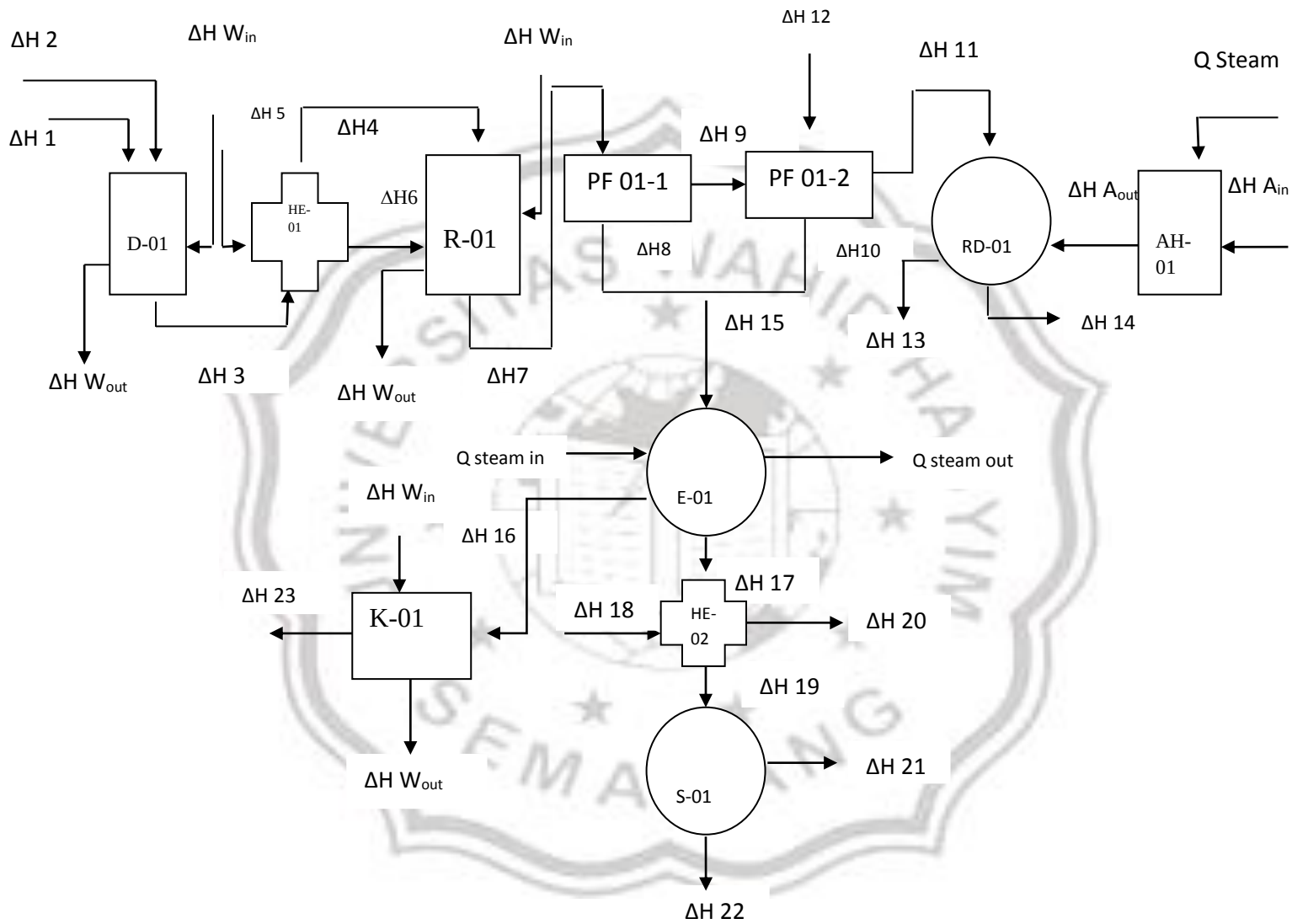
Komposisi	Laju alir masuk		Laju alir keluar	
	Arus 14		Arus 18	
	Kg	Kmol	Kg	Kmol
H ₂ O	165.052,172	9.159,388	165.052,172	9.159,388
Jumlah	165.052,172		165.052,172	

Neraca Massa Overall

Laju masuk		Laju keluar	
Arus 1	7.021,573	Arus 11	12.500,000
Arus 2	130.601,267	Arus 12	5.789,026
Arus 4	46.342,848	Arus 18	165.052,172
Arus 8	11.583,051	Arus 16	3.104,607
		Arus 17	9.102,933
Total	195,548.738		195,548.738

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS



Gambar B.1. Blok Diagram Neraca Panas

Keterangan Gambar

D-01 : <i>Dissolver</i>	ΔH_{15} : Panas H_2O keluar
ΔH_7 : Panas <i>slurry</i> keluar	ΔH_1 : Panas H_2SO_4 masuk
HE-01 : <i>Heat Exchanger</i>	ΔH_{16} : Panas filtrate keluar
ΔH_8 : Panas <i>filtrate</i> keluar dari PF01-1	ΔH_2 : Panas air pelarut masuk
R-01 : Reaktor	ΔH_{21} : Panas H_2SO_4 keluar
ΔH_9 : Panas air pencuci masuk	ΔH_3 : Panas H_2SO_4 keluar
PF01-1: <i>Press Filter</i> (Pembentukan Cake)	ΔH_{22} : Panas Na_2SO_4 keluar
ΔH_{10} : Panas <i>filtrate</i> keluar dari PF01-2	ΔH_4 : Panas H_2SO_4 keluar
PF01-2: <i>Press Filter</i> (Pencucian Cake)	$\Delta H_{A_{in}}$: Panas udara pengering masuk
ΔH_{11} : Panas produk keluar	ΔH_5 : Panas $Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$ masuk
RD-01 : <i>Rotary Dryer</i>	$\Delta H_{A_{out}}$: Panas udara pengering keluar
ΔH_{12} : Panas cake keluar	ΔH_6 : Panas $Na_2O_3 \cdot 2SiO_2$ keluar
AH-01 : <i>Air Heater</i>	Q_{steam} : Panas laten <i>steam</i>
ΔH_{13} : Panas udara keluar	$\Delta H_{W_{in}}$: Panas air pendingin masuk
E-01 : Evaporator	$\Delta H_{W_{out}}$: Panas air pendingin keluar
ΔH_{17} : Panas keluaran evaporator	ΔH_{23} : Panas keluaran kondensor
S-01 : <i>Centrifuge</i>	ΔH_{18} : air pendingin masuk HE 2
	ΔH_{20} : Air Pendingin Keluar HE 2
	ΔH_{19} : Panas yang masuk sentrge

1. Penentuan Kapasitas Panas (Cp)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT + E/T^2 \text{ (kJ/kmol)}$$

Komposisi	A	B	C	D	E
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	177,3183	4,15E-10	-5,33E-10	1,37E-10	-2,59E-10

Dengan $t = T(K)/1000$

(National Institute of Standard and Technology)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komposisi	A	B	C	D	E
SiO ₂	2	1,65E-01	-9,68E-05	0,00E+00	0
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	0
Na ₂ SO ₄	233,515	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08	0
H ₂ O (l)	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	0,00E+00
N ₂	29	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O ₂	30	-8,90E-03	3,81E-03	-3,26E-08	8,86E-12
H ₂ O	34	-8,42E-03	-5,33E-10	-1,78E-08	3,69E-12

2. Panas Penguapan

Dihitung dengan persamaan berikut (Yaws, 1992):

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

Dimana :

T_c : Suhu kritis masing-masing komponen (K)

H_v : Panas penguapan pada titik didihnya (kJ/mol)

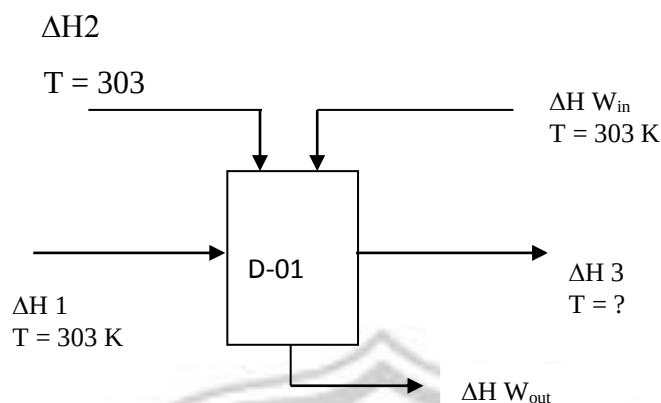
T_d : Titik didih masing-masing komponen (K)

Komponen	A	T _c	N
H ₂ O	52,053	647,13	0,321

3. Neraca Panas di Sekitar Dissolver

Tujuan : 1. Menghitung suhu akhir Asam Sulfat keluar dari *dissolver*

2. Menghitung kebutuhan air pendingin



Keterangan :

$\Delta H 1$ = Panas masuk Asam Sulfat

$\Delta H 2$ = Panas masuk Air

$\Delta H W_{in}$ = Panas masuk air pendingin

$\Delta H_{pengenceran}$ = Panas yang dihasilkan oleh reaksi antara H_2O dan H_2SO_4

$\Delta H 3$ = Panas keluaran Asam Sulfat 5%

$\Delta H W_{out}$ = Panas keluaran dari air pendingin

$$\Delta H 1 + \Delta H 2 + \Delta H W_{in} + \Delta H_{pengenceran} = \Delta H 3 + \Delta H W_{out}$$

a. Menghitung $\Delta H 1$ dan $\Delta H 2$

Fluida masuk pada $T = 303 \text{ K}$

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
H_2SO_4	70,158	698,432	49.000,592
H_2O	7,793	377,723	2.943,595
H_2O	7.247,573	377,723	2.737.575,016
Jumlah ($\Delta H 1 + \Delta H 2$)			2.789.519,203

Enthalpy pengenceran asam sulfat 98% menjadi asam sulfat 5% pada $T = 298$ sebesar 909.270 kJ/kmol

$$\Delta H_{pengenceran} = n \times \lambda$$

$$= 70,158 \text{ kmol} \times 909.270 \text{ kJ/Kmol}$$

$$= 63.792.564,660 \text{ kJ}$$

$$\Delta H 1 = 51.944,188 \text{ kJ}$$

$$\Delta H 2 = 2.737.575,016 \text{ kJ}$$

$$\text{Jumlah } \Delta H \text{ dalam dissolver} = 66.582.083,864 \text{ kJ}$$

$$\Delta H 3 = \int_{298}^x C_{pH_2SO_4} dT + \int_{298}^x C_{pH_2O} dT$$

$$66.582.083,864 = \int_{298}^x C_{pH_2SO_4} dT + \int_{298}^x C_{pH_2O} dT$$

Dengan trial didapatkan suhu asam sulfat 5% keluar *dissolver* = 418,05K (145,05°C)

Diinginkan suhu asam sulfat keluar *dissolver* = 92,31 °C (365,31 K), sehingga perlu digunakan pendingin pada *dissolver* .

b. Menghitung $\Delta H 3$ yang diinginkan

Fluida keluar pada T = 365,31 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{365,31} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
H ₂ SO ₄	70,158	9.672,558	678.605,026
H ₂ O	7.255,366	5.065,976	36.755.511,974
Jumlah			37.434.117,000

$$\begin{aligned} \text{Panas yang diserap oleh air} &= (66.582.083,864 - 37.434.117) \text{ kJ} \\ &= 29.147.966,860 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Jadi, kalor sebanyak 29.147.966,860 kJ diserap oleh pendingin yaitu air dengan ΔT yang dikehendaki 15°C. T pendingin masuk 303K dan T pendingin keluar 318K.

Sehingga, massa pendingin yang dibutuhkan :

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{Q}{\int_{303}^{318} c_p dt} \\ &= \frac{29.147.996,860 \text{ kJ}}{1.130,373} \\ &= 25.786,149 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

$$= 464.666,409 \text{ kg}$$

c. Menghitung ΔH_{Win}

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
H ₂ O	25.786,149	377,723	9.740.021,559
Jumlah			9.740.021,559

d. Menghitung ΔH_{Wout}

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{318} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
H ₂ O	25.786,149	1.508,096	38.888.003,937
Jumlah			38.887.988,423

$$\Delta H_{input} = \Delta H_{output}$$

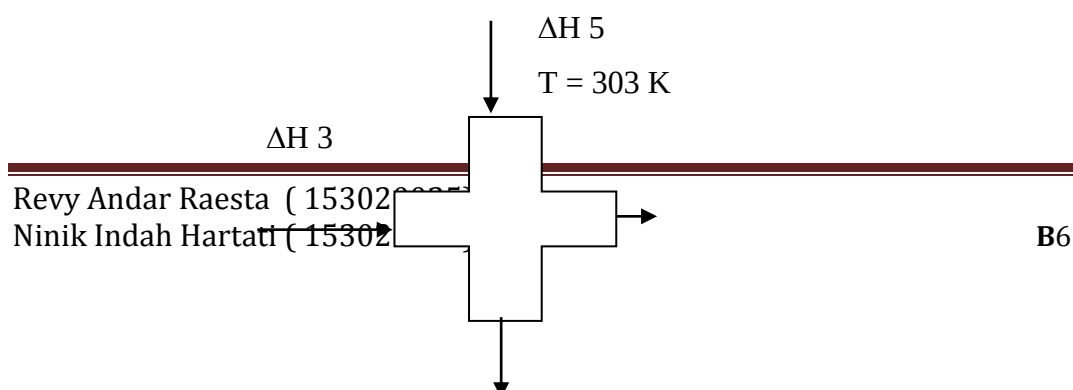
$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_{pengenceran} + \Delta H_{Win} = \Delta H_3 + \Delta H_{Wout}$$

Arus	Input (kJ)	Output (kJ)
ΔH_1	51.944,188	
ΔH_2	2.737.575,016	
$\Delta H_{pengenceran}$	63.792.564,660	
$\Delta H_{W \text{ pendingin}}$	9.740.021,559	38.887.988,423
ΔH_3		37.434.117,000
Jumlah	76.322.105,423	76.322.105,423

4. Neraca panas disekitar *Heat Exchanger*

Tujuan :

Menghitung suhu umpan H₂SO₄



$$T=?$$

$$\Delta H 4$$

$$T= 353 \text{ K}$$

$$\Delta H 6 \quad T=353\text{K}$$

Keterangan :

$\Delta H 3$ = Panas masuk asam sulfat

$\Delta H 4$ = Panas keluaran asam sulfat

$\Delta H 5$ = Panas masuk asam silikat

$\Delta H 6$ = panas keluaran asam silkat

$$\Delta H 3 + \Delta H 5 = \Delta H 4 + \Delta H 6$$

Menghitung $\Delta H 5$

Fluida dingin masuk pada suhu 303 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
$\text{Na}_2\text{O}_3\cdot 2\text{SiO}_2$	63,780	886,609	56.547,976
H_2O	1.671,635	377,723	631.414,635
Jumlah			687.962,611

Menghitung $\Delta H 4$

Fluida yang keluar pada suhu 353 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
H_2SO_4	70,158	7.864,131	551.731,746
H_2O	7.255,366	4.138,939	740.143,050

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

Jumlah	30.581.252,227
--------	----------------

Menghitung ΔH_6

Fluida panas masuk dengan suhu 353 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ 2SiO ₂	63,780	9752,765	622.031,359
H ₂ O	1.671,635	4.138,939	6.918.796,029
Jumlah			7.540.827,387

$$\Delta H_3 + \Delta H_5 = \Delta H_4 + \Delta H_6$$

$$\Delta H_3 + 687.962,611 \text{ kJ} = 30.581.252,227 \text{ kJ} + 7.540.827,387 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_3 = 37.434.117 \text{ kJ}$$

$$37.434.113,770 \text{ kJ} = [m \int_{298}^x C_p H_2 SO_4 dT + m \int_{298}^x C_p H_2 O dT]$$

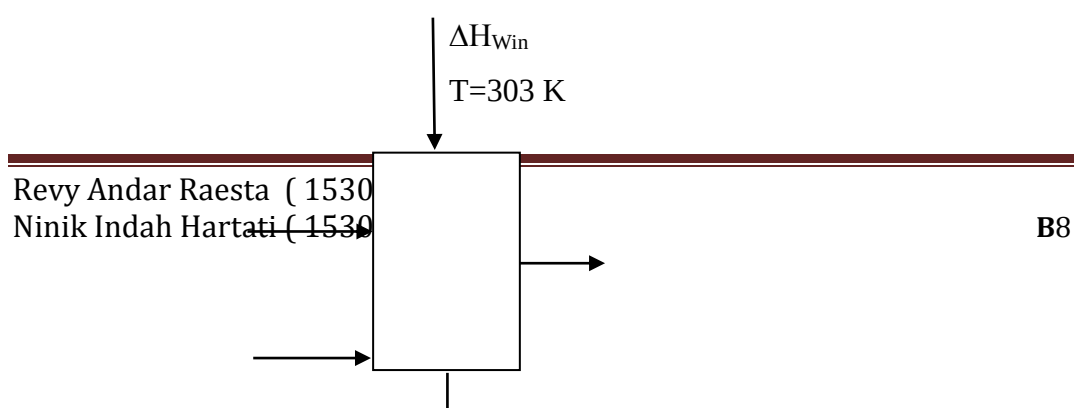
Dengan trial didapatkan suhu asam sulfat masuk heater sebesar 365,31K

$$\begin{aligned} \text{Panas yang diterima sodium silikat} &= 37.434.117 \text{ kJ} - 30.581.252,227 \text{ kJ} \\ &= 6.852.864,780 \text{ kJ} \end{aligned}$$

ARUS	INPUT (KJ)	OUTPUT (KJ)
ΔH_3	37.434.117,000	
ΔH_5	687.962,611	
ΔH_4		30.581.252,227
ΔH_6		7.540.827,387
Jumlah	38.122.079,611	38.122.079,614

5. Neraca panas sekitar Reaktor

Tujuan : menghitung kebutuhan pendingin



Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

ΔH_4

$T=353\text{ K}$

ΔH_6

$T=353\text{ K}$

ΔH_7

$T= 353\text{ K}$

ΔH_{Wout}

$T= ?$

$$\Delta H_{\text{Win}} + \Delta H_4 + \Delta H_6 = \Delta H_7 + \Delta H_{\text{Wout}}$$

Menghitung ΔH_4

Fluida masuk pada suhu 353K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	$\Delta H\text{ (kJ)}$
H ₂ SO ₄	70,158	7.864,131	551.731,703
H ₂ O	7.255,366	4.138,939	30.029.517,296
Jumlah			30.581.248,999

Menghitung ΔH_6

Fluida yang masuk pada suhu 353K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	$\Delta H\text{ (kJ)}$
Na ₂ O ₃ 2SiO ₂	63,780	9.550,026	609.100,658
H ₂ O	1.671,635	4.552,128	7.609.496,489
Jumlah			8.218.597,147

$$\begin{aligned} Q \text{ reaktan } (\Delta H_6 + \Delta H_4) &= 8.218.597,147 \text{ kJ} + 30.581.248,999 \text{ kJ} \\ &= 38.799.846,16 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Panas keluar yang diinginkan $\Delta H_7 = 353\text{ K}$

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,383	9,752	3,735
H ₂ SO ₄	6,761	7.864,131	53.169,390
SiO ₂	202,873	2.498,491	506.876,365
Na ₂ SO ₄	63,397	12.500,209	792.475,750
H ₂ O	8.990,398	4.138,939	37.210.708,908
Jumlah (ΔH_7)			38.563.234,158

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_r = -(\Delta H_{f_{\text{produk}}} - \Delta H_{f_{\text{reaktan}}})$$

$$\Delta H_f \text{ SiO}_2 = -905.490 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -285.830 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2 = -1.561.430 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -813.989 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{SO}_4 = -1.356.380 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaksi}} &= \{(3,2 \times -905.490 \times 202,875) + (-285.830 \times 8.927,001) + \\ &\quad (-1.356.380 \times 63.397)\} - \{(-1.561.430 \times 63,780) + (-813.989 \times \\ &\quad (70,158))\} \\ &= -88.973.175.818 \\ &= 88.973.175.818 \end{aligned}$$

Panas yang akan di serap oleh air pendingin

$$\Delta H_7 = \Delta H_4 + \Delta H_6 + \Delta H_{4_{\text{reaksi}}}$$

$$\begin{aligned} 38.563.234,158 &= 30.581.248,999 + 8.218.597,147 + 88.973.175.818 \\ &= 88.973.412.430 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Jadi, kalor yang dilepaskan sebanyak 88.973.412.430 kJ maka harus didinginkan dengan ΔT yang dikehendaki yaitu 15°C dimana T pendingin masuk = 303 K dan T pendingin keluar 318 K.

