

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa didasarkan pada kapasitas produksi yang ditetapkan 80.000 ton/tahun atau 9898,9899 kg/jam

- Data berat molekul

Senyawa	BM (gr/mol)
H ₃ PO ₄	98
Na ₂ CO ₃	106
NaOH	40
Na ₂ HPO ₄	142
Na ₃ PO ₄	164
Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O	380,2
H ₂ O	18
CO ₂	44
NaCl	58,5
Na ₂ SO ₄	142,1
Fe ₂ O ₃	101,9
Al ₂ O ₃	159,7
SiO ₂	60

(Perry : tabel 2-120)

- Data komposisi bahan baku

Senyawa	% berat
H ₃ PO ₄	74
H ₂ O	25,98
Na ₂ SO ₄	0,02

(PT. Petrokimia Gresik)

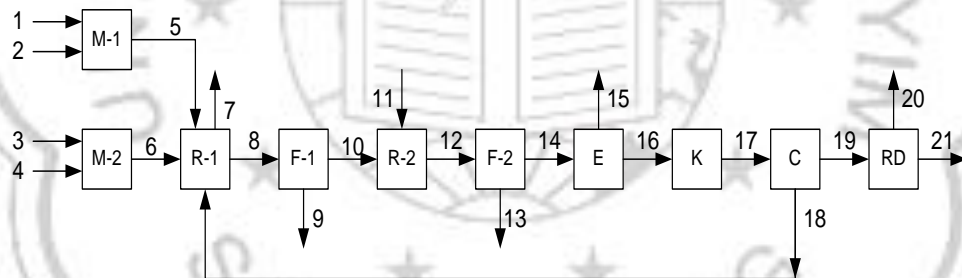
Na ₂ CO ₃	
Senyawa	% berat
Na ₂ CO ₃	95
H ₂ O	4,78
SiO ₂	0,2
Na ₂ SO ₄	0,02

(Ulman's vol.A24, pg.300)

NaOH	
Senyawa	% berat
NaOH	50
H ₂ O	49,95
NaCl	0,05

(PT. Soda Waru Indonesia)

- Skema aliran



Keterangan:

M = mixing

R = reaktor

F = filter

K = kristaliser

C = centrifuge

RD = rotary dryer

E = evaporator

Kapasitas produksi = 80.000 ton / tahun

Ditentukan : 1 tahun = 330 hari

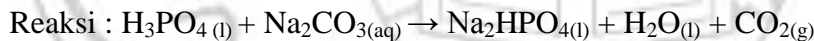
1 hari = 24 jam

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 80.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 10101,0101 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Kemurnian $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ = 98%

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} &= 98\% \times 10101,0101 \text{ kg/jam} \\ &= 9898,9899 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 &= \frac{BM \text{ Na}_3\text{PO}_4}{BM \text{ Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}} \times \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} \\ &= \frac{164}{380,2} \times 9898,9899 \text{ kg / jam} \\ &= 4269,9483 \text{ kg/jam} \\ &= 26,0363 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Terjadi di reaktor 1



Terjadi di Reaktor 2

Konversi = 99,4% (Chemical Engineering Research Volume A-2)

Perbandingan mol = 1 : 1,05 (Faith Keyes, 1975)

Yield = 95% (Faith Keyes, 1975)

$$\text{Yield} = \frac{\text{kmol Na}_3\text{PO}_4 \times \text{faktor stoikiometri}}{\text{kmol H}_3\text{PO}_4}$$

$$\text{Kmol H}_3\text{PO}_4 = \frac{17,9 \text{ kmol} \times 1}{0,95}$$

$$= 27,4066 \text{ kmol}$$

Komposisi recycle:

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = \text{APR kg}$$

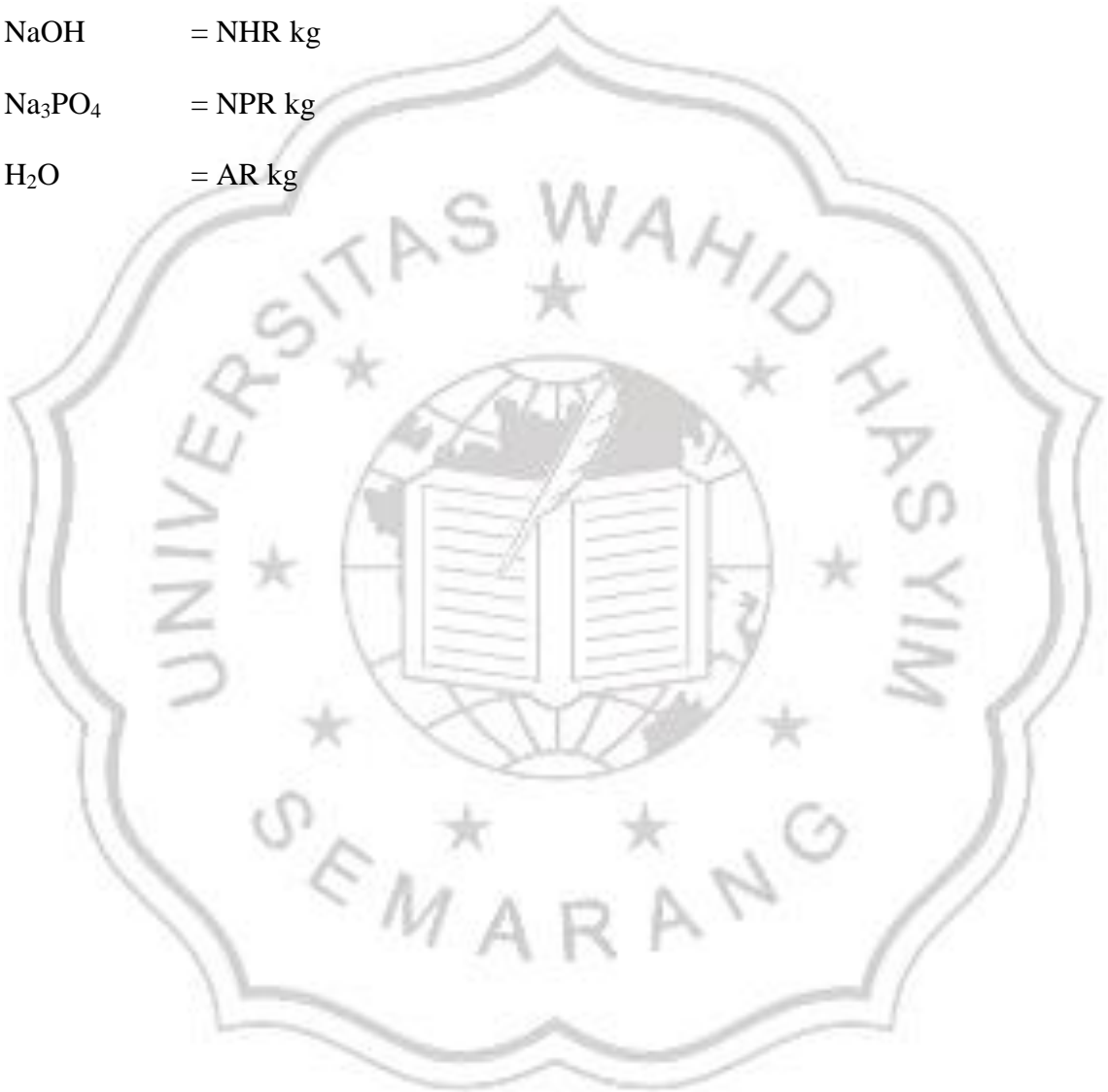
$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = \text{NCR kg}$$

$$\text{Na}_2\text{HPO}_4 = \text{DSPR kg}$$

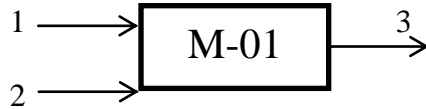
$$\text{NaOH} = \text{NHR kg}$$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 = \text{NPR kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{AR kg}$$



1. Neraca massa tangki pengencer H_3PO_4



Keterangan :

1 = bahan baku H_3PO_4 74% berat

2 = H_2O pengencer

3 = larutan H_2PO_4 62% berat (Faith Keyes, 1975)

Persamaan neraca massa :

$$(1) + (2) = (3)$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} H_3PO_4 \text{ yang dibutuhkan di reaktor 1} &= (27,4066 \text{ kmol} \times 98 \text{ kg/kmol}) - APR \text{ kg} \\ &= 2685,8468 - APR \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan } H_3PO_4 \text{ 62\% masuk di reaktor 1} &= \frac{2685,8468 - APR \text{ kg}}{0,62} \\ &= 4332,0110 - 1,6 APR \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan } H_3PO_4 \text{ 74\% masuk tangki pengenceran} &= \frac{2685,8468 - APR \text{ kg}}{0,74} \\ &= 3629,5227 - 1,4 APR \end{aligned}$$

dengan komposisi :

$$\begin{aligned} H_3PO_4 \text{ 74\%} &= 74\% \times (3629,5227 - 1,4 APR) \\ &= 2685,8468 - APR \end{aligned}$$

$$H_2O \text{ 25,98\%} = 25,98\% \times (3629,5227 - 1,4 APR)$$

$$= 942,9500-0,4 \text{ APR}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ 0,02\%} = 0,02\% \times (3629,5227-1,4 \text{ APR})$$

$$= 7,2590-2,8 \cdot 10^{-4} \text{ APR}$$

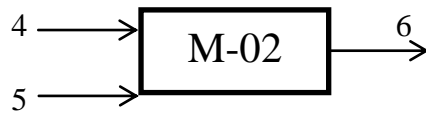
$$(1) + (2) = (3)$$

$$(2) = (4332,0110-1,6 \text{ APR}) - (3629,5227-1,4 \text{ APR})$$

$$= 702,4883-0,2 \text{ APR}$$

Neraca Massa di M-01			
Komponen	Input		Output
	1	2	3
H ₃ PO ₄	2685,8468-APR		2685,8468-APR
H ₂ O	942,9500-0,4 APR	702,4883-0,2 APR	1645,4383-0,5 APR
Na ₂ SO ₄	7,2590-2,8 · 10 ⁻⁴ APR		7,2590-2,8 · 10 ⁻⁴ APR

2. Neraca massa pada tangki pelarutan Na₂CO₃



Keterangan :

4 = Na₂CO₃ 95% berat

5 = H₂O untuk pelarutan

6 = larutan Na₂CO₃ 30% berat (Faith Keyes, 1975)

Persamaan neraca massa:

$$(3) + (5) = (6)$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang dibutuhkan di reaktor 1} &= (1,05 \times 18,8 \text{ kmol} \times 106 \text{ kg/kmol}) - \text{NCR} \\ &= 2897,8369 - \text{NCR} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% masuk reaktor 1} &= \frac{2897,8369 \text{ kg}}{0,30} \\ &= 9659,4562 - 3,3 \text{ NCR} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\% masuk tangki pelarutan} &= \frac{2897,8369 - \text{NCR}}{0,95} \\ &= 3050,3546 - 1,1 \text{ NCR} \end{aligned}$$

dengan komposisi :

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\%} = 95\% \times (3050,3546-1,1 \text{ NCR})$$

$$= 2897,8369-\text{NCR}$$

$$\text{H}_2\text{O 4,78\%} = 4,78\% \times (3050,3546-1,1 \text{ NCR})$$

$$= 1458,0695-0,1 \text{ NCR}$$

$$\text{SiO}_2 \text{ 0,2\%} = 0,2\% \times (3050,3546-1,1 \text{ NCR})$$

$$= 6,1007-2,1 \cdot 10^{-3} \text{ NCR}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 0,02\% \times (3050,3546-1,1 \text{ NCR})$$

$$= 0,6101-2,1 \cdot 10^{-4} \text{ NCR}$$

$$(4) + (5) = (6)$$

$$(5) = (9659,4562-3,3 \text{ NCR}) - (3050,3546-1,1 \text{ NCR})$$

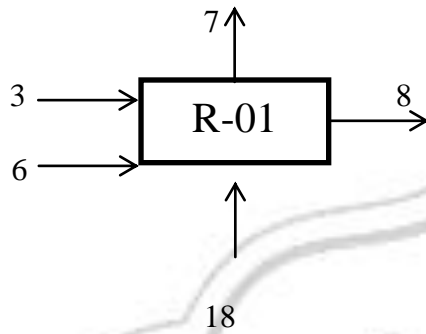
$$= 6609,1016-2,3 \text{ NCR}$$

$$\text{H}_2\text{O pada arus (6)} = (6609,1016-2,3 \text{ NCR}) + (1458,0695-0,1 \text{ NCR})$$

$$= 8067,1711-2,3 \text{ NCR}$$

Neraca massa di M-02			
Komponen	Input		Output
	4	5	6
Na ₂ CO ₃	2897,8369-NCR		2897,8369-NCR
H ₂ O	1458,0695-0,1 NCR	6609,1016 – 2,3 NCR	8067,1711-2,4 NCR
SiO ₂	6,1007-2,1.10 ⁻³ NCR		6,1007-2,1.10 ⁻³ NCR
Na ₂ SO ₄	0,6101-2,1.10 ⁻⁴ NCR		0,6101-2,1.10 ⁻⁴ NCR

3. Neraca massa pada reaktor 1



Keterangan :

3 = larutan H_3PO_4 74% berat

6 = larutan Na_2CO_3 30% berat

7 = gas CO_2

8 = produk reaktor 1

18 = recycle

Persamaan neraca massa :

$$(3) + (6) + (18) = (7) + (8)$$

Perhitungan:

Komposisi recycle :

H_3PO_4 = APR

Na_2CO_3 = NCR

Na_2HPO_4 = DSPR

NaOH = NHR

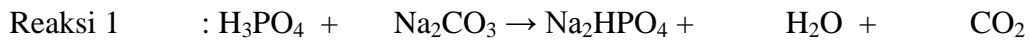
Na_3PO_4 = NPR

H_2O = AR

Kmol H₃PO₄ mula-mula = 27,4066 kmol

Kmol Na₂CO₃ mula-mula = 28,7769 kmol

Kmol yang bereaksi = 26,2007 kmol



mula-mula : 27,4066 28,7769

reaksi : 26,2007 26,2007 26,2007 26,2007 26,2007

hasil : 1,2059 2,5762 26,2007 26,2007 26,2007

H₃PO₄ = 1,2059 kmol x 98 kg/kmol

= 118,1773 kg

Na₂CO₃ = 2,5762 kmol x 106 kg/kmol

= 273,0794 kg

Na₂HPO₄ = 26,2007 kmol x 142 kg/kmol

= 3720,5008 kg

H₂O = 26,2007 kmol x 18 kg/kmol

= 471,6128 kg

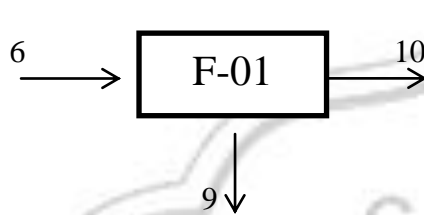
CO₂ = 26,2007 kmol x 44 kg/kmol

= 1152,8312 kg

Neraca massa di R-01					
Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)	
	3	6	18	7	8
H ₃ PO ₄	2685,8468- APR	-	APR	-	118,1773
H ₂ O	1645,4383-0,5 APR	8067,1711-2,4 NCR	AR	-	10184,2222-0,5 APR-2,4 NCR + AR
Na ₂ SO ₄	7,2590-2,8.10 ⁻⁴ APR	0,6101-2,1.10 ⁻⁴ NCR	-	-	7,8691-2,8.10 ⁻⁴ APR-2,1.10 ⁻⁴ NCR
Na ₂ CO ₃	-	2897,8369- NCR	NCR	-	273,0794
SiO ₂	-	6,1007-2,1.10- 3 NCR	-	-	6,1007-2,1.10-3 NCR

Na ₂ HPO ₄	-	-	DSPR	-	3720,5008 + DSPR
NaOH	-	-	NHR	-	NHR
Na ₃ PO ₄	-	-	NPR	-	NPR
CO ₂	-	-	-	1152,8312	-

4. Neraca massa pada filter 1



Keterangan :

8 = produk reaktor 1

9 = impuritas

10 = larutan hasil filtrasi

Persamaan neraca massa :

$$(8) = (9) + (10)$$

Dasar perencanaan :

- Impuritas yang dipisahkan terdiri dari SiO₂ dan Na₂SO₄
- Kelarutan Na₂SO₄ pada suhu 90 °C = 42,7 kg Na₂SO₄ / 100 kg H₂O

Perhitungan :

Senyawa yang dipisahkan:

$$\text{SiO}_2 \text{ (terpisahkan semuanya)} = (6,1007 - 2,1 \cdot 10^{-3} \text{ NCR}) \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 57,3\% \times (7,8691 - 2,8 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 2,1 \cdot 10^{-4} \text{ NCR})$$

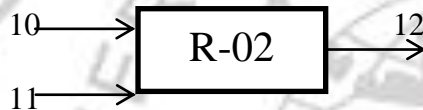
$$= (4,5090 - 1,6044 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 1,2033 \cdot 10^{-4} \text{ NCR})$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ pada arus (10)} &= ((7,8691 - 2,8 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 2,1 \cdot 10^{-4} \text{ NCR}) - (4,5090 - \\ &1,6044 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 1,2033 \text{ NCR})) \end{aligned}$$

$$= 3,3601-4,4004 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 3,3033 \cdot 10^{-4} \text{ NCR}$$

Neraca massa di F-01			
Komponen	Input	Output	
	8	9	10
H ₃ PO ₄	118,1773	-	118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794	-	273,0794
Na ₂ HPO ₄	3720,5008+DSPR	-	3720,5008+DSPR
NaOH	NHR	-	NHR
Na ₃ PO ₄	NPR	-	NPR
H ₂ O	10184,2222-0,5 APR- 2,4 NCR+AR	-	10184,2222-0,5 APR-2,4 NCR+AR
SiO ₂	6,1007-2,1 · 10 ⁻³ NCR	6,1007-2,1 · 10 ⁻³ NCR	
Na ₂ SO ₄	7,8691-2,8 · 10 ⁻⁴ APR- 2,1 · 10 ⁻⁴ NCR	(4,5090 - 1,6044 · 10 ⁻⁴ APR-1,2033 · 10 ⁻⁴ NCR)	

5. Neraca massa pada reaktor 2



Keterangan :

10 = larutan hasil filtrasi

11 = larutan NaOH 50% berat

12 = produk reaktor 2

Persamaan neraca massa :

$$(10) + (11) = (12)$$

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

$$\text{Kmol Na}_2\text{HPO}_4 \text{ mula-mula} = 26,2007 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH mula-mula} &= 26,2007 \times 1,05 \\ &= 27,5107 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kmol yang bereaksi} &= 99,4\% \times 26,2007 \\ &= 26,0435 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{NaOH yang dibutuhkan} &= (1,05 \times 26,2007 \text{ kmol} \times 40 / \text{kmol}) - \text{NHR} \\ &= 1100,4298 - \text{NHR}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Larutan NaOH 50\% masuk reaktor 2} &= \frac{1100,4298 - \text{NHR}}{0,5} \\ &= 2200,8596 - 2 \text{ NHR}\end{aligned}$$

Dengan komposisi :

$$\begin{aligned}\text{NaOH 50\%} &= 50\% \times (2200,8596 - 2 \text{ NHR}) \\ &= 1100,4298 - \text{NHR}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O 49,95\%} &= 49,95\% \times (2200,8596 - 2 \text{ NHR}) \\ &= 1099,3294 - \text{NHR}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{NaCl 0,05\%} &= 0,05\% \times (2200,8596 - 2 \text{ NHR}) \\ &= 1,1004 \cdot 10^{-3} \text{ NHR}\end{aligned}$$

Reaksi 2	: Na ₂ HPO ₄	+	NaOH	→	Na ₃ PO ₄	+	H ₂ O
mula-mula	: 26,2007		27,5107				
reaksi	: 26,0435		26,0435		26,0435		26,0435
hasil	: 0,1572		1,4672		26,0435		26,0435

$$\begin{aligned}\text{Na}_2\text{HPO}_4 &= 0,1572 \text{ kmol} \times 142 \text{ kg/kmol} \\ &= 22,3230 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{NaOH} &= 1,4672 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol} \\ &= 58,6896 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Na}_3\text{PO}_4 &= 26,0435 \text{ kmol} \times 164 \text{ kg/kmol} \\ &= 4271,1349 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 26,0435 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 468,7831 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 \text{ pada arus (12)} = 4271,1349 + \text{NPR}$$

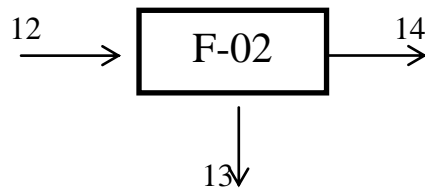
$$\text{H}_2\text{O pada arus (12)} = 10184,2222 - 0,5 \text{ APR} - 2,4 \text{ NCR} + \text{AR} + 1099,3294 -$$

$$\text{NHR} + 468,7831$$

$$= 11752,3346 - 0,5 \text{ APR} - 2,4 \text{ NCR} - \text{AR} - \text{NHR}$$

Neraca massa di R-02			
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	10	11	12
H ₃ PO ₄	118,1773	-	118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794	-	273,0794
Na ₂ HPO ₄	3720,5008+DSPR	-	22,3230
NaOH	NHR	1100,4298-NHR	58,6896
Na ₃ PO ₄	NPR	-	4271,1349+NPR
H ₂ O	10184,2222-0,5 APR- 2,4 NCR+AR	1099,3294-NHR	11752,3346-0,5 APR-2,4 NCR +AR-NHR
Na ₂ SO ₄	$3,3601-4,4004 \cdot 10^{-4}$ APR- $3,3033 \cdot 10^{-4}$ NCR	-	$3,3601-4,4004 \cdot 10^{-4}$ APR- $3,3033 \cdot 10^{-4}$ NCR
NaCl		$1,1004 \cdot 10^{-3}$ NHR	$1,1004 \cdot 10^{-3}$ NHR