Sehingga massa pendingin yang di butuhkan :

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{Q}{\int_{303}^{318} c_p dt}$$

$$= \frac{88.973.412.430 \text{ kJ}}{1.882,344}$$

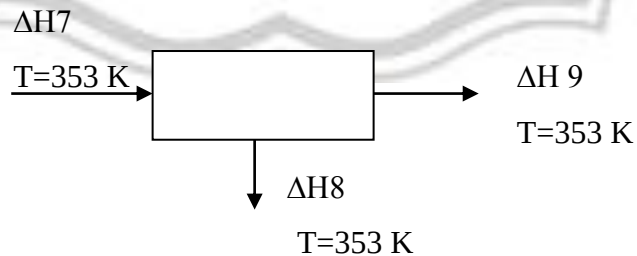
$$= 47.267.349,87 \text{ kmol}$$

$$= 851.757.645 \text{ kg}$$

ARUS	INPUT (kJ)	OUTPUT (kJ)
ΔH_4	30.581.248,999	
ΔH_6	8.218.597,148	
ΔH_{Win}	17.853.955.246,449	
ΔH_{Wout}		106.827.367.676,449
ΔH_7		38.563.234,147
ΔH_{reaksi}	88.973.175.818,000	
Jumlah	106.865.930.910,596	106.865.930.910,596

6. Neraca Panas sekitar Press Filter (PF-01)

Tujuan :



$$\Delta H_7 = \Delta H_8 + \Delta H_9$$

Menghitung ΔH_8

Fluida yang masuk pada suhu 353K

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,364	9,752	3,550
H ₂ SO ₄	6,319	7.864,131	49.693,444
SiO ₂	0,000	2.498,491	0,000
Na ₂ SO ₄	60,103	12.500,209	751.300,062
H ₂ O	8.671,323	4.138,939	35.890.076,946
Jumlah (ΔH_8)			36.691.072,002

Menghitung ΔH_9

Fluida yang masuk pada suhu 353K

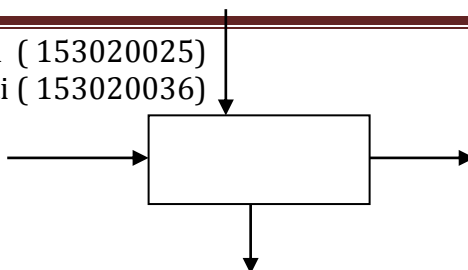
Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,019	9,752	0,185
H ₂ SO ₄	0,441	7.864,131	3.468,082
SiO ₂	202,873	2.498,491	506.876,365
Na ₂ SO ₄	3,294	12.500,209	41.175,688
H ₂ O	319,075	4.138,939	1.320.631,961
Jumlah (ΔH_9)			1.872.152,281

ARUS	INPUT (KJ)	OUTPUT (KJ)
ΔH_7	38.563.234,147	
ΔH_8		36.691.081,865
ΔH_9		1.872.152,282
Jumlah	38.563.234,147	38.563.234,147

7. Neraca Panas sekitar Press Filter (PF-02)

Revy Andar Raesta (153020025)
Ninik Indah Hartati (153020036)

B12



$$\begin{array}{ccc} \Delta H_{12} & & \\ \Delta H_9 & T=303\text{ K} & \Delta H_{11} \\ T=353\text{ K} & & T=? \\ \Delta H_{10} & & \\ T=? & & \end{array}$$

Menghitung ΔH_9

Fluida yang masuk pada suhu 353K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{353} C_p dT$	ΔH (kJ)
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	0,019	9,752	0,185
H_2SO_4	0,441	7.864,131	3.468,082
SiO_2	202,873	2.498,491	506.876,365
Na_2SO_4	3,294	12.500,209	41.175,688
H_2O	319,075	4.138,939	1.320.631,961
Jumlah (ΔH_9)			1.872.152,281

Menghitung ΔH_{12}

Fluida yang masuk pada suhu 303K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	ΔH (kJ)
H_2O	642,789	377,723	242.796,189
Jumlah			242.796,189

$$\Delta H_9 + \Delta H_{12} = \Delta H_{10} + \Delta H_{11}$$

$$1.872.152,282 + 242.796,189 = \Delta H_{14} + \Delta H_{12}$$

$$= 2.114.948,471$$

Karena *cake* dan air pencuci langsung kontak maka suhu keluar keduanya diasumsikan sama (dalam kesetimbangan)

$$2.114.948,471 = [(m \int_{298}^T C_{p_{SiO_2}} dT) + (m \int_{298}^T C_{p_{Na_2SO_4}} dT) + (m \int_{298}^T C_{p_{H_2O}} dT)]$$

$$+ [(m \int_{298}^T C_{p_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2}} dT) + (m \int_{298}^T C_{p_{H_2SO_4}} dT) + (m \int_{298}^T C_{p_{Na_2SO_4}} dT) + (m \int_{298}^T C_{p_{H_2O}} dT)]$$

Dari trial didapatkan suhu output $\Delta H_{11} + \Delta H_{10}$ adalah 323,72 K (50,72°C)

Menghitung ΔH_{10}

Fluida keluar pada T = 323,72K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{323,72} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ ·2SiO ₂	0,019	4,560	0,087
H ₂ SO ₄	0,441	3.639,980	1.605,231
Na ₂ SO ₄	3,294	5.855,745	19.288,824
H ₂ O	623,554	1.938,745	1.208.912,200
Jumlah (ΔH_{10})			1.229.806,342

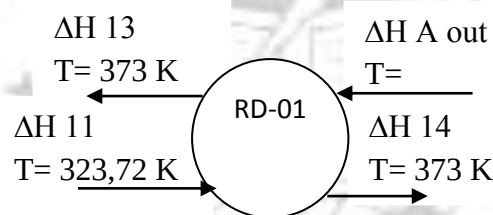
Menghitung ΔH_{11}

Fluida yang masuk pada suhu 323,72K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{323,72} C_p dT$	ΔH (kJ)
SiO ₂	202,873	1.129,994	229.245,273
H ₂ O	338,310	1.938,745	655.896,857
Jumlah (ΔH_8)			885.142,130

ARUS	INPUT (kJ)	OUTPUT (kJ)
ΔH_9	1.872.152,282	
ΔH_{12}	242.796,189	
ΔH_{10}		1.229.806,342
ΔH_{11}		885.142,130
Jumlah	2.114.948,471	2.114.948,471

8. Neraca panas disekitar Rotary Dryer (RD-01)



INPUT = OUTPUT

$$\Delta H_{Aout} + \Delta H_{11} = \Delta H_{13} + \Delta H_{14}$$

Menghitung ΔH_{11}

Cake yang masuk pada suhu 323,72K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{323,72} C_p dT$	ΔH (kJ)
SiO_2	202,873	1.129,994	229.245,273
H_2O	338,310	1.938,745	655.896,857
Jumlah			885.142,130

Menghitung ΔH_{14} (diinginkan)

Cake yang keluar pada suhu 373K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
SiO ₂	202,873	10.549,66	2.140.241,173
H ₂ O	16,915	3.070,817	51.944,404
Jumlah			2.192.185,577

Menghitung Massa Udara yang Dibutuhkan

Jumlah air yang terserap di udara = 5.789,026 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

$$\begin{aligned}
 \text{Massa udara kering} &= \frac{\text{jumlah air yang terserap}}{\text{selisih humidity}} \\
 &= \frac{5.789,026 \text{ kg}}{0.05} \\
 &= 115.780,520 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔH_{13}

Udara pengering keluar pada suhu 373 K

Menghitung Jumlah O₂ dan N₂ pada Udara Kering

Berat udara kering : berat O₂ + berat N₂

Berat N₂ : berat udara kering – berat O₂

BM H₂O = 18,02

BM O₂ = 31,998

BM N₂ = 28,014

Perbandingan mol N₂ : O₂ di udara 79 : 21

Mol N₂ : Mol O₂ 79 : 21

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

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

$$115.780,520 \text{ kg} = 79\% N_2 + 21\% O_2$$

$$N_2 = 91.466,610 \text{ kg}$$

$$O_2 = 115.780,520 - 91.466,610$$

$$= 24.313,909 \text{ kg}$$

$$Kmol \text{ } N_2 = 3.265,032$$

$$Kmol \text{ } O_2 = 759,857$$

Menghitung udara yang keluar pada rotary dryer ΔH 13

Fluida yang keluar pada suhu 373K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
O_2	759,857	2974.242	2259999.125
N_2	3.265,032	2.877,295	9.394.460,248
H_2O	321.394	3.070,817	989.942,159
Jumlah			12.641.401,530

Menghitung panas sensibel air yang teruapkan

Fluida yang keluar pada suhu 373K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
H_2O	338,310	3.070,817	1.038.888,099
Jumlah			1.038.888,099

Menghitung Panas laten Penguapan Air pada *Cake*

ΔH penguapan H_2O ketika suhu 373 K adalah 39.509,501 kJ.

Komponen	Kmol	ΔH	ΔH (kJ)
		penguapan	
H ₂ O	321,394	39.509,501	12.698.116,564
Jumlah			12.698.116,564

Menghitung Beban Panas

Asumsi : Penggunaan panas pada RD-01 sebesar 75%, sehingga ada Qloss 25%

$$\Delta H_{Aout} = \Delta H_{13} + \Delta H_{14} + Q_{sensible} + Q_{laten} - \Delta H_{11}$$

$$\Delta H_{Aout} = +\Delta H_{13} + \Delta H_{14} + Q_{sensible} + Q_{laten} - \Delta H_{11}$$

$$0.75 \Delta H_{Aout} = 12.641.401,530 + 2.192.185,577 + 1.038.888,099 +$$

$$12.698.116,564 - 885.142,130$$

$$= 15929190.240$$

$$A_{out} = 36,913,932.853$$

$$Q_{loss} = 0,25 \times 36,913,932.853$$

$$= 9,228,483.213$$

$$36,913,932.853 = [(m \times \int_{298}^? O_2 dT) + (m \times \int_{298}^? CP_{N_2} dT) + (m \times \int_{298}^? CP_{H_2O} dT)]$$

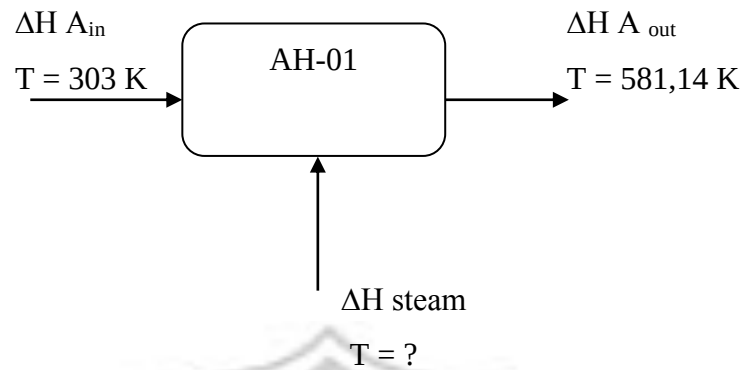
Dari trial didapatkan suhu udara masuk = 564.7K

Arus	Input (kJ)	Output (kJ)
ΔH_{Aout}	36,913,932.853	
ΔH_{11}	885,142.130	
ΔH_{13}		12,641,401.530
ΔH_{14}		2,192,185.577
Q loss		9,228,483.213
Q sensible		1,038,888.099
Q laten		12,698,116.564
Jumlah	37,799,074.983	37,799,074.983

9. Neraca Panas di Sekitar Air Heater (AH-01)

Tujuan : Menghitung kebutuhan steam pemanas

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.



Input = Output

$$\Delta H A_{in} + \Delta H \text{ steam} = \Delta H A_{out}$$

Menghitung $\Delta H A_{in}$, $T = 303 \text{ K}$

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
O ₂	759,857	2.974,242	2.259.998,603
N ₂	3.265,032	861,525	2.812.906,693
H ₂ O	321,394	935,224	300.575,382
Jumlah			5.373.480,678

Menghitung $\Delta H A_{out}$, $T = 564,7 \text{ K}$

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{564.7} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
O ₂	759,857	8621.498	6551105.606
N ₂	3.265,032	8463.852	27634747.62
H ₂ O	443,332	8502,492	3769426.783
Jumlah			37.955.280.01

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

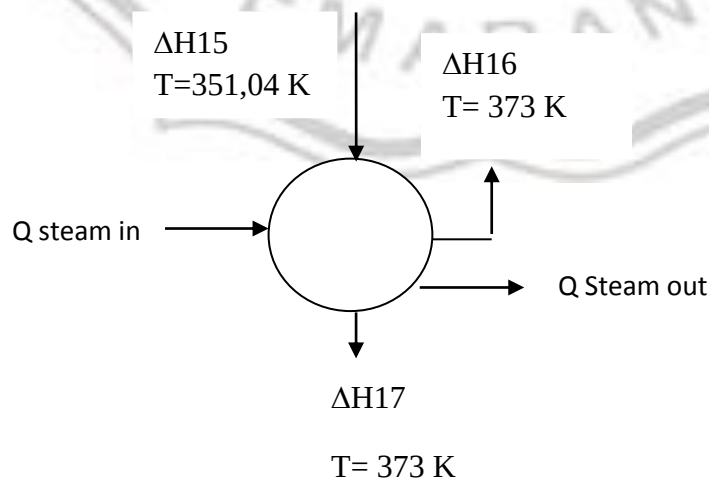
$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \Delta H A_{\text{out}} - \Delta H A_{\text{in}} \\ &= 37.955.280,01 - 5.373.480,678 \\ &= 32581799,33 \text{ kj} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan *saturated steam* dengan suhu 285°C, dengan panas laten 27.231,824 kJ/kmol.

$$\begin{aligned} \text{Jadi kebutuhan setam} &= \frac{32581799,33 \text{ kj}}{27.231,824} \\ &= 1196,460 \text{ kmol} \\ &= 21560,21661 \text{ kg} \end{aligned}$$

ARUS	INPUT	OUTPUT
$\Delta H A_{\text{out}}$		37.955.280,01
$\Delta H A_{\text{in}}$	5.373.480,678	
Q steam	32.581.799,33	
Total	37.955.280,01	37.955.280,01

10. Neraca panas disekitar Evaporator (R-01)



Air yang harus diuapkan (v) = 101.758,429 kg/jam

Asumsi di Evaporator yang menguap adalah air sehingga jumlah zat yang lainnya selalu tetap. Evaporator yang digunakan adalah *Single Effect Evaporator*.

$$H_v = 2.733,900 \text{ kJ/kg} \quad (\text{App. A.2 Geankoplis, 1993})$$

$$H_c = 589,130 \text{ kJ/kg} \quad (\text{App. A.2 Geankoplis, 1993})$$

$$\Delta = H_v - H_c = 2.144,770 \text{ kJ/kg} \quad (\text{App. A.2 Geankoplis, 1993})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{17} + \Delta H_{16} &= \Delta H_{15} \\ 36.691.081,865 + 1.229.806,342 &= 37.920.888,207 \\ 37.920.888,207 &= [(m \times \int_{298}^? C_{p_{Na_2O_3 \cdot 2SiO_2}} dT) + \\ & \quad (m \times \int_{298}^? C_{p_{H_2SO_4}} dT) + (m \times \int_{298}^? C_{p_{Na_2SO_4}} dT) \\ & \quad + (m \times \int_{298}^? C_{p_{H_2O}} dT)] \end{aligned}$$

Dari trial didapatkan suhu input ΔH_{15} adalah 78,04°C (351,04K)

Menghitung ΔH_{15}

Fluida yang masuk pada suhu 351,04K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{351,04} C_p dT$	$\Delta H \text{ (kJ)}$
Na ₂ O ₃ ·2SiO ₂	0,236	-52778.873	-12455.814
H ₂ SO ₄	4,168	7.577,860	31584.520
Na ₂ SO ₄	39,086	12.056,481	471239.616
H ₂ O	5.730,504	3.991,630	22874051.682
Jumlah			23364420.004

Menghitung ΔH_{16}

Fluida yang keluar pada suhu 373 K

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	5.646,972	5646.526	31885774.219
Jumlah (ΔH_{16})			31885774.219

Menghitung ΔH_{17}

Fluida yang keluar pada suhu 373 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,236	-52774.97909	-12454.89507
H ₂ SO ₄	4,168	10809.97677	45055.98318
Na ₂ SO ₄	44,757	17024.97778	761986.9305
H ₂ O	83,532	5646.525	471665.5263
Jumlah			1266253.545

Menghitung kebutuhan steam pemanas

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out}$$

$$\Delta H_{15} + \Delta H_s = \Delta H_{17} + \Delta H_{16}$$

$$\Delta H_{steam} = \Delta H_{17} + \Delta H_{16} - \Delta H_{15}$$

$$= 1266253.545 + 31885774.219 - 23364420.004$$

$$= 9787607.760 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{steam} = S \cdot \lambda$$

$$H_v = 2.733,900 \text{ kJ/kg}$$

$$H_c = 589,130 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda = H_v - H_c = 2.144,770 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{massa setam} = \frac{\Delta H_{\text{steam}}}{\lambda} = \frac{9787607.760}{2.144,770 \text{ kJ/kg}} = 4563.476624 \text{ kg}$$

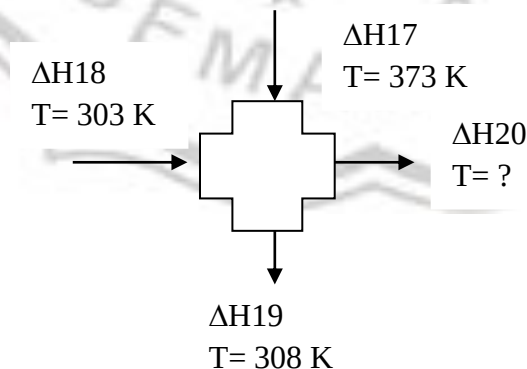
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{steam in}} &= m_{\text{steam}} \times H_v \\ &= 4563.476624 \text{ kg} \times 2.733,900 \text{ kJ/kg} \\ &= 12476088.743 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{steam out}} &= m_{\text{steam}} \times H_c \\ &= 4563.476624 \text{ kg} \times 589,130 \text{ kJ/kg} \\ &= 2688480.983 \text{ kJ} \end{aligned}$$

Neraca panas Evaporator (E-01)

Arus	ΔH Masuk	Arus	ΔH keluar
ΔH 15	23.364.420,004	ΔH 16	31.885.774,219
ΔH steam in	12.476.088,743	ΔH 17	1.266.253,545
		ΔH steam out	2.688.480,983
Total	35.840.508,747	Total	35.840.508,747

11. Neraca Panas di Heat exchanger 2



Keterangan :

ΔH_{17} = Panas keluaran dari evaporator

ΔH_{18} = Panas yang dibawa oleh air untuk pendingin

ΔH_{19} = Panas keluaran dari HE-02

ΔH_{20} = Panas keluaran dari air pendingin

Menghitung ΔH_{17}

Fluida yang masuk pada suhu 373 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	0,236	-52.774,979	-12.454,895
H_2SO_4	4,168	10.809,976	45.055,983
Na_2SO_4	44,757	17.024,977	761.986,930
H_2O	83,532	5.646,525	471.665,526
Jumlah			1.266.253,545

ΔH_{19}

Fluida yang keluar pada suhu 308 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{308} C_p dT$	ΔH (kJ)
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	0,236	1,773	0,418
H_2SO_4	4,168	1.400,473	5.837,174
Na_2SO_4	44,757	2.278,809	101.992,696
H_2O	83,532	754,932	63.061,058
Jumlah			170.891,348

Menghitung kalor yang di serap oleh air 1.095.362,197 KJ. maka harus didinginkan dengan ΔT yang dikehendaki yaitu 15°C dimana T pendingin masuk = 303 K dan T pendingin keluar 318 K.

Sehingga massa pendingin yang di butuhkan :

$$\begin{aligned}
 Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta T \\
 m &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{Q}{\int_{303}^{318} c_p dt} \\
 &= \frac{1095362.197 \text{ kJ}}{1.882,344}
 \end{aligned}$$

$$= 581,914 \text{ kmol}$$

$$= 10.486,09 \text{ kg}$$

$$\Delta H_{18} = 23.869.802,462 \text{ kJ}$$

Menghitung ΔH_{20}

$$\Delta H_{20} = \Delta H_{18} + \Delta H_{17} - \Delta H_{19}$$

$$= 23.869.802,462 \text{ kJ} + 1.266.253,545 \text{ KJ} - 170.891,348 \text{ KJ}$$

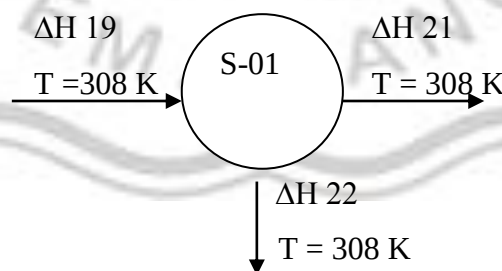
$$= 24.965.164,659 \text{ kJ}$$

Dihitung menggunakan trial sehingga suhu ΔH_{20} adalah 304,45 K

Neraca panas total

Arus	ΔH Masuk	Arus	ΔH keluar
ΔH_{18}	23.869.802,462	ΔH_{19}	170.891,348
ΔH_{17}	1.266.253,545	ΔH_{20}	24.965.164,659
Total	25.136.056,007	Total	25.136.056,007

12. Neraca panas disekitar Sentrifuge (S-01)



Keterangan :

ΔH_{19} = panas masuk berupa filtrate keluaran dari heat exchanger 2

ΔH_{21} = panas keluar asam sulfat

ΔH_{22} = panas keluar larutan natrium silikat

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

ΔH_{19}

Fluida yang keluar pada suhu 308 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{308} C_{pd}dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,236	1,773	0,418
H ₂ SO ₄	4,168	1.400,473	5.837,174
Na ₂ SO ₄	44,757	2.278,809	101.992,696
H ₂ O	83,532	754,932	63.061,058
Jumlah			170.891,348

Menghitung ΔH_{21}

Fluida yang keluar pada suhu 308 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{308} C_{pd}dT$	ΔH (kJ)
H ₂ SO ₄	4,168	1.400,473	5.837,174
H ₂ O	83,532	754,932	63.061,058
Jumlah			68898.232

Menghitung ΔH_{22}

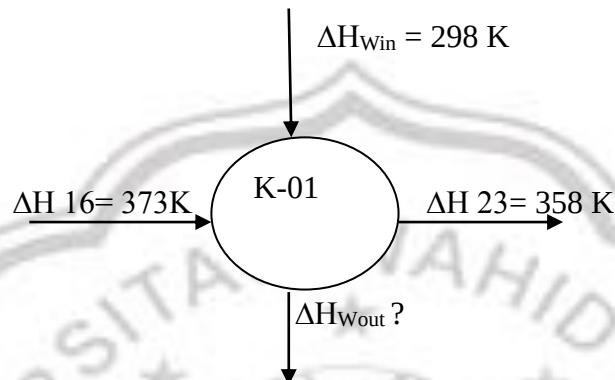
Fluida yang keluar pada suhu 308 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{308} C_{pd}dT$	ΔH (kJ)
Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	0,236	1,773	0,418
Na ₂ SO ₄	44,757	2.278,809	101.992,698
Jumlah			101993.116

Neraca panas total

Arus	ΔH Masuk	Arus	ΔH keluar
ΔH 19	170.891,348	ΔH 21	68.898,232
		ΔH 22	101.993,116
Total	170.891,348	Total	170.891,348

13. Neraca Panas Sekitar Kondensor (K-01)



Keterangan:

ΔH 16 : Panas keluaran dari Evaporator

ΔH 23 : Panas keluaran dari Kondensor

ΔH_{Win} : Panas yang di bawa oleh air pendingin

ΔH_{Wout} : Panas yang keluar dari Air pendingin

Menghitung ΔH_{16}

Fluida yang keluar pada suhu 373 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{373} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	5.646,972	5.646,526	31.885.774,219
Jumlah (ΔH_{16})			31.885.774,219

Menghitung ΔH_{23}

Fluida yang keluar pada suhu 358 K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{358} C_p dT$	ΔH (kJ)
----------	------	---------------------------	-----------------

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

H ₂ O	5.646,972	2.619,034	14.789.616,890
Jumlah (ΔH_{16})			14.789.616,890

$$\begin{aligned}
 \text{Panas yang diserap oleh air} &= \Delta H_{16} - \Delta H_{20} \\
 &= 31.885.774,219 - 14.789.616,890 \\
 &= 17.096.157,329
 \end{aligned}$$

Jadi, kalor sebanyak 17.096.157,329 kJ diserap oleh pendingin yaitu air dengan ΔT yang dikehendaki 15°C. T pendingin masuk 303K dan T pendingin keluar 318K.

Sehingga, massa pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 Q &= m \cdot c_p \cdot \Delta T \\
 m &= \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} = \frac{Q}{\int_{303}^{318} c_p dt} \\
 &= \frac{17.096.157,329 \text{ kJ}}{1.130,373} \\
 &= 15.124,350 \text{ kmol} \\
 &= 272.540,800 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔH_{Win}

Fluida yang masuk pada suhu 303K

Komponen	Kmol	$\int_{298}^{303} C_p dT$	ΔH (kJ)
H ₂ O	15.124,350	377,723	5.712.814,855
Jumlah			5.712.814,855

Menghitung ΔH_{Wout}

$$\Delta H_{16} + \Delta H_{Win} = \Delta H_{20} + \Delta H_{Wout}$$

Prarancangan Pabrik Precipitated Silica Dengan Proses Asidifikasi
Sodium Silikat Kapasitas 99.000 Ton/Tahun.

$$31.885.774,219 + 5.712.814,855 = 14.789.616,890 + \Delta H_{Wout}$$

$$\Delta H_{Wout} = 22.808.972,184 \text{ Kj}$$

Sehingga suhu keluaran air pendingin yaitu 305,710 K

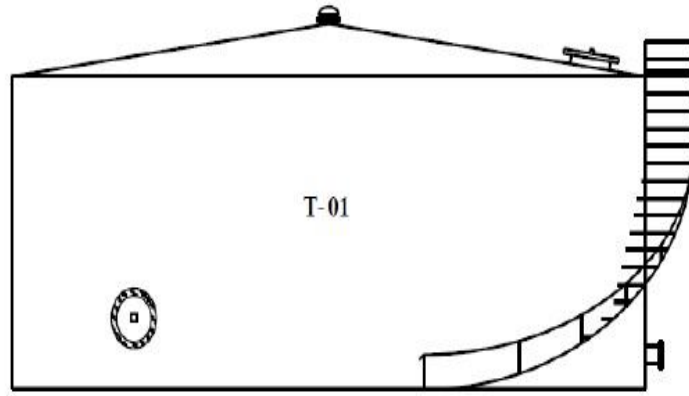
Neraca panas total

Arus	ΔH Masuk	Arus	ΔH keluar
ΔH_{16}	31.885.774,219	ΔH_{20}	14.789.616,890
ΔH_{Win}	5.712.814,855	ΔH_{Wout}	22.808.972,184
Total	37.598.589,074	Total	37.598.589,074



LAMPIRAN C
SPESIFIKASI ALAT

A. TANGKI PENYIMPANAN (H₂SO₄)



Gambar C1. Tangki Penyimpanan

Kode :T-01

Fungsi :Menyimpan H₂SO₄ 98% pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C.

Tujuan:

1. Menentukan tipe tangki.
2. Menentukan bahan konstruksi tangki.
3. Menentukan kapasitas tangki.
4. Menentukan diameter dan tinggi tangki.
5. Menentukan jumlah plate dan tebal shell tiap plate.
6. Menentukan tinggi head tangki.
7. Menentukan tebal head tangki.

1. Menentukan tipe tangki

Kondisi operasi tangki penyimpanan H_2SO_4 98% adalah 1 atm dengan suhu 30°C , dengan demikian H_2SO_4 98% akan berada pada fase cair. Pada kondisi operasi seperti ini, tangki yang digunakan berupa tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk kerucut (*conical roof*). Tangki dengan tipe tersebut memiliki konstruksi yang sederhana sehingga lebih ekonomis. (Coulson & Richardson, 2005 4th vol 6, p.879)

1) Menentukan bahan konstruksi tangki

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi tangki *Carbon steel SA 283 Grade C* dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap korosi.
- Memiliki *allowable working stress* cukup besar $f = 12.650$ psi.
- Tahan terhadap panas.
- Harga relatif murah.
- Tersedia banyak di pasaran.

(Coulson & Richardson, 2005 4th vol 6, p.295)

2) Menentukan kapasitas tangki

Menentukan kapasitas H_2SO_4 dalam 7 hari

$$m = 6.881,142 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} = 1.156.031,86 \text{ kg}$$

$$\rho = 1840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 114,867 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$v = \frac{m}{\rho} = \frac{1.156.031,86}{1840} = 628,278 \text{ m}^3 = 22.187,428 \text{ ft}^3 = 3.951,751 \text{ bbl.}$$

3) Menentukan diameter tangki

Berdasarkan Appendix (Brownell and Young, item 3, 1977 : 346). Ukuran tangki standar yang digunakan mempunyai kapasitas maksimal 4.530 bbl. Sementara

kapasitas rancangan adalah 3.951,751 bbl sehingga tangki yang dibutuhkan 1 buah,

dengan spesifikasi berikut:

Diameter (D) :30 ft
 Tinggi (H) :36 ft
 Jumlah course :6 buah
 Butt-welded course :72 in = 8 ft

4) Menghitung jumlah plate dan tebal shell tiap plate.

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

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C$$

(Pers. 3.16, hal 45)

$$d = 12 \times D$$

Dimana:

t = tebal shell, in

f = tekanan yang diijinkan, lb/in²

E =effisiensi pengelasan

d =diameter dalam tangki, in

p = tekanan dalam tangki, lb/in²

C = *corrosion allowance*, in

$$p = \rho \times \frac{(H - 1)}{144}$$

(Pers. 3.17, hal 46)

Dimana:

ρ = densitas H₂SO₄ pada suhu 30°C = 114,867 $\frac{lb}{ft^3}$

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 efisiensi pengelasan maksimal, $E=80\%$

Faktor korosi, $C = 0,125$

$$t = \frac{114,867 \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan:

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

Dimana:

weld length = (jumlah course) $\times$ (*allowable welded joint*)

n = jumlah course

Course 1 :

$H = 36$ ft

$D = 30$ ft

$$t_1 = \frac{114,867 \times (36-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,621 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal plate $5/8$ in.

(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{5}{8} \text{ in} = 360,625 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{5}{8} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,714 \text{ ft} = 188,568 \text{ in}$$

Course 2

$$H_2 = H_1 - 6 = 36 - 6 = 30 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{114,867 \times (30-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,499 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal *plate* ½ in.

(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{1}{2} \text{ in} = 360,5 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{1}{2} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,708 \text{ ft}$$

Course 3

$$H_3 = H_2 - 6 = 30 - 6 = 24 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{114,867 \times (24-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,431 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal *plate* 7/16 in.

(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{7}{16} \text{ in} = 360,437 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{7}{16} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,706 \text{ ft}$$

Course 4

$$H_4 = H_3 - 6 = 24 - 6 = 18 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{114,867 \times (18-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,366 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal *plate* 3/8 in.

(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{3}{8} \text{ in} = 360,375 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{3}{8} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,703 \text{ ft}$$

Course 5

$$H_5 = H_4 - 6 = 18 - 6 = 12 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{114,867 \times (12-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,281 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal plate 5/16 in.

(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{5}{16} \text{ in} = 360,312 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{3}{8} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,700 \text{ ft}$$

Course 6

$$H_6 = H_5 - 6 = 12 - 6 = 6 \text{ ft}$$

$$t_1 = \frac{114,867 \times (6-1) \times 12 \times 30}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,195 \text{ in}$$

Dalam perancangan, digunakan tebal plate 1/4 in.

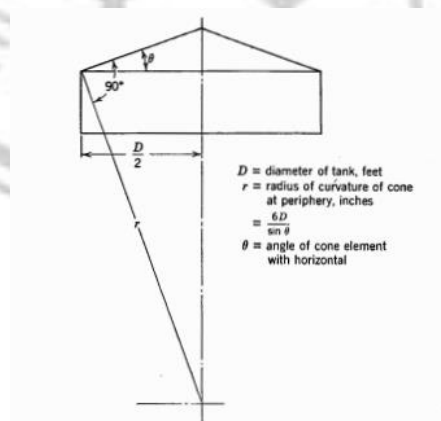
(Table 5.6, Brownell and Young, p.88)

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

$$d_1 = (12 \times 30) \text{ in} + \frac{1}{4} \text{ in} = 360,25 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(\pi \times \left(360 + \frac{3}{8} \right) \right) - \left(6 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 6} = 15,697 \text{ ft}$$

5) Menentukan tinggi head



Gambar C2.Design Head Tangki

Menghitung θ (sudut angel dengan garis horizontal)

Besarnya sudut dalam *roof* dapat dicari dengan persamaan:

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t}$$

(Brownell and Young, 1979)

Dimana:

D = diameter tangki standar, ft

t = cone shell thickness, in

Digunakan tebal cone shell 0,195 in

Sehingga:

$$\sin \theta = \frac{30}{430 \times 0,195} = 0,357$$

$$\theta = \text{ArchSin}(0,357) = 20,916^\circ$$

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

$$\alpha = 90^\circ - 20,916^\circ = 69,084^\circ$$

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

$$H = \frac{D}{2 \times \tan \theta} = \frac{30}{2 \times \tan(69,084^\circ)} = 5,732 \text{ ft}$$

6) 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:

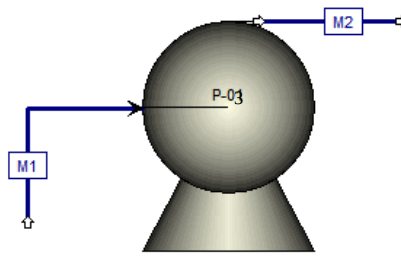
$$P_{\text{Desain}} = P_{\text{Operasi}} \times \frac{110}{100} = 14,7 \text{ lb/in}^2 \times \frac{110}{100} = 16,17 \text{ lb/in}^2$$

$$t_h = \frac{16,17 \times 30}{2 \times \cos(20,916^\circ) \times ((12,650 \times 0,8) - (0,6 \times 16,17))} + 0,125 = 0,127 \text{ ft}$$

RESUME TANGKI PENYIMPANAN

Tipe Tangki	:	<i>Cylindrical-Flat Bottom-Conical Roof</i>
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon steel SA-283 Grade C Rubber Lined</i>
Jumlah Tangki	:	1 buah
Kapasitas Tangki	:	22.187,428 ft ³
Tinggi Tangki	:	36 ft
Diameter Tangki	:	30 ft
Tebal Shell Course Tangki	:	
Course ke-1	:	5/8 in
Course ke-2	:	1/2 in
Course ke-3	:	7/16 in
Course ke-4	:	3/8 in
Course ke-5	:	5/16 in
Course ke-6	:	¼ in
Tinggi Head Tangki	:	5,732 ft
Tebal head tangki	:	0,127 ft

B. POMPA



Gambar C3, Pompa

Kode :P-03

Fungsi :Mengalirkan H₂O ke Tangki ke Dissolver

Tujuan :

- Menentukan Tipe Pompa
- Menentukan Tenaga Pompa
- Menentukan Tenaga Motor

Perancangan:

- 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

- Menentukan Tenaga Pompa

1. Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 130.601,267 \text{ kg/jam}$$

$$= 287.926,507 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Density fluida} = 62,240 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompaan} &= \frac{287.926,507 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{62,240 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} \\ &= 1,285 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompan sebenarnya (q}_f\text{)} &= 1,1 \times 1,285 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 1,413 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas fluida, } \mu &= 0,1 \text{ cp} \\ &= 0.00006719 \text{ lbm/ft.s} \end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal:

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

$$\begin{aligned} Di_{Opt} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 1,413^{0,45} \times 62,240^{0,13} \end{aligned}$$

$$Di_{Opt} = 7,795 \text{ in}$$

Dari Apendik K item 2 hal 387, buku Brownell ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

$$D_{\text{nominal pipe size}} = 8 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,937 \text{ in}$$

$$\text{Schedulenumber} = 0,109 \text{ ft}^2$$

$$= 5$$

2. Menghitung kecepatan linear fluida (v)

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

$$v = \frac{1,413 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,109 \text{ ft}^2} = 12,963 \text{ ft/s}$$

3. Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

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

$$N_{Re} = \frac{62,240 \frac{lb}{ft^3} \times 7,937 ft \times 12,963 \frac{ft}{s}}{0.00006719 lb/fts}$$

$$N_{Re} = 95.307.448,75$$

4. Menghitung kehilangan energi karena faktor friksi (ΣF)

Menentukan faktor friksi:

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

8 in, diperoleh harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0002$

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

95.307.448,75 dan harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,0002$ diperoleh faktor friksi (f) = 1,4

Direncanakan sistem perpipaan terdiri dari:

Jenis	Qty	L/D	Le = ID.L/D _{total} (ft)
Pipa lurus horizontal	2		150
Pipa lurus vertical	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:

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

$$\Sigma F = \frac{1,4 \times (12,963 \frac{ft}{s})^2 \times 275,8 ft}{2 \times \frac{32,174 \frac{lb_m ft}{s^2}}{lb_f} \times 7,937 ft} = 127,040 \frac{lb_m ft/s}{lb_f}$$

5. Menghitung tenaga pompa

Asumsi kondisi operasi, adiabatik ($Q = 0$); isothermal ($\Delta E = 0$)

Persamaan Bernoulli :

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

Dimana :

V1 = kecepatan linear di titik 1

V2 = kecepatan linear di titik 2

Z1 = tinggi dari datum ke titik 1

Z2 = tinggi dari datum ke titik 2

P1 = tekanan di titik 1

P2 = tekanan di titik 2

α = 1,0 untuk aliran turbulen

g = konstanta gravitasi = 32,2 ft/s²

g_c = gravitational conversion factor = 32,2 ft.lbm/s².lbf

ρ = densitas fluida

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem/power pompa (ft.lb/lbm)

$$W_f = 0,5 + 0 + 0 + 0,150 = 0,65$$

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

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

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

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

$$q_f = 1,413 \text{ ft}^3/\text{s} \times 7,4808 \text{ gal}/\text{ft}^3 \times 60 \text{ s}/\text{menit} = 634,154 \text{ gpm}$$

$$\eta = 30 \%$$

Tenaga pompa :

$$\frac{W_f \times Q_f \times \rho}{550 \times \eta} = \frac{0,65 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m} \times 1,413 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times 62,240 \text{ lb}/\text{ft}^3}{550 \times 0,3} = 0,346 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984),

untuk $BHP = 1 \text{ HP}$ diperoleh efisiensi, $\eta = 83 \%$.

Sehingga:

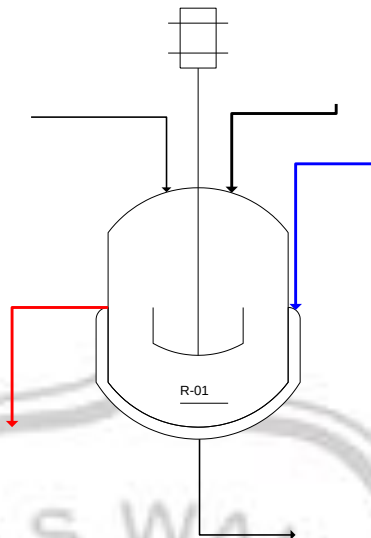
$$P_{\text{motor}} = \frac{BPH}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{1}{0,83} = 1,2 \text{ HP} = 1,5 \text{ HP}$$

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	:	287.926,507 lb/jam
Tenaga Pompa	:	1 <i>HP</i>
Tenaga Motor	:	1,5 <i>HP</i> = 1,12 kW
Dimensi Pipa		
D_{nominal}	:	8 in
Diameter Dalam	:	8,625 in
Diameter Luar	:	7,937 in
<i>Schedule Number</i>	:	5

C. REAKTOR (R-01)



Gambar C4. Reaktor

Kode :R-01

Fungsi :Tempat berlangsungnya reaksi antara sodium silikat dengan asam sulfat membentuk *precipitated silica*, sodium sulfat dan air.

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menentukan bahan konstruksi reaktor
3. Menghitung kapasitas reaktor
4. Menghitung tinggi dan diameter reaktor
5. Menghitung tebal *shell*
6. Menghitung tebal head dan tinggi *head*
7. Menghitung dimensi, kecepatan putar dan tenaga pengaduk
8. Menghitung dimensi jaket pendingin

1. Menentukan Jenis Reaktor

Revy Andar Raesta (153020025)
Ninik Indah Hartati (153020036)

Reaktor yang dipilih adalah reaktor tangki berpengaduk (CSTR) dengan jaket pendingin.

Alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut :

- a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase cair – cair.
- b. Reaksi berjalan secara kontinyu.
- c. Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga dengan CSTR pengaturan suhu lebih mudah dengan menggunakan jaket pendingin dan diharapkan dapat mempertahankan kondisi operasi reaktor.

(Chevallier *et al*, 2001)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless steel SA-316* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Tahan terhadap korosi.
- b. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi yakni 11300 psia.