6. Neraca massa pada filter 2



Keterangan :

12 = produk reaktor 2

13 = impuritas

14 = larutan hasil filtrasi

Persamaan neraca massa :

$$(12) = (13) + (14)$$

Dasar perencanaan :

- Impuritas yang dipisahkan terdiri dari NaCl dan Na₂SO₄
- Kelarutan NaCl pada suhu 90 °C = 38,5 kg NaCl / 100 kg H₂O
- Kelarutan Na₂SO₄ pada suhu 90 °C = 42,7 kg Na₂SO₄ / 100 kg H₂O

Perhitungan :

Senyawa yang dipisahkan :

$$\text{NaCl} = 61,5 \% \times (1,1004 \cdot 10^{-3} \text{ NHR}) \text{ kg}$$

$$= 0,6767 \cdot 6,2 \cdot 10^{-4} \text{ NHR}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 57,3 \% \times (3,3601 - 4,4004 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 3,3033 \cdot 10^{-4} \text{ NCR}) \text{ kg}$$

$$= 1,9253 - 2,5214 \cdot 10^{-4} \text{ APR}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ pada arus (14)} = (3,3601 - 4,4004 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 3,3033 \cdot 10^{-4} \text{ NCR}) - (1,9253 -$$

$$2,5214 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 1,8928 \cdot 10^{-4} \text{ NCR})$$

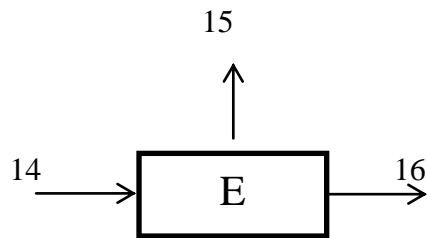
$$= 1,4348-1,879 \cdot 10^{-4} \text{ APR}$$

$$\text{NaCl pada arus (14)} = (1,1004 \cdot 10^{-3} \text{ NHR}) - (0,6767-6,2 \cdot 10^{-4} \text{ NHR})$$

$$= 0,4237-3,8 \cdot 10^{-4} \text{ NHR}$$

Neraca massa di F-02			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	12	13	14
H ₃ PO ₄	118,1773	-	118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794	-	273,0794
Na ₂ HPO ₄	22,3230	-	22,3230
NaOH	58,6896	-	58,6896
Na ₃ PO ₄	4271,1349+NPR	-	4271,1349+NPR
H ₂ O	11752,3346-0,5 APR- 2,4 NCR+AR-NHR	-	11752,3346-0,5 APR- 2,4 NCR+AR-NHR
Na ₂ SO ₄	3,3601-4,4004 · 10 ⁻⁴ APR-3,3033 · 10 ⁻⁴ NCR	1,9253-2,5214 · 10 ⁻⁴ APR-1,8928 · 10 ⁻⁴ NCR	1,4348-1,879 · 10 ⁻⁴ APR- 1,4105 · 10 ⁻⁴ NCR
NaCl	1,1004 · 10 ⁻³ NHR	0,6767-6,2 · 10 ⁻⁴ NHR	0,4237-3,8 · 10 ⁻⁴ NHR

Neraca massa pada Evaporator



Keterangan :

14 = larutan hasil filtrasi

15 = uap H₂O

16 = larutan pekat

persamaan neraca massa :

$$(14) = (15) + (16)$$

perhitungan :

Diinginkan produk keluar evaporator dengan perbandingan:

$$(H_3PO_4 + Na_2CO_3 + Na_2HPO_4 + NaOH + Na_3PO_4 + \text{impuritas}) : H_2O = 40:60$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ pada arus (16)} &= \frac{60}{40} \times (4745,2626 + NPR - 2,379 \cdot 10^{-4} APR - 0,9895 \cdot 10^{-4} \\ &\quad NCR + AR - 4,8 \cdot 10^{-4} NHR) \\ &= 7117,8939 + 1,5NPR - 3,5685 \cdot 10^{-4} APR - 1,4843 \cdot 10^{-4} NCR \\ &\quad + AR - 7,2 \cdot 10^{-4} NHR \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ yang menguap} &= (11752,3346 - 0,5 APR - 2,4 NCR + AR - NHR) - \\ &\quad (7117,8939 + 1,5NPR - 3,5685 \cdot 10^{-4} APR - 1,4843 \cdot 10^{-4} \\ &\quad NCR + AR - 7,2 \cdot 10^{-4} NHR) \\ &= 4634,4407 + 3,0685 \cdot 10^{-4} APR - 0,9157 \cdot 10^{-4} NCR - \\ &\quad NH + 1,5NPR + 6,2 \cdot 10^{-4} NHR \end{aligned}$$

Neraca massa di E			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	14	15	16
H ₃ PO ₄	118,1773	-	118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794	-	273,0794
Na ₂ HPO ₄	22,3230	-	22,3230
NaOH	58,6896	-	58,6896
Na ₃ PO ₄	4271,1349+NPR	-	4271,1349+NPR
H ₂ O	11752,3346-0,5 APR- 2,4 NCR+AR-NHR	4634,4407+3,0685.10 ⁻⁴ APR-0,9157.10 ⁻⁴ NCR- NH+1,5NPR+6,2.10 ⁻⁴ NHR	7117,8939+1,5NPR- 3,5685 APR-1,4843.10 ⁻⁴ NCR + AR - 7,2.10 ⁻⁴ NHR
Na ₂ SO ₄	1,4348-1,879.10 ⁻⁴ APR-1,4105.10 ⁻⁴ NCR	-	1,4348-1,879.10 ⁻⁴ APR- 1,4105.10 ⁻⁴ NCR
NaCl	0,4237-3,8.10 ⁻⁴ NHR	-	0,4237-3,8.10 ⁻⁴ NHR

7. Neraca massa pada Kristaliser



Keterangan :

16 = larutan pekat

17 = produk kristaliser

Persamaan neraca massa :

$$(16) = (17)$$

Dasar percanaan :

- a. Proses kristalisasi dilakukan pada suhu 45°C
- b. Kelarutan Na_3PO_4 pada suhu $45^{\circ}\text{C} = 20 \text{ kg Na}_3\text{PO}_4 / 100 \text{ kg H}_2\text{O}$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 \text{ yang membentuk kristal} &= 80\% \times (4271,1349 + \text{NPR}) \\ &= 3416,9079 + 0,8 \text{ NPR} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 \text{ dalam mother liquor} &= (4271,1349 + \text{NPR}) - (3416,9079 + 0,8 \text{ NPR}) \\ &= 854,2270 + 0,2 \text{ NPR} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} \text{ yang terbentuk} &= (3416,9079 + 0,8 \text{ NPR}) \times (380,2/164) \\ &= 7921,3926 + 1,8546 \text{ NPR} \end{aligned}$$

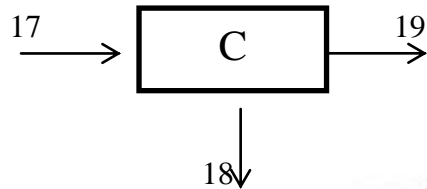
$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air kristal} &= (7921,3926 + 1,8546 \text{ NPR}) - (3416,9079 + 0,8 \\ &\quad \text{NPR}) \\ &= 4504,4847 + 1,0546 \text{ NPR} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} \text{ pada arus (17)} &= (7117,8939 + 1,5\text{NPR} - 3,5685 \cdot 10^{-4} \text{ APR} \\ &\quad 1,4843 \cdot 10^{-4} \text{ NCR} + \text{AR} - 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ NHR}) - \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & (4504,4847+1,0546 \text{ NPR}) \\
 & = 2613,4092 + 0,4454 \text{ NPR} - 3,5685 \text{ APR} - \\
 & 1,4843 \cdot 10^{-4} \text{NCR} + \text{AR} - 7,2 \cdot 10^{-4} \text{NHR}
 \end{aligned}$$

Neraca massa di K		
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	16	17
H ₃ PO ₄	118,1773	118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794	273,0794
Na ₂ HPO ₄	22,3230	22,3230
NaOH	58,6896	58,6896
Na ₃ PO ₄	4271,1349+NPR	854,2270+0,2 NPR
H ₂ O	7117,8939+1,5NPR-3,5685 APR- 1,4843·10 ⁻⁴ NCR+AR-7,2·10 ⁻⁴ NHR	2613,4092+ 0,4454 NPR-3,5685 APR-1,4843·10 ⁻⁴ NCR+AR-7,2·10 ⁻⁴ NHR
Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O		7921,3926 + 1,8546 NPR
Na ₂ SO ₄	1,4348-1,879·10 ⁻⁴ APR- 1,4105·10 ⁻⁴ NCR	1,4348-1,879·10 ⁻⁴ APR-1,4105·10 ⁻⁴ NCR
NaCl	0,4237-3,8·10 ⁻⁴ NHR	0,4237-3,8·10 ⁻⁴ NHR

8. Neraca massa pada Centrifuge



Keterangan :

17 = produk kristalisasi

18 = mother liquor (recycle)

19 = kristal

Persamaan neraca massa :

$$(17) = (18) + (19)$$

Dasar perencanaan :

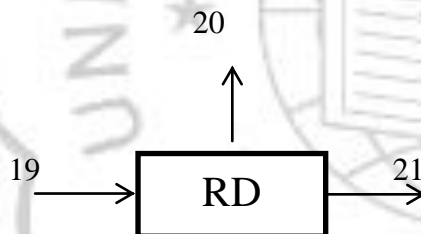
50% Na_2HPO_4 terikut ke rotary dryer

Perhitungan :

$$\text{H}_2\text{O} = 7117,8939 + 1,5\text{NPR} - 3,5685 \cdot 10^{-4} \text{APR} - 1,4843 \cdot 10^{-4} \text{NCR} + \text{AR} - 7,2 \cdot 10^{-4} \text{NHR}$$

Neraca massa di C			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	17	18	19
H ₃ PO ₄	118,1773	118,1773	-
Na ₂ CO ₃	273,0794	273,0794	-
Na ₂ HPO ₄	22,3230	11,1615	11,1615
NaOH	58,6896	58,6896	-
Na ₃ PO ₄	854,2270+0,2 NPR	854,2270+0,2 NPR	-
H ₂ O	2613,4092+0,4454 NPR -3,5685 APR- 1,4843.10 ⁻⁴ NCR+AR- 7,2.10 ⁻⁴ NHR	AR	2613,4092+0,4454 NPR -3,5685 APR-1,4843.10 ⁻⁴ NCR+AR-7,2.10 ⁻⁴ NHR
Na ₃ PO ₄ .12H ₂ O	7921,3926 + 1,8546 NPR	-	7921,3926+1,8546 NPR
Na ₂ SO ₄	1,4348-1,879.10 ⁻⁴ APR- 1,4105.10 ⁻⁴ NCR	-	1,4348-1,879.10 ⁻⁴ APR- 1,4105.10 ⁻⁴ NCR
NaCl	0,4237-3,8.10 ⁻⁴ NHR	-	0,4237-3,8.10 ⁻⁴ NHR

9. Neraca massa pada Rotary Dryer



Keterangan :

19 = kristal basah

20 = uap H₂O

21 = produk

Persamaan neraca massa :

$$(19) = (20) + (21)$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Produk - air} &= 9898,9899 + 11,1615 + 1,4348 + 0,4237 \\ &= 9923,1714 \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O terikut produk : 98\%} = \frac{9898,9899}{9912,0099 + a}$$

$$a = 177,8387 \text{ kg}$$

H₂O yang menguap = massa H₂O yang keluar dari centrifuge - H₂O yang terikut produk

$$\begin{aligned} &= 2435,5705 + 0,4454 \text{ NPR} + 3,5685 \cdot 10^{-4} \text{ APR} - 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ NHR} - \\ &\quad \text{AR} \end{aligned}$$

Neraca massa di RD			
Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	17	18	19
Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O	7921,3926 + 1,8546 NPR	-	7921,3926 + 1,8546 NPR
Na ₂ HPO ₄	22,3230	11,1615	11,1615
H ₂ O	2613,4092 + 0,4454 NPR - 3,5685 APR - 1,4843 · 10 ⁻⁴ NCR + AR - 7,2 · 10 ⁻⁴ NHR	AR	2435,5705 + 0,4454 NPR - 3,5685 APR - 1,4843 · 10 ⁻⁴ NCR + AR - 7,2 · 10 ⁻⁴ NHR
Na ₂ SO ₄	1,4348 - 1,879 · 10 ⁻⁴ APR - 1,4105 · 10 ⁻⁴ NCR	-	1,4348 - 1,879 · 10 ⁻⁴ APR - 1,4105 · 10 ⁻⁴ NCR
NaCl	0,4237 - 3,8 · 10 ⁻⁴ NHR	-	0,4237 - 3,8 · 10 ⁻⁴ NHR

Dari perhitungan neraca massa di Rotary Driyer didapat:

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} = 9898,9899 \text{ kg}$$

$$7921,3926 + 1,8546 \text{ NPR} = 9898,9899 \text{ kg}$$

$$\text{NPR} = 1066,3201 \text{ kg}$$

Asumsi pada Rotary Dryer air yang terikut produk sebesar 40%

$$40\% = \frac{177,8387}{177,8387 + \text{Au}} \times 100\%$$

$$\text{AU} = 266,7580 \text{ kg}$$

$$266,7580 = 2435,5705 + 0,4454 \text{ NPR} - 3,5685 \text{ APR} + 7,2 \cdot 10^{-4} \text{ NHR} - \text{AR}$$

$$\text{AR} = 2632,5900 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= 1,4348 - (1,879 \cdot 10^{-4} \text{ APR} \cdot 874,5117) \\ &= 1,2705 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl} &= 0,4237 - (3,8 \cdot 10^{-4} \text{ NHR} \cdot 58,6896) \\ &= 0,4014 \text{ NHR} \end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa di Centrifuge didapat :

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = \text{APR} = 118,1773 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = \text{NCR} = 273,0794 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{HPO}_4 = \text{DSPR} = 22,3230 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} = \text{NHR} = 58,6898 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 = \text{NPR} = 1066,3201 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{AR} = 2577,3812 \text{ kg}$$

Komposisi recycle:

$$\text{H}_3\text{PO}_4 = 118,1773 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = 273,0794 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{HPO}_4 = 22,3230 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} = 58,6898 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 = 1066,3201 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2577,3812 \text{ kg}$$

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa didasarkan pada kapasitas produksi yang ditetapkan 80.000 ton/tahun atau 10101,0101 kg/jam.

Data berat molekul

Senyawa	Berat Molekul
H ₃ PO ₄	98,0
Na ₂ CO ₃	106,0
NaOH	40,0
Na ₂ HPO ₄	142,0
Na ₃ PO ₄	164,0
Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O	380,2
H ₂ O	18,0
CO ₂	44,0
NaCl	58,5
Na ₂ SO ₄	142,1
Fe ₂ O ₃	101,9
Al ₂ O ₃	159,7
SiO ₂	60,0

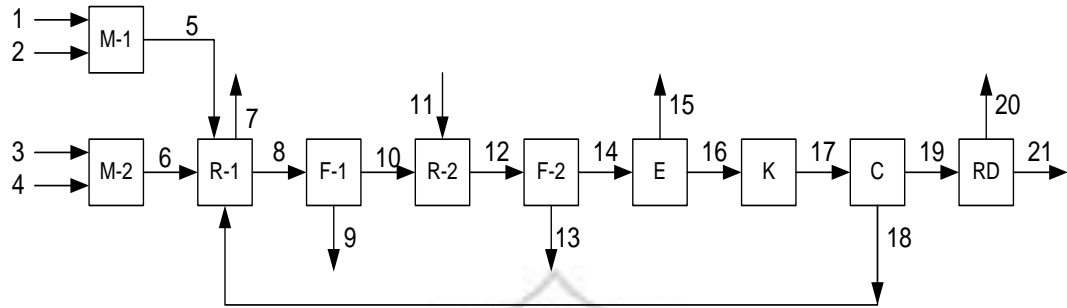
Data komposisi bahan baku

H ₃ PO ₄	
Senyawa	% berat
H ₃ PO ₄	74,00
H ₂ O	25,98
Al ₂ O ₃	0,005
Fe ₂ O ₃	0,005
Na ₂ SO ₄	0,01

Na ₂ CO ₃	
Senyawa	% berat
Na ₂ CO ₃	95,00
H ₂ O	4,78
SiO ₂	0,20
Na ₂ SO ₄	0,02

NaOH	
Senyawa	% berat
NaOH	50,00
H ₂ O	49,95
NaCl	0,05

Skema aliran



Keterangan:

M = mixing

R = reaktor

F = filter

K = kristaliser

C = centrifuge

RD= rotary dryer

E = evaporator

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Waktu produksi = 330 hari kerja/tahun

1 hari = 24 jam

$$\text{kapasitas produksi} = 80.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 10.1010 \text{ ton/jam}$$

$$= 10101,0101 \text{ kg/jam}$$

Kemurnian $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} = 98\%$

$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O} = 98\% \times 10101,0101 \text{ kg/jam}$

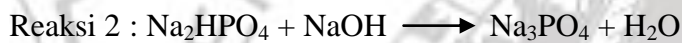
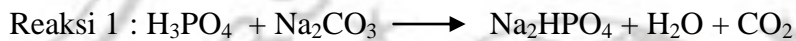
$= 9898,9899 \text{ kg/jam}$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 = \frac{BM \text{ Na}_3\text{PO}_4}{BM \text{ Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}} \times \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$$

$$= \frac{164}{380,2} \times 9898,9899 \text{ kg / jam}$$

$= 4269,9483 \text{ kg/jam}$

$= 26,0363 \text{ kmol/jam}$



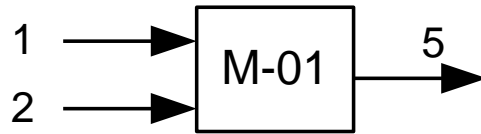
Yield $= 95\%$ (Faith Keyes, 1975)

$$\text{Yield} = \frac{\text{kmol Na}_3\text{PO}_4 \times \text{faktor stoikiometri}}{\text{kmol H}_3\text{PO}_4}$$

$$\text{kmol H}_3\text{PO}_4 = \frac{26,0363 \text{ kmol} \times 1}{0,95}$$

$= 27,4066 \text{ kmol}$

1. Neraca massa pada tangki pengencer H_3PO_4



Keterangan:

1 = bahan baku H_3PO_4 74 %

2 = H_2O pengencer

5 = larutan H_3PO_4 62 %

Persamaan neraca massa:

$$(1) + (2) = (5)$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ yang dibutuhkan} &= (27,4066 \text{ kmol} \times 98 \\ &\text{ kg/kmol}) - 118,1773 \text{ kg} \\ &= 2567,6696 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Larutan H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\% masuk reaktor 1} = \frac{2567,6696 \text{ kg}}{0,62}$$

$$= 4141,4025 \text{ kg}$$

$$\text{Larutan H}_3\text{PO}_4 \text{ 74\% masuk tangki pengenceran} = \frac{2567,6696 \text{ kg}}{0,74}$$

$$= 3469,8237 \text{ kg}$$

dengan komposisi:

$$\text{H}_3\text{PO}_4 \text{ 74 \%} = 0,74 \times 3469,8237 \text{ Kg}$$

$$= 2567,6696 \text{ Kg}$$

$$\text{H}_2\text{O 25,98 \%} = 0,2598 \times 3469,8237 \text{ Kg}$$

$$= 901,4602 \text{ Kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ 0,02 \%} = 0,02 \% \times 3469,8237 \text{ Kg}$$

$$= 0,6940 \text{ Kg}$$

$$(1) + (2) = (5)$$

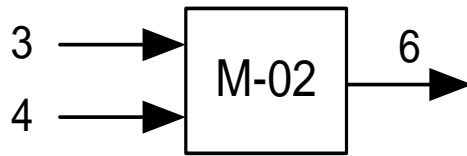
$$(2) = (4141,4025 - 3469,8237) \text{ kg}$$

$$= 671,5788 \text{ kg}$$

H₂O yang keluar dari M-01 = 901,4602 – 671,5788 kg

Neraca massa di M-01			
Komponen	Input		Output
	1	2	3
H ₃ PO ₄	2567,6696		2567,6696
H ₂ O	901,4602	671,5788	1573,0390
Na ₂ SO ₄	0,6940		0,6940
Total	4141,4025		4141,4025

2. Neraca massa pada tangki pelarutan Na₂CO₃



Keterangan:

3 = Na₂CO₃ 95%

4 = H₂O untuk pelarutan

6 = larutan Na₂CO₃ 30%

Persamaan neraca massa:

$$(3) + (4) = (6)$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang dibutuhkan} &= (\text{mol rasio} \times \text{mol H}_3\text{PO}_4 \times \\ &\quad \text{BM Na}_2\text{CO}_3) - \text{recycle Na}_2\text{CO}_3 \text{ kg} \\ &= 2777,2752 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Larutan Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\% masuk reaktor 1} &= \frac{2777,2752 \text{ kg}}{0,30} \\ &= 9257,5840 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\% masuk tangki pelarutan} &= \frac{2777,2752 \text{ kg}}{0,95} \\ &= 2923,4476 \text{ kg} \end{aligned}$$

dengan komposisi:

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\%} &= 0,95 \times 2923,4476 \text{ Kg} \\ &= 2777,2752 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O } 4,78\% &= 0,0478 \times 2923,4476 \text{Kg} \\ &= 139,7407 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SiO}_2 \text{ 0,2\%} &= 0,002 \times 2923,4476 \text{ Kg} \\ &= 5,8469 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ 0,02\%} &= 0,0002 \times 2923,4476 \text{ Kg} \\ &= 0,5847 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

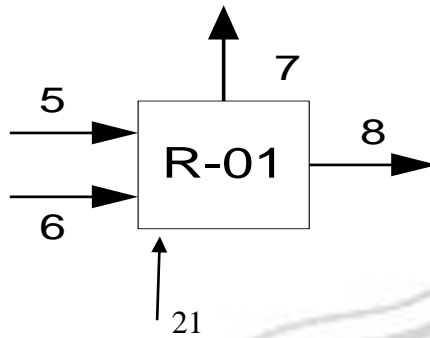
$$(3) + (4) = (6)$$

$$\begin{aligned} (4) &= (9257,5840 - 2923,4476) \text{ kg} \\ &= 6334,1364 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang keluar M-02} &= (139,7407 - 6334,1364) \text{ kg} \\ &= 6473,8772 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa di M-02			
komponen	Input		Output
		4	5
Na ₂ CO ₃	2777,2752		2777,2752
H ₂ O	139,7407	6334,1364	6473,772
SiO	5,84690		5,84690
Na ₂ SO ₄	0,5847		0,5847
Total	9257,5840		9257,5840

3. Neraca massa pada reaktor 1



Keterangan:

5 = larutan H_3PO_4 62 %

6 = larutan Na_2CO_3 30%

7 = gas CO_2

8 = produk reaktor 1

18 = recycle

Persamaan neraca massa:

$$(5) + (6) + (18) = (7) + (8)$$

Reaksi :	H_3PO_4	+	Na_2CO_3	\rightarrow	Na_2HPO_4	+	H_2O	+	CO_2
Mula-mula	27,4066		28,7769						
Reaksi :	26,2007		26,2007		26,2007		26,2007		26,2007
Hasil	1,2059		2,5762		26,2007		26,2007		26,2007

H_3PO_4 =118,1773 Kg

Na_2CO_3 =273,0794 Kg

Na_2HPO_4 =3720,5008 Kg

H_2O =471,6128 Kg

CO_2 =1152,8312 Kg

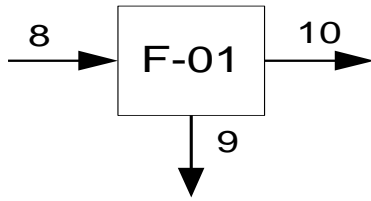
Na_2HPO_4 pada arus (8) = 3720,5008 kg

H_2O pada arus (8) = H_2O yang keluar dari M-01 + H_2O yang keluar
M-02 + recycle H_2O
= 11151,1190 kg

Na_2SO_4 pada arus (8) = Na_2SO_4 yang keluar M-01 + Na_2SO_4 yang masuk
M-02
= 1,2787

Neraca massa di R-01					
Komponen	Input			Output	
	3	6	18	7	8
H_3PO_4	2567,6696		118,1773		118,1773
H_2O	1573,0390	6473,8772	2632,5900		11151,1190
Na_2SO_4	0,6940	0,5847			1,2787
Na_2CO_3		2777,2752	273,0794		273,0794
SiO_2		5,84690			5,84690
Na_2HPO_4					3720,5008
NaOH			58,6896		58,6896
Na_3PO_4			1066,3201		1066,3201
CO_2				1152,8312	
Total		17547,8429		17547,8429	

4. Neraca massa pada filter 1



Keterangan:

8 = produk reaktor 1

9 = impuritas

10 = larutan hasil filtrasi

Persamaan neraca massa:

$$8 = 9 + 10$$

Dasar perencanaan:

- Impuritas yang dipisahkan terdiri dari Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2 , dan Na_2SO_4
- Kelarutan Na_2SO_4 pada suhu $90^\circ\text{C} = 42,7 \text{ kg Na}_2\text{SO}_4 / 100 \text{ kg H}_2\text{O}$

Perhitungan:

Senyawa yang dipisahkan:

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 57,3\% \times \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ yg keluar R-01}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 0,7288$$

$$\text{SiO} = 0,2\% \times \text{larutan Na}_2\text{CO}_3 \text{ yg masuk di M-02}$$

$$\text{SiO} = 5,8469$$

Neraca di massa di F-01			
Komponen	Input		Output
	8	9	10
H ₃ PO ₄	118,1773		118,1773
Na ₂ CO	273,0794		273,0794
Na ₂ HPO ₄	3720,5008		3720,5008
NaOH	58,6896		58,6896
Na ₃ PO ₄	1066,3201		1066,3201
H ₂ O	11151,1190		11151,1190
SiO ₂	5,8469	5,8469	
NaSO ₄	1,2787	0,7288	0,5498
Total	16395,0117		16395,0117

5. Neraca massa pada reaktor 2



Keterangan:

10 = larutan hasil filtrasi

11 = larutan NaOH 50%

12 = produk reaktor 2

Persamaan neraca massa:

$$(10) + (11) = (12)$$

Perhitungan:

Reaksi 2	Na ₂ HPO ₄	+NaOH	→	Na ₃ PO ₄	+ H ₂ O
mula-mula	26,2007	27,5107			
reaksi	26,0435	26,0435		26,0435	26,0435
Hasil	0,1572	1,4672		26,0435	26,0435

$$\text{Na}_2\text{HPO}_4 = 0,1572 \text{ kmol} \times 142 \text{ kg/kmol}$$

$$= 23,4938 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH} = 1,6333 \text{ kmol} \times 40 \text{ kg/kmol}$$

$$= 58,6896 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_3\text{PO}_4 = 26,0435 \text{ kmol} \times 164 \text{ kg/kmol}$$

$$= 4271,1349 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 26,0435 \text{ kmol} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 468,7831 \text{ kg}$$

$$\text{NaOH yang dibutuhkan} = (\text{mol ratio} \times \text{reaksi di reaktor 1} \times \text{BM NaOH})$$

$$- \text{recycle NaOH}$$

$$= 1041,7402$$

$$\text{larutan NaOH 50\% masuk reaktor 2} = 2083,4804 \text{ kg}$$

dengan komposisi:

$$\text{NaOH 50\%} = 1041,7402 \text{ Kg}$$

$$\text{H}_2\text{O 49,95\%} = 1040,6985 \text{ Kg}$$

$$\text{NaCl 0,05\%} = 1,0417 \text{ Kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_3\text{PO}_4 \text{ pada arus (12)} &= \text{mol Na}_3\text{PO}_4 \times \text{BM Na}_3\text{PO}_4 + \text{massa Na}_3\text{PO}_4 \text{ yang} \\ &\text{masuk di R-01} \end{aligned}$$

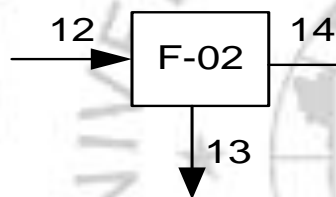
$$= 5337,4550 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O pada arus (12)} = \text{H}_2\text{O yang keluar dari reaktor 1}$$

$$= 12660,6005$$

Neraca massa di R-02			
Komponen	Input	Output	
	10	11	12
H ₃ PO ₄	118,1773		118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794		273,0794
Na ₂ HPO ₄	3743,9946		23,4938
NaOH	58,6896	1041,7402	58,6896
Na ₃ PO ₄	1066,3201		5337,4550
H ₂ O	11151,1190	1040,6985	12660,6005
Na ₂ SO ₄	0,7288		0,7288
NaCl		1,0417	1,0417
Total	18473,2662	18473,2662	

6. Neraca massa pada filter 2



Keterangan:

12 = produk reaktor 2

13 = impuritas

14 = larutan hasil filtrasi

Persamaan neraca massa:

$$(12) = (13) + (14)$$

Dasar perencanaan:

- Impuritas yang dipisahkan terdiri dari NaCl dan Na₂SO₄
- Kelarutan NaCl pada suhu 90 °C = 38,5 kg NaCl / 100 kg H₂O
- Kelarutan Na₂SO₄ pada suhu 90 °C = 42,7 kg Na₂SO₄ / 100 kg H₂O

Perhitungan:

Impuritas yang dipisahkan:

$$\begin{aligned} \text{NaCl} &= 61,5\% \times 0,05\% \times \text{larutan yang masuk reaktor 2 kg} \\ &= 0,6407 \text{ kg} \end{aligned}$$

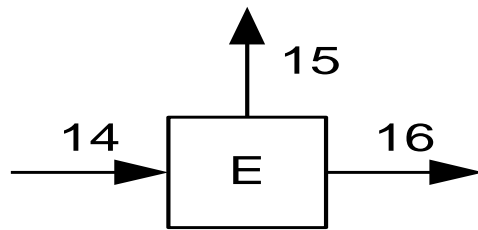
$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= 57,3\% \times \text{NaSO}_4 \text{ yang keluar dari reaktor 2 kg} \\ &= 0,4176 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ pada arus (14)} &= \text{massa Na}_2\text{SO}_4 \text{ yang keluar reaktor 2} - \text{impuritas} \\ &\quad \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ yang dapat dipisahkan} \\ &= 0,3112 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaCl pada arus (14)} &= \text{masa NaCl yang keluar R-02} - \text{impuritas NaCl} \\ &\quad \text{yang dapat dipisahkan} \\ &= 0,4011 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca massa di F-02			
Komponen	Input		Output
	12	13	14
H ₃ PO ₄	118,1773		118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794		273,0794
Na ₂ HPO ₄	23,4938		23,4938
NaOH	58,6896		58,6896
Na ₃ PO ₄	5337,4550		5337,4550
H ₂ O	12660,6005		12660,6005
Na ₂ SO ₄	0,7288	0,4176	0,3112
NaCl	1,0417	0,6407	0,4011
Total	18473,2662		18473,2662

7. Neraca massa pada Evaporator



keterangan :

(14) = larutan hasil filtrasi

(15) = uap H₂O

(16) = larutan pekat

persamaan neraca massa :

$$(14) = (15) + (16)$$

perhitungan :

diinginkan produk keluar evaporator dengan perbandingan

$$(\text{H}_3\text{PO}_4 + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{HPO}_4 + \text{NaOH} + \text{Na}_3\text{PO}_4 + \text{impuritas}) : \text{H}_2\text{O} = 40 : 60$$

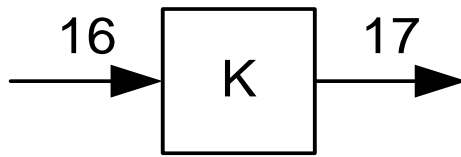
$$\text{H}_2\text{O pada arus (16)} = 8717,4111$$

$$\text{H}_2\text{O yang menguap} = \text{massa H}_2\text{O yang keluar dari F-02} - \text{H}_2\text{O yang diinginkan}$$

$$= 3943,1894 \quad \text{Kg}$$

Neraca massa di E			
Komponen	Input	Output	
	14	15	16
H ₃ PO ₄	118,1773		118,1773
Na ₂ CO ₃	273,0794		273,0794
Na ₂ HPO ₄	23,4938		23,4938
NaOH	58,6896		58,6896
Na ₃ PO ₄	5337,4550		5337,4550
H ₂ O	12660,6005	3943,1894	8717,4111
Na ₂ SO ₄	0,3112		0,3112
NaCl	0,4011		0,4011
Total	18472,2079	18472,2079	

8. Neraca massa pada kristaliser



keterangan:

(16) = larutan pekat

(17) = produk kristalisasi

persamaan neraca massa:

(16) = (17)

dasar perencanaan:

– proses kristalisasi dilakukan pada suhu 45 °C

– kelarutan Na_3PO_4 pada suhu 45 °C = 20 kg Na_3PO_4 / 100 kg H_2O

perhitungan :

Na_3PO_4 yang membentuk kristal = 80% x massa Na_3PO_4 yang keluar dari F-02

= 4269,9640 kg

Na_3PO_4 dalam mother liquor = massa Na_3PO_4 yang keluar dari F-02 –

Na_3PO_4 yang membentuk kristal

= 1067,4910 kg

$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ yang terbentuk = Na_3PO_4 yang membentuk kristal x

BM $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$: BM Na_3PO_4

= 9899,0263 kg

kebutuhan air kristal

= $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ yang terbentuk –

Na_3PO_4 yang membentuk kristal

= 5629,0623 kg

H_2O pada arus (17)

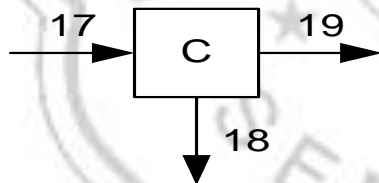
= massa H_2O yang keluar di Evaporator

– kebutuhan air kristal

= 3088,3488 kg

Neraca massa di K		
Komponen	Input	Output
		16
H_3PO_4	118,1773	118,1773
Na_2CO_3	273,0794	273,0794
Na_2HPO_4	23,4938	23,4938
NaOH	58,6896	58,6896
Na_3PO_4	5337,4550	1067,4910
H_2O	8717,4111	3088,3488
$\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$		9899,0263
Na_2SO_4	0,2497	0,2497
NaCl	0,4011	0,4011
Total	14529,0185	14529,0185

9. Neraca massa pada centrifuge



Keterangan:

17 = produk kristalisasi

18 = mother liquor (recycle)

19 = kristal

Persamaan neraca massa:

$$(17) = (18) + (19)$$

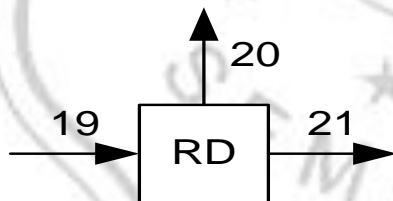
Perhitungan:

H_2O = massa H_2O yang keluar dari kristaliser

$$= 455,7588 \text{ kg}$$

Neraca massa C			
Komponen	Input	Output	
	17	18	19
H_3PO_4	118,1773	118,1773	
Na_2CO_3	273,0794	273,0794	
Na_2HPO_4	23,4938		23,4938
NaOH	58,6896	58,6896	
Na_3PO_4	1067,4910	1067,4910	
H_2O	3088,2565	2632,5900	455,7588
$Na_3PO_4 \cdot 12H_2O$	9899,0263		9899,0263
Na_2SO_4	0,3112		0,3112
NaCl	0,4011		0,4011
Total	14529,0185		14529,0185

10. Neraca massa pada rotary dryer



Keterangan:

19 = kristal basah

20 = uap H_2O

21 = produk

Persamaan neraca massa:

$$(19) = (20) + (21)$$

Perhitungan:

$$\text{produk - air} = 14073,2597$$

H₂O terikut produk (a) :

$$98\% = 9899,0263/(9899,9670+a)$$

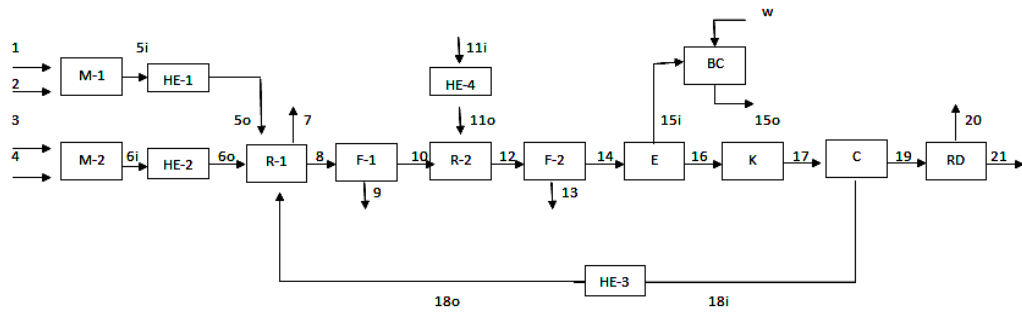
$$a = 201,3702 \quad \text{Kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang menguap} &= \text{massa H}_2\text{O yang keluar dari centrifuge} - \\ &\quad \text{H}_2\text{O yang terikut produk} \\ &= 254,4501 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca di RD			
Komponen	Input	Output	
	19	20	21
Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O	9899,0263		9899,0263
Na ₂ HPO ₄	23,4938		23,4938
H ₂ O	455,7588	254,4501	201,3087
Na ₂ SO ₄	0,3112		0,3112
NaCl	0,4011		0,4011
Total	10378,9912		10378,9912

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Skema Aliran:



Basis:

- 1 jam operasi
- Suhu referensi 25 °C

Data Cp

Senyawa	Cp
H ₂ O	1 kcal/kg °C
H ₃ PO ₄ 74% berat	0,4927 kcal/gr °C
H ₃ PO ₄ 62% berat	0,5602 kcal/gr °C
Na ₂ SO ₄	32,8 kcal/gr °C
Na ₂ CO ₃ 95% berat	0,2726 kcal/gr °C
Na ₂ CO ₃ 30% berat	0,88 kcal/gr °C
SiO ₂	(10,87 + 0,008712T - 241200/T ²) kcal/kmol °C
CO ₂	(10,34 + 0,00274T - 19550/T ²) kcal/kmol °C
NaOH 50% berat	0,985 kcal/kg °C
NaCl	(10,79 + 0,00420 T) kcal/kmol °C

(Perry : hal 3 -129)

Data Hf

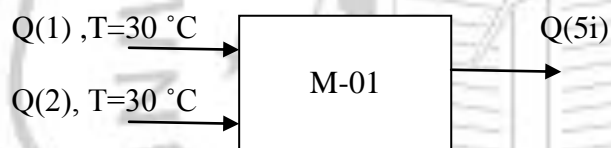
Senyawa	Hf (kcal/kmol)
Na ₂ HPO ₄	-423610
H ₂ O	-68317,4
CO ₂	-9405
H ₃ PO ₄	-299880
Na ₂ CO ₃	-276620
Na ₃ PO ₄	-477500
NaOH	-112130

(Dean A.John, pg.93)

Data panas pelarutan

Senyawa	Panas Pelarutan (kcal/gmol)
H ₃ PO ₄	2,79
Na ₂ CO ₃	5,57
Na ₃ PO ₄ .12H ₂ O	-15,3

1. Neraca panas pada tangki pengencer H₃PO₄



Keterangan:

Q(1) = enthalpi larutan H₃PO₄ 74% masuk

Q(2) = enthalpi H₂O masuk

Q(5i) = enthalpi larutan H₃PO₄ 62%

ΔH_s = panas pengenceran

Kondisi operasi:

- Suhu larutan H₃PO₄ 74% masuk = 30 °C

- Suhu H₂O masuk = 30 °C

- Panas kelarutan = + 2,79 kcal / gmol

$$= + 2,79 \cdot 10^3 \text{ kcal/kmol}$$

(Perry R.H., 3-157)

Persamaan neraca panas:

$$Q(1) + Q(2) + \Delta H_s = Q(5i)$$

Panas masuk:

$$H = M \times C_p \times \Delta T$$

Karena data specific heat suatu campuran (larutan yang mengandung beberapa jenis zat terlarut) sangat terbatas, maka dalam perhitungan harga specific heat larutan dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$C_p = \sum x_i \times C_{pi} \quad (\text{Himmelblau, pg. 379})$$

Data C_p zat:

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 1 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 74 \%} = 0,4927 \text{ kal/gr } ^\circ\text{C} = 0,4927 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%} = 0,5602 \text{ kal/gr } ^\circ\text{C} = 0,5602 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Impuritas bahan baku H}_3\text{PO}_4 &= C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 32,8 \text{ kal/gr } ^\circ\text{C} \\ &= 32,8 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

(Perry R.H., 3-149)

$$Q(1) = \{ (M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 74\%}) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ impuritas} \times C_p \text{ impuritas}) \} \times \Delta T$$

$$= \{ (2567,6696 \times 0,4927) + (901,4602 \times 1) + (0,347 \times 32,8) \} \times (30 - 25)$$

$$= 10889,6631 \text{ kcal}$$

$$Q(2) = M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times \Delta T$$

$$= 671,5788 \times 1 \times (30 - 25)$$

$$= 3357,8940 \text{ kcal}$$

$$\text{Panas pengenceran H}_3\text{PO}_4 = \text{panas kelarutan H}_3\text{PO}_4$$

$$= + 2,79 \text{ kcal/gmol}$$

$$= + 2,79 \cdot 10^3 \text{ kcal/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_s &= \frac{M H_3PO_4}{BM H_3PO_4} \times 2,79 \cdot 10^3 \\ &= \frac{2567,6696}{98} \times 2,79 \cdot 10^3 \\ &= 73099,9815 \text{ kcal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas masuk} &= Q(1) + Q(2) + \Delta H_s \\ &= (10889,6631 + 3357,8940 + 73099,9815) \text{ kcal} \\ &= 87099,9815 \text{ kcal}\end{aligned}$$

Panas keluar:

$$\begin{aligned}Q(5i) &= \{ (M H_3PO_4 \times C_p H_3PO_4) + (M H_2O \times C_p H_2O) + (M \text{ impuritas} \times C_p \\ &\quad \text{impuritas}) \} \times \Delta T \\ &= \{ (2567,6696 \times 0,5602) + (1573,0390 \times 1) + (0,347 \times 32,8) \} \times (T - 25) \\ &= 3022,8291 (T - 25)\end{aligned}$$

$$Q(1) + Q(2) + \Delta H_s = Q(5i)$$

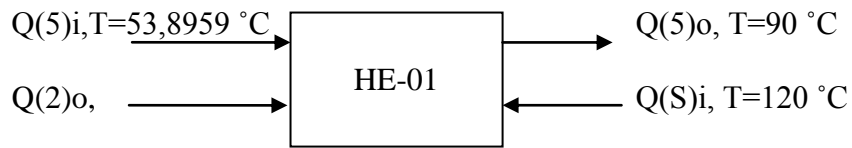
$$87347,5385 = 3022,8291 (T - 25)$$

$$T = 53,8959 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Jadi } Q(5i) = 87347,5385 \text{ kcal}$$