(Peters & Timmerhaus, 1991)

3. Menentukan Kapasitas Reaktor

$$V = v_0 \times \tau$$

(persamaan 4-7, Fogler, 2004)

Dimana:

v_0 = debit campuran reaktan masuk reaktor

τ = waktu tinggal

- a. Menghitung debit campuran reaktan masuk reaktor

Arus	Komponen	Laju alir masuk (Kg/Jam)	Densitas* (kg/m ³)	Laju Alir Volume (L/jam)
4	Na ₂ O ₃ .2SiO ₂	16.220,000	1345	30.134,907
	H ₂ O	30.122,848		
3	H ₂ SO ₄	6.881,142	1043	130.748,295
	H ₂ O	130.741,698		

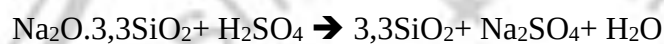
(*Perry 7th Edition, 1997)

$$v_o = 34.455 + 131.949 = 166,404 \text{ m}^3/\text{jam} = 166.404 \text{ L/jam.}$$

b. Menghitung waktu tinggal

Konversi = 99,4%

Reaksi :



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

$$C_{AO} = \frac{FA}{BM \times V} = \frac{16.220,000 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{254.310 \times 160.883,202 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 1.0475 \times 10^{-3} \text{ kmol/ltr}$$

$$C_{BO} = \frac{FB}{BM \times V} = \frac{6.881,142 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{98,080 \times 160.883,202 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 4.360 \times 10^{-4} \text{ kmol/ltr}$$

Jika ditinjau secara termodinamika, diketahui :

$$\Delta H_r = (\Delta H_{f\text{produk}} - \Delta H_{f\text{reaktan}})$$

$$\Delta H_f \text{ SiO}_2 \quad \quad \quad - 905.490 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} \quad \quad \quad - 285.830 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \quad \quad - 1.561.430 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 \quad \quad \quad - 813.989 \text{ kJ/kmol}$$

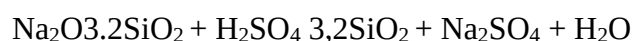
$$\Delta H_f \text{ Na}_2\text{SO}_4 \quad \quad \quad - 1.356.380 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = (\Delta H_f \text{ SiO}_2 + \Delta H_f \text{ Na}_2\text{SO}_4 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 + \Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4)$$

$$\Delta H_r = 899.907 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung kecepatan reaksi

Reaksi :



Persamaan kecepatan reaksi untuk reaksi elementer orde dua tersebut:

$$-r_{AB} = dC_{AB}/dt = k \times C_A \times C_B$$

$$-r_{AB} = K \cdot C_{AB0}^2 (1 - X_{AB})(M - X_{AB})$$

$$M = C_{B0}/C_{A0} = 1,1$$

Dimana :

$$k = 1,2 \times 10^{13} \times e^{-9087,8482/353} \text{ liter/mol menit (Ulman's, 2003)}$$

untuk suhu reaksi 80°C(353 K), maka :

$$k = 1,2 \times 10^{13} \times e^{-9087,8482/353} \text{ liter/mol menit}$$

$$k = 79.147,666 \text{ liter/kmol.menit}$$

Sehingga dapat dihitung kecepatan reaksinya yaitu

$$-r_A = kC_{A0}^2 (1-X_A)(M-X_A)$$

$$-r_A = 79.147,666 \times (1.0475 \times 10^{-3})^2 \times (1 - 0,994)(1.1-0.994)$$

$$-r_A = 7.911 \times 10^{-6} \text{ kmol/liter.menit}$$

Maka dapat dihitung waktu tinggalnya yaitu

$$\tau = \frac{C_{A0} \times X_A}{-r_a} = 49,809 \text{ Menit} = 0,830 \text{ jam}$$

Waktu tinggal reaksi pembentukan *precipitated silica* dari sodium silikat dengan asam sulfat yaitu $0,2h \leq \tau \leq 22h$ (Sbastian:2014)

Menentukan kapasitas reaktor:

$$\begin{aligned} V &= \tau \times \text{debit} \\ &= 0.830 \text{ jam} \times 160.883,202 \text{ liter/jam} \\ &= 133.559,227 \text{ liter} = 133,559 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

4. Menentukan tinggi dan diameter reaktor

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

$$H = D$$

$$\text{Volume head / bottom} = 0,000049 D^3$$

(Brownell and Young)

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume silinder} + 2 \text{ volume head}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{4} \pi D^3 + 2 (0,000049 D^3) \\
&= 0,785 D^3 + 0,000098 D^3 \\
133,559 \text{ m}^3 &= 0,785 D^3 + 0,000098 D^3 \\
D^3 &= 170,117 \\
D &= 5,54 \text{ m} = 218,110 \text{ in} = 18,17 \text{ ft} \\
H = D &= 18,17 \text{ ft}
\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
H &= 1,2 \times 18,17 \text{ ft} \\
&= 21,804 \text{ ft} \\
&= 261,648 \text{ in}
\end{aligned}$$

a. Menghitung tebal shell

$$ts = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)}$$

(persamaan 13.1, Brownell & Young, 1959)

Dimana :

P = tekanan desain, psia

r_i = jari-jari = ID/2 = 18,17 / 2 ft = 9,085 ft = 109,02 in

f = allowable stress dari *Stainless steel SA-316*

= 11.300 psia (Tabel 13.1, Brownel & Young, 1959)

E = welded-joint efficiency (efisiensi pengelasan)=0,85 single welded

c = 1/16 in (Tabel 13.2, Brownell & Young, 1959)

b. Menghitung tekanan desain

P desain = P operasi + P hidrostatik

P operasi = 1 atm

P hidrostatik = $\rho \times g/gc \times H$

dengan :

ρ = densitas campuran = 72,16 lb/cu.ft

g/gc = 1,0009

$$\begin{aligned}
 H &= \text{tinggi reaktor} = 21,804 \text{ ft} \\
 P \text{ hidrostatik} &= 133,559 \times 1,0009 \times 21,804 \\
 &= 2.914,741 \text{ lb/ft}^2 = 1,377 \text{ atm} \\
 P \text{ desain} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\
 &= 1 + 1,377 = 2,377 \text{ atm} = 34,392 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal shell

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} \\
 &= \frac{34,392 \times 109,02}{(11.300 \times 0,85) - (0,6 \times 34,392)} = 0,391 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka, diperoleh tebal shell standar = $7/16 = 0,437 \text{ in}$

6. Menghitung Tebal dan Tinggi Head

a. Menentukan bentuk head

Dipilih *head* reaktor berbentuk torispherical karena tekanan desain tangki kurang dari 200 psia (Brownell & Young, 1959).

b. Menghitung tebal head (th)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \text{ tebal dinding} \\
 &= 218,110 \text{ in} + (2 \times 7/16 \text{ in}) \\
 &= 218,985 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell tabel 5.7 pg 91 :

$$OD \text{ standart} = 228 \text{ in}$$

Diperoleh harga :

$$r = 180 \text{ in}$$

$$icr = 13\frac{3}{4} \text{ in}$$

dari persamaan Brownell diperoleh :

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{13 \frac{3}{4} / 180} \right)$$

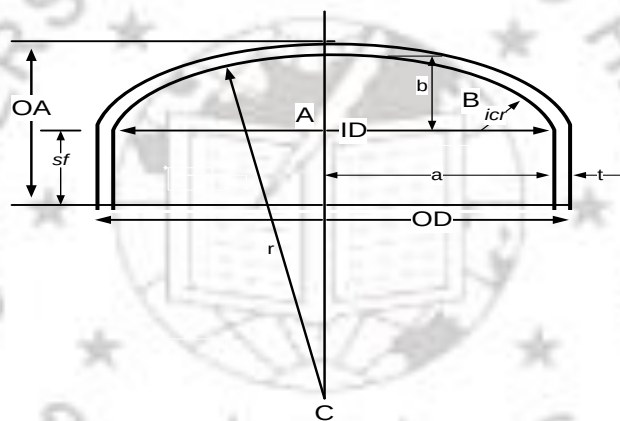
$$W = 0,819$$

Maka :

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \times r \times W}{2f.E - 0,2P} + C \\ &= \frac{34,392 \text{ psia} \times 180 \times 0,819}{(2 \times 11300 \times 0,85) - (0,2 \times 34,392 \text{ psia})} + 1/16 \\ &= 0,264 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standart 5/16 in.

c. Menghitung tinggi vessel



Gambar C5. Skema Vessel

$$\begin{aligned} a &= ID/2 = 218.110/2 \\ &= 109,055 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (180 - 13 \frac{3}{4}) \text{ in} \\ &= 166,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 109,055 \text{ in} - 13 \frac{3}{4} \text{ in} \\ &= 95,305 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= 180 - \sqrt{166,25^2 - 95,305^2} \\
 &= 43,78 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 page 88 Brownell, untuk tebal head = 5/16 in diperoleh :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 3$$

Dipilih Sf = 1,75 in maka tinggi head :

$$\begin{aligned}
 Th &= th + b + Sf \\
 &= 5/16 \text{ in} + 43,78 \text{ in} + 1,75 \text{ in} \\
 &= 45,842 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jadi tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
 &= 261,648 \text{ in} + (2 \times 45,842 \text{ in}) \\
 &= 353,332 \text{ in} \\
 &= 29.444 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Dimensi, Kecepatan Putar dan Tenaga Pengaduk

a. Menentukan jenis pengaduk

Jenis pengaduk ditentukan dari viskositas bahan keluar reaktor.

Berikut ini perhitungan viskositas bahan keluar reaktor (arus 5).

Komponen	xi (massa)	Viskositas*(cp)	xi.μ
Na ₂ O.3,2SiO ₂	0.000529	17,0000	0.089932
H ₂ SO ₄	0.003604	5,7100	0.020582
SiO ₂	0.066277	500,0000	33.13847
Na ₂ SO ₄	0.048953	1,2800	0.062659
H ₂ O	0.880637	0,3523	0.310248
Jumlah			33.62189

(*Yaws, 1999)

Didapatkan viskositas campuran = 33,621 cp

Dari Fig. 8-4 dan Tabel 8.2 (Rase, 1977), jenis pengaduk yang dapat digunakan untuk viskositas 1-100 cp adalah *curved blade turbine*.

b. Menentukan dimensi pengaduk

Berdasarkan Brown (1978) halaman 507, untuk *curved blade turbine*, diperoleh persamaan:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$Z_1/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$W/D_i = 0,11$$

dengan :

$$D_t = \text{diameter tangki (inside)} = 18,17 \text{ ft}$$

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

$$Z_i = \text{tinggi cairan}$$

$$Z_1 = \text{lebar baffle}$$

Sehingga diperoleh :

➤ Diameter impeller

$$D_t/D_i = 3$$

$$D_i = 18,17/3 = 6.056 \text{ ft}$$

➤ Lebar baffle

$$W/D_i = 0,11$$

$$W = 6.056 \text{ ft} \times 0,11 = 0,666 \text{ ft}$$

➤ Jarak pengaduk dengan dasar tangki

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3 \text{ diambil } Z_i/D_i = 1,025$$

$$Z_i/D_i = 1,025$$

$$Z_i = 1,025 \times 6.056 \text{ ft} = 6,207 \text{ ft}$$

➤ Tinggi cairan

$$Z_1/D_i = 2,7 - 3,9$$

$$\text{Tinggi cairan minimum} = 2,7 \times 6,207 = 16,759 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan maksimum} = 3,9 \times 6.056 \text{ ft} = 23,618 \text{ ft}$$

c. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

$$\frac{WELH}{2 \times D_i} = \left(\frac{\pi \times D_i \times N}{600} \right)^2$$

(persamaan 8.8, Rase, 1977)

Dimana :

WELH = water equivalent height, ft

Di = diameter impeller, ft

N = kecepatan putar pengaduk, rps

➤ Menghitung densitas bahan keluar

Tenaga pengaduk didasarkan pada densitas bahan keluar reaktor guna mendapatkan tenaga pengaduk yang lebih optimal. Densitas Bahan Keluar Reaktor (Arus 5) :

Komponen	xi (massa)	Densitas*(kg/m3)	xi.ρ
Na ₂ O.3,2SiO ₂	0,0005	930,002	0,4650
H ₂ SO ₄	0,0036	1768	6,3648
SiO ₂	0,0662	1600	105,9200
Na ₂ SO ₄	0,0489	1895,3	92,6801
H ₂ O	0,8806	1	0,8806
Jumlah			261,669

(Perry 7th Edition, 1997)

Jadi densitas campuran bahan keluar reaktor sebesar 261,669 kg/m³ atau 16,335 lb/ft³, merupakan densitas campuran pada suhu 80°C. Sementara itu, densitas air pada suhu 80°C adalah 63,865 lb/ft³.

➤ Menghitung WELH

WELH = water equivalent height, ft

WELH = tinggi cairan x specivic gravity cairan

$$WELH = \frac{\text{tinggi cairan} \times \rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}} = \left(\frac{23,618 \times 261,669}{63,865} \right) = 96,768 \text{ ft}$$

Maka dapat dihitung kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2 \times Di} = \left(\frac{\pi \times Di \times N}{600} \right)^2$$

$$\frac{96,768 \text{ ft}}{2 \times 6,056 \text{ ft}} = \left(\frac{3,14 \times 6,056 \text{ ft} \times N}{600} \right)^2 = 89,198 \text{ rpm} = 1,486 \text{ rps.}$$

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

$$P = \frac{Po \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc}$$

(Persamaan 460, Brown, 1978)

Dimana :

P = tenaga pengaduk

Po = power number
 ρ = densitas campuran = 16,335 lb/ft³
 N = kecepatan pengadukan = 1,486 rps.
 Di = diameter impeller = 6.056 ft

Menentukan power number (Po)

Berdasarkan Fig. 477 (Brown, 1978) *power number* merupakan fungsi dari bilangan Reynolds.

$$N_{Re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

(Brown, 1978, p.507)

Dimana :

μ = viskositas campuran = 33,552 cp = 0,644 lb/ft.sec

$$N_{Re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu} = \frac{1,486 \text{ rps.} \times 6.056 \text{ ft}^2 \times 16,336}{0,644} = 38.708,696$$

Dari Fig. 477 (Brown, 1978), untuk $N_{Re} = 38.708,696$ diperoleh $Po = 1$

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{N^3 \times D_i^5 \times \rho \times Po}{gc} \\ &= \frac{1,486 \text{ rps.}^3 \times 6.056 \text{ ft}^5 \times 16,335 \times 1}{32,174} \\ &= 13570.62 \text{ ft.lbf/s} = 24.673 \text{ HP} \end{aligned}$$

Jadi tenaga untuk menggerakkan pengaduk pada saat steady state sebesar 24.673 HP. Jika efisiensi motor adalah 75% maka power motor minimal adalah:

$$\begin{aligned} \text{Power} &= P / \text{Efisiensi} \\ &= 24.673 / 0,75 \\ &= 32,897 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan Power sebesar 33 HP

8. Menghitung dimensi jaket pendingin

a. Menghitung luas perpindahan panas reaktor dengan jaket pendingin

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

Menghitung U_D

$$\frac{1}{U_d} = \left(\frac{1}{U_c}\right) + R_d,$$

dimana,

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i}$$

UD = desind overall coefficient

Q = beban pendingin reaktor = 10.345.533,490 kJ/jam
= 9.805.673,760 Btu/jam

Menghitung h_i

$$\frac{h_i \times D_t}{K} = 0,68 \left(\frac{\rho \times N \times D_i}{\mu} \right)^{0,67} \frac{C_p \times \mu^{0,33}}{K}$$

(Rase (1977) p. 358, Tabel 8.6)

Dengan :

μ = viskositas campuran = 38,662 lb/ft.sec

ρ = densitas campuran = 16,335 lb/ft³

K = konduktivitas panas = 0,443 Btu/hr.ft² °F

C_p = kapasitas panas campuran = 19,545 Btu/lb. °F

D_t = diameter tanki = 18,17 ft

D_i = diameter impeller = 6.056 ft

N = kecepatan putar pengaduk = 5349,6 rph

$$\begin{aligned} \frac{h_i \times D_t}{K} &= 0,68 \left(\frac{\rho \times N \times D_i}{\mu} \right)^{0,67} \left(\frac{C_p \times \mu}{K} \right)^{0,33} \\ \frac{h_i \times 19 \text{ ft}}{0,443 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ °F}} &= 0,68 \left(\frac{16,335 \text{ lb/ft}^3 \times 5349,6 \text{ rph} \times 6.056 \text{ ft}}{38,662 \text{ lb/ft.sec}} \right)^{0,67} - \\ &\quad \left(\frac{19,545 \text{ Btu/lb.°F} \times 38,662 \text{ lb/ft.sec}}{0,443 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ °F}} \right)^{0,33} \end{aligned}$$

$$H_i = 105,290 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ °F}$$

Menghitung h_{io}

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD) = 105,290 \times (19/19) = 105,290 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ °F}$$

Menghitung U_c

Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}}$$

$$U_c = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} = \frac{105,290 \times 105,290}{105,290 + 105,290} = 52,645 \text{ Btu/hrft}^2 \text{ °F}$$

Dirt factor (R_d) = 0,003

(Kern, 1988, tabel 8, p.840)

Sehingga dapat dihitung UD

$$\frac{1}{U_d} = \left(\frac{1}{U_c} \right) + R_d$$

$$U_d = 45,662 \text{ Btu/hr.ft}^2.0\text{F}$$

Menghitung ΔT_{LMTD}

	Hot Fluid (F)	Cold Fluid (F)	Differences (F)
<i>High temperature</i>	176	112,73	63
<i>Low temperature</i>	176	85,73	90

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{90 - 63}{\log\left(\frac{90}{63}\right)} = 75,70^\circ\text{F}$$

Maka dapat dihitung luas perpindahan panas:

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} = \left(\frac{15,770,518.803}{45,662 \times 75,70} \right) = 4.562,419 \text{ ft}^2 = 423,862 \text{ m}^2$$

Menghitung tebal jaket pendingin:

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

Menghitung laju alir pendingin

$$v = \frac{m}{\rho_{\text{air}}} = \left(\frac{251.409,3}{1} \right) = 251.409,3 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Menghitung volume jaket pendingin

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

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

$$V_j = v \times \text{waktu tinggal} = 251.409,3 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,05 \text{ jam} = 12.570,465 \text{ m}^3$$

Menghitung tebal jaket

Jika tinggi jaket sama dengan tinggi reaktor 21,804 ft (6,645 m), maka,

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

$$12.570,465 = \pi/4 \times (D_j^2 - 19^2) \times 6,645$$

$$D_j = 30,091$$

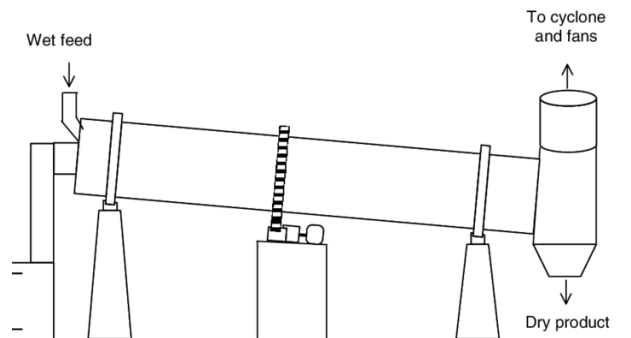
$$\text{Tebal jaket} = \frac{D_j - OD}{2} = \frac{30,091 - 19}{2} = 5,545\text{ft} = 1,6 \text{ m}$$



RESUME REAKTOR

Kode	:	R-01
Type/Jenis	:	<i>Continuos flow Stirred Tank Reaktor</i> (CSTR) dengan jaket pendingin
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi antara asam sulfat dengan sodium silikat
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel SA-316</i>
P operasi	:	14,695 psia
P desain	:	34,392 psia
Kapasitasreaktor	:	133.559,227 liter = 133,559 m ³
ID	:	218,110 in
OD	:	218,985 in
Tebal shell	:	7/16 in
Tebal head	:	5/16 in
Tinggi reaktor	:	29,444 ft
Jenis pengaduk	:	Curved blade turbine
Kecepatan putar 1 pengaduk	:	1,486 rps
Power 1 pengaduk	:	24,673 HP
Tebal jaket pendingin	:	5,54 ft

D. ROTARY DRYER (RD-01)



Gambar C6. Rotari Dryer

Kode :RD-01

Fungsi :Mengeringkan *precipitated silica* dari kadar air 33% menjadi 2,4 %

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

Dipilih 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, sedangkan kapasitas yang dibutuhkan adalah 11.275,602 kg/jam.
- c. Suhu udara pengering masuk untuk rotary dryer berkisar 120 – 300 °C
- d. Bahan yang masuk dryer berupa cakes dan bahan yang 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 :

- Mampu mengolah aterial solid hingga temperatur 450⁰C.
- Material tidak korosif.
- Harganya relatif lebih murah dibandingkan stainless steel.

3. Menghitung Dimensi Rotary Dryer

a. Menghitung diameter rotary dryer.

$$At = \frac{As}{s} = \frac{\mu D^2}{4}$$

(persamaan 4-57, Ulrich, 1984)

Dimana :

D = diameter, m

At = total drum cross sectional area, m²

As = total cross sectionalflow area, m²

S = percentage of cross section occupied by solid

➤ Menghitung solid cross sectional area (As)

$$As = \frac{ms}{Ps \times Us}$$

Dimana :

ms = masa wet solid masuk = 3,132 kg/s

ps = densitas bulk solid = 1,6 kg/m³ (tabel 21-4, Perry 7th, 1997)

Us = solid average velocity = 1,7 m/s (tabel 4-10, Ulrich, 1984)

$$As = \frac{ms}{Ps \times Us} = \frac{3,132}{1,6 \times 1,7} = 1,151 \text{ m}^2$$

➤ Menghitung total drum cross sectional area (At)

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

Dimana :

s = percentage of cross section occupied by solid

$$= 0,125$$

(tabel 4-10, Ulrich, 1984)

$$A_t = \frac{A_s}{s} = \frac{1,151}{0,125} = 9,208 \text{ m}^2$$

➤ Menghitung diameter rotary dryer

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

$$9,208 \text{ m}^2 = \frac{\mu D^2}{4}$$

$$D = 3,425 \text{ m}$$

b. 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 = 308,4 °C

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

T_{wb1} = suhu wet bulb udara pengering masuk = 46,25°C

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

$$\Delta T = \frac{(308,4 - 46,25) - (100 - 40,50)}{\ln\left(\frac{308,4 - 46,25}{100 - 40,50}\right)} = 136,648 \text{ °C} = 409,648 \text{ K}$$

c. Menghitung laju transfer panas (Q)

$$Q = U_{va} \cdot V \cdot \Delta T$$

Dimana :

Q = laju transfer panas

U_{va} = volumetric heat transfer

V = Volume dryer

(Handbook of industrial drying)

$$U_{va} = \frac{KG^n}{D}$$

Dimana :

D = diameter rotary dryer 3,425 m

G = laju alir udara kering (kg/m².hr)

K = Proportional constant 44

n = 0,16

(Handbook of industrial drying)

$$U_{va} = \frac{44 \times 115.780,520^{0,16}}{3,425} = 82,980 \text{ J/m}$$

$$\begin{aligned} Q &= U_{va} \cdot V \cdot \Delta T \\ &= 82,980 \text{ J/m} \times 211,566 \times 409,648 \\ &= 7.191.676,516 \text{ J/m}^2 \cdot K \end{aligned}$$

d. Menghitung panjang rotary dryer

Rasio panjang berbanding dengan diameter rotary dryer 4 – 10

(Perry R.H, 7ed chap.12)

Dipilih rasio L/D = 7

Sehingga :

$$\begin{aligned} L &= 7D \\ &= 7 \times 3,425 \\ &= 22,975 \text{ m} \end{aligned}$$

4. **Menghitung Jumlah Putaran per Detik**

$$N = \frac{v}{\pi D}$$

(persamaan 12-54, Perry 7th, 1997)

Dimana :

N = jumlah putaran per detik

D = diameter = 3,425 m

V = peripheral speed rotary dryer yang diijinkan adalah 0,25–0,5 m/s,
(diambil 0,5 m/s.)