Neraca Panas di M-01		
	Input	Output
Q1	10889,6631	
Q2	3357,8940	
Q5i		87347,5385
ΔH_s	73099,9815	
Total	87347,5385	

2. Neraca panas pada heat exchanger 1



Keterangan:

$Q(5)_i$ = enthalpi larutan H_3PO_4 62 % masuk

$Q(5)_o$ = enthalpi larutan H_3PO_4 62 % keluar

$Q(S)_i$ = enthalpi steam masuk

$Q(S)_o$ = enthalpi steam keluar

Kondisi operasi:

- Suhu larutan H_3PO_4 62 % masuk = $53,8989^\circ\text{C}$
- Suhu larutan H_3PO_4 62 % keluar = $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu steam masuk = $120\text{ }^\circ\text{C}$

Persamaan neraca panas: $Q(5)_i + Q(S)_i = Q(5)_o + Q(S)_o$

Panas masuk:

$$Q(5)_i = 87347,5385\text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$\begin{aligned} Q(5)_o &= \{ (M \text{H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{H}_3\text{PO}_4) + (M \text{H}_2\text{O} \times C_p \text{H}_2\text{O}) + (M \text{Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \\ &\quad \text{Na}_2\text{SO}_4) \} \times \Delta T \\ &= \{ (2567,67 \times 0,5602) + (901,4602 \times 1) + (0,6940 \times 32,8) \} \times (90 - 25) \\ &= 153570,9990\text{ kcal} \end{aligned}$$

$$Q(5)_i + Q(S)_i = Q(5)_o + Q(S)_o$$

$$Q_s = (Q(5)_o - Q(5)_i)$$

$$= (153570,9990 - 87347,5385) \text{ kcal}$$

$$= 66223,4604 \text{ kcal}$$

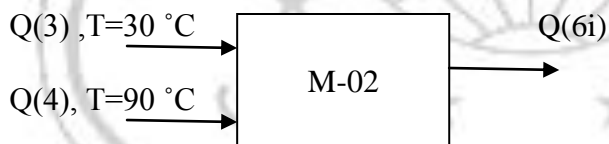
Kebutuhan steam dengan $T=120 \text{ }^\circ\text{C}$, $P=28,8 \text{ psia}$

$$\lambda = 526,3390132 \text{ kcal/kg}$$

$$M = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{66223,4604 \text{ kcal}}{526,3390132 \text{ kcal/kg}} = 125,8190 \text{ kg}$$

Neraca Panas di HE-01		
	Input	Output
Q5i	87347,53853	
Q5o		153570,9974
Qs	66223,4604	
Total	153570,9990	

3. Neraca panas pada tangki pelarutan Na_2CO_3



Keterangan:

Q (3) = enthalpi Na_2CO_3 (padat) masuk

Q(4) = enthalpi H_2O masuk

Q(6i) = enthalpi larutan Na_2CO_3 30 % keluar

ΔH_s = panas kelarutan Na_2CO_3

Kondisi operasi:

- Suhu feed Na_2CO_3 (padat) = $30\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu H_2O pelarut = $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Panas pelarutan $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 5,57\text{ kcal/gmol} = 5,57 \cdot 10^3\text{ kcal/kmol}$

(tanda + berarti dalam kelarutan Na_2CO_3 akan menimbulkan panas sehingga digolongkan dalam panas masuk)

Persamaan neraca panas:

$$Q(3) + Q(4) + \Delta H_s = Q(6i)$$

Data C_p zat (*Perry R.H., 3-129*)

$$C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\%} = 0,2726\text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%} = 0,88\text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ impuritas bahan baku Na}_2\text{CO}_3 &= C_p \text{ SiO}_2 \\ &= 10,87 + (0,008712T) - (241200/T^2) \end{aligned}$$

$$\text{BM SiO}_2 = 60$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ SiO}_2 \text{ pada } 30\text{ }^\circ\text{C} &= 10,87 + (0,008712 \times 303) - (241200/303^2)\text{ kcal/kmol }^\circ\text{C} \\ &= \frac{10,88254259}{60} \end{aligned}$$

$$= 0,1814\text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ SiO}_2 \text{ pada } 90\text{ }^\circ\text{C} = 0,2034\text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} Q(3) &= \{ (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 95\%}) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ SiO}_2 \times C_p \\ &\quad \text{SiO}_2) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4) \} \times \Delta T \\ &= \{ (2777,2752 \times 0,2726) + (1397,4079 \times 1) + (5,8469 \times 0,2034) + (0,5847 \times \\ &\quad 32,8) \} \times (30 - 25) \\ &= 4585,3215\text{ kcal} \end{aligned}$$

$$Q(4) = M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O} \times \Delta T$$

$$= 6334,1364 \times 1 \times (90 - 25)$$

$$= 411718,8665 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_s = \frac{M \text{ Na}_2\text{CO}_3}{BM \text{ Na}_2\text{CO}_3} \times 5,57 \cdot 10^3$$

$$= \frac{2777,2752}{106} \times 5,57 \cdot 10^3$$

$$= 145937,9512 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$Q(6i) = \{ (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times Cp \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \text{ H}_2\text{O} \times Cp \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ SiO}_2 \times Cp \text{ SiO}_2) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times Cp \text{ Na}_2\text{SO}_4) \} \times \Delta T$$

$$= \{ (2777,2752 \times 0,88) + (7731,5443 \times 1) + (5,8469 \times 0,2034) + (0,5847 \times 32,8) \} \times (T - 25)$$

$$= 8938,2462 \times (T - 25)$$

$$Q(3) + Q(4) + \Delta H_s = Q(6i)$$

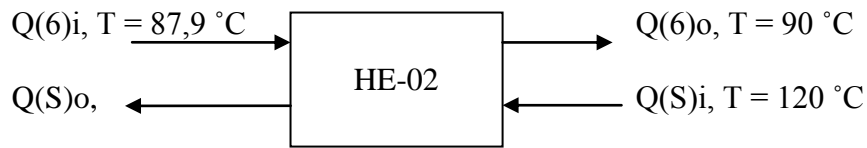
$$4585,3215 + 411718,8665 + 145937,9512 = 8938,2462 (T - 25)$$

$$T = 87,9029 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Jadi } Q(6i) = 562242,1392 \text{ kcal}$$

Neraca Panas di M-02		
	Input	Output
Q3	4585,3216	
Q4	411718,8665	
Q6i		562242,1392
ΔH_s	145937,9512	
Total	562242,1392	

4. Neraca Panas Pada heat exchanger 2



Keterangan:

$Q(6)_i$ = enthalpi larutan Na_2CO_3 30 % masuk

$Q(6)_o$ = enthalpi larutan Na_2CO_3 30 % keluar

$Q(S)_i$ = enthalpi steam masuk

$Q(S)_o$ = enthalpi steam keluar

Kondisi operasi:

- Suhu larutan Na_2CO_3 30 % masuk = 87,9
- Suhu larutan Na_2CO_3 30 % keluar = 90 °C
- Suhu steam masuk = 120 °C

Persamaan neraca panas: $Q(6)_i + Q(S)_i = Q(6)_o + Q(S)_o$

Panas masuk:

$$Q(6)_i = 562242,1392 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$\begin{aligned}
 Q(6)_o &= \{ (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30 \%} \times C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30 \%}) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \\
 &\quad \text{SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4) \} \times \Delta T \\
 &= 580986,0062 \text{ kcal}
 \end{aligned}$$

$$Q(6)i + Q(S)i = Q(6)o + Q(S)o$$

$$Q_s = Q(6)o - Q(6)i$$

$$= 18743,8670 \text{ kcal}$$

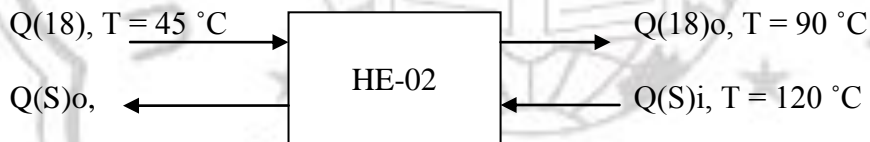
Kebutuhan steam dengan $T=120 \text{ }^\circ\text{C}$, $P=28,8 \text{ psia}$

$$\lambda = 526,3390132 \text{ kcal/kg}$$

$$M = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{18743,8670 \text{ kcal}}{526,3390 \text{ kcal/kg}} = 35,6118 \text{ kg}$$

Neraca Panas di HE-02		
	Input	Output
Q(6)i	562242,1392	
Q(6)o		580986,0062
Qs	18743,8669	
Total		580986,0062

5. Neraca panas pada heat exchanger 3



Keterangan:

Q(18)i = enthalpi mother liquor masuk

Q(18)o = enthalpi mother liquor keluar

Q(S)i = enthalpi steam masuk

Q(S)o = enthalpi steam keluar

Kondisi operasi:

- Suhu mother liquor masuk = 45 °C
- Suhu mother liquor keluar = 90 °C
- Suhu steam masuk = 120 °C

Persamaan neraca panas: $Q(18)_i + Q(S)_i = Q(18)_o + Q(S)_o$

Panas masuk :

Untuk data C_p Na_2HPO_4 ditaksir dengan hukum Kopp (Himmelblau, pg. 383) :

Atom		C_p (kal/grmol.C)
2 Na	2 x 6,2	12,4
1 H	1 x 2,3	2,3
1 P	1 x 5,4	5,4
4 O	4 x 4	16
Total		36,1

$$\text{BM Na}_2\text{HPO}_4 = 142$$

$$C_p \text{Na}_2\text{HPO}_4 = 0,2542$$

$$C_p \text{Na}_3\text{PO}_4 = 0,2439$$

$$\begin{aligned} Q(18)_i &= \{(M \text{H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \\ &\text{Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{NaOH} \times C_p \text{NaOH}) + (M \text{Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \\ &\text{Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{H}_2\text{O} \times C_p \text{H}_2\text{O})\} \times \Delta T \\ &= \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (0 \times 0,2542) + (58,6896 \times \\ &0,985) + (1066,3201 \times 0,2439) + (2632,5900 \times 1)\} \times (45 - 25) \\ &= 65139,8025 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q(18)_o &= \{(M \text{H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \\ &\text{Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{NaOH} \times C_p \text{NaOH}) + (M \text{Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \\ &\text{Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{H}_2\text{O} \times C_p \text{H}_2\text{O})\} \times \Delta T \end{aligned}$$

$$= \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (0 \times 0,2542) + (58,6896 \times 0,985) + (1066,3201 \times 0,2439) + (2632,5900 \times 1)\} \times (90 - 25)$$

$$= 211704,3581 \text{ kcal}$$

$$Q(18)_i + Q(S)_i = Q(18)_o + Q(S)_o$$

$$Q_s = (Q18)_o - Q(18)_i$$

$$= (211704,3581 - 65139,8025) \text{ kcal}$$

$$= 146564,5556 \text{ kcal}$$

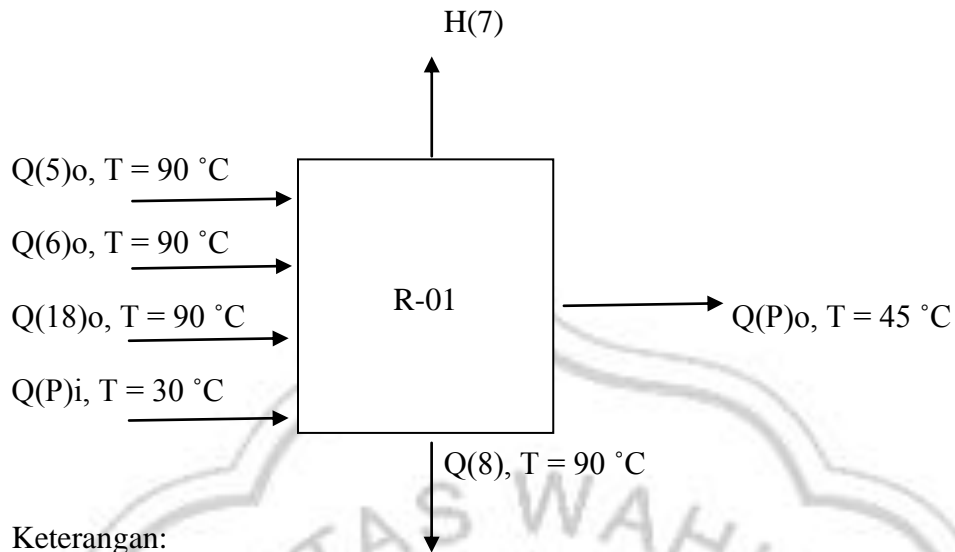
Kebutuhan steam dengan $T = 120 \text{ }^\circ\text{C}$, $P = 28,8 \text{ psia}$

$$\lambda = 526,3390132 \text{ kcal/kg}$$

$$M = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{146564,5556 \text{ kcal}}{526,3390132 \text{ kcal/kg}} = 278,4604 \text{ kg}$$

Neraca panas di HE- 03		
	Input	Output
Q18i	65139,8025	
Q18o		211704,3581
Qs	146564,5556	
Total	211704,3581	

6. Neraca panas pada reaktor 1



Keterangan:

$Q(5)_o$ = enthalpi larutan H_3PO_4 62 % masuk

$Q(6)_o$ = enthalpi larutan Na_2CO_3 30% masuk

$Q(7)$ = enthalpi CO_2 keluar

$Q(8)$ = enthalpi larutan produk keluar

$Q(18)_o$ = enthalpi mother liquor masuk

$Q(P)_i$ = enthalpi air pendingin masuk

$Q(P)_o$ = enthalpi air pendingin keluar

ΔH_R = panas reaksi

Kondisi operasi:

- Suhu larutan H_3PO_4 62 % masuk = $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu larutan Na_2CO_3 30% masuk = $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu mother liquor masuk = $90\text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu larutan produk keluar = $90\text{ }^\circ\text{C}$

Persamaan neraca panas:

$$Q(5)_o + Q(6)_o + Q(18)_o + Q(P)_i + \Delta H_R = Q(7) + Q(P)_o + Q(8)$$

Panas masuk:

$$Q(5)_o = 153570,9990 \text{ kcal}$$

$$Q(6)_o = 580986,0062 \text{ kcal}$$

$$Q(18)_o = 211704,3581 \text{ kcal}$$

Panas reaksi:



Reaktor beroperasi pada suhu 90 °C

$$H_f = \Sigma H_f \text{ produk} - \Sigma H_f \text{ reaktan}$$

Hf produk (Dean A. John, pg. 93)

Komponen	Hf (kcal/kmol)	kmol	Hf (kcal)
Na ₂ HPO ₄	-423610	26,20070972	-11098882,64
H ₂ O	-68317,4	26,20070972	-1789964,366
CO ₂	-9405	26,20070972	-246417,6749
Total			-13135264,69

Hf reaktan

Komponen	Hf (kcal/kmol)	kmol	Hf (kcal)
H ₃ PO ₄	-299880	26,20070972	-7854972,774
Na ₂ CO ₃	-276620	26,20070972	-7247640,322
Total			-15102613,096

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan}$$

$$= -13135264,69 - (-15102613,096)$$

$$= -1967348411 \text{ kcal}$$

Enthalpi produk (ΔH_p)

$$\Delta H_p = Q(7) + Q(8)$$

$$C_p \text{ CO}_2 = (10,34 + 0,00274 T - 195500 / T^2) \text{ kcal/g mol K}$$

$$C_p \text{ CO}_2 \text{ pada suhu } 90^\circ\text{C} = 11,1863 \text{ kcal/kmol C}$$

$$= 0,2542 \text{ kcal/kg C}$$

$$Q(7) = M \text{ CO}_2 \times C_p \text{ CO}_2 \times \Delta T$$

$$= 1152,8312 \times 0,2542 \times (363 - 298)$$

$$= 19050,7071 \text{ kcal}$$

$$Q(8) = \{ (M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ NaOH} \times C_p \text{ NaOH}) + (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4) \} \times \Delta T$$

$$= \{ (118,1773 \times 0,5602) \} + (273,0794 \times 0,88) + (58,6898 \times) + (12408,7861 \times) + (1,2787 \times) + (5,8469 \times) + (3720,5008 \times) + (1066,3201 \times) \} \times (90 - 25)$$

$$= 829692 \text{ kcal}$$

$$Q = M \text{ air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T$$

$$= M \text{ air} \times 1 \times (30-25)$$

$$= 5 \times M_{\text{air}}$$

$$H(P)_o = M \text{ air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T$$

$$= M \text{ air} \times 1 \times (45-25)$$

$$= 20 \times M_{\text{air}}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(5)_o + Q(6)_o + Q(18)_o + Q(P)_i + \Delta H_R = Q(7) + Q(P)_o + Q(8)$$

$$153570,9990 + 662734,3707 + 211704,3581 + (- 1967348,411) + (5 \times M_{\text{air}})$$

$$= -1021087,0478 + (20 \times M_{\text{air}})$$

$$= -1869829,8408 \times 15 M_{\text{air}}$$

$$M \text{ air} = -124655,3227 \text{ kg}$$

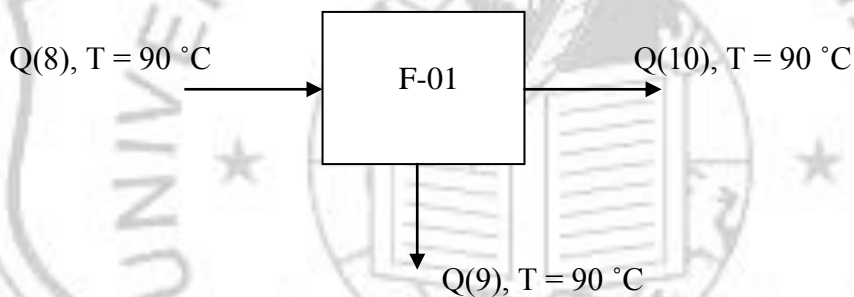
maka:

$$Q(P)_i = - 623276,6136 \text{ kcal}$$

$$Q(P)_o = -2493106,4545 \text{ kcal}$$

Neraca panas pada R-01		
	Input	Output
Q5o	153570,999	
Q6o	580986,0062	
Q18o	211704,3581	
Qpi	-623276,6136	
Q7		19050,70711
Q8		829692,0859
Qpo		-2493106,4540
Qreff	-1967348,411	
Total	-1644363,6610	-1644363,6610

7. Neraca panas pada filter 1



Keterangan:

Q(8) = enthalpi larutan masuk

Q(9) = enthalpi impuritas keluar

Q(10) = enthalpi larutan produk

Kondisi operasi:

- Suhu larutan masuk = 90 °C

Persamaan neraca panas:

$$Q(8) = Q(9) + Q(10)$$

Panas masuk:

$$Q(8) = 829692,0859 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$\begin{aligned} Q(9) &= \{(M \text{ SiO}_2 \times C_p \text{ SiO}_2) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4)\} \times \Delta T \\ &= \{(5,8469 \times 0,2034) + (0,7288 \times 32,8)\} \times (90 - 25) \\ &= 1631,1608 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q(10) &= \{(M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \\ &\text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ NaOH} \times C_p \text{ NaOH}) + (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \\ &\text{ Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4)\} \times \Delta T \\ &= \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (3720,5008 \times 0,2542) + \\ &(58,6896 \times 0,985) + (1066,3201 \times 0,2439) + (12408,7861 \times 1) + (0,5498 \times \\ &32,8)\} \times (T - 25) \\ &= 12739,3988 (T - 25) \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(8) = Q(9) + Q(10)$$

$$829692,0859 = 1631,160806 + 12739,3988 (T - 25)$$

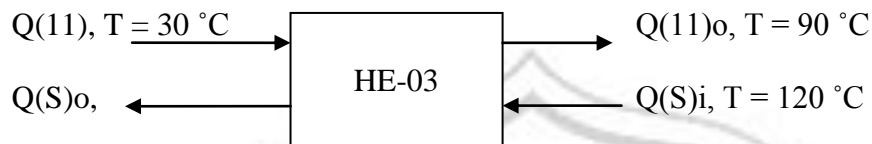
$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Jadi } Q(10) = 829692,0859 \text{ kcal}$$

Neraca Panas pada F-01		
	Kcal/jam	Output
Q8	829692,0859	

Q9		1631,160806
Q10		828060,9251
Total	829692,0859	829692,0859

8. Neraca panas pada heat exchanger 4



Keterangan:

$Q(11)_i$ = enthalpi larutan NaOH 50% masuk

$Q(11)_o$ = enthalpi larutan NaOH 50% keluar

$Q(S)_i$ = enthalpi steam masuk

$Q(S)_o$ = enthalpi larutan keluar

Kondisi operasi:

- Suhu larutan NaOH 50% masuk = 30 °C
- Suhu larutan NaOH 50% keluar = 90 °C
- Suhu steam masuk = 120 °C

Data Cp zat:

C_p NaOH 50% = 0,985 kcal/kg °C

C_p impuritas bahan baku NaOH = C_p NaCl

$$= 10,79 + 0,00420 T \text{ kcal/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$\text{BM NaCl} = 58,5$$

$$\text{Cp NaCl pada } 30\text{ }^\circ\text{C} = 10,79 + 0,00420 (303) \text{ kcal/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$= 12,0626 \text{ kcal/kmol K}$$

$$= 0,20619829 \text{ kcal/kg K}$$

$$\text{Cp NaCl pada } 90\text{ }^\circ\text{C} = 0,210505982 \text{ kcal/kg K}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(11)_i + Q(S)_i = Q(11)_o + Q(S)_o$$

$$Q(11)_i = (M \text{ NaOH} \cdot \text{Cp NaOH} + M \text{ H}_2\text{O} \cdot \text{Cp H}_2\text{O} + M \text{ NaCl} \cdot \text{Cp}$$

$$\text{NaCl}) \times \Delta T$$

$$= \{(1041,7402 \times 0,985) + (1040,6985 \times 1) + (1,0417 \times 0,206198291)\} \times$$

$$(30-25)$$

$$= 10335,13689 \text{ kcal}$$

$$Q(11)_o = \{ (M \text{ NaOH} \cdot \text{Cp NaOH} + M \text{ H}_2\text{O} \cdot \text{Cp H}_2\text{O} + M \text{ NaCl} \cdot \text{Cp NaCl}) \} \times$$

$$\Delta T$$

$$= \{(1041,7402 \times 0,985) + (1040,6985 \times 1) + (1,0417 \times 0,210505983)\} \times$$

$$(90-25)$$

$$= 134357,0713 \text{ kcal}$$

$$Q(11)_i + Q(S)_i = Q(11)_o + Q(S)_o$$

$$H = Q(11)_o - Q(11)_i$$

$$= (134357,0713 - 10335,13689) \text{ kcal}$$

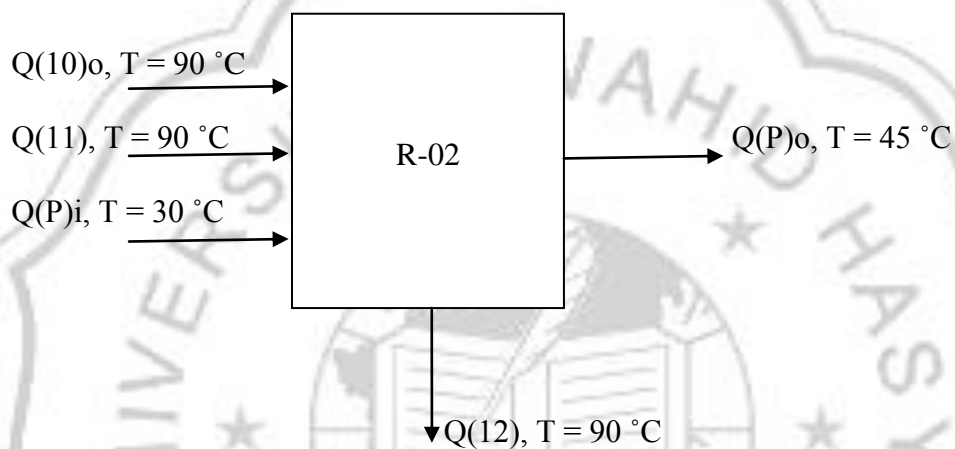
$$= 124021,9344 \text{ kcal}$$

Kebutuhan steam $T = 120\text{ }^\circ\text{C}$, $P = 28,8$ psia:

$$M = \frac{H}{\lambda} = \frac{124021,9344 \text{ kcal}}{526,3390132 \text{ kcal/kg}} = 235,6312781 \text{ kg}$$

Neraca panas di HE-04		
	Input	Output
Q11i	10335,13689	
Q11o		134357,0713
H	124021,9344	
Total	134357,0713	

9. Neraca panas pada reaktor 2



Keterangan:

Q(6) = enthalpi larutan Na_2HPO_4 masuk

Q(7)o = enthalpi larutan NaOH 50% masuk

Q(8) = enthalpi larutan produk keluar

Q(P)i = enthalpi air pendingin masuk

Q(P)o = enthalpi air pendingin keluar

ΔH_R = panas reaksi

Kondisi operasi:

- Suhu larutan Na_2HPO_4 masuk = 90°C
- Suhu larutan NaOH 50% masuk = 90°C
- Suhu larutan produk keluar = 90°C

Persamaan neraca panas:

$$Q(10) + Q(11)_o + Q(P)_i + \Delta H_R = Q(12) + Q(P)_o$$

Panas masuk:

$$Q(10) = 828060,9251 \text{ kcal}$$

$$Q(11)_o = 134357,0713 \text{ kcal}$$

Panas reaksi:



Reaktor beroperasi pada suhu 90°C

$$H_f = \sum H_f \text{ produk} - \sum H_f \text{ reaktan}$$

H_f produk (Dean A. John, pg. 93)

Komponen	H_f (kcal/kmol)	kmol	H_f (kcal)
Na_3PO_4	-477500	26,04350546	-12435773,86
H_2O	-68317,4	26,04350546	-1779224,58
Total			-14214998,44

H_f reaktan

Komponen	H_f (kcal/kmol)	kmol	H_f (kcal)
Na_2HPO_4	-423610	26,04350546	-11032289,35
NaOH	-112130	26,04350546	-2920258,267
Total			-13952547,62

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= H_f \text{ produk} - H_f \text{ reaktan} \\ &= -14214998,44 - (-13952547,62) \\ &= -262450,8219 \text{ kcal}\end{aligned}$$

Enthalpi produk (ΔH_p)

Untuk data C_p Na_3PO_4 ditaksir dengan hukum Kopp (Himmelblau, pg. 383) :

Na_3PO_4

Atom	C_p (cal/gr mol $^\circ\text{C}$)
3 Na	$3 \times 6,2 = 18,6$
1 P	$1 \times 5,4 = 5,4$
4 O	$4 \times 4,0 = 16,0$
	<hr/>
	Total = 40,0

BM $\text{Na}_3\text{PO}_4 = 164$

$$C_p \text{Na}_3\text{PO}_4 = \frac{40,0}{164} = 0,243902439 \text{ kal / gr } ^\circ\text{C} = 0,243902439 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

maka:

$$Q(12) = \{ (M \text{H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \text{Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{NaOH} \times C_p \text{NaOH}) + (M \text{Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{H}_2\text{O} \times C_p \text{H}_2\text{O}) + (M \text{Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{Na}_2\text{SO}_4) + (N \text{NaCl} \times C_p \text{NaCl}) \} \times \Delta T$$

$$Q(12) = \{ (118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (23,4938 \times 0,254225352) + (58,6896 \times 0,985) + (5337,4550 \times 0,243902439) + (13918,2677 \times 1) + (0,7288 \times 32,8) + (1,0417 \times 0,210505982) \} \times (90 - 25) \\ = 933194,5095 \text{ kcal}$$

$$Q(P)_i = M \text{air} \times C_p \text{air} \times \Delta T \\ = M \text{air} \times 1 \times (30 - 25) \\ = 5 \times M \text{air}$$

$$\begin{aligned}
 Q(P)_o &= M_{\text{air}} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\
 &= M_{\text{air}} \times 1 \times (45-25) \\
 &= 20 \times M_{\text{air}}
 \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(10) + Q(11)_o + Q(P)_i + \Delta H_R = Q(12) + Q(P)_o$$

$$909809,2896 + 134357,0713 + (5 \times M_{\text{air}}) + 262450,8219 = 933194,51 + (20 \times M_{\text{air}})$$

$$M_{\text{air pendingin}} = 97224,7696 \text{ kg}$$

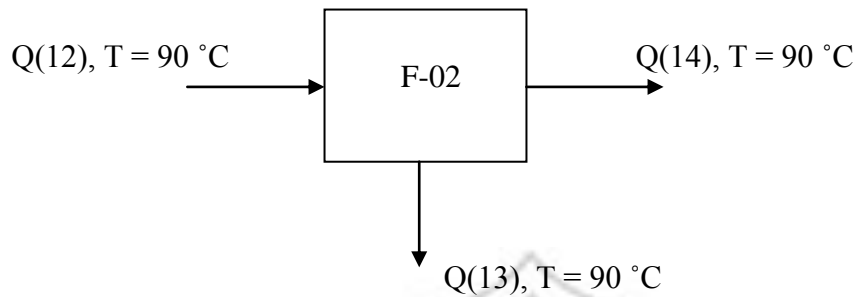
maka:

$$Q(P)_i = 97224,7696 \text{ kcal}$$

$$Q(P)_o = 388899,0784 \text{ kcal}$$

Neraca Panas pada R-02		
	Input	Output
Q10	828060,9251	
Q11o	134357,0713	
Qpi	97224,7696	
Q12		933194,5095
Qpo		388899,0784
Q ΔHreff	262450,8219	
Total	1322093,5879	1322093,5879

10. Neraca panas pada filter 2



Keterangan:

Q(12)= enthalpi larutan masuk

Q(13)= enthalpi impuritas keluar

Q(14)= enthalpi larutan produk

Kondisi operasi:

- Suhu larutan masuk = 90 °C

Persamaan neraca panas:

$$Q(12) = Q(13) + Q(14)$$

Panas masuk:

$$Q(12) = 933194,5095 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$Q(13) = \{(M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4) + (M \text{ NaCl} \times C_p \text{ NaCl})\} \times \Delta T$$

$$= \{(0,4176 \times 32,8) + (0,6407 \times 0,210505982)\} \times (90 - 25)$$

$$= 899,1348 \text{ kcal}$$

$$Q(14) = \{(M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times C_p \text{ Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%}) + (M \text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ NaOH} \times C_p \text{ NaOH}) + (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \times C_p \text{ Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{ H}_2\text{O} \times C_p \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times C_p \text{ Na}_2\text{SO}_4) + (M \text{ NaCl} \times C_p \text{ NaCl})\} \times \Delta T$$

$$= \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (23,4938 \times 0,254225352) + (58,6896 \times 0,985) + (5337,4550 \times 0,243902439) + (13918,2677 \times 1) + (0,3112 \times 32,8) + (0,4011 \times 0,210505982)\} \times (T - 25)$$

$$= 14343,0057 (T - 25)$$

$$Q(12) = Q(13) + Q(14)$$

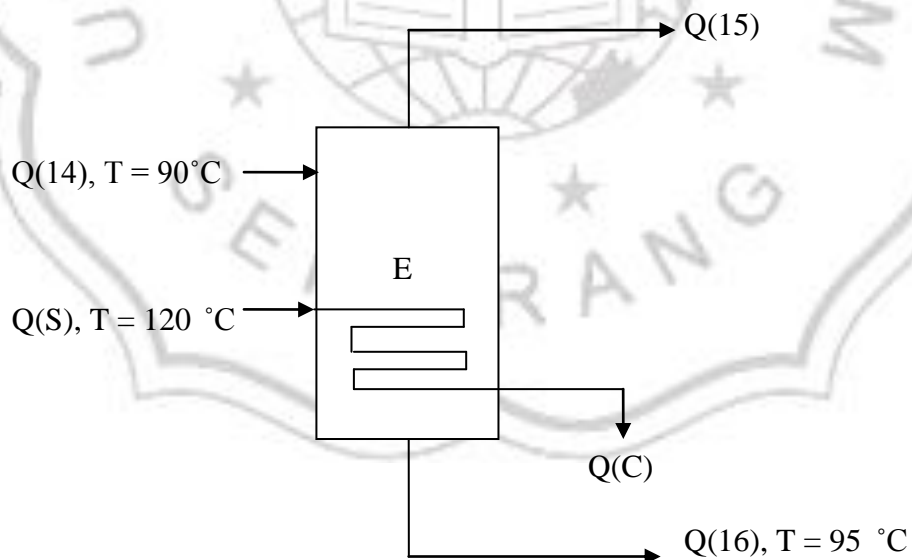
$$9331194,5095 = 899,1347615 + 15600,67291 (T - 25)$$

$$T = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Jadi $Q(14) = 932295,3747 \text{ kcal}$

Neraca panas pada F-02		
	Input	Output
Q12	933194,5095	
Q13		899,1347615
Q14		932295,3747
Total	933194,5095	

11. Neraca panas pada evaporator



Keterangan:

$Q(14)$ = enthalpi larutan masuk

$Q(15)$ = enthalpi uap air keluar

$Q(16)$ = enthalpi larutan keluar

$Q(S)$ = enthalpi steam masuk

$Q(C)$ = enthalpi kondensat keluar

V = jumlah air yang diuapkan

C = kondensat

ΔT = penurunan suhu

Kondisi operasi:

- Suhu feed = $90\text{ }^{\circ}\text{C} = 194\text{ }^{\circ}\text{F}$

Persamaan neraca panas:

$$Q(14) + Q(S) = Q(15) + Q(16) + Q(C)$$

Dari perhitungan neraca massa diketahui bahwa:

$$\begin{aligned} \text{Laju larutan masuk (feed)} = F &= 18472,2079 \text{ kg} \\ &= 40724,1990 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diuapkan} = V &= 3943,1894 \text{ kg} \\ &= 8693,2343 \text{ lb} \end{aligned}$$

Neraca massa:

$$F = V + L$$

$$\begin{aligned} L &= (40724,1990 - 8693,2343) \text{ lb} \\ &= 32030,96471 \text{ lb} \end{aligned}$$

Komposisi feed

Komposisi	lb/jam	lbmol/jam	Xi (fraksi)
H ₃ PO ₄	260,53604	2,65853	0,001487
Na ₂ CO ₃	602,03631	5,67959	0,003176
Na ₂ HPO ₄	51,79493	0,36475	0,000204
NaOH	129,38827	3,23471	0,001809
Na ₃ PO ₄	11767,06003	71,75037	0,040120
H ₂ O	30684,49128	1704,69396	0,953194
Na ₂ SO ₄	0,68610	0,00483	0,000003
NaCl	0,88421	0,01511	0,000008
Total	43496,87717	1788,40185	1

Komposisi L1

Komposisi	lb/jam	lbmol/jam	Xi (fraksi)
H ₃ PO ₄	260,53604	2,65853	0,002309
Na ₂ CO ₃	602,03631	5,67959	0,004933
Na ₂ HPO ₄	51,79493	0,36475	0,000317
NaOH	129,38827	3,23471	0,002809
Na ₃ PO ₄	11767,06003	71,75037	0,062315
H ₂ O	19218,57883	1067,69882	0,927299
Na ₂ SO ₄	0,68610	0,00483	0,000004
NaCl	0,88421	0,01511	0,000013
Total	32030,96471	1151,40671	1

Karena boiling point rise (BPR) untuk campuran di atas tidak ada, maka didekati dengan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta T_b = m \times K_b$$

$$m = \frac{W_1 \times 1000}{W_2 \times M}$$

dimana:

ΔT_b = Boiling Point Rise

m = molalitas larutan

W_1 = berat larutan

W_2 = berat pelarut

M_1 = berat molekul terlarut

Kb = konstanta BPR = 0,52 (untuk pelarut air)

$$M = \frac{12812,3859 \text{ lb/ } j}{83,7079 \text{ lb mol/ } j} = 153,0607 \text{ lb/lb mol}$$

$$\text{BPR} = \frac{12812,3859 \times 1000 \times 0,52 \times 2,20462}{19218,5788 \times 153,0607}$$

$$= 5 \text{ } ^\circ\text{C} = 41 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Steam yang digunakan $T_s = 120^\circ\text{C}$, $P = 28,8$ psia

Ditetapkan suhu larutan pekat keluar evaporator = $95 \text{ } ^\circ\text{C} = 203 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$T = 203 - 41 = 162^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= T_s - T - \text{BPR} \\ &= 248 - 162 - 41 \\ &= 45^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Panas masuk:

$$Q(14) = 932295,3747 \text{ kcal}$$

$$Q(S) = S \times \lambda_s$$

dimana $T_s = 248^\circ\text{F}$

$$\lambda_s = 946,76 \text{ Btu/lb} = 526,3220183 \text{ kcal/kg}$$

Panas keluar:

$$Q(15) = V \times H_v$$

dimana $T = 162^\circ\text{F}$

$$H = 1131 \text{ Btu/lb}$$

$$H_v = H + C_p (\text{BPR})$$

$$= 1131 + 0,45 (41)$$

$$= 1149,45 \text{ Btu/lb} = 639,0012716 \text{ kcal/kg}$$

$$Q(15) = 3943,1894 \text{ kg} \times 638,952428 \text{ kcal/kg}$$

$$= 2519525,5120 \text{ kcal}$$

$$Q(16) = \{(M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times \text{Cp H}_3\text{PO}_4 \text{ 62\%}) + (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times \text{Cp Na}_2\text{CO}_3) + (M \text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times \text{Cp Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ NaOH} \times \text{Cp NaOH}) + (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \times \text{Cp Na}_3\text{PO}_4) + (M \text{ H}_2\text{O} \times \text{Cp H}_2\text{O}) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times \text{Cp Na}_2\text{SO}_4) + (M \text{ NaCl} \times \text{Cp NaCl})\} \times \Delta T$$

$$= \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (23,4938 \times 0,254225352) + (58,6896 \times 0,985) + (5337,4550 \times 0,243902439) + (8717,4111 \times 1) + (0,3112 \times 32,8) + (0,4011 \times 0,210505982)\} \times (95-25)$$

$$= 727987,1425 \text{ kcal}$$

$$Q(C) = S \times H_c$$

dimana $T_c = 248^\circ\text{F}$

$$H_c = 216,562 \text{ Btu/lb} = 120,3909638 \text{ kcal/kg}$$

Neraca panas:

$$Q(14) + Q(S) = Q(15) + Q(16) + Q(C)$$

$$932295,3747 + (526,2849297 \times S) = 2519525 + 727987,1425 + (120,3824802 \times S)$$

$$S = 5703,8760 \text{ kg}$$

maka:

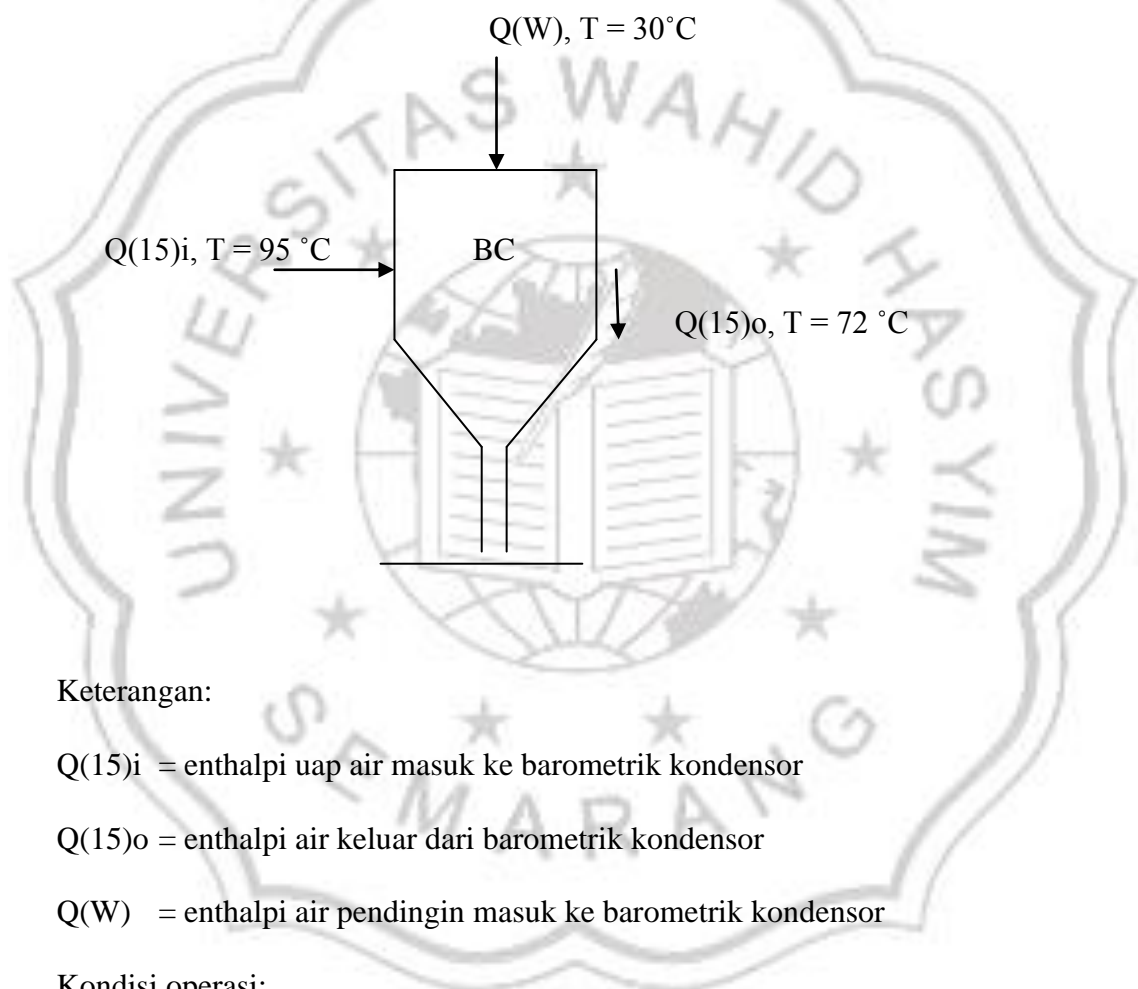
$$Q(S) = 3001864,0310 \text{ kcal}$$

$$Q(C) = 686646,7513 \text{ kcal}$$

Neraca panas di EV

	Input	Output
Q14	932295,3747	
Qs	3001864,0310	
Q15		2519525,5120
Q16		727987,1420
Qc		686646,7510
Total		393459,4060

12. Neraca panas barometrik kondensor



Keterangan:

$Q(15)_i$ = enthalpi uap air masuk ke barometrik kondensor

$Q(15)_o$ = enthalpi air keluar dari barometrik kondensor

$Q(W)$ = enthalpi air pendingin masuk ke barometrik kondensor

Kondisi operasi:

- Suhu uap air masuk = $203^{\circ}\text{F} = 95^{\circ}\text{C}$
- Suhu air pendingin masuk = 30°C
- Suhu air keluar = $162^{\circ}\text{F} = 72^{\circ}\text{C}$

Persamaan neraca panas:

$$Q(15)_i + Q(W) = Q(15)_o$$

Panas masuk:

$$Q(15)_i = 2519525,5120 \text{ kcal}$$

$$Q(W) = W \times H_w$$

dimana $T_w = 30^\circ\text{C}$

$$H_w = 54,03 \text{ Btu/lb} = 30,03631189 \text{ kcal/kg}$$

Panas keluar:

$$Q(15)_o = (3943,18944 + W) \times H$$

dimana $T = 162^\circ\text{F}$

$$H = 129,96 \text{ Btu/lb} = 72,24725326 \text{ kcal/kg}$$

$$Q(15)_o = 284864,5313 + (72,24725326 \times W)$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(15)_i + Q(W) = Q(15)_o$$

$$2519525,5120 + (30,03419531 \times W) = 284864,5313 + (72,24725326 \times W)$$

$$W = 52944,0564 \text{ kg}$$

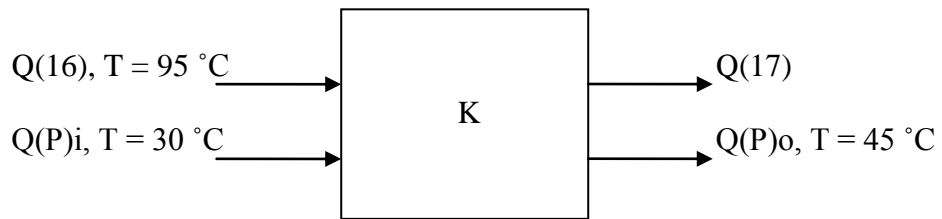
maka:

$$Q(W) = 52944,0564 \text{ kcal}$$

$$Q(15)_o = 4109657,6440 \text{ kcal}$$

Neraca panas di BK		
	Input	Output
Q15i	2519525,5120	
Qw	1590132,1320	
Q15o		4109657,6440
Total		4109657,6440

13. Neraca panas pada kristaliser



Keterangan:

Q(16) = enthalpi larutan masuk

Q(17) = enthalpi kristal dan mother liquor keluar

Q(P)i = enthalpi air pendingin masuk

Q(P)o = enthalpi air pendingin keluar

Kondisi operasi:

- Suhu larutan masuk = 95°C
- Suhu air pendingin masuk = 30°C
- Suhu air pendingin keluar = 45°C
- Suhu kristalisasi = 45°C
- Panas kelarutan $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$ = -15,3 kcal/gmol

Panas kristalisasi = - panas kelarutan

$$= + 15,3 \cdot 10^3 \text{ kcal/kmol} \quad (\text{Perry, 3 -157})$$

Tanda + berarti dalam kristalisasi $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$ menimbulkan panas sehingga digolongkan dalam panas masuk.