(hal. 12-54, Perry 7th, 1997)

$$N = \frac{0,5}{3,14 \times 3,425} = 0,046 \text{ rps}$$

5. **Menghitung Time Of Passage**

$$t = \frac{s \times v \times \rho s}{ms}$$

(persamaan 12-55, Perry 7th, 1997)

Dimana :

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

v = volume rotary dryer

ps = densitas precipitated silica = 1,6 kg/m³

ms = 3,132 kg/s = 187,92 kg/menit

a. Menghitung volume rotary drayer

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

$$v = 3,14/4 \times (3,425 \text{ m})^2 \times 22,975 \text{ m}$$

$$v = 211,566 \text{ m}^3$$

b. Menghitung time of passage

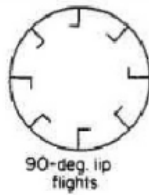
$$t = \frac{s \times v \times ps}{ms}$$

$$t = \frac{0,125 \times 211,566 \times 1,6}{187,92} = 0,225 \text{ jam} = 14 \text{ menit}$$

6. **Menghitung jumlah Flight**

Jenis flight dipilih jenis 90°

(Perry R.H, 7ed chap.12)



Gambar C7. Flight Rotary Dryer

$$\begin{aligned} \text{Tinggi flight} &= 1/10 \cdot D \\ &= 1/10 \times 3,425 \text{ m} \\ &= 0,4325 \text{ m} \end{aligned}$$

Range untuk jumlah flight Rotary Dryer = 2,4 – 3 D

(Perry R.H, 7ed chap.12)

Diambil 3D untuk diameter > 2ft sehingga jumlah flight adalah

$$\begin{aligned} n \text{ flight} &= 3 \times 3,425 \\ &= 10,275 = 11 \text{ buah} \end{aligned}$$

Jarak antar flight (LF)

$$LF = \frac{\mu \cdot D}{n} = \frac{3,14 \times 3,425}{11} = 0,977 \text{ m}$$

7. Menghitung Tenaga Rotary Dryer

$$P = 8D^2$$

(tabel 4-10, Ulrich, 1984)

$$P = 8 \times 3,425^2$$

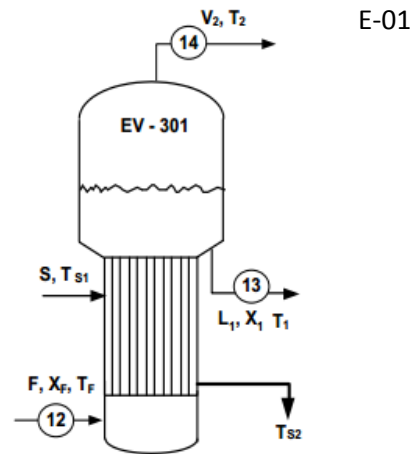
$$P = 95,330 \text{ HP}$$

Maka, diambil tenaga rotary dryer standar 96 HP

RESUME ROTARY DRYER

Tipe	:	<i>Direct Contact Counter Current Flow Rotary Dryer</i>
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Diameter Dryer	:	3,425 m
Volume	:	211,566 m ³
Panjang Dryer	:	22,975 m
Jumlah putaran	:	0,046 rps
Jenis flight	:	90°
Tinggi flight	:	0,4325 m
Jumlah flight	:	11
Time of passage	:	4 menit
Tenaga	:	96 HP

E. EVAPORATOR (E-01)



Gambar C8. Evaporator

Nama alat : Evaporator

Kode Alat : E-01

Fungsi : memekatkan filtrate dari 94% air menjadi 80% zat padat

Jenis : *Long Tube Vertical Evaporator* dengan tutup atas *Flanged and Standard Dish Head* dan tutup bawah berbentuk konis

Bahan konstruksi : *SA-167 Grade 11 Type 316* (18 % Cr, 10 % Ni, 2 % Mo)

Alasan pemilihan :

1. *Long Tube Evaporator* umum digunakan di industri karena relatif lebih murah serta lebih mudah dalam pengoperasian dan pembersihannya

(Perry's, 1989:11-109)

2. *Long Tube Evaporator* lebih cocok untuk umpan dengan viskositas < 1 cp dan memiliki *heating surface* 100-10.000 m²

(Ulrich, 1984, Tabel 4-7, hal 94)

3. *Flanged and Standard Dished Head* cocok digunakan pada tekanan 1 atm

(Brownell and Young, 1959)

4. *Long Tube Vertical Evaporator* memiliki *small floor space* dan *low holdup*

(Perry's, 1989)

5. *Long Tube Vertical Evaporator* membutuhkan waktu yang lebih lama untuk proses pembentukan kerak dibandingkan dengan *Long Tube Horizontal Evaporator*

(Banchero, 1955)

Kondisi Operasi

Temperatur umpan = $78^{\circ}\text{C} = 351 \text{ K}$

Laju alir umpan = $177.259,712 \text{ kg/jam}$

Laju alir uap = $165.052,172 \text{ kg/jam}$

Viskositas umpan = $0,4286 \text{ cp}$

Densitas umpan = $104,356 \text{ kg/m}^3$

Perancangan Shell and Tube

Luas perpindahan panas, $A = 482,423 \text{ m}^2 = 5.192,758 \text{ ft}^2$

Dimensi Tube:

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 10, Kern, 1950:843):

OD = $0,75 \text{ in} = 0,062 \text{ ft} = 19,05 \text{ mm}$

BWG = 16

ID = $0,62 \text{ in} = 0,052 \text{ ft} = 15,75 \text{ mm}$

Surface per lin ft, $a'' = 0,1963 \text{ ft} = 0,06 \text{ m}$

Flow area per tube, $a_t' = 0,302 \text{ in}^2$

Panjang tube, $L = 8 \text{ m} = 26,25 \text{ ft}$

(range untuk long tube evaporator adalah 3-10 m)

(Geankoplis, hal:491)

1. Menghitung jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L a''} = 1.005,048 \text{ buah}$$

Berdasarkan Tabel 9 hal 842, Kern 1950 diperoleh:

$$N_t = 1.068 \text{ buah}$$

Pitch = $0,9375 \text{ in}$, triangular pitch

IDshell = $35 \text{ in} = 2,916 \text{ ft} = 0,889 \text{ m}$

($D_{\text{shell}} < 4 \text{ m}$, Tabel 4-7, Ulrich)

ODtube = $0,75 \text{ in} = 0,062 \text{ ft} = 1,91 \text{ cm}$

(19 mm < D_{tube} < 63 mm, walas, hal.203)

2. Koreksi Ud

Luas permukaan perpindahan panas sebenarnya:

$$A = N_t \times L \times a'' = 5.503,270 \text{ ft}^2$$

$$Q = 9.787.607,760 \text{ kJ/jam}$$

$$= 9.276.862,201 \text{ Btu/jam}$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T} = 46,476 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

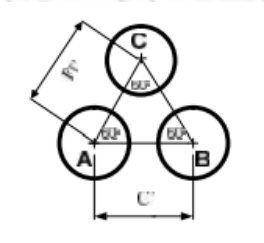
3. Pemilihan pitch

Untuk OD shell = 35 in dan $N_t = 1.068$ buah, dipilih triangular pitch dengan

$$P_t = 0,9375 \text{ in} = 0,078 \text{ ft} = 2,38 \text{ cm}$$

Alasan pemilihan:

- Film koefisien pada triangular pitch lebih tinggi daripada pada rotated triangular pitch dan square pitch.
- Dapat dibuat jumlah tube yang lebih banyak karena susunannya lebih kompak.



Gambar C9. Susunan tube dengan triangular pitch

$$\text{Clearance, } C' = P_t - O D_{\text{tube}} = 0,1875 \text{ in} = 0,476 \text{ cm}$$

$$A' = N_t \times 2 \times \text{Luas pitch (ABC)}$$

$$\text{Dimana: Luas ABC} = \frac{1}{2} \times \text{alas} \times \text{tinggi}$$

$$= \frac{1}{2} \times P_t \times t \quad ; \text{ dengan } t = P_t \sin 60^\circ$$

$$= \frac{1}{2} \times P_t \times P_t \sin 60^\circ$$

$$= \frac{1}{2} \times (P_t)^2 \sin 60^\circ$$

$$= 0,381 \text{ in}^2$$

$$= 2,455 \text{ mm}^2$$

$$\text{Maka diperoleh } A' = 5.243,88 \text{ mm}^2$$

4. Menghitung volume tube

$$\begin{aligned}\text{Volume tube} &= \frac{1}{4} \times \pi \times (\text{ID}_{\text{tube}})^2 \times L \\ &= 95,04 \text{ in}^3 = 0,002 \text{ m}^3 \\ \text{Volume total tube} &= \text{Volume tube} \times N_t \\ &= 101.502,72 \text{ in}^3 = 2.136 \text{ m}^3\end{aligned}$$

5. Dimensi shell and tube

Spesifikasi shell and tube pada Evaporator

Shell	Tube
ID : 35 in	Jumlah, N_t : 1.240 buah
Pass : 1	Panjang, L : 8 m
Baffle space, B : 35 in	: 26,25 ft
Jumlah baffle : 9 buah	OD : 0,75 ft
	: 0,019 m
	ID : 0,62 in
	: 0,016 m
	BWG : 16
	Pitch : 0,9375 in
	: 0,024 m
	(triangular pitch)
	Pass : 1
	at' : 0,302 in ²

Sumber: Tabel 9 dan 10, Kern, 1950

Fluida panas, steam, shell

1. Menghitung flow area, as

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_t}$$

$$C' = (\text{pt-tube OD}) = 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_t} = \frac{35 \times 0,25 \times 35}{144 \times 0,9375} = 2,268 \text{ ft}^2$$

2. Laju alir massa, G_s

$$W = 165.052,172 \text{ kg/jam}$$

$$= 363.877,752 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 160.439,925 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan Reynold, Re

$$T1 = 248 \text{ F}$$

$$T2 = 248 \text{ F}$$

$$T_{av} = 248 \text{ F}$$

$$\mu = 0,013 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 0,031 \text{ lb/hr.ft}$$

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers.3.6})$$

$$D_e = 6,60 \text{ in} = 0,55 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern})$$

$$\text{maka } Re = \frac{0,55 \times 160.439,925}{0,031} = 2.846.514,798$$

4. Menentukan h_o

Untuk *steam*:

$$h_o = 1.500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\frac{h_o}{\theta_s} = h$$

Fluida dingin, filtrate keluaran dari press filter, tube

1. Menghitung *flow area* (a_t)

$$a_t = \frac{N_t \times a_{t'}}{144 \times n} = 2,239 \text{ ft}^2$$

2. Laju alir massa (G_t)

$$w = 177.259,712 \text{ kg/jam}$$

$$= 390.790,770 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 174.538,084 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. Bilangan Reynold, Res

$$t_1 = 351 \text{ K}$$

$$t_2 = 373 \text{ K}$$

$$t_{av} = 373 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,4288 \text{ cp} \times 2,42 \\ &= 1,0377 \text{ lb/hr.ft} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{D_e \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers. 3.6})$$

$$D = 0,62 \text{ in} = 0,052 \text{ ft} \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$\text{maka } Re = \frac{0,052 \times 174.538,084}{1,0377} = 8.746,246$$

4. Menentukan J_H

$$J_H = 28 \quad (\text{fig. 24, kern})$$

5. Menghitung h_i

$$\frac{h_i}{\theta_t} = J_H \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dengan :

$$c = 17,341 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F/ft}$$

$$k = 0,406 \text{ Btu/lb.F}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\theta_t} &= 28 \left(\frac{0,406}{0,052} \right) \left(\frac{17,341 \times 1,0377}{0,406} \right)^{1/3} \\ &= 9.688,624 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

6. Menghitung h_{io}

$$\begin{aligned} \frac{h_{it}}{\theta_t} &= \frac{h_i}{\theta_t} \times \left(\frac{ID}{OD} \right) \\ &= 2.604,989 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

7. Menghitung t_w

$$\begin{aligned} t_w &= t_a + \frac{\frac{h_o}{\theta_s}}{\frac{h_o}{\theta_s} + \frac{h_i}{\theta_s}} (T_a - t_a) \\ &= 221,835 \text{ F} \end{aligned}$$

8. Koreksi h_{io}

Pada t_w :

$$\begin{aligned}\mu_w &= 0,4 \text{ cp} \times 2,42 \\ &= 0,968 \text{ lb/hr.ft}\end{aligned}$$

$$\Theta_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,1} = 1,007$$

$$\begin{aligned}h_{it} &= \frac{h_{it}}{\Theta_t} \Theta_t \\ &= 2.623,223 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}\end{aligned}$$

9. Menghitung *clean overall heat transfer coefficient*, U_c

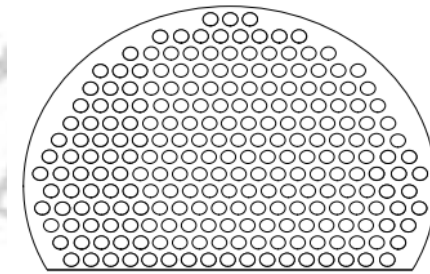
$$U_c = \frac{h_{it} \times h_o}{h_{it} + h_o} = 954,310 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

10. Menghitung *dirt factor*, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,02$$

6. Pemilihan *baffle*

Baffle yang dipilih adalah *baffle cut* dapat dilihat pada Gambar C10 berikut:



Gambar C10. *Baffle cut* 25%

Dimensi *baffle*:

$$H_b = D_s \times B_c = \frac{D_b}{2} - D_s(0,5 - B_c)$$

Keterangan:

H_b = Tinggi *baffle cut*

D_b = Diameter *baffle*

D_s = Diameter *shell*

B_c = Baffle cut sebagai fraksi

Diketahui:

$D_b = D_s = PQ = 35$ in

$B_c = 25\%$

maka ,

$H_b = 8,75$ in

Dimana :

$H_b = CD$

$AO = BO = PO = QO = DO = \text{Jari-jari baffle} = \frac{1}{2} \times \text{Diameter baffle}$
 $= 17,5$ in

$CO = DO - CD = 8,75$ in

$BC = \sqrt{BO^2 - CO^2} = 15,155$ in

Sehingga $AB = 2 \times BC = 30,310$ in

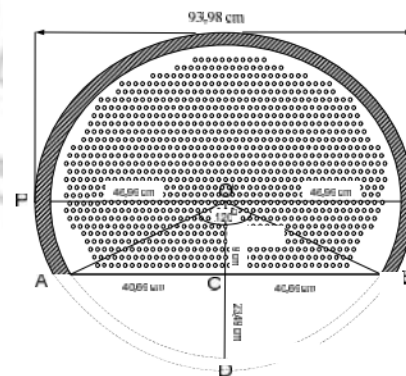
$\angle AOB = \angle AOC + \angle BOC$

Karena segitiga AOB merupakan segitiga sama kaki maka $\angle AOC = \angle BOC$
dan $\angle AOC$ sebesar:

$\sin(\angle AOC) = 0,866 \angle AOC = 60^\circ$

Sehingga $\angle AOB = 2 \times \angle AOC = 120^\circ$

Dimensi baffle dan baffle cut dapat dilihat pada Gambar C11.



Gambar C11. Dimensi Baffle dan Baffle Cut

7. Perancangan shell

a. Tekanan desain

Bahan yang digunakan :SA-167 Grade 11 Type 316

Kondisi operasi : T = 111,71°C = 384,86 K

$$P = 1,574 \text{ atm} = 23,126 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan operasi (Coulson, vol. 6, 1983:637). Tekanan desain dibuat 10 % di atasnya.

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 10,93 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 37,48 \text{ psi} = 2,55 \text{ atm}$$

b. Tebal *shell*

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan:

P = Tekanan desain = 37,48 psi

r_i = jari-jari tangki = 17,5 in

F = Allowable stress material = 18.750 psi

(Brownell and Young, 1959)

C = Faktor korosi = 0,125 in/tahun

E = Efisiensi *double welded butt joint* = 0,8

(Tabel 13.2, Brownell and Young, 1959:254)

Maka t_s = 0,168 in

Digunakan standar t_s = 0,1875 in = 0,476 cm

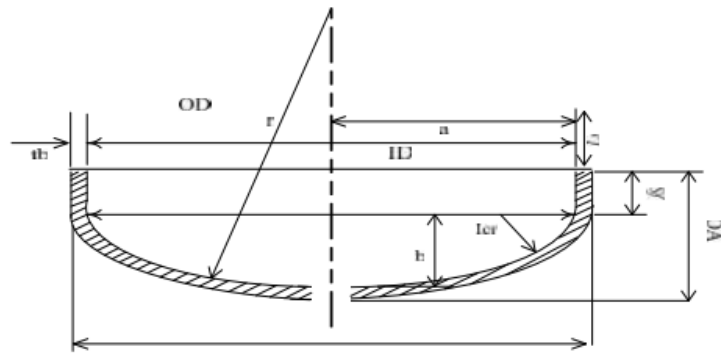
(Tabel 5.8, Brownell and Young, 1959)

$$OD_{\text{shell}} = ID_{\text{shell}} + 2 \cdot t_s = 35,375 \text{ in}$$

Digunakan OD_{shell} standar = 38 in = 96,52 cm

c. Bagian *bottom shell*

Bentuk tutup bagian bawah *shell* yang digunakan adalah *torospherical flanged bottom*. Biasa digunakan untuk merancang *vessel* dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig (1,021-13,609 atm).



Gambar C12. *Torispherical flanged and dished bottom*

Dimana:

OD = Diameter luar = 38 in = 96,52 cm

ID = Diameter dalam = 37,375 in = 94,93 cm

Berdasarkan Tabel 5.7 dan 5.8 hal 89, Brownell and Young diperoleh nilai i_{cr} dan r untuk OD = 38 in dan ketebalan = 0,1875 in yaitu:

i_{cr} = Inside corner radius = 2,375 in = 6,03 cm

r_c = Radius of dish = 36 in = 91,44 cm

sf = Straight flange = 2 in

- Stress intensification factor for torispherical dished head (W)

$$W = \frac{1}{3} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_i}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 1,723 \text{ in} = 4,377 \text{ cm}$$

- Tebal bottom

$$i = \frac{pr_c W}{2fE - 0,2P} + c \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 0,077 \text{ in} = 0,197 \text{ cm}$$

Diambil standar $t_h = 0,1875 \text{ in} = 0,476 \text{ cm}$

- Tinggi head bottom

$$AB = \frac{ID}{2} - i_{cr} = 16,312 \text{ in} = 41,43 \text{ cm}$$

$$BC = r - i_{cr} = 33,625 \text{ in} = 85,408 \text{ cm}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 29,403 \text{ in} = 74,684 \text{ cm}$$

- Tinggi *dished* (b)

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = r - AC = 6,59 \text{ in} = 16,756 \text{ cm}$$

- Tinggi *head* (OA)

$$OA = th + b + sf = 8,784 \text{ in} = 0,223 \text{ m}$$

- Tinggi total *shell and tube* pada Evaporator (H)

$$H_{\text{total dengan dish bottom}} = L + OA + Fs$$

Dimana:

$$L = \text{Panjang tube} = 314,96 \text{ in} = 8 \text{ m}$$

$$OA = \text{Tinggi bottom} = 8,78 \text{ in} = 0,223 \text{ m}$$

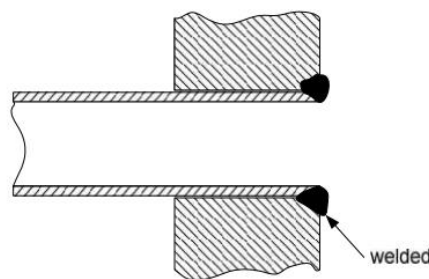
$$Fs = \text{Tinggi flanged} = 3 \text{ in} = 0,076 \text{ m}$$

$$H_{\text{total dengan dish bottom}} = 8,299 \text{ m} = 326,74 \text{ in} = 27,23 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total tanpa dish bottom}} = 8,076 \text{ m} = 317,96 \text{ in} = 26,49 \text{ ft}$$

8. Tube sheet

Tube sheet berupa plat berbentuk lingkaran dan berfungsi sebagai pemegang ujung-ujung *tube* dan pembatas aliran fluida di sisi *shell* dan *tube*. Pemasangan *tube* pada evaporator menggunakan teknik pengelasan (*welded*).



Gambar C13. *Tube sheet* dengan teknik pengelasan

Material *tube sheet* : SA-129C

Maximum allowable stress, f : 10.500 psi

Spec. Min Tensile: 42.000 psi

Tebal *tube sheet*:

$$t = \frac{f}{2} \left(\frac{p}{s} \right)^{1/2}$$

(Garbett, 1958)

Keterangan:

t = Tebal plat dari *tube sheet* yang efektif, in

S = Tegangan tarik yang diizinkan pada temperatur desain dari bahan
yang digunakan *tube sheet* = 10.500 psi

P = Tekanan desain = 37,48 psi

F = 1

Maka $t = 1,135 \text{ in} = 0,0288 \text{ m} = 28,8 \text{ mm}$

Digunakan standar $t = 1,25 \text{ in}$

Desain Deflektor (Pemisah Uap)

Laju umpan = 177.259,712 kg/jam

Terdiri dari: Vapor (H₂O) = 165.052,172 kg/jam = 10.303,870 lb/jam

Liquid = 12.207,540 kg/jam = 26.913,018 lb/jam

Densitas liquid = 4.594,300 kg/m³ = 286,821 lb/ft³

Densitas vapor = 948,25 kg/m³ = 59,197 lb/ft³

a. Menghitung faktor pemisah uap-cair (FLV)

$$F_L = \left(\frac{w_L}{w_V} \right) \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$
$$= 0,033$$

Keterangan :

WL : Laju alir liquid (Lb/s)

WV : laju alir uap (Lb/s)

ρ_v : Densitas uap (Lb/ft³)

ρ_L : Densitas liquid (Lb/ft³)

Untuk FLV = 0,033 diperoleh nilai KV=0,32 dengan menggunakan Gambar. 18.5b (Couper, 2005). Dimana KV merupakan faktor kecepatan uap vertikal.

b. Menghitung kecepatan uap maksimum (U_{v maks})

$$(U_v)_{\max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Couper, 2005})$$
$$= 0,627 \text{ ft/s}$$

- c. Menghitung debit uap

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V}$$

$$= 174,060 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,048 \text{ ft}^3/\text{s}$$

- d. Menghitung luas penampang minimum vessel

$$A_{V\min} = \frac{Q_V}{(U_V)_{\max}}$$

$$= 0,0771 \text{ ft}^2$$

- e. Menghitung diameter minimum

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \times A_{V\min}}{\pi}}$$

$$= 0,313 \text{ ft (3,756 in)}$$

- f. Menghitung debit cairan (QL)

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho_L}$$

$$= 93,832 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

- g. Menghitung volume cairan dalam tangki (VL)

Dengan thold (*holding time*) = 3 menit dengan faktor operasi 2

$$= 2 \times (3 \times 60) = 360 \text{ s}$$

$$V_L = Q_L \cdot t_{\text{hold}}$$

$$= 9,382 \text{ ft}^3$$

- h. Bagian *shell* Deflektor

Bahan yang digunakan : SA-167 Grade 11 Type 316

Kondisi operasi :

$$T = 111,71 \text{ oC} = 384,86 \text{ K}$$

$$P = 1,57 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 37,48 \text{ psi} = 2,55 \text{ atm}$$

$$T_s = \frac{P}{2(f-0,6P)} + C$$

Keterangan:

P = Tekanan desain = 37,48 psi

d = *Inside diameter shell* = 40,021 in = 101,61 cm

F = *Allowable stress material* = 18.750 psi

(Brownell and Young, 1959)

C = Faktor korosi = 0,125 in/tahun

E = Efisiensi *double welded butt joint* = 0,8

(Tabel 13.2, Brownell and Young, 1959:254)

Maka t_s = 0,163 in

Digunakan standar t_s = 0,1875 in = 0,476 cm

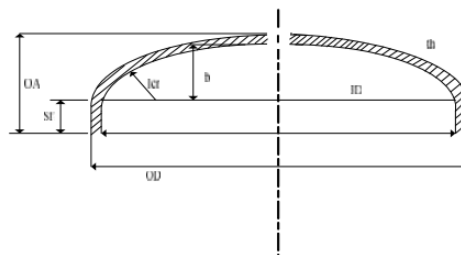
(Tabel 5.8, Brownell and Young, 1959)

OD_{shell} = $ID_{shell} + 2.t_s$ = 40,397 in = 102,61 cm

Diambil OD_{shell} standar = 42 in = 106,68 cm

i. Bagian *head* Deflektor

Bentuk tutup yang digunakan adalah *torospherical flanged head*. Biasa digunakan untuk merancang *vessel* dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig (1,021-13,609 atm).



Gambar C14 *Torispherical flanged and dished head*

Dimana:

OD = Diameter luar = 42 in = 106,68 cm

ID = Diameter dalam = 40,021 in = 101,61 cm

Berdasarkan Tabel 5.7 dan 5.8 hal 89, Brownell and Young diperoleh nilai

icr dan r untuk OD = 42 in dan ketebalan = 0,1875 in yaitu:

icr = *Inside corner radius* = 2,625 in = 6,67 cm

rc = *Radius of dish* = 42 in = 106,68 cm

sf = *Straight flange* = 2 in = 5,08 cm

- *Stress intensification factor for torispherical dished head (W)*

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 1,75 \text{ in} = 4,44 \text{ cm}$$

- *Tebal head*

$$t_h = \frac{pr_c w}{2 \cdot f \cdot e^{-0,2} p_d} + C \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 0,069 \text{ in} = 0,175 \text{ cm}$$

Digunakan standar $t_h = 0,1875 \text{ in} = 0,476 \text{ cm}$

- *Tinggi head bottom*

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 17,573 \text{ in} = 44,64 \text{ cm}$$

$$BC = r - icr = 39,375 \text{ in} = 100,01 \text{ cm}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 35,236 \text{ in} = 89,49 \text{ cm}$$

- *Tinggi dished (b)*

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} - r - AC = 6,764 \text{ in} = 17,18 \text{ cm}$$

- *Tinggi head (OA)*

$$OA = t_h + b + sf = 8,952 \text{ in} = 0,23 \text{ m}$$

RESUME EVAPORATOR

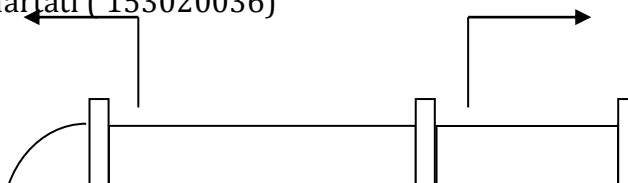
Tipe	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i> dengan tutup atas <i>Flanged and Standard Dish Head</i> dan tutup bawah berbentuk konis	
Bahan Kontruksi	<i>SA-167 Grade 11 Type 316</i> (18 % Cr, 10 % Ni, 2 % Mo)	
	Shell	Tube
OD	35 in	0,75 in
ID	35 in	0,62 in
Jumlah Tube	1.068 buah	
Panjang Tube	8 m	
Flow Area	0,302 in ²	
Tinggi Evaporator	8,299 m	
Jumlah <i>baffle</i>	9 buah	
Tipe <i>baffle</i>	<i>baffle cut</i>	
Diameter <i>baffle</i>	35 in	

F. HEAT EXCHANGER

Revy Andar Raesta (153020025)
Ninik Indah Hartati (153020036)

HW

C50



Gambar C15. Heat Exchanger

Kode = HE-01

Fungsi : Memanaskan larutan sodium silikat sebelum masuk ke dalam reactor dari suhu 30°C sampai 80°C.

Tujuan perancangan :

1. Menentukan tipe *Heat Exchanger*
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan rute fluida panas dan dingin
4. Menentukan dimensi Heat Exchanger
5. Menghitung faktor kekotoran (Rd)
6. Menghitung Pressure Drop ΔP

1. **Menentukan tipe Heat Exchanger**

Tipe HE yang digunakan dapat ditentukan melalui perhitungan harga luas permukaan perpindahan panas (A). dari data perhitungan neraca massa dan neraca panas diperoleh data:

Panas yang dilepaskan = 29.147.966,860 kJ/jam
= 27.626.942,012 Btu/jam.

Fluida panas = Asam Sulfat (H₂SO₄)

Suhu masuk *heat exchanger* = 92,31°C = 198 °F

Suhu keluar *heat exchanger* = 80°C = 176 °F

Laju alir fluida panas = 137.622,840 kg/jam = 303.406,065 lb/jam

Pressure drop larutan maksimal = 10 psi
 Fluida dingin = Sodium Silikat ($\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$)
 Suhu masuk heat exchanger = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
 Suhu keluar heat exchanger = $80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$
 Laju alir fluida dingin = $46.342,848 \text{ kg/jam} = 102.168,369 \text{ lb/jam}$
 Pressure drop larutan maksimal = 10 psi

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

Hot fluid (°F)		Cold fluid (°F)	Differences (°F)
198	Hight temperature	176	22
176	Lower temperature	86	90
22	Differences	90	68
$(T_1 - T_2)$		$(t_2 - t_1)$	

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{90 - 22}{2,3 \log \frac{90}{22}} = 48,3^\circ\text{F}$$

(Pers. 5.14, hal 89 Kern)

$$\begin{aligned} R &= (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \\ &= 22 / 90 \\ &= 0,244 \end{aligned}$$

(Reff: Hal 94 Kern)

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \\ &= (176 - 86) / (365,31 - 86) \\ &= 0,322 \end{aligned}$$

Dari Fig.18, hal 828 Kern didapatkan $F_t = 0,98$

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \times F_t \\ &= 48,3^\circ\text{F} \times 0,98 \\ &= 47,33^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(Pers. 7.42 hal 149 Kern)

- Menghitung kalorik temperature

$$\begin{aligned} T_c &= T_{\text{av}} = (T_1 + T_2) / 2 \\ &= (365,31 + 176) / 2 \end{aligned}$$

$$= 270,65 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

(Pers. 5.28 hal 96 Kern)

$$\begin{aligned} t_c = t_{av} &= (t_1 + t_2)/2 \\ &= (176 + 86)/2 \\ &= 131 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

(Pers. 5.29 hal 96 Kern)

Dari tabel appendix, hal 840 Kern diperoleh harga $U_D = 250\text{-}500 \text{ Btu/jam.}^{\circ}\text{F.ft}^2$. Jika diambil harga $U_D = 375 \text{ Btu/jam.}^{\circ}\text{F.ft}^2$, maka luas perpindahan panas :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{6.852.864,780}{375 \times 48,3} = 378,350 \text{ ft}^2$$

(Pers. 6.11 hal 107 Kern)

Karena harga Q (beban panas) sangat besar dan luas perpindahan panas (A) >200 ft², maka dipilih heat exchanger tipe *shell and tube*.

Prosedur yang digunakan berdasarkan buku Kern

$$e^n = 0,1963 \text{ ft}^2 \text{ per lin ft} \quad (\text{tabel 10 kern})$$

panjang tube yang digunakan = 16'0"

$$\begin{aligned} \text{Number of tube (Nt)} &= 498,06 \times 0,1963 \\ &= 97,7 = 97 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9 di dapatkan = 97 tube, 1 pass, ¾ in OD, 1-in square pitch

Angka yang mendekati = 97 tube

$$\begin{aligned} A &= 97 \times 16'0'' \times 0,1963 \\ &= 304,65 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{(A \times \Delta T)} \\ &= \frac{6.852.864,780}{(304,65 \times 47,33)} \\ &= 475,263 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

(Pers 6.11 hal 107 Kern)

2. Menentukan Rute Fluida

Karena flow rate natrium silikat lebih rendah daripada asam sulfat, untuk itu aliran fluidanya:

Bagian shell = natrium silikat

Bagian tube = asam sulfat

3. Menentukan Bahan Kontruksi

Pada perancangan *heat exchanger* bahan konstruksi yang dipilih *Carbon Steel SA 179* Berdasarkan ASTM SA-179, *Carbon Steel SA-179* dapat digunakan sebagai bahan konstruksi *shell and tube exchanger* untuk fluida bertekanan dengan pertimbangan :

- *Carbon steel* dapat digunakan untuk suhu operasi hingga 1202 F
- Harga yang relatif lebih murah dibandingkan stainless steel
- Mudah dibentuk dan tahan terhadap korosi
- Mempunyai *allowable stress* yang cukup besar yaitu 12.200 psi

(Coulson&Richardson, 2005 4th vol 6, p.296-297)

4. Menentukan Spesifikasi Heat Exchanger

Direncanakan Heat Exchanger yang digunakan mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

Shell side:

ID = 13 ¼ in

(Tabel 9, hal 841 Kern)

Jumlah pass = 1

(Tabel 9, hal 841 Kern)

Tube side:

Jumlah = 97

(Tabel 9, hal 841 Kern)

Panjang tube = 16'0"

(Tabel 10, hal 843 Kern)

OD, BWG, Pitch = ¾ in, 18 BWG (Tabel 10, hal 843 Kern), 1-in square

Jumlah pass = 2

5. Menentukan Dirt Factor (Rd)

Cold fluid, Shell Side, Natrium silikat

a. Flow area, a_s

Revy Andar Raesta (153020025)

Ninik Indah Hartati (153020036)

C54

$$B = ID/5 = 13 \frac{1}{4} / 5 = 2,65 \text{ in}$$

$$a_s = ID \times C'B / (144Pt)$$

$$= 13 \frac{1}{4} \times 0,25 \times 2,65 / (144 \times 1)$$

$$= 0,061 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_s

$$G_s = W / a_s$$

$$= 102.168,369 / 0,061$$

$$= 1.674.891,295 \text{ lb/hr.ft}^2$$

c. Pada $T_c = 270,65 \text{ }^\circ\text{F}$

Komponen	X_i	$\ln \mu$	$X_i \cdot \mu(C_p)$
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	0,35	2,833	0,991
H_2O	0,65	-1,044	-0,678

$$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 = 0,991 \times 2,42 = 2,398 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -0,678 \times 2,42 = -1,642 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\mu \text{ campuran} = \mu_{\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2} + \mu_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 0,756 \text{ lb/ft.hr}$$

(Victor A. Bloomfield And R. E. Dewa)

$$De = 0,95 / 12 = 0,079$$

(Fig.28 Kern)

$$Re_s = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,079 \times 1.674.891,65}{0,756}$$

$$= 175.021,746$$

d. $j_H = 520$

(Fig.28 Kern)

e. pada $T_c = 270,65 \text{ }^\circ\text{F}$

Komponen	X_i	k	$X_i \cdot k(\text{Btu/hr ft}^2) (^\circ\text{F/ft})$
$\text{Na}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2$	0,35	1,1	1,485
H_2O	0,65	0,442	0,287

$$\begin{aligned}
k_{\text{campuran}} &= (X_i.k)_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2} + (X_i.k)_{\text{H}_2\text{O}} - [0,72 \times X_i_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2} \times X_i_{\text{H}_2\text{O}} \\
&\quad (k_{\text{H}_2\text{O}} - k_{\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2})] \\
&= 1,485 + 0,287 - [0,72 \times 0,35 \times 0,65 (0,287 - 1,485)] \\
&= 1,772 - (-0,196) \\
&= 1,968
\end{aligned}$$

(Filippov and Novoselova, 1955)

Komponen	X_i	c	$X_i.c(\text{Btu/lb}^\circ\text{F})$
$\text{Na}_2\text{O}_3.2\text{SiO}_2$	0,35	0,243	0,085
H_2O	0,65	1	0,65

$$c_{\text{campuran}} = 0,735 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

(S.Teja, Amyn., 1983)

$$\begin{aligned}
\left[\frac{c.\mu}{k}\right]^{1/3} &= \left[\frac{0,735 \times 0,756}{1,968}\right]^{1/3} \\
&= 0,656
\end{aligned}$$

f. Menghitung h_o

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left[\frac{c.\mu}{k}\right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

$$\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14} \text{ diasumsikan } 1,0$$

$$\begin{aligned}
h_o &= 520 \times \frac{1,968}{0,079} \times 0,656 \times 1,0 \\
&= 8.497,774 \text{ Btu/hr ft}^2 (^\circ\text{F/ft})
\end{aligned}$$

Hot Fluid, Tube Side, Asam Sulfat

a. Flow area, $a'_t = 0,334 \text{ in}^2$

(Tabel 10 Kern)

$$\begin{aligned}
a_t &= N_t a'_t / 144 n \\
&= 97 \times 0,334 / 144 \times 2 \\
&= 0,112 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_t

$$\begin{aligned} G_t &= W / a_t \\ &= 303.406,065 / 0,112 \\ &= 2.708.982,723 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= G_t / (3600 \times \rho) \\ &= \frac{2.708.982,723}{3600 \times 64,175} \\ &= 11,725 \end{aligned}$$

c. Pada $t_c = 131^\circ\text{F}$

Komponen	X_i	$\ln \mu$	$X_i \cdot \mu (\text{lb/ft.hr})$
H_2SO_4	0,05	2,625	0,131
H_2O	0,95	0,039	0,037

$$\begin{aligned} \mu_{\text{campuran}} &= \mu_{\text{H}_2\text{SO}_4} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 0,168 \text{ lb/ft.hr} \end{aligned}$$

(Victor A. Bloomfield And R. E. Dewa)

$$D_e = 0,652 / 12 = 0,054 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} R_{et} &= D_e \cdot G_t / \mu \\ &= \frac{0,054 \times 2.708.982,723}{0,168} \\ &= 870.744,446 \end{aligned}$$

d. $h_i = 2.673 \text{ Btu/hr ft}^2 (^\circ\text{F/ft})$

$$\begin{aligned} \text{e. } h_{io} &= h_i \cdot \frac{ID}{OD} \\ &= 2.673 \times \frac{0,652}{3/4} \\ &= 2.323,728 \text{ Btu/hr ft}^2 ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Clean Overall Coeficient

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{2.323,728 \times 8.497,774}{2.323,728 + 8.497,774} = 1.824,748 \text{ Btu/hr ft}^2 ^\circ\text{F}$$

Faktor kekotoran, R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \\ &= \frac{1.824,748 - 475,263}{1.824,748 \times 475,263} \\ &= 0,001 \text{ hr ft}^2 ^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 12 (Kern, 1998,p.845), diasumsikan bahwa fouling factor untuk asam sulfat dan natrium silikat yaitu 0,002 dan 0,001.

Sehingga R_d yang diijinkan adalah $0,002 + 0,001 = 0,003 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$

Sedangkan untuk R_d perhitungan = $0,001 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$

6. Menentukan Pressure Drop

Shell Side, Natrium Silikat

- a. Untuk $Re_s = 127.227,346$

$$f = 0,0014 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (Fig.29)}$$

$$s = 1,39$$

(Tabel 2-1 Perry 6th edition)

- b. No.of crosses, $N+1$:

$$N + 1 = 12.L / B$$

$$= 12 \times 16 / 2,65$$

$$= 72,452$$

$$D_s = 12/12 = 1 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{c. } \Delta P_s &= \frac{f.Gt^2.D_s.(N+1)}{5,22.10^{10}.D_s.\phi_s} \\ &= \frac{0,0014 \times 1.674.891,295^2 \times 1 \times 72,452}{5,22.10^{10} \times 0,079 \times 1,39 \times 1} \\ &= 4,96 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tube Side, Asam sulfat

- a. Untuk $Re_t = 731.425,335$

$$f = 0,000089 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (Fig.29)}$$

$$s = 1,834$$

(Tabel 2-1 Perry 6th edition)

$$\begin{aligned} \text{b. } \Delta P_t &= \frac{f.Gt^2.L.n}{5,22.10^{10}.D_s.\phi_t} \\ &= \frac{0,000089 \times 2.708.982,723^2 \times 16 \times 2}{5,22.10^{10} \times 0,054 \times 1,834 \times 1} \end{aligned}$$

= 4,17 psi

RESUME HEAT EXCHANGER

	Tube	Shell
h outside	1.850,227	2.323,728
ΔP terhitung	4,96 psi	4,17 psi
ΔP yang diijinkan	10 psi	10 psi
U_c	731,049 Btu/hr ft ² °F	
U_D	450,46 Btu/hr ft ² °F	
R_d terhitung	0,001 hr ft ² °F/Btu	
R_d yang diijinkan	0,003 hr ft ² °F/Btu	



LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	: 99.000 ton/tahun
Basis Perhitungan	: 1 tahun (330 hari)
Tahun Evaluasi	: 2020
Kurs mata uang	: Rp. 14.252,00/US\$

(Bank Indonesia, 3 Desember 2018)

Langkah – langkah analisa kelayakan ekonomi pada perancangan pabrik *precipitated silica* meliputi:

- a. *Capital Invesment*
- b. *Manufacturing Cost*
- c. *General Expense*
- d. Analisa Kelayakan

1. ***Capital Invesment***

Capital investment terdiri dari:

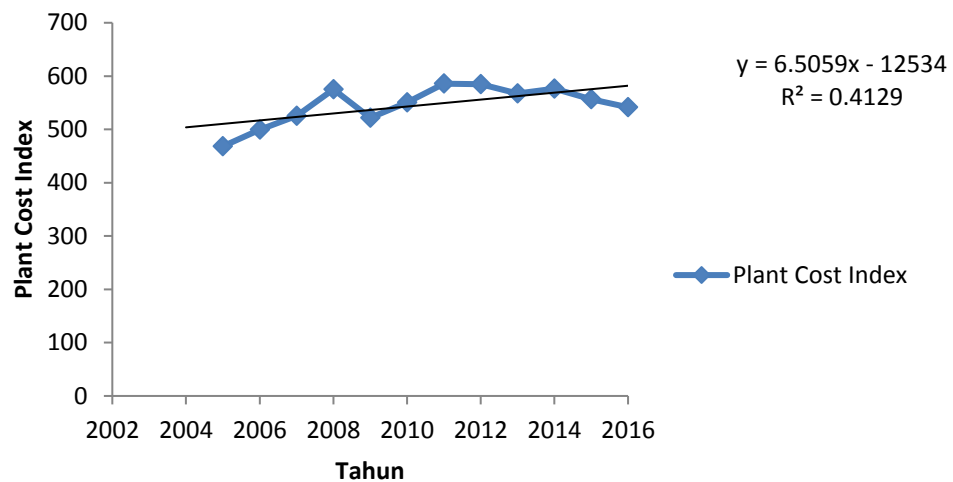
- A. *Fixed Capital Investment*
- B. *Working Capital Invesment*
- C. *Plant Start Up*
- D. *Interest During Construction*

Perubahan harga alat terjadi dari tahun ke tahun karena perubahan kondisi perekonomian. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa lalu, sehingga dapat diperoleh harga alat pada masa sekarang atau yang akan datang. Untuk tujuan tersebut digunakan data Indeks terdahulu yang ditampilkan dalam Tabel D.1. Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari data *plant cost index* di *Chemical Engineering Online*.