Persamaan

neraca

panas:

$$Q(16) + Q(P)i + \Delta Q_s = Q(17) + Q(P)o$$

Panas masuk:

$$Q(16) = 727987,1425 \text{ kcal}$$

$$Q(P)i = M \text{ air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T$$

$$= M_{\text{air}} \times 1 \times (30 - 25)$$

$$= 5 \times M_{\text{air}}$$

$$\Delta Q_s = \frac{M_{\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}}}{\text{BM}_{\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}}} \times 15,3 \cdot 10^3$$

$$= \frac{5337,454996}{380,2} \times 15,3 \cdot 10^3$$

$$= 214789,746 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$Q(P)_o = M_{\text{air}} \times C_p_{\text{air}} \times \Delta T$$

$$= M_{\text{air}} \times 1 \times (40 - 25)$$

$$= 15 \times M_{\text{air}}$$

Untuk $C_p \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$ ditaksir dengan hukum Koop sebagai berikut:

Atom	C_p (cal/gr °C)
3 Na	$3 \times 6,2 = 18,6$
1 P	$1 \times 5,4 = 1,54$
16 O	$16 \times 4,0 = 64$
24 H	$24 \times 2,3 = 55,2$
Total	$= 143,2$

$$\text{BM}_{\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}} = 380,2$$

$$C_p \text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O} = 143,2/380,2 = 0,376643871 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C}$$

$$= 0,376643871 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$Q(17) = \{(118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (23,4938 \times 0,254225352) + (58,6896 \times 0,985) + (1067,4910 \times 0,243902439) + (9899,0263 \times 0,376643871) + (3088,3488 \times 1) + (03,112 \times 32,8) + (0,4011 \times 0,210505982)\} \times (45-25)$$

$$= 149154,1396 \text{ kcal}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(16) + Q(P)i + \Delta Q_s = Q(17) + Q(P)o$$

$$727987,1425 + (5 \times M \text{ air}) + 214789,746 = 149154,1 + (15 \times M \text{ air})$$

$$\text{Massa air pendingin} = 79362,27488 \text{ kg}$$

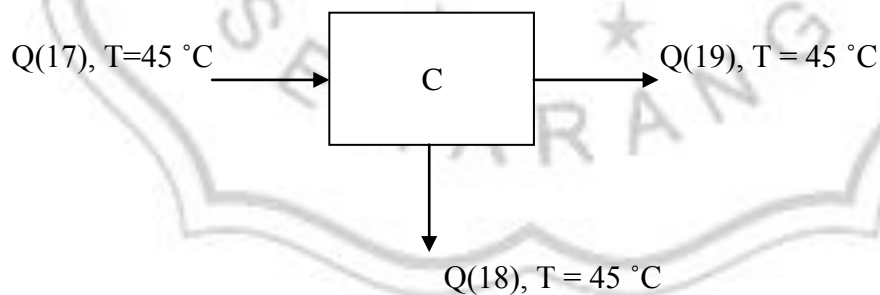
maka:

$$Q(P)i = 396811,3744 \text{ kcal}$$

$$Q(P)o = 1190434,123 \text{ kcal}$$

Neraca panas di K		
	Input	Output
Q16	727987,1425	
Q(P)i	396811,3744	
ΔQ_s	214789,7460	
Q17		149154,1400
Q(P)o		1190434,1230
Total	1339588,2630	1339588,2630

14. Neraca panas pada centrifuge



Keterangan:

Q(17) = enthalpi kristal dan mother liquor

Q(18) = enthalpi mother liquor

(19) = enthalpi kristal

Kondisi operasi:

- Suhu feed = 45 °C

Persamaan neraca panas:

$$Q(17) = (18) + Q(19)$$

Panas masuk:

$$Q(17) = 149154,1396 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$\begin{aligned} Q(18) &= \{ (M \text{ H}_3\text{PO}_4 \times \text{Cp H}_3\text{PO}_4) + (M \text{ Na}_2\text{CO}_3 \times \text{Cp Na}_2\text{CO}_3) + (M \text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times \\ &\quad \text{Cp Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ NaOH} \times \text{Cp NaOH}) + (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \times \text{Cp Na}_3\text{PO}_4) + (M \\ &\quad \text{H}_2\text{O} \times \text{Cp H}_2\text{O}) \} \times \Delta T \\ &= \{ (118,1773 \times 0,5602) + (273,0794 \times 0,88) + (23,4938 \times 0,254225352) + \\ &\quad (58,6896 \times 0,985) + (1067,4910 \times 0,243902439) + (2632,5900 \times 1) \} \times (T \\ &\quad - 25) \\ &= 3263,248433 (T - 25) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q(19) &= \{ (M \text{ Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{ H}_2\text{O} \times \text{Cp Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{ H}_2\text{O}) + (M \text{ Na}_2\text{HPO}_4 \times \text{Cp} \\ &\quad \text{Na}_2\text{HPO}_4) + (M \text{ H}_2\text{O} \times \text{Cp H}_2\text{O}) + (M \text{ Na}_2\text{SO}_4 \times \text{Cp Na}_2\text{SO}_4) + (M \text{ NaCl} \times \\ &\quad \text{Cp NaCl}) \} \times \Delta T \\ &= \{ (9899,0263 \times 0,376643871) + (23,4938 \times 0,254225352) + (455,7588 \times 1) \\ &\quad + (0,31112 \times 32,8) + (0,4011 \times 0,210505982) \} \times (T - 25) \\ &= 4200,4312272 (T - 25) \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(17) = Q(18) + Q(19)$$

$$149154,1396 = 3263,248433 (T - 25) + 4200,43127 (T - 25)$$

$$T = 45^{\circ}\text{C}$$

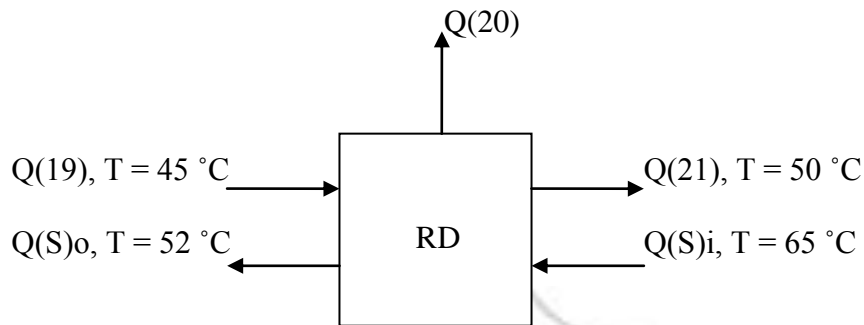
maka:

$$Q(18) = 65212,74112 \text{ kcal}$$

$$Q(19) = 83941,39852 \text{ kcal}$$

Neraca panas di C		
	Input	Output
Q(17)	149154,1396	
Q(18)		65212,741
Q(19)		83941,399
Total	149154,1396	149154,140

15. Neraca panas pada rotary dryer



Keterangan:

Q (19) = enthalpi feed

Q (20) = enthalpi uap air

Q (21) = enthalpi produk

Q(S)i = enthalpi udara panas masuk

Q(S)o = enthalpi udara panas keluar

Diketahui:

Suhu feed = $45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F}$

Berat feed = 10378,99118 kg = 22881,73153 lb

Berat air dalam feed = 455,7587921 kg = 1004,774948 lb

Berat air dalam produk = 201,308663 kg = 443,8091047 lb

Berat air teruapkan = 254,4501291 kg = 560,9658436 lb

Persamaan neraca panas:

$$Q(19) + Q(S)i = Q(20) + Q(21) + Q(S)o$$

Mencari suhu wet bulb udara pada interface (t_w)

Harga t_w dapat dicari dengan persamaan:

$$W_w - W_g = \frac{h_g}{29x\lambda_w x k_g} x(t_g - t_w) \quad (\text{Badger \& Banchemo, pg.507})$$

dimana:

W_w = humidity absolut udara jenuh

W_g = humidity absolut udara

h_g = koefisien perpindahan panas

k_g = koefisien perpindahan massa

t_w = suhu wet bulb udara pada interface

t_g = suhu udara masuk = $65^\circ\text{C} = 149^\circ\text{F}$

λ_w = panas latent

Trial harga $t_w = 118,5^\circ\text{F}$

$\lambda_w = 1026,5 \text{ Btu/lb}$

$$W_w = \frac{P^*}{Pt - P^*} \times \frac{BM_{H_2O}}{BM_{udara}}$$

dimana:

$P^* = 1,624 \text{ psia}$

$Pt = 14,69598 \text{ psia}$

$$W_w = \frac{1,624}{14,69598 - 1,624} \times \frac{18}{29}$$

$$= 0,0771 \text{ lb uap air / lb udara}$$

diketahui:

$t_g = 149^\circ\text{F}$

$W_g = 0,07 \text{ lb uap air / lb udara}$

$$\frac{h_g}{29 \times k_g} = 0,26$$

(Badger & Banchemo, pg. 507)

sehingga:

$$0,07 - 0,0771 = 0,26 \times (1/1026,5) \times (149 - 118,5)$$

$$0,0071 = 0,0077 \rightarrow \text{trial } t_w \text{ sesuai}$$

Produk keluar ditetapkan 50°C

Mencari suhu udara keluar

Suhu udara keluar dapat dicari dengan persamaan:

$$NTU = \ln \frac{(t_{g1} - t_w)}{(t_{g2} - t_w)} \quad (\text{Badger \& Banchemo, pg. 508})$$

dimana:

NTU = number of transfer unit

t_{g1} = suhu udara masuk

t_{g2} = suhu udara keluar

t_w = suhu wet bulb udara pada interface

Syarat harga NTU = 1,5 – 2 (Badger & Banchemo, pg. 110)

$$1,5 = \ln \frac{(149 - 118,5)}{(t_{g2} - 118,5)}$$

$$t_{g2} = 125^\circ\text{F}$$

Jadi suhu udara keluar = 125°F (52°C)

Kebutuhan udara

$H_i = H$ pada suhu 65°C (%H = 40%) = 0,07 lb uap air/lb udara kering

$H_o = H$ pada suhu 52°C (%H = 90%) = 0,086 lb uap air/lb udara kering

Massa air yang menguap = massa udara ($H_o - H_i$)

$$560,9658 = \text{massa udara } (0,086 - 0,07)$$

$$\text{massa udara} = 35060,36522 \text{ lb}$$

$$= 15903,1012 \text{ kg}$$

Panas masuk:

$$Q(19) = 83941,39852 \text{ kcal}$$

$$Q(S)_i = M_{\text{udara}} \times C_p_{\text{udara}} \times \Delta T$$

$$= 15903,10118 \times 1,006 \times (338 - 298)$$

$$= 642340,5695 \text{ kJ}$$

$$= 153523,2502 \text{ kcal}$$

Panas keluar:

$$Q(21) = \{ (M_{\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}}) + (M_{\text{Na}_2\text{HPO}_4} \times C_p_{\text{Na}_2\text{HPO}_4}) + (M_{\text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{H}_2\text{O}}) + (M_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \times C_p_{\text{Na}_2\text{SO}_4}) \} \times \Delta T$$

$$= \{ (9899,0263 \times 0,376643871) + (23,49381 \times 0,254225352) + (201,3087 \times 1) + (0,3112 \times 32,8) + (0,4011 \times 0,210505982) \} \times (50 - 25)$$

$$= 98649,52858 \text{ kcal}$$

$$Q(20) = M_{\text{H}_2\text{O}} \times C_p_{\text{H}_2\text{O}} \times \Delta T$$

$$= 254,4501291 \times (T - 25)$$

$$Q(S)_o = M_{\text{udara}} \times C_p_{\text{udara}} \times \Delta T$$

$$= 15903,1012 \times 1,006 \times (325 - 298)$$

$$= 434359,8123 \text{ kJ}$$

$$= 103814,6013 \text{ kcal}$$

Persamaan neraca panas:

$$Q(19) + Q(S)_i = Q(20) + Q(21) + Q(S)_o$$

$$83941,39852 + 153523,2502 = 254,4501291 \times (T - 25) + 98649,53 + 103814,6$$

$$T = 90 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q(20) = 35000,5188 \text{ kcal}$$

Neraca panas di RD

Input

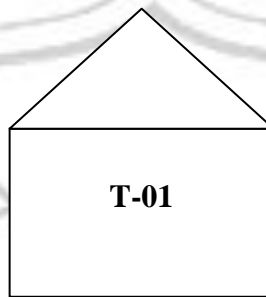
Output

Q(19) =	83941,39852	
Q(S) _i =	153523,2502	
Q(20)		35000,519
Q(21)		98649,529
Q(S) _o		103814,601
Total	237464,6487	237464,6487



LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. TANGKI



Gambar C.1. Tangki

Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam phosphat selama 14 hari

Tujuan : 1. Memilih jenis tangki

2. Memilih bahan konstruksi

3. Menghitung dimensi tangki

1. Memilih jenis tangki

Untuk penyimpanan asam phosphat dipilih tangki silinder tegak dengan *flat bottom* dan *conical roof*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Sesuai dengan penyimpanan pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C
- Dapat menampung bahan baku dengan kapasitas 80.000 ton
- Konstruksi lebih mudah sehingga lebih ekonomis

2. Memilih bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA 283 Grade D* dengan pertimbangan:

- Bahannya kuat dan tahan terhadap panas dan tekanan
- Harga relatif lebih murah

3. Menghitung dimensi tangki

Dimensi tangki yang akan dirancang adalah: tinggi dan diameter tangki, tebal shell dan head, serta diameter nozzle pengeluaran dan pengisian. Dimensi tangki sebagai berikut :

- Menghitung volume tangki

Tabel C.1 Densitas Asam Phosphat 30 °C

Komponen	F (kg/jam)	x (berat)	ρ (kg/l)	x. ρ (kg/l)
H ₃ PO ₄	2567,6696	0,7400	1,8340	1,3572
H ₂ O	901,4602	0,2598	1,0000	0,2598
Na ₂ SO ₄	0,6940	0,0002	2,9800	0,0006
Total	3469,8237	1,0000		1,6176

ρ bahan baku asam phosphat = 1,6176 kg/L

$$= 161,5560 \text{ kg/m}^3$$

$$= 100,9808 \text{ lb/ft}^3$$

Asam phosphat fresh feed (F) = 3469,8237 kg/jam

Direncanakan untuk menyimpan asam phosphat selama 14 hari

Asam phosphat yang ditampung

$$= 3469,8237 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/1 hari} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 1165860,7698 \text{ kg}$$

$$= 2570279,9703 \text{ lb}$$

- Menghitung kapasitas tangki

$$V = m/\rho$$

$$= 2570279,9703 \text{ lb} / 100,9808 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 25453,1587 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan tangki = 10 %

$$\text{Volume tangki} = 27998,4746 \text{ ft}^3$$

Tangki direncanakan 2 buah dengan volume sama, dengan pertimbangan:

- Jika digunakan sebuah tangki, maka ukuran tangki terlalu besar dan jika terjadi kerusakan sukar untuk mengatasi
- Dengan volume sama memudahkan dalam perancangan dan konstruksi

$$\text{Sehingga, volume tiap tangki} = 27998,4746^3 \times 0,5 \text{ ft}^3$$

$$= 13999,2373 \text{ ft}^3$$

Dari Appendix E (Brownell and young, 1959) kapasitas tangki terbesar untuk ukuran standar adalah 10740 bbl, sehingga direncanakan menggunakan 2 tangki dengan kapasitas 10740 bbl tiap tangki.

- Menghitung tinggi dan diameter tangki

Dari *appendix E-item 3 Brownell pg.346*, diambil ukuran standar:

Diameter tangki, D = 80 ft

Tinggi tangki, H = 12 ft

Jumlah course = 2 buah

Allowable vertical weld joint = 5/32

Butt-welded courses 72 in = 6 ft

Tinggi cairan di dalam tangki:

$$V = \pi/4 D^2 h$$

$$h = (4 \times 13999,2373 / (\pi \times 80^2))$$

$$= 5,5729 \text{ ft}$$

- Menghitung tebal shell tangki

Direncanakan menggunakan lebar plate komersial 6 ft sehingga untuk tinggi 12 ft dipakai 2 course dengan ketebalan berbeda.

Tebal shell dirumuskan:

$$ts = \frac{P.D}{2.f.E} + C$$

Dimana :

ts = tebal shell (in)

P = tekanan (psi)

D = diameter dalam (in)

f = allowable working stress (psi)

E = efisiensi pengelasan (%)

C = faktor korosi

Bahan yang dipakai adalah *Carbon Steel SA-283 Grade D* dengan:

Tekanan yang diijinkan (f) : 12650 psi

Faktor korosi (c) : 1/64 in

Efisiensi pengelasan (E) : 85%

$$P = \rho (H-1) / 144 \quad (\text{pers. 3.17, Brownell pg.46})$$

Dimana :

ρ = densitas bahan (lb/ft³)

H = tinggi Course (ft)

P = tekanan operasi (psia)

Sehingga :

$$ts = \frac{P.D}{2.f.E} + C \quad (\text{pers. 3.16, Brownell pg.45})$$

$$ts = \frac{100,9809 \times 12 \times 80}{2 \times 12650 \times 0,85} + 1/64$$
$$= 0,0313 \text{ in}$$

Menghitung course :

$$ts = 0,0313 (H - 1) + 1/64$$

Direncanakan menggunakan 10 plate (n=10) untuk tiap coursanya dengan allowable weld join = 5/32 in

$$L = \frac{\pi.D - \text{weld length}}{12.n}$$

Dimana :

L : panjang tiap plat

D : diameter tangki + tebal shell (in)

n : jumlah plate

Weld length = jumlah plate x allowable welded joint

Course I

$$H1 = H = 12 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,0313 (H - 1) + 1/64$$

$$= 0,3600 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate standar = $3/8 \text{ in} = 0,3750 \text{ in}$ (tabel 5.6 Brownell pg.88)

$$D1 = (12 \times D) + t1$$

$$= 960,3750 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \cdot D - \text{weld length}}{12 \cdot n}$$

$$L = 25 \text{ ft}$$

Dalam perancangan digunakan panjang shell 25 ft

Jadi course 1 = panjang plate = 25 ft

Lebar plate = 6 ft

Tebal plate = 0,3750 ft

Course 2

$$H2 = H = 6 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,0313 (H - 1) + 1/64$$

$$= 0,1721 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate = $3/16 = 0,1875 \text{ in}$ (tabel 5.6 Brownell pg.88)

$$D2 = (12 \times D) + t2$$

$$= 960,1875 \text{ in}$$

$$L = \frac{\pi \cdot D - \text{weld length}}{12 \cdot n}$$

$$= 25 \text{ ft}$$

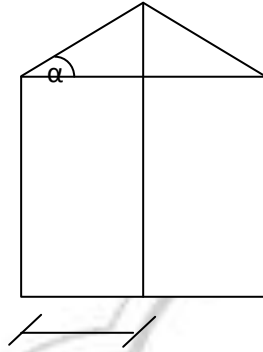
Dalam perancangan digunakan panjang shell 25 ft

Jadi course 2 = Panjang plate = 25 ft

Lebar plate = 6 ft

Tebal plate = 0,1875 in

- Menghitung tinggi dan tebal head tangki



$\frac{1}{2} D$

Untuk head digunakan bahan yang sama dengan bahan untuk shell. Dari persamaan 6.15 Brownell pg.118 :

$$th = \frac{Px D}{2x \cos \alpha x (fx E - 0,6x P)} + C$$

Dengan :

th = tebal head (in)

f = allowable stress design = 12650 psi

P = tekanan operasi pada 1 atm

D = diameter tangki

E = efisiensi pengelasan

α = $90 - \Theta$, dimana Θ adalah sudut antara conical roof dan garis datar.

- Menghitung sudut Θ

$$\sin \phi = \frac{D}{430/s} \quad (\text{pers. 4-6, Brownell pg.64})$$

$$\sin \phi = \frac{80}{430/0,1875}$$

$$\Theta = 82,8391^\circ$$

$$\alpha = 90 - \Theta$$

$$= 7,1609^\circ$$

- Menghitung tinggi head

$$H = \frac{1}{2} D \operatorname{tg} \Theta$$

$$= \frac{1}{2} 80 \operatorname{tg} 82,8391$$

$$H = 318,3798 \text{ ft}$$

Diambil faktor keamanan = 10 %

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

$$= 16,1655 \text{ psi}$$

$$th = \frac{Px D}{2x \cos \alpha x (fx E - 0,6x P)} + C$$

$$th = 0,5 \text{ in}$$

Dalam perancangan ini digunakan tebal head standart $\frac{1}{2}$ in

- Menentukan diameter pipa pengisian dan pengeluaran

- Menentukan diameter pengeluaran

$$Di \text{ opt} = 3,9 Qf^{0,49} \rho^{0,14} \quad (\text{pers. 4.6 peter \& timmerhaus,pg.365})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum (in)

Qf = laju alir volumetrik (ft³/dt)

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

Menghitung Qf (laju alir volumetrik)

$$Q_f = \frac{F}{\rho \times 3600}$$
$$= \frac{10101,0101 \times 2,205}{100,9808 \times 3600}$$
$$= 0,0613 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \cdot 0,0613^{0,49} \cdot 100,9808^{0,14}$$
$$= 2 \text{ in}$$

Spesifikasi pipa diambil dari *tabel 11 kern pg. 844*

D nominal = 2 in

Schedule = 80

Inside diameter = 1,9390 in

= 0,1616 ft

Outside diameter = 2,38 in

= 0,1983 ft

- Menentukan diameter pengisian

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \cdot Q_f^{0,49} \cdot \rho^{0,14} \quad (\text{pers. 4.6 peter \& timmerhaus, pg.365})$$

Dimana :

$D_{i \text{ opt}}$ = diameter dalam optimum (in)

Q_f = laju alir volumetrik (ft^3/dt)

ρ = densitas cairan (lb/ft^3)

Menghitung Qf (laju alir volumetrik)

$$\text{Volume tangki} = 27998,4746 \text{ ft}^3$$

Direncanakan waktu pengisian 1 jam

$$Q_f = \frac{27998,4746}{1 \times 3600}$$

$$= 7,7774 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Di opt} = 3,9 \cdot 7,7774^{0,49} \cdot 100,9808^{0,14}$$

$$= 20 \text{ in}$$

Spesifikasi pipa diambil dari *tabel 11 kern pg. 844*

$$\text{D nominal} = 20 \text{ in}$$

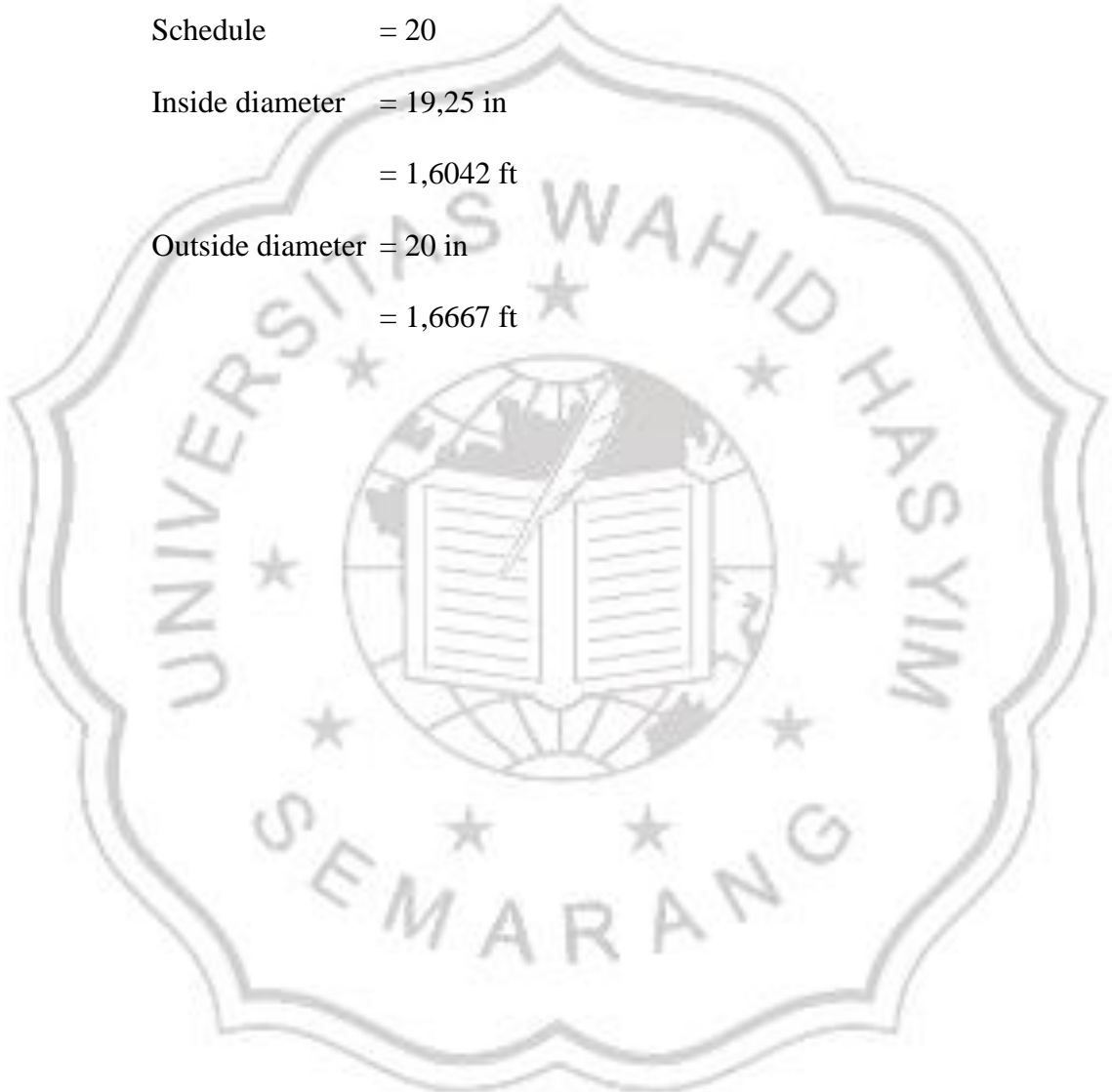
$$\text{Schedule} = 20$$

$$\text{Inside diameter} = 19,25 \text{ in}$$

$$= 1,6042 \text{ ft}$$

$$\text{Outside diameter} = 20 \text{ in}$$

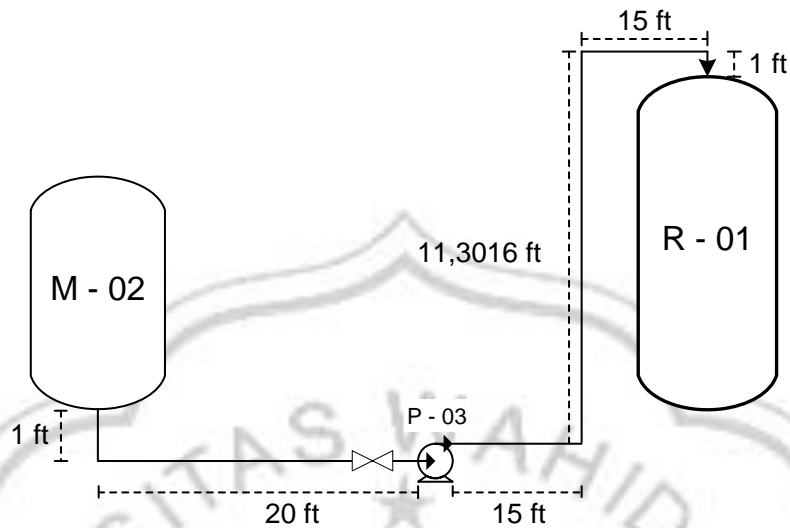
$$= 1,6667 \text{ ft}$$



RINGKASAN TANGKI PENYIMPANAN

Kode	T- 01 dan T-02
Fungsi	Tempat menyimpan bahan baku asam phosphat
Kondisi	1. Temperatur = 30 °C 2. Tekanan = 1 atm 3. Wujud = cair
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i> 1. Jumlah = 2 2. Diameter = 80 ft 3. Tinggi = 12 ft 4. Jumlah <i>Course</i> = 2
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
<u>Course 1</u>	1. Panjang <i>Course</i> = 25 ft 2. Tebal <i>Shell</i> = 6 ft 3. Lebar <i>plate</i> = 0,3750 in
<u>Course 2</u>	1. Panjang <i>Course</i> = 25 ft 2. Tebal <i>Shell</i> = 6 ft 3. Lebar <i>plate</i> = 0,1875 in
Tinggi <i>head</i>	318,3798 ft
Tebal <i>head</i>	0,5 in
Tinggi total	330,3798 ft
Volume total	13999,2373 ft ³

2. POMPA



Gambar C.2 Pompa

Kode : P-03

Fungsi : Mengalirkan larutan Na_2CO_3 dari mixer (M-02) menuju reaktor (R-01)

- Tujuan :
1. Menentukan jenis pompa
 2. Menentukan bahan konstruksi
 3. Menentukan tenaga pompa
 4. Menghitung tenaga motor pompa.

Langkah perancangan:

1. Menentukan jenis pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa jenis sentrifugal dengan pertimbangan:

- Konstruksi sederhana dan harganya relatif murah
- Suku cadang banyak terdapat dipasaran
- Tidak memerlukan area yang luas dan mudah perawatannya

2. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 Grade D* dengan pertimbangan:

- Bahan tahan korosi
- Batas tekanan yang diijinkan besar
- Harga relatif murah

3. Perhitungan dimensi pompa

a. Menentukan laju alir fluida

$$\text{- Massa cairan} = 3469,8237 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{- Densitas } (\rho) \text{ larutan} &= 1,6176 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 1617,5560 \text{ kg/m}^3 \\ &= 100,9808 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir Volumetrik (Q)} &= \frac{3469,8237 \text{ kg / jam}}{1617,5560 \text{ kg / m}^3} \\ &= 2,1451 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0210 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diambil faktor keamanan = 10 %, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pompa sebenarnya (Qf)} &= 1,1 \times 2,1451 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2,3596 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0231 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 10,3891 \text{ gpm} \end{aligned}$$

b. Menentukan diameter optimal pipa (Di)

Asumsi aliran turbulen ($NRe > 2100$)

$$Di_{opt} = (3,9) \times (qf)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Dalam hubungan ini:

Di_{opt} = diameter dalam pipa optimum (in)

Qf = laju alir volumetrik (cuft/s)

ρ = densitas cairan (lb/cuft)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= (3,9) \times (0,0210)^{0,45} \times (100,9808)^{0,13} \\ &= 1,2503 \text{ in} \\ &= 0,1042 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi pipa standar diperoleh dari *appendix C-6A pg. 724, Foust:*

- Diameter nominal : 1 1/2 in
- Schedule number : 40
- Inside diameter (ID) : 1,6100 in = 0,1342 ft
- Outside diameter (OD) : 1,9 in = 0,1583 ft
- Flow area per pipe (A) : 2,0362 ft² = 0,0141 ft²

c. Menghitung kecepatan linear fluida (v)

$$\begin{aligned} v &= \frac{qf}{A} \\ &= \frac{0,0210 \text{ cuft/s}}{0,0141 \text{ ft}^2} \\ &= 1,4882 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

d. Menentukan bilangan Reynold (Nre)

$$N_{re} = \frac{\rho \cdot D_i \cdot v}{\mu}$$

Dalam hubungan ini:

D_i = diameter dalam (ft)

v = kecepatan linear (ft/s)

ρ = densitas larutan (lb/cuft)

μ = viskositas fluida = 2,93 cp = $1,969 \cdot 10^{-3}$ lb/ft. s

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{(100,9808 \text{ lb/cuft}) (0,1342 \text{ ft}) (1,4882 \text{ ft/s})}{(1,969 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.s})} \\ &= 10239,7367 \end{aligned}$$

($N_{re} > 2100$, maka asumsi aliran turbulen benar)

e. Menghitung faktor friksi (f)

- Dari *appendix C-1 Foust pg.717*, untuk commercial steel dengan $\epsilon = 0,00015$ dan diameter nominal = 2 in, maka diperoleh $\epsilon/D = 0,0009$

- Dari *appendix C-3 Foust pg.721*, untuk $\epsilon/D = 0,0009$ dan $N_{re} = 14619,855$ maka diperoleh harga faktor friksi (f) = 0,0245

f. Menghitung panjang ekivalen (ΣL_e)

Dengan *appendix C-2a s/d C-2d, Foust pg. 718-720*, direncanakan sistem pemipaan terdiri dari:

Jenis	Jumlah	L/D	Le (ft)
-------	--------	-----	---------

<i>Pipa lurus</i>	-	-	62,3
Elbow standar 90°	4	30	20,664
<i>Check valve</i>	1	135	23,247
Gate valve	1	13	2,239
Sharp edge entrance (k=0,5)	-	-	4,5
Sharp edged exit (k=1,0)	-	-	9
Panjang ekuivalen (ΣLe)			121,95

g. Menghitung friction head (ΣF)

Total friksi yang terjadi dalam pipa:

$$\Sigma F = \frac{f v^2 \Sigma Le}{2 gc Di} \quad (\text{pers 20.22 Foust, pg. 552})$$

Dalam hubungan ini:

f = faktor friksi

Le = panjang ekuivalen pipa (ft)

Di = inside diameter = ID (ft)

v = laju alir rata-rata (ft/s)

gc = faktor konversi (lb.ft/s²)

$$\Sigma F = \frac{0,0245 \times 1,4882^2 \times 121,95}{2 \times 32,2 \times 0,1342}$$

$$= 0,9377 \text{ ft lbf / lb}$$

4. Menentukan tenaga pompa

Tenaga pompa dihitung dengan persamaan Bernoulli (*Foust, pers.18 pg. 546*):

$$(- wf) = \frac{(Z_2 - Z_1) g}{gc} + \frac{(V_2^2 - V_1^2)}{2\alpha gc} + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \Sigma F$$

Dalam hubungan ini:

ΔZ = beda elevasi (ft)

ΔP = beda tekanan (lbf/ft²)

ΔV = beda kecepatan linier fluida (ft/s)

g = konstanta kecepatan gravitasi (ft/s²)

gc = faktor konversi (lb ft/lbf s²)

α = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis (ft/s²)

ρ = densitas larutan (lb/cuft)

ΣF = total friksi pada sistem pemipaan (ft lbf / lbf)

$-wf$ = tenaga pompa (ft lbf/lb)

- Menghitung *velocity head* ($\frac{\Delta V^2}{2\alpha gc}$)

Karena kecepatan linier cairan pada titik 1 dan titik 2 relatif sama, dimana titik 1 adalah yang masuk pompa dan titik 2 adalah yang keluar dari pompa,

maka $V_1 = V_2$.

$$\Delta V = V_1 - V_2 = 0$$

$$\frac{\Delta V^2}{2\alpha gc} = \frac{0}{2(1)(32,2)} = 0$$

- Menghitung head karena beda elevasi ($\Delta Z \frac{g}{gc}$)

Direncanakan : $Z_1 = 1 \text{ ft}$

$$Z_2 = 11,3 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = (11,3 - 1) \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/s}^2}{32,2 \text{ ft lb/lbf s}^2}$$

$$= 10,3 \text{ ft lbf/lb}$$

- Menghitung *pressure head* ($\frac{\Delta P}{\rho}$)

$$P_1 = 2116,2096 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = 3174,3144 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= (3174,3144 - 2116,2096) \text{ lbf/ft}^2$$

$$= 1058,1048 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1058,1048 \text{ lbf/ft}^2}{100,9808 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 10,4783 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Menghitung *power head* ($-W_f$)

$$(-w_f) = \frac{\Delta V^2}{2 \alpha gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

$$= 0 + 10,3 + 10,4783 + 0,9377$$

$$= 21,7160 \text{ ft lbf/lb}$$

- Menghitung BHP pompa

Dari *fig 14-37 Peter pg. 520* untuk kapasitas $0,0210 \text{ ft}^3/\text{s} = 9,4446 \text{ gpm}$ diperoleh efisiensi pompa sebesar 20%.

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{qf \times (-Wf) \times \rho}{550 \times \eta} \\ &= \frac{0,0210 \text{ cuft/s} \times 21,7160 \text{ ft lbf/lbm} \times 100,9808 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft lbf/lbm} \times 0,2} \\ &= 0,4195 \text{ Hp} \end{aligned}$$

5. Perhitungan power motor

Dari *Peter figure 14-38 pg. 521*, untuk BHP = 0,4195 Hp diperoleh efisiensi motor (η) sebesar 80 %.

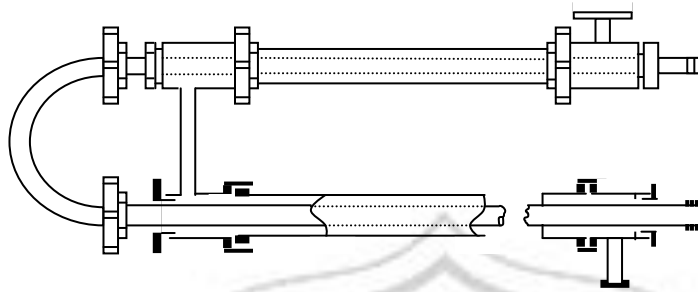
$$\begin{aligned} \text{Power motor yang dibutuhkan} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,4195}{0,80} \\ &= 1,5244 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipakai power motor = 1 Hp

RINGKASAN POMPA

Kode	P- 03
Fungsi	Mengalirkan larutan Na_2CO_3 dari mixer (M-02) menuju ke reaktor (R-01)
Tipe	Pompa sentrifugal
Kapasitas	2,3596 m ³ /jam
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 grade D</i>
BHP	0,4195 HP
Power motor	1 HP
Ukuran pipa	Diameter nominal = 1 ½ in Schedule number = 40 Inside diameter (ID) = 1,9 in Outside diameter (OD) = 2,0362 in

3. HEAT EXCHANGER



Gambar C.3 Heat Exchanger

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan temperatur cairan asam fosfat pada tangki pengencer dari suhu 53,8 °C sampai suhu 90 °C

- Tujuan:**
1. Menentukan tipe heat exchanger
 2. Menentukan bahan konstruksi heat exchanger
 3. Menentukan spesifikasi heat exchanger

Langkah perancangan:

1. Menentukan tipe heat exchanger

Tipe heat exchanger yang dipilih adalah *double pipe exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Konstruksinya sederhana
- Umum digunakan dalam industri
- Luas permukaan perpindahan panas (A) < 200 ft²

2. Menentukan bahan konstruksi heat exchanger

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 Grade D*, dengan pertimbangan:

- Bahannya kuat dan tahan korosi

- Harga relatif murah
- Paling umum digunakan

3. Menentukan spesifikasi heat exchanger

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh data sebagai berikut:

- Fluida dingin (H_3PO_4) = 4141,4025 kg/jam
= 9130,2188 lb/jam
- Fluida panas (*steam*) = 125,8190 kg/jam
= 277,3831 lb/jam
- Beban panas (Q) = 66223,3904 kcal/jam
= 262620,3904 btu/jam

Langkah menentukan dimensi heat exchanger:

a. Menghitung harga ΔT_{LMTD}

Fluida panas (*steam*)

- Suhu masuk = 120 °C = 248 °F
- Suhu keluar = 120 °C = 248 °F

Fluida dingin (H_3PO_4)

- Suhu masuk = 90 °C = 194 °F
- Suhu keluar = 54 °C = 131 °F

Fluida panas	Suhu	Fluida dingin	Selisih
$T_1 = 248$ °F	Tinggi	$t_1 = 194$ °F	54 °F
$T_2 = 248$ °F	Renda h	$t_2 = 131$ °F	117 °F

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \Delta T_2 / \Delta T_1} \\ &= \frac{(117 - 54)}{\ln(117/54)} \\ &= 81,4806 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Fluida panas, steam $T_c = \frac{248^\circ\text{F} + 248^\circ\text{F}}{2} = 248 \text{ } ^\circ\text{F}$