Tabel D.1 ***Chemical Engineering Plant Cost Index*** tahun 2005 s/d 2016

Tahun	Plant Cost Indeks
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	576,1
2015	556,8
2016	541,7

(Sumber: <http://www.chemengonline.com/pci-home>, 2018)



Gambar D.1. Grafik Hubungan antara Tahun dengan **Plant Cost Index**

Dari Tabel D.1 dilakukan beberapa persamaan sehingga didapatkan nilai R yang mendekati 1 seperti pada Gambar D.1 menggunakan persamaan linear sebagai berikut :

$$y = 6,505x - 12.534$$

dengan :

x = tahun

y = *plant cost index*

dari persamaan ini maka dapat dihitung nilai *plant cost index* pada tahun 2020 adalah :

$$y = 6,505(2020) - 12.534$$

Untuk menentukan harga alat pada saat sekarang dapat ditentukan dengan persamaan:

$$Ex = Ey \times \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun pembelian

Ey = harga alat pada tahun referensi

Nx = indeks harga pada tahun pembelian

Ny = indeks harga pada tahun referensi

(Aries and Newton, 1995, p.16)

Untuk mengetahui harga alat yang sama dengan kapasitas berbeda, maka harga alat tersebut dapat diestimasi dengan cara membandingkan dengan alat sejenis yang telah diketahui kapasitas serta harganya dengan menggunakan persamaan berikut:

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^n$$

Dimana:

Eb = harga untuk kapasitas b

Ea = harga untuk kapasitas a

Cb = kapasitas b

Ca = kapasitas a

n = eksponen

(Aries and Newton, 1995, p.15)

Nilai eksponen tergantung pada jenis alat sebagai fungsi kapasitas

(Ulrich, 1984).

Namun secara umum, nilai eksponen untuk semua alat adalah 0,6

(Aries and Newton, 1995, p.15).

Harga alat pada tahun 2014 dan 2020 dapat dilihat pada Tabel D.2 berikut:

Tabel D.2. Harga Alat pada Tahun 2014 dan 2020

Kode	Alat	Jumlah	Harga 2014 (US\$)	Total (US \$)
T	Tangki	5	56.360	281.800
HE	HE	2	73.500	147.000
D-01	Dissolver	1	474.800	474.800
PF-01	Press Filter	2	22.100	44.200
R-01	Reactor	1	1.037.600	1.037.600
BM-01	Ball Mill	1	92.100	92.100
SC	Screw Conveyor	2	12.700	25.400
RD-01	Rotary Dryer	1	162.600	162.600
BE	Bucket Elevator	3	7.000	21.000
BC	Belt Conveyor	1	21.400	21.400
S	Silo	2	5.500	11.000
BL	Blower	3	3.000	9.000
AH-01	Air Heater	1	41.700	41.700
K-01	Condensor	1	21.600	21.600
VS-01	Vibrating Screen	1	20.900	20.900
B	Baging Machine	1	287.900	287.900
P	Pompa	10	6.338,461	63.384,61
C	Cyclone	1	5.700	5.700
F	Filter	1	44.000	44.000
PC	Pneumatic Conveyor	2	40.700	81.400
H	Hopper	2	11.400	22.800
	Valve	12	7.953,846	95.446,152
E-01	Evaporator	1	283.000	283.000
S-01	Sentrifuge	1	56.700	56.700
Total Equipment Cost (2014)				3.352.430,762
Total Equipment Cost (2020)				3.527.006,223

A. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment (FCI) adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produktif

Fixed Capital Investment terdiri dari:

Revy Andar Raesta (153020025)
Ninik Indah Hartati (153020036)

1. Biaya Pembelian Alat (*Purchased Equipment Cost*)

Purchased Equipment Cost (PEC) adalah harga pembelian alat proses dari tempat pembelian. *Purchased Equipment Cost* terdiri dari:

a.	Harga pembelian alat (EC)	3.527.006,223
b.	EMKL (15%EC)	529.050,933
c.	Pengangkutan alat sampai pelabuhan (15%EC)	529.050,933
d.	Asuransi (0,6%EC)	2.116,204
e.	Provisi bank (0,25%EC)	8.817,516
f.	Pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi (15%EC)	529.050,933
g.	Pajak barang impor (15% EC)	529.050,933
Total Purchased Equipment Cost (PEC)		5.645.143,675

2. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat – alat proses dan biaya pemasangannya. Berdasarkan Aries & Newton (1955) p.77, *Equipment Installation Cost* sebesar 43% dari PEC yang terdiri dari, material 11% dan buruh 32%.

$$\begin{aligned}\text{a. Material} &= 11\% \times \text{PEC} \\ &= 11\% \times \$ 5654143,675 \\ &= \$ 621.955,804\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{b. Labour} &= 32\% \times \text{PEC} \\ &= 32\% \times \$ 5654143,675 \\ &= \$ 1.809.325,976\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia dengan perbandingan *manhour* asing : Indonesia = 1 : 3

$$1 \text{ manhour asing} = \$ 20$$

$$1 \text{ manhour Indonesia} = \$ 5$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah manhour} &= 32\% \times \frac{\text{PEC}}{(\text{USD } 20 \times 1 \times 0,05) + (\text{USD } 5 \times 3 \times 0,95)} \\ &= 32\% \times \frac{5654143,675}{(\text{USD } 20 \times 1 \times 0,05) + (\text{USD } 5 \times 3 \times 0,95)} \\ &= \$ 126.970,243\end{aligned}$$

$$\text{Tenaga asing} = 5\% \times 1 \times 118.176,442 \text{ manhour} \times (\$ 20/\text{manhour})$$

$$\begin{aligned}
 &= \$ 126.970,243 \\
 \text{Tenaga local} &= 95\% \times 3 \times 126.970,243 \text{ manhour } (\$ 5/\text{manhour}) \\
 &= \$ 1.682.355,733 \\
 \text{Total Equipment Instalation Cost} &= \$ 2.431.281,780
 \end{aligned}$$

3. Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari Tabel 17 Aries & Newton (1955) p. 78, diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan *fluid – fluid* biaya pemipaan sebesar 86% PEC, terdiri dari material 49% PEC dan ongkos buruh 37% PEC (100% tenaga Indonesia).

$$\begin{aligned}
 \text{a. Material} &= 49\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 2.770.530,401 \\
 \text{b. Labour} &= 37\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 2.092.033,160
 \end{aligned}$$

$$\text{Total piping cost} = \$ 4.862.563,561$$

4. Biaya Instrumentasi (*Instrument Cost*)

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (*control*). Dari Tabel 19, Aries & Newton (1955) p.97 diperoleh bahwa untuk *extensive control* besarnya biaya instrumentasi adalah 30% PEC terdiri dari material 24% PEC dan buruh 6% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{a. Material} &= 24\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 1.356.994,482 \\
 \text{b. Labour} &= 6\% \times \text{PEC}
 \end{aligned}$$

Dalam instrumentasi, digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia. Perbandingan *manhour* asing : Indonesia = 1 : 3

$$1 \text{ manhour asing} = \$ 20$$

$$1 \text{ manhour Indonesia} = \$ 5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Manhour} &= 6\% \times \frac{\text{PEC}}{(USD 20 \times 1 \times 0,05) + (USD 5 \times 3 \times 0,95)} \\
 &= 6\% \times \frac{5.654.143,675}{(USD 20 \times 1 \times 0,05) + (USD 5 \times 3 \times 0,95)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \$ 23.806,920 \\
 \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 1 \times \$ 23.806,920 \text{ manhour} \times (\$ 20/\text{manhour}) \\
 &= \$ 23.806,920 \\
 \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 3 \times \$ 23.806,920 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\
 &= \$ 339.248,610
 \end{aligned}$$

Total Instrumen Cost= \$ 1.720.050,012

5. Biaya Insulasi (*Insulation Cost*)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari Tabel 21, Aries & Newton (1955) p. 98, diperoleh besarnya biaya insulasi adalah 8% PEC, terdiri dari material 3% PEC dan buruh 5% PEC. Dalam hal ini digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned}
 \text{a. Material} &= 3\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 169.624,310 \\
 \text{b. Labour} &= 5\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 282.707,183
 \end{aligned}$$

Total Insulation Cost= \$ 452.331,493

6. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Cost*)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari Tabel 22, Aries & Newton (1955) p. 102, diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah 10%, yang terdiri dari material 8% PEC dan 2% PEC.

$$\begin{aligned}
 \text{a. Material} &= 8\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 452.331,494
 \end{aligned}$$

Dalam pemasangan, digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned}
 \text{b. Labour} &= 2\% \times \$ 5.654.143,675 \\
 &= \$ 113.082,873
 \end{aligned}$$

Total Electrical Insulation Cost = \$ 565.414,367

7. Biaya Bangunan (*Building Cost*)

Luas bangunan diperkirakan 15.874 m² dengan harga bangunan /m² Rp.15.000.000

Total harga bangunan = Rp.15.000.000 x 25.000 m²

= Rp. 375.000.000.000

= \$ 26.312.096,550

8. Land and Yard Improvement Cost

Luas tanah = 25.300 m²

Harga tanah = Rp.10.000.000/m²

(www.lamudi.co.id/journal/menerawang-potensi-properti-karawang)

Total Land Cost = 25.000 m² x Rp.10.000.000

= Rp. 250.000.000.000

= \$ 17.541.397,700

9. Biaya Utilitas (Utility Cost)

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit – unit pendukung proses, antara lain air, steam, listrik, dan udara tekan. Dari Tabel 31, Aries & Newton (1955) p. 109 diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% untuk pemakaian rata – rata pabrik beroperasi normal (*average service*).

Utility Cost = 40% x \$ 5.654.143,675

= \$ 2.261.657,470

10. Biaya Lingkungan (Enviroment Cost)

Environmental cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik baik yang di dalam maupun di luar pabrik dan pembuatan IPAL. Biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10 – 30% PEC.

Total Enviroment Cost = 30% x \$ 5.654.143,675

= \$ 1.696.243,103

PHYSICAL PLANT COST (PPC)

Tabel D.3 Physical Plant Cost

No.	Physical Plant Cost (PPC)	US\$
1	Purchased Equipment Cost	5.654.143,675
2	Equipment Instalation	2.431.281,780
3	Piping Cost	4.862.563,561
4	Instrumentation Cost	1.720.050,012
5	Insulation Cost	452.331,493
6	Electrical Instalation	565.414,367
7	Building Cost	26.312.096,550
8	Land and Yard Improvement Cost	17.541.397,700
9	Utility Cost	2.261.657,470
10	Environmental Cost	1.696.243,103
Total PPC (US\$)		63.497.179,711

11. Engineering and Construction Cost

Engineering and Construction Cost adalah biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Dari Tabel 4, Aries & Newton (1995) p. 4, untuk *physical cost* lebih dari \$ 5.000.000 maka biaya *Engineering & Construction Cost* sebesar 20% PPC.

$$\begin{aligned}\text{Total Engineering and Construction Cost} &= 20\% \times \$ 63.497.179,711 \\ &= \mathbf{\$12.699.435,940}\end{aligned}$$

DIRECT PLANT COST (DPC)

$$\begin{aligned}\text{DPC} &= \text{PPC} + \text{Total Engineering and Construction Cost} \\ &= \$ 63.497.179,711 + \$12.699.435,940 \\ &= \mathbf{\$76.196.615,650}\end{aligned}$$

12. Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Dari Tabel 4, Aries & Newton (1955) p. 4 *contractor's fee* diestimasi sebesar 4 – 10% DPC, diambil 10% DPC.

$$\text{Total Contractor's Fee} = 10\% \times \$76.196.615,650$$

$$= \$7.619.661,565$$

13. *Contingency*

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Dari Tabel 5, Aries & Newton (1955) p. 4, besarnya 10 – 25% DPC. Dalam hal ini diambil 25% DPC.

$$\begin{aligned} \text{Total Contingency} &= 25\% \times \$76.196.615,650 \\ &= \$19.049.153,910 \end{aligned}$$

FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI)

Tabel D.4 Fixed capital investment (FCI)

No.	Total Fixed Capital Investment (FCI)	Biaya (US\$)
1	DPC (<i>Direct Plant Cost</i>)	76.196.615,650
2	<i>Contractor's Fee</i>	7.619.661,565
3	<i>Contingency Cost</i>	19.049.153,910
Total FCI (US\$)		102.765.421,125

B. *Working Capital Investment*

Working Capital adalah dana yang digunakan untuk menjalankan usaha asecara normal, yang terdiri dari:

1. *Raw Material Inventory*

Dalam penyediaan bahan baku harus mempertimbangkan pabrik yang menyediakannya, 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. *Raw Material Inventory* dapat dihitung dengan mengetahui harga asam sulfat Rp. 5.000/kg dan sodium silikat Rp. 2.700/kg.

Tabel D.5 Raw Material Inventory Cost

Raw Material	Waktu penyimpanan (hari)	Harga USD/ kg	Kebutuhan (kg/hari)	Harga (USD)
Asam Sulfat	7	0,350	168.517,752	58.981,213
Sodium Silikat	7	0,189	389.280,000	1.471.478,110
Total Raw Material Inventory Cost				1.530.459,323

2. *In Process Inventory*

In Process Inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Besarnya diperkirakan 50% dari Total *Manufacturing Cost*. (Aries & Newton 1955 p. 12).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya selama Operasi} &= \frac{0,5 \times \text{waktu siklus} \times \text{TMC}}{12} \\
 \text{Total In Process Inventory} &= \frac{0,5 \times 1 \times 154.819.282,700}{12} \\
 &= \$ 6.450.803,446
 \end{aligned}$$

3. *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan setara dengan 1 bulan produksi untuk harga total *manufacturing cost*

(Aries & Newton, 1955, p.12)

$$\begin{aligned}
 \text{Total Produk Inventory Cost} &= \frac{1}{12} \times \text{TMC} \\
 &= \frac{1}{12} \times 154.819.282,700 \\
 &= \$ 12.901.606,890
 \end{aligned}$$

4. *Extended Credit*

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama 1 bulan produksi atau 2 kali biaya *total manufacturing cost* dalam 1 bulan produksi.

(Aries & Newton, 1955, p. 12).

$$\begin{aligned}\text{Total Extended Credit} &= 2 \times \frac{1}{12} \times \text{TMC} \\ &= 2 \times \frac{1}{12} \times 154.819.282,700 \\ &= \$ 25.803.213,780\end{aligned}$$

5. *Available cash*

Available cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, *service*, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan 1 bulan *total manufacturing cost*

(Aries & Newton, 1955, p. 13).

$$\begin{aligned}\text{Total Available Cash} &= \frac{1}{12} \times \text{TMC} \\ &= \frac{1}{12} \times 154.819.282,700 \\ &= \$ 12.901.606,890\end{aligned}$$

WORKING CAPITAL INVESTMENT (WCI)

Tabel D.6. Working Capital Investment

No.	Working Capital Investment (WCI)	US\$
1	Raw Material Inventory	1.530.459,323
2	In Process Inventory	6.450.803,446
3	Product Inventory	12.901.606,890
4	Extended Credit	25.803.213,780
5	Available Cash	12.901.606,890
Total WCI (US\$)		59.587.690,330

C. *Plant Start Up*

Besarnya 5-10% dari FCI

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plan Start Up} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \$102.765.421,125 \\ &= \$10.276.542,112\end{aligned}$$

D. Interest During Construction (IDC)

Bunga bank 5% pertahun dari FCI. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan selama 2 tahun.

$$\begin{aligned}\text{IDC} &= 5\% \times \text{FCI} \times 2 \\ &= 5\% \times \$102.765.421,125 \times 2 \\ &= \$10.276.542,112\end{aligned}$$

TOTAL CAPITAL INVESTMENT (TCI)

Tabel D.7. Total Capital Investment (TCI)

No.	Capital Investment	Biaya (US\$)
1	Total Fixed Capital Investment (FCI)	102.765.421,125
2	Total Working Capital (WCI)	59.587.690,330
3	Plant Start Up	10.276.421,125
4	Interest During Construction	10.276.421,125
Total Capital Investment (US\$)		182.905.953,700

2. Manufacturing Cost

Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi.

Adapun manufacturing cost terdiri dari:

A. *Direct Manufacturing Cost*

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk, yang terdiri dari:

1. *Biaya Bahan Baku (Raw Material Cost)*

- **Sodium Silikat**

Kebutuhan Sodium Silikat dalam 1 tahun = 367.035.356,200 kg

Harga Sodium Silikat = \$ 0,189/kg

Total harga Sodium Silikat dalam 1 tahun = \$ 69.369.682,310

- **Asam Sulfat**

Kebutuhan Asam Sulfat dalam 1 tahun = 55.610.858,160 kg

Harga Asam Sulfat = \$ 0,350/kg

Total harga Asam Sulfat dalam 1 tahun = \$ 19.463.800,360

Total Biaya Bahan Baku = \$ 88.833.482,670

2. *Labor Cost*

Tabel D.8 Total Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Tahun (Rp)
Kepala Regu	17	8.000.000	136.000.000
Karyawan Proses	64	7.000.000	448.000.000
Karyawan Utilitas	28	7.000.000	196.000.000
Karyawan K3 Dan Lingkungan	8	7.000.000	56.000.000
Karyawan Pemeliharaan	6	7.000.000	42.000.000
Karyawan Laboratorium	3	7.000.000	21.000.000
Total Labor			889.000.000 \$62.377,210

3. *Supervisory Cost*

Tabel D.9 Supervisory Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)
Kepala Bag Teknik	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Bag Produksi	1	20.000.000	20.000.000
Kepala Seksi Proses	1	9.000.000	9.000.000
Kepala Seksi Lab, Analisa dan Riset	1	9.000.000	9.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	9.000.000	9.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan	1	9.000.000	9.000.000
Kepala Seksi K3 dan HSE	1	9.000.000	9.000.000
Total Labor (USD)			85.000.000
			\$5.964,075

4. *Annual Maintenance Cost*

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses, besarnya 8 – 10% FCI. Dalam hal ini ditetapkan 10% FCI.

(Tabel 38, Aries & Newton, 1995, p. 163).

$$\begin{aligned}
 \text{Total Annual Maintenance Cos} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= 10\% \times \$102.765.421,125 \\
 &= \mathbf{\$ 10.276.542,112}
 \end{aligned}$$

5. *Plant Supplies Cost*

Plant supplies cost ditetapkan sebesar 15% dari *Annual Maintenance Cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

(Aries & Newton, 1955, p. 168).

$$\begin{aligned}
 \text{Total Plant Supplies Cost} &= 15\% \times \text{AMC} \\
 &= 15\% \times \$ 10.276.542,112 \\
 &= \mathbf{\$ 1.541.481,317}
 \end{aligned}$$

6. *Royalties & Patent Cost*

Biaya untuk royalty dan paten adalah 1 – 5% dari harga penjualan (*sales*) per tahun (Aries & Newton, 1955, p. 168).

Kapasitas Produksi SiO ₂	= 99.000.000 kg/th
Harga Produk	= Rp. 24.000,00/kg = \$ 1,683/kg
Penjualan Produk	= \$ 166.617.000
Kapasitas Produk H ₂ SO ₄	= 24.588.487,440 kg/th
Harga Produk	= Rp. 2.000/kg = \$ 0,140/kg
Penjualan Produk	= \$ 3.442.388,242
Kapasitas Produk Na ₂ SiO ₄	= 72.095.229,360 kg/th
Harga Produk	= Rp. 6.000/kg = \$ 0,420/kg
Penjualan Produk	= \$ 30.279.996,330
Total Penjualan Produk	= \$ 200.339.384,600
Total <i>Royalties and Patent Cost</i>	= 5% x \$ 200.339.384,600
	= \$ 10.016.969,230

7. *Utility Cost*

Utility Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit – unit pendukung proses sehingga dihasilkan *steam*, air bersih, listrik, dan bahan bakar. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25 – 50% dari harga bangunan dan *contingency* (Aries & Newton, 1955, p.168).

Harga Bangunan + <i>Contingency</i>	= \$ 26.312.096,550 + \$19.018.800,030
	= \$ 45.330.896,580
Total <i>Utility Cost</i>	= 50% x \$ 45.456.741,380
	= \$ 22.665.448,290

DIRECT MANUFACTURING COST (DMC)

Tabel D.10. Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Total (US\$)
1	Bahan Baku (<i>Raw Material Cost</i>)	88.833.482,670
2	Tenaga Kerja (<i>Labor Cost</i>)	62.377,210

3	<i>Supervision Cost</i>	5.964,075
4	<i>Annual Maintenance Cost</i>	10.276.542,112
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	1.541.481,317
6	<i>Royalties & Patent Cost</i>	10.016.969,230
7	<i>Utility Cost</i>	22.665.448,290
Total DMC (US\$)		133.396.300,800

B. Indirect Manufacturing Cost

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran yang tidak berkaitan langsung dengan proses produksi suatu barang, yang terdiri dari:

1. Payroll Overhead Cost

Payroll overhead meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR, besarnya 15 – 20% dari *Labor Cost*

(Aries & Newton, 1955, p. 173).

$$\begin{aligned}
 \text{Total Payroll Overhead Cos} &= 20\% \times \text{labor cost} \\
 &= 20\% \times \$ 62.377,210 \\
 &= \$ 12.475,442
 \end{aligned}$$

2. Laboratory Cost

Besarnya 10% dari *Labor cost* (Aries & Newton, 1955, p. 174).

$$\begin{aligned}
 \text{Laboratory Cost} &= 10\% \times \$ 62.377,210 \\
 &= \$ 6.237,721
 \end{aligned}$$

3. Plant Overhead Cost

Plant overhead cost adalah biaya yang diperlukana untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi yaitu pergudangan, biaya kesehatan, dan bonus produksi. Besarnya 50 – 100% dari *labor cost*. Dalam perkiraan ini ditetapkan 50% dari *labor cost*.

(Aries & Newton, 1955, p. 174).

$$\begin{aligned}\text{Total Plant Overhead Cost} &= 50\% \times \$ 62.377,210 \\ &= \$ 31.188,605\end{aligned}$$

4. *Packaging Product and Transportation Cost*

Besarnya 4 – 36% harga penjualan produk. Ditetapan besarnya 4% dari harga penjualan (Aries & Newton, 1955, p. 174).

$$\begin{aligned}\text{Total Packaging and Transportation Cost} &= 4\% \times \$ 200.339.384,600 \\ &= \$ 8.013.575,384\end{aligned}$$

INDIRECT MANUFACTURING COST

Tabel D.11. Total Indirect Manufacturing Cost

No.	Indirect Manufacturing Cost	Total (US\$)
1	Payroll Overhead Cost	12.475,442
2	Laboratory Cost	6.237,721
3	Plant Overhead Cost	31.188,605
4	Packaging Cost and Transportation Cost	8.013.575,384
Total Indirect Manufacturing Cost		8.063.477,152

C. Fixed Manufacturing Cost

Fixed manufacturing cost merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial *Fixed Capital Investment* dan harganya tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat produksi (jumlah produksi). *Fixed Manufacturing Cost* terdiri dari:

1. *Depreciation*

Depreciation merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8 – 10% FCI. Ditetapkan 10% FCI

(Aries & Newton, 1955, p. 180).

$$\begin{aligned}\text{Total Depreciation} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \$ 102.765.421,125 \\ &= \$ 10.276.542,112\end{aligned}$$

2. *Property Taxes*

Property taxes adalah pajak yang dibayar oleh perusahaan, besarnya 1 – 2% FCI. Ditetapkan 2% dari FCI

(Aries & Newton, 1955, p. 181).

$$\begin{aligned}\text{Total Property Taxes} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= 2\% \times \$ 102.765.421,125 \\ &= \$ 2.055.308,422\end{aligned}$$

3. *Insurance Cost*

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, besarnya 1% dari FCI

(Aries & Newton, 1955, p. 182).

$$\begin{aligned}\text{Total Insurance Cost} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \$ 102.765.421,125 \\ &= \$ 1.027.654,211\end{aligned}$$

FIXED MANUFACTURING COST

Tabel D.12 Total Fixed Manufacturing Cost

No.	Fixed Manufacturing Cost	Total (US\$)
1	Depreciation	10.276.542,112
2	Property Taxes	2.055.308,422
3	Insurance Cost	1.027.654,211
Total Fixed Manufacturing Cost		13.359.504,740

TOTAL MANUFACTURING COST

Tabel D.13 Total Manufacturing Cost

No.	Manufacturing Cost	TOTAL (US\$)
1	Direct Manufacturing Cost	133.396.300,800
2	Indirect Manufacturing Cost	8.063.477,152
3	Fixed Manufacturing Cost	13.359.504,740
Total Manufacturing Cost (US\$)		154.819.282,700

4. General Expense

General expense adalah macam – macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi – fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. *General Expense* terdiri dari:

A. Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji karyawan selain karyawan proses yang terdiri dari:

1. Management Salaries

Tabel D.14 Management Salaries

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Tahun (Rp)
1.	Direktur	1	25.000.000	25.000.000
2.	Manager Produksi	1	20.000.000	20.000.000
3.	Manager Keuangan & Umum	1	20.000.000	20.000.000
4.	Karyawan Pengadaan	3	4.867.052	14.601.156
5.	Sekretaris	3	6.500.000	19.500.000
6.	Kepala Bagian	3	15.000.000	45.000.000
7.	Kepala Seksi	7	9.000.000	63.000.000
8.	Karyawan Pemasaran	10	4.867.052	48.670.520
9.	Karyawan Keuangan	8	4.867.052	38.936.416
10.	Karyawan Personalia	6	4.867.052	29.202.312

11.	Karyawan Humas	5	4.867.052	24.335.260
12.	Karyawan Keamanan	6	4.867.052	29.202.312
13.	Paramedis	2	6.000.000	12.000.000
14.	Dokter	1	12.000.000	12.000.000
15.	Cleaning Service	7	4.867.052	34.069.364
16.	Pesuruh	3	4.867.052	14.601.156
17.	Supir	4	4.867.052	19.468.208
TOTAL MANAGEMENT SALARIES				469.586.704
				\$32.948,828

2. *Legal Fee and Auditing*

Untuk *Legal Fee* dan *auditing* disediakan sebesar **\$ 150.000**

3. *Office Supplies*

Peralatan kantor setiap tahunnya disediakan sebesar **\$ 15.000**

TOTAL ADMINISTRATION COST

Tabel D.15. Administration Cost

No.	Administration	Total (US\$)
1	Management Salaries	32.948,828
2	Legal Fee and Auditing	150.000,000
3	Office Supplies	15.000,000
Total Administration Cost		197.948,828

B. *Sales Expense*

Besarnya *sales expense* bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, *advertisement* dan lain – lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5 – 22% harga penjualan. Dalam perancangan ditentukan 5% dari harga penjualan

(Aries & Newton, 1955, p.185)

Total *Sales Expense* = 5% x MC

= 5% x \$ 154.819.282,700

$$= \$ 7.740.964,135$$

C. *Research and Development Cost*

Research and development cost besarnya antara 3,5 – 8% dari *Manufacturing cost*.

$$\begin{aligned} \text{Total Research and Development Cost} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \$ 154.819.282,700 \\ &= \$ 7.740.964,135 \end{aligned}$$

D. *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya *finance cost* sebesar 2 – 4% dari *Total Capital Investment*. Ditetapkan 4% (Aries & Newton, 1955, p. 187).

$$\begin{aligned} \text{Total Finance Cost} &= 4\% \times \text{TCI} \\ &= 3\% \times \$ 182.905.953,700 \\ &= \$ 5.487.178,610 \end{aligned}$$

TOTAL GENERAL EXPENSE (GE)

Tabel D.16. Total General Expense

No.	General Expense	Total (US\$)
1	Administrasi	197.948,828
2	Sales Expense	7.740.964,135
3	Research and Development Cost	7.740.964,135
4	Finance	5.487.178,610
Total General Expense		21.167.055,710

TOTAL BIAYA PRODUKSI (PRODUCTION COST)

Tabel D.17. Total Biaya Produksi (Production Cost)

No.	Production Cost	Total (US\$)
1	Total Manufacturing Cost	154.819.282,700
2	General Expense	21.167.055,710
Total Production Cost (US\$)		175.986.338,400

4. Analisa Kelayakan

Mengevaluasi kelayakan berdirinya suatu pabrik ada beberapa hal yang dapat menjadi tolak ukur, antara lain:

- Keuntungan / Profit
- Percent Profit On Sales (POS)
- Return On Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Shut Down Point (SDP)
- Discounted Cash Flow-Rate of Return (DCF-ROR)

A. Keuntungan / Profit

Kapasitas Produksi SiO ₂	= 99.000.000 kg/th
Harga Produk	= Rp. 24.000,00/kg = \$ 1,683/kg
Penjualan Produk	= \$ 166.617.000
Kapasitas Produk H ₂ SO ₄	= 24.588.487,440 kg/th
Harga Produk	= Rp. 2.000/kg = \$ 0,140/kg
Penjualan Produk	= \$ 3.442.388,242
Kapasitas Produk Na ₂ SiO ₄	= 72.095.229,360 kg/th
Harga Produk	= Rp. 6.000/kg = \$ 0,420/kg
Penjualan Produk	= \$ 30.279.996,330
Total Penjualan Produk	= \$ 200.339.384,600
Biaya Produksi	= \$ 175.986.338,400
Keuntungan	= Penjualan – Biaya Produksi
	= \$ 200.339.384,600 -
	\$175.986.338,400
	= \$ 24.353.046,190

Keuntungan sebelum pajak = \$ 24.353.046,190

Perhitungan Pajak Keuntungan

Berdasarkan UU No.36 Tahun 2008 tentang pajak penghasilan, pasa 17, wajib pajak badan usaha sebesar 25% dari keuntungan yang diperoleh. Sehingga pajak yang harus dibayarkan yaitu:

Total Pajak = 25% x \$ 24.353.046,190
= \$ 6.088.261,548

Keuntungan setelah pajak = \$ 24.353.046,190- \$ 6.088.261,548
= \$ 18.264.784,640

B. Percent Profit On Sales (POS)

POS = $\frac{\text{keuntungan}}{\text{total penjualan}} \times 100\%$

POS sebelum pajak = $\frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{total penjualan}} \times 100\%$

$$= \frac{\$ 24.353.046,190}{\$ 200.339.384,600} \times 100\% \\ = 12,155 \%$$

POS setelah pajak = $\frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{total penjualan}} \times 100\%$

$$= \frac{\$ 18.264.784,640}{\$ 200.339.384,600} \times 100\% \\ = 9,116 \%$$

C. Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Batas minimum *Return On Investment* yang dapat diterima untuk indestri kimia dengan tingkat resiko rendah sebesar 11% (sebelum pajak) (Tabel 54, Aries & Newton,1955, p. 193).

ROI = $\frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital investment}} \times 100\%$

ROI sebelum pajak = $\frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{fixed capital investment}} \times 100\%$

$$= \frac{\$ 24.353.046,190}{\$ 102.765.421,125} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}
 &= 23,697 \% \\
 \text{ROI setelah pajak} &= \frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{fixed capital investment}} \times 100\% \\
 &= \frac{\$ 18.264.784,640}{\$ 102.765.421,125} \times 100\% \\
 &= 17,773 \%
 \end{aligned}$$

D. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah waktu pengambilan modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang dikeluarkan akan kembali. Adapun untuk mengembalikan investasi tersebut digunakan 10% dari FCI yang dialokasikan dari dana Depresiasi. Batas maksimum *Pay Out Time* yang dapat diterima untuk industri kimia dengan resiko rendah yaitu 5 tahun (sebelum pajak) (Tabel 55, Aeries & Newton, 1955, p. 196).

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{profit} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{profit sebelum pajak} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\$ 102.765.421,125}{\$ 24.353.046,190 + 10.276.542,112} \times 100\% \\
 &= 2,967 \text{ tahun} \\
 &= \mathbf{2 \text{ tahun, 11 bulan, 18 hari, 7 menit, 12 detik}} \\
 \text{POT setelah pajak} &= \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{profit setelah pajak} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\$ 102.765.421,125}{\$ 18.264.784,640 + 10.276.542,112} \times 100\% \\
 &= 3,6 \text{ tahun} \\
 &= \mathbf{3 \text{ tahun, 7 bulan, 6 hari}}
 \end{aligned}$$

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 harga dicapai agar

mendapat keuntungan. Nilai BEP yang dapat diterima yaitu dibawah 60% (Aries & Newton, 1955, p. 206).

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%$$

Dimana :

Fa = *Fixed Manufacturing Cost* pertahun

Ra = *Regulated Cost* pertahun

Sa = *Sales* pertahun

Va = *Variable cost* pertahun

1. *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Tabel D.18 Fixed Manufacturing Cost

No.	Fixed Manufacturing Cost	Total (US\$)
1	Depreciation	10.276.542,112
2	Property Taxes	2.055.308,422
3	Insurance Cost	1.027.654,211
Total Fixed Manufacturing Cost		13.359.504,740

2. *Variable Cost (Va)*

Tabel D.19 Variabel Cost

No.	Variabel Cost	Total (US\$)
1	Raw material	88.833.482,670
2	Utilitas	22.665.448,290
3	Packaging and Product Transportation	8.013.575,384
4	Royalties and Patent	10.016.969,230
Total Fixed Manufacturing Cost		129.534.475,574

3. *Regulated Cost (Ra)*

Tabel D.20 Regulated Cost

No.	Regulated Cost	Total (US\$)
1	Labor	62.377,210

2	<i>Payroll overhead</i>	12.475,442
3	<i>Supervisory</i>	5.964,075
4	<i>Laboratorium</i>	6.237,721
5	<i>General expense</i>	21.167.055,710
6	<i>Annual maintenance</i>	10.276.542,112
7	<i>Plant supplies</i>	1.541.481,317
8	<i>Plant overhead</i>	31.188,605
Total Fixed Manufacturing Cost		33.103.322,190

4. *Sales (Sa)*

Penjualan produk selama satu tahun = \$ **200.339.384,600**

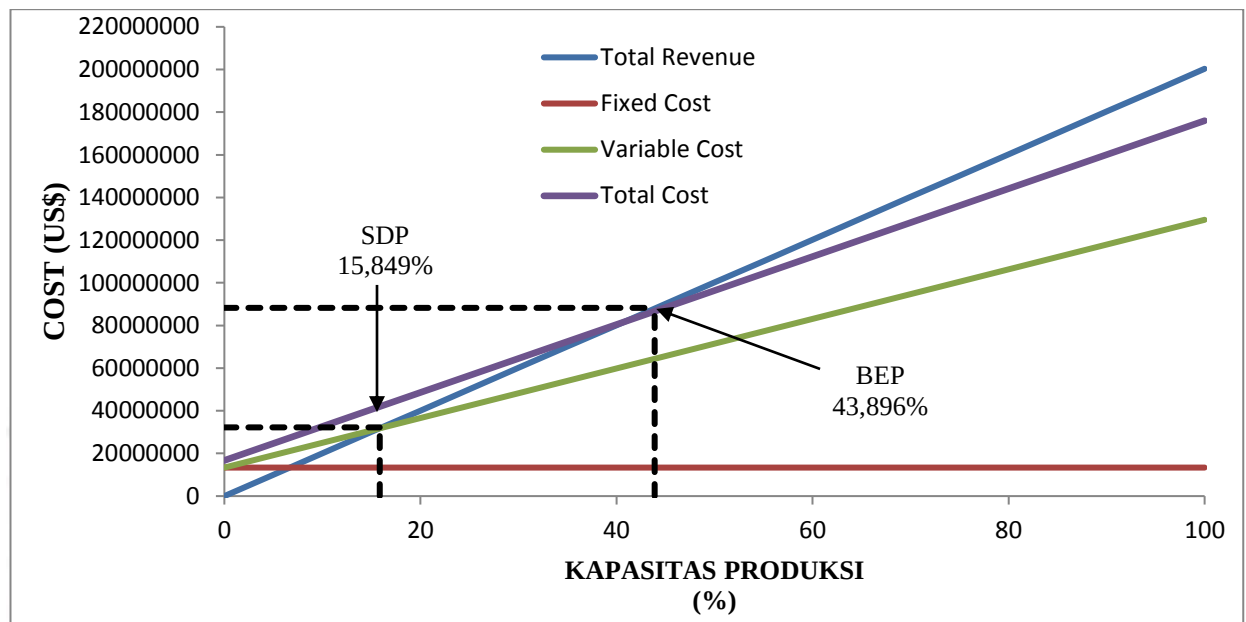
$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\
 &= \frac{13.359.504,740 + (0,3 \times 33.103.322,190)}{\$ 200.339.384,600 - 129.534.475,574 - (0,7 \times 33.103.322,190)} \times 100\% \\
 &= \frac{23.290.501,400}{\$ 200.339.384,600 - 129.534.475,574 - 23.172.325,530} \times 100\% \\
 &= \frac{23.290.501,400}{47.632.583,570} \\
 &= \mathbf{43,896 \%}
 \end{aligned}$$

F. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonominya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Pada buku Aries & Newton (1955) p. 207, SDP dirumuskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \\
 &= \frac{0,3 \times 33.103.322,190}{\$ 200.339.384,600 - 129.534.475,574 - 23.172.325,530} \times 100\% \\
 &= \frac{9.930.996,657}{47.632.583,570} \times 100\% \\
 &= \mathbf{15,849\%}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, pabrik *precipitated silica* mempunyai presentase kapasitas minimal 15,849% dari kapasitas produksi 99.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut maka lebih baik berhenti operasi atau tutup karena lebih murah menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost* daripada harus terus berproduksi.



Gambar D.2. Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

G. Discounted Cash Flow-Rate Of Return (DCF-ROR)

Untuk mengetahui besarnya i (Rate of Return), maka digunakan metode *Discounted Cash Flow* (DCF). *Discounted Cash Flow* adalah salah satu cara untuk menganalisa kelayakan ekonomi pabrik dimana *Discounted Cash Flow* didefinisikan sebagai prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu ke depan.

Fixed capital investment (FCI) = \$ 102.765.421,125

Working capital investment (WCI) = \$ 59.587.690,330

Salvage value (SV) = 10% x FCI
= \$ 10.276.542,112

Depresiasi = \$ 10.276.542,112

Cash flow (CF) = keuntungan sesudah pajak + depresiasi + *finance*

$$= \$ 18.264.784,640 + \$10.276.542,112 + \$ 5.487.178,610$$

$$= \$ 34.028.505,360$$

$$\begin{aligned} \text{Umur pabrik} &= \frac{FCI - SV}{\text{Depresiasi}} \\ &= \frac{\$ 102.765.421.125 - \$ 10.276.542,112}{\$ 10.276.542,112} \\ &= 9 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$(FCI + WCI) (1 + i)^n = \{((1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + 1) CF\} + (WCI + SV)$$

$$\text{Dengan trial diperoleh harga } i \text{ (rate of return)} = 0.124650433 \times 100 \% = 12,465\%$$

Harga *rate of return* lebih besar dari suku bunga bank yaitu 6,25%

Tabel D.21 Resume Analisa Kelayakan Ekonomi

No.	Parameter	Hasil Perhitungan	Tolak Ukur
1	Keuntungan (Profit) setelah pajak	\$ 18.264.784,640	-
2	<i>Percent Profit On Sales</i> (POS) setelah pajak	9,116 %	-
3	<i>Return On Investment</i> (ROI) sebelum pajak	23,697 %	Min. 11%
4	<i>Pay Out Time</i> (POT) sebelum pajak	2 tahun, 11 bulan, 18 hari, 7 menit, 12 detik	Maks. 5 tahun
5	<i>Break Even Point</i> (BEP)	43,896%	< 60%
6	<i>Shut Down Point</i> (SDP)	15,849%	-
7	<i>Rate Of Return</i> (ROR)	12,465%	>6,25%

Berdasarkan resume analisa kelayakan pada tabel di atas, dapat diketahui bahwa pabrik *precipitated silica* ini layak untuk didirikan.