Fluida dingin, H_3PO_4 $t_c = \frac{194^\circ\text{F} + 131^\circ\text{F}}{2} = 162,5 \text{ } ^\circ\text{F}$

b. Memilih U_D

Dari tabel 8, Kern pg. 840, untuk fluida panas (steam) dan fluida dingin (aqueous solution) diperoleh harga $U_D = 100 - 500 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$, dipilih $U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$.

c. Menghitung luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$Q = 262620,3904 \text{ Btu / jam}$$

$$A = \frac{262620,3904 \text{ Btu / jam}}{100 \text{ Btu / j. ft}^2\text{ } ^\circ\text{F} \times 81,4806 \text{ } ^\circ\text{F}} = 32,2310 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$ maka dipakai double pipe

d. Menentukan rate fluida

Direncanakan digunakan:

$$\text{Ukuran pipa} = 2 \times 1 \frac{1}{4} \text{ IPS}$$

Dari table 6.2 Kern pg.110 diperoleh data:

$$\text{Flow area inner pipe} = 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Flow area annulus} = 1,19 \text{ in}^2$$

Untuk itu aliran fluidanya adalah:

Bagian annulus = fluida panas (steam)

Bagian inner pipe = fluida dingin (H_3PO_4)

Dari data diatas diketahui bahwa flow area anulus lebih kecil dibanding flow area inner pipe sehingga fluida panas ditempatkan pada anulus karena mempunyai laju alir massa yang lebih kecil.

e. Menentukan dimensi HE

Dari tabel 11, Kern pg. 844, diperoleh data sebagai berikut:

IPS = 2 x 1 ¼

Schedule number = 40

Diameter anulus OD = 2,38 in = 0,1983 ft

ID = 2,067 in = 0,1725 ft

Diameter inner pipe OD = 1,66 in = 0,138 ft

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Koreksi Ud

Digunakan pipa ukuran = 2 x 1 ¼ IPS

Untuk IPS 1 ¼ surface per lin ft = 0,3435 (tabel 11kern)

Panjang = $A / (\text{surface} / \text{lin ft})$

= $32,2310 / (0,435)$

= 74,0943 lin ft

Maka dipakai 2 hairpin, 20 ft yang panjangnya 80 ft

Luas sesungguhnya = $80 \times 0,435$

= $34,8 \text{ ft}^2$

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

$$= \frac{262620,3904}{32,2310.81,4806}$$

$$= 100,0001 \text{ btu/ jam ft}^2\text{°F}$$

Asumsi U_d dianggap benar

f. Menentukan *dirt factor* dan *pressure drop*

Menentukan *dirt factor*

Anulus, fluida panas (steam)	Inner pipe, fluida dingin (H ₃ PO ₄)
<p>a. Flow area, a_a</p> <p>$D_2 = 0,1723 \text{ ft (ID anulus)}$</p> <p>$D_1 = 0,1383 \text{ ft (OD pipe)}$</p> <p>$a_a = \frac{1}{4} \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$</p> <p>$= \frac{1}{4} \pi \times ((0,1723)^2 - (0,1383)^2)$</p> <p>$= 0,0083 \text{ ft}^2$</p> <p>Diameter equivalen, D_e</p> <p>$D_e = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$</p> <p>$D_e = ((0,1723)^2 - (0,1383)^2)/0,1383$</p> <p>$= 0,0763 \text{ ft}$</p> <p>b. Mass velocity, G_a</p> <p>$G_a = W_h/a_a$</p> <p>$= 277,3831/0,0083$</p> <p>$= 33489,5091 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>c. $T_{av} = \frac{1}{2}(248 + 248) = 248 \text{ }^\circ\text{F}$</p>	<p>a. Flow area, a_p</p> <p>$D = 0,1150 \text{ ft (ID pipe)}$</p> <p>$A_p = \frac{1}{4} \pi \times D^2$</p> <p>$= \frac{1}{4} \pi \times (0,1150)^2$</p> <p>$= 0,0104 \text{ ft}^2$</p> <p>b. Mass velocity, G_p</p> <p>$G_p = W_c/a_p$</p> <p>$= 9130,2188/0,0104$</p> <p>$= 548669,13 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>c. $t_{av} = \frac{1}{2} (194+131) = 162,5 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 2,78 \text{ cp} \times 2,42$</p> <p>$= 6,7276 \text{ lb/jam ft}$</p> <p>d. Bilangan Reynold, Re_p</p> <p>$Re_p = D \times G_p/\mu$</p> <p>$= 0,1150 \times 879460,2090 / 6,7276$</p>

$\mu = 0,0134 \text{ cp} \times 2,42$ $= 0,0324 \text{ lb/jam ft}$ d. Bilangan Reynold, Rea $Rea = De \times Ga/\mu$ $= 0,0761 \times 33489,5091 / 0,0324$ $= 78591,0830$ e. $jH = 200$ (Kern, fig. 24 pg. 834) f. pada $T_{av} = 248 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $c = 0,46 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ (Kern, fig 3 pg. 805) $k = 0,0162 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$ (Kern, tabel 5, pg. 802) $\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,46 \times 0,0324}{0,0162}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,9208$ $h_o = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$ $= 200 \times \frac{0,0162}{0,0763} \times 0,9208 \times 1$ $= 39,1141 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$	$= 15033,2784$ e. $jH = 70$ (Kern, fig. 24 pg. 834) f. pada $t_{av} = 162,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $c = 0,37 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ (Kern. fig 2pg. 804) $k = 0,169 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$ (Kirk Othmer vol 15, pg. 234) $\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,37 \times 6,7276}{0,169}\right)^{\frac{1}{3}} = 14,7291$ $h_i = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$ $= 70 \times \frac{0,169}{0,115} \times 14,7291 \times 1$ $= 1515,1731 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$ g. Koreksi h_i (h_{io}) $h_{io} = h_i \times \frac{IDp}{ODp}$ $= 1515,1731 \times \frac{1,38}{1,66}$ $= 1259,6018 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$
---	--

Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_i}{h_o + h_i}$$

$$= \frac{1259,6018 \times 39,1141}{1259,6018 + 39,1141}$$

$$= 37,9361 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan dirt factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_d - U_c}{U_c \cdot U_d}$$

$$= \frac{100 - 37,9361}{37,9361 \cdot 100}$$

$$= 0,0164 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d \text{ min} = 0,0065$$

R_d perhitungan $>$ R_d min, jadi memenuhi syarat

Menentukan pressure drop

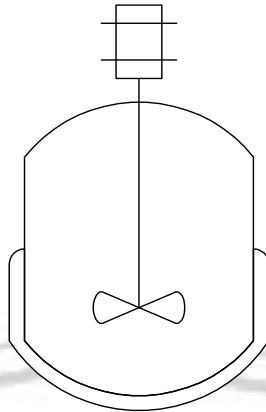
Anulus, fluida panas (steam)	Inner pipe, fluida dingin (H_3PO_4)
<p>a. $De' = (D_2 - D_1)$</p> $= 0,1723 - 0,1383 = 0,0340 \text{ ft}$ $Re'_a = \frac{De' \cdot G_a}{\mu}$ $= \frac{0,0340 \times 33489,5091}{0,0324}$ $= 35078,6001$ $f = 0,0035 + \frac{0,264}{35078,6001^{0,42}}$ $= 0,0105$ $s = 1$	<p>a. $Re_p = 15033,2784$</p> $f = 0,0035 + \frac{0,264}{\{D_G / \mu\}^{0,42}}$ $= 0,0035 + \frac{0,264}{(15033,2784)^{0,42}}$ $= 0,0073$ $s = 1,834$ <p>(Perry, 6th ed, tabel 3-1, pg. 3-18)</p> $\rho = 1,834 \times 62,5 = 114,625$

<p>$\rho = 1 \times 62,5 = 62,5$</p> <p>b. $\Delta f_a = \frac{4f \cdot G^2 a \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D e'}$</p> $= \frac{4 \times 0,0105 \times 33489,5091^2 \times 80}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 62,5^2 \times 0,0340}$ <p>$= 0,0341 \text{ ft}$</p> <p>$V = \frac{Ga}{3600 \cdot \rho}$</p> $= \frac{33489,5091}{3600 \times 62,5} = 0,1488 \text{ fps}$ <p>$\Delta f_1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g'} \right)$</p> $= 2 \times \left(\frac{0,1488^2}{2 \times 32,2} \right) = 0,0007$ <p>$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_i) \rho}{144}$</p> $= \frac{(0,0341 + 0,0007) \times 62,5}{144}$ <p>$= 0,0151 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_a \text{ maks} = 10 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$, jadi memenuhi syarat</p>	<p>b. $\Delta f_p = \frac{4f \cdot G^2 p \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D}$</p> $= \frac{4 \times 0,0073 \times 879460,2090^2 \times 80}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 114,625^2 \times 0,115}$ <p>$= 1,4354 \text{ ft}$</p> <p>$\Delta P_p = \frac{(1,4354 + 114,63)}{144}$</p> <p>$= 0,8060 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_p \text{ maks} = 10 \text{ psi}$</p> <p>$\Delta P_p < 10 \text{ psi}$, jadi memenuhi syarat</p>
---	---

Kode	HE- 01
Fungsi	Menaikkan temperatur cairan asam phosphat dari tangki pengenceran pada suhu 53,8 °C sampai suhu 90 °C
Tipe	Double pipe heat exchanger
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Panjang hairpin	80 ft
Jumlah hairpin	2 buah
Susunan hairpin	Seri
Aliran fluida	<i>Counter current</i>
Annulus	IPS 2 (fluida panas)
Inner pipe	IPS 1 ¼ (fluida dingin)

Annulus		Inner pipe
39,1141 Btu/jam.ft ² .°F	h outside, Btu/jam. Ft ² . °F	1259,6018 Btu/jam ft ² .°F
$A = 74,0943 \text{ ft}^2$ $U_C = 37,9361 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$ $U_D = 100 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$ Rd perhitungan = 0,0164 Rd minimum = 0,0065		
0,0151 psi	ΔP perhitungan	0,8060 psi
10 psi	ΔP yang diijinkan	10 psi

4. REAKTOR



Gambar C.4 Reaktor

Kode : R - 02

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara disodium phosphat dan natrium hidroksida

Tujuan : 1. Memilih tipe reaktor

2. Menentukan bahan konstruksi reaktor

3. Menghitung dimensi reaktor

4. Merancang pengaduk

5. Merancang jaket pendingin

1. Memilih jenis reaktor

Dalam perancangan ini digunakan reaktor tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan jaket pendingin dengan pertimbangan:

- a. Reaksi fase cair
- b. Reaksi eksotermis
- c. Proses isothermal
- d. Proses batch

2. Menentukan bahan konstruksi reaktor
Bahan konstruksi reaktor dipilih dari *Carbon Steel SA-283 Grade D* dengan pertimbangan sebagai berikut:

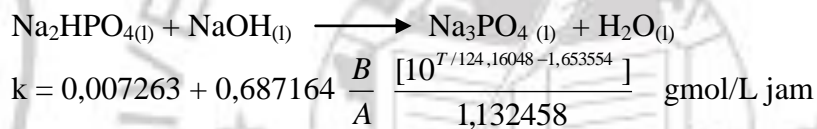
- a. Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi dan suhu maksimum 650°F
- b. Tahan terhadap korosi
- c. Harga relatif murah

3. Menghitung dimensi reaktor

Kondisi operasi: - Suhu : 90 °C

- Tekanan : 1,5 atm

Reaksi pada reaktor:



dimana:

k = konstanta kecepatan reaksi

A = konsentrasi NaOH

B = konsentrasi Na₂HPO₄

T = suhu (K)

- Menghitung volume reaktor

Dari neraca massa, bahan baku yang masuk reaktor sebagai berikut:

Komponen	m (kg/jam)	Fo (kmol/jam)	xi	ρ (kg/L)	ρ.xi (kg/L)
H ₃ PO ₄	118,1773	1,2059	0,0016	1,8340	0,0029
Na ₂ CO ₃	273,0794	2,5762	0,0034	2,5330	0,0085
Na ₂ HPO ₄	3720,500	26,2007	0,0344	1,5200	0,0522
NaOH		27,5107	0,0358	1,8832	0,0675
Na ₃ PO ₄	1100,429	6,5020	0,0085	2,5370	0,0215
H ₂ O		703,3667	0,9164	1,0000	0,9164
NaCl	1066,320	0,0178	0,0000	1,9034	0,0000
Na ₂ SO ₄		0,0051	0,0000	2,4448	0,0000
	12191,81				
	4				
	1,0417				
	0,7288				
Total	18495,58	741,5071	1,0000		1,0714
	92				

$$\rho \text{ larutan} = 1,0714 \text{ kg/L}$$

$$= 66,8884 \text{ lb/ft}^3$$

$$m = 18495,5892 \text{ kg}$$

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{18964,5892 \text{ kg}}{1,0714 \text{ kg/L}}$$

$$= 17262,2206 \text{ L}$$

$$= 609,6101 \text{ ft}^3$$

Reaktan pembatas adalah Na_2HPO_4

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{V} = \frac{26,2007 \text{ kmol/ jam}}{17262,2206 \text{ L/ jam}} = 1,5274 \text{ mol/L}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{V} = \frac{27,5107 \text{ kmol/ jam}}{17262,2206 \text{ L/ jam}} = 1,5937 \text{ mol/L}$$

Konversi = 99,4 %

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A) = 9,1643 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} X_A) = 7,5470 \times 10^{-2} \text{ mol}$$

$$k = 535,1 \text{ L/gmol.jam}$$

Reaksi merupakan reaksi orde 2:

$$\begin{aligned} -r_A &= k C_A C_B \\ &= 3,7009 \times 10^{-1} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= \frac{C_{A0} X_A}{-r_A} \\ &= 4,1023 \text{ jam} \\ &= 246 \text{ menit} \end{aligned}$$

Total waktu tiap batch:

- Waktu pengisian : 15 menit
- Waktu reaksi : 246 menit
- Waktu pengosongan : 15 menit
- Waktu pembersihan : 15 menit

$$291 \text{ menit} = 5 \text{ jam}$$

Direncanakan menggunakan 2 buah reaktor berkapasitas sama

1 batch = 1 jam

1 hari kerja = 24 jam

$$\text{Jumlah batch per hari} = \frac{24 \text{ jam/hari} \times 2 \text{ reaktor}}{1 \text{ jam/batchreaktor}} = 48 \text{ batch/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya batch tiap reaktor perhari} &= \frac{48 \text{ batch/hari}}{2 \text{ reaktor}} \\ &= 24 \text{ batch/reaktor per hari} \end{aligned}$$

Operasi	Reaktor	
	I	II
1	08.00 – 13.00	09.00 – 14.00
2	13.00 – 17.00	14.00 – 18.00
3	07.00 – 22.00	18.00 – 23.00
4	22.00 – 03.00	23.00 – 04.00
5	03.00 – 08.00	04.00 – 09.00

$$\begin{aligned} \text{Volume per batch} &= \frac{609,6101 \text{ ft}^3 / \text{jam} \times 24 \text{ jam}}{10 \text{ batch}} \\ &= 1478,9979 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung dimensi reaktor

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

$$H = D \quad (\text{tabel 8-3, Rase})$$

$$\text{Volume head / bottom} = 0,000049D^3 \quad (\text{pers.5-11, pg. 88 Brownell})$$

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

$$1478,9979 = \frac{1}{4} \pi D^2 H + 2 \times (0,000049D^3)$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^3 + 9,8 \cdot 10^{-3} D^3$$

$$= 0,7851 D^3$$

$$H = D = 12,3504 \text{ ft} = 148,2049 \text{ in}$$

Faktor keamanan untuk menghindari meluapnya cairan keluar reaktor ketika pengadukan, maka diberi *over design* 20%.

$$H' = 1,2 \times 12,3504 \text{ ft} = 14,8205 \text{ ft} = 177,8458 \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam reaktor:

$$h = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= 12,3519 \text{ ft}$$

$$= 148,2234 \text{ in}$$

- Menghitung tebal shell

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu *Carbon Steel SA-283 Grade D*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + c \quad (\text{pers.13-1, pg. 254 Brownell})$$

dalam hubungan ini:

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psia

r = jari – jari silinder dalam, in

f = *max. allowable stress*, psia

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu *Carbon Steel SA-283 Grade D*, maka dari tabel 13.1 *Brownell* halaman 252 diperoleh:

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/64 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

(tabel 13.1 Brownell hal 252)

$$r_i = \frac{1}{2} D = 6,1752 \text{ ft} = 74,1024 \text{ in}$$

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

$$P_{\text{reaksi}} = 1,5 \text{ atm} = 22,0439 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho x \frac{g}{g_c} x h$$

dimana:

$$h = \text{tinggi cairan dalam silinder} = 12,3519 \text{ ft} = 148,2234 \text{ in}$$

$$\rho = \text{densitas cairan} = 66,8884 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = (66,8884 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 712,3519) \text{ lb/ft}^2$$

$$= 826,2023 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 5,7338 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = (22,0439 + 5,7338) \text{ psi}$$

$$= 27,7777 \text{ psi}$$

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

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times 27,7777 \text{ psi}$$

$$= 30,5555 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{30,5555 \times 74,1024}{(12650 \times 0,85) - (0,6 \times 30,5555)} + 1/64$$

$$= 0,2266 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 1/4 in

- Menghitung tebal head (th)

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

$$= 148,2049 + (2 \times 1/4)$$

$$= 148,7049 \text{ in}$$

Dari *Brownell* tabel 5-7 pg. 89:

OD standar = 156 in

$t_s = 1/4$ in

diperoleh harga:

$r = 144$ in (radius of dish)

$icr = 9\ 3/8$ in (inside corner radius)

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{icr}{r}} \right) = 0,8138 \quad (\text{pers. 7.76, Brownell})$$

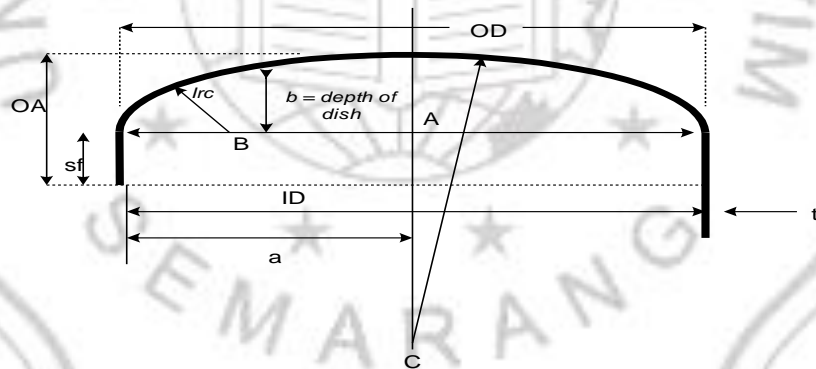
maka:

$$th = \frac{PrW}{(2fE - 0,2P)} + C \quad (\text{pers. 7.77, Brownell})$$

$$= \frac{30,5555 \times 74,1024 \times 0,8138}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 30,5555)} + 1/64$$
$$= 0,1013 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar $3/16$ in = 0,1875 in

- Menghitung tinggi vessel



$$a = \frac{ID}{2}$$
$$= 74,1024 \text{ in}$$

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

$$BC = r - icr$$
$$= (144 - 9,3750) \text{ in}$$
$$= 134,6250 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$= (74,1024 - 9,3750) \text{ in}$$

$$= 64,7274 \text{ in}$$

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

$$= 144 - \sqrt{(134,6250)^2 - (64,7274)^2}$$

$$= 25,9566 \text{ in}$$

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

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

dipilih sf = 2 in

maka tinggi head:

$$Th = t_h + b + sf$$

$$= 3/16 + 25,9566 + 2$$

$$= 28,1441 \text{ in}$$

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

$$= 177,8458 + (2 \times 28,1441)$$

$$= 234,1340 \text{ in}$$

$$= 19,5112 \text{ ft}$$

4. Merancang pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah marine propeller (3 blades)

$$Dt/Di = 3$$

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

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

$$W/Di = 0,1$$

Dengan :

Dt = diameter tangki

Di = diameter impeler

Zi = jarak pengaduk dengan dasar tangki

W = lebar baffle

Dari perhitungan diperoleh :

$$Dt = 12,3504 \text{ ft}$$

$$Di = 1/3 \times 12,3504 \text{ ft} = 4,1168 \text{ ft}$$

$$Zi = 0,8 \times 4,1168 \text{ ft} = 3,2934 \text{ ft}$$

$$Zl = 3,0 \times 4,1168 \text{ ft} = 12,3504 \text{ ft}$$

$$W = 0,1 \times 4,1168 \text{ ft} = 0,4117 \text{ ft}$$

- Menghitung kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{\pi Di N}{600} \right]^2 \quad (\text{pers.8.8, Rase})$$

dimana:

WELH = *Water Equivalent Liquid Height*

Di = diameter pengaduk (ft)

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

$$WELH = Zl \times (\rho \text{ cairan} / \rho \text{ air})$$

$$WELH = 12,3504 \times \left(\frac{1,0714}{1} \right) = 13,2328 \text{ ft}$$

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} = 58,8428 \text{ rpm} = 0,9807 \text{ rps}$$

- Menghitung tenaga pengaduk

$$N_{Re} = \frac{N D i^2 \rho}{\mu}$$

Dengan :

N_{Re} = bilangan Reynold

N = kecepatan pengaduk = 0,9807 rps

ρ = densitas campuran = 66,8884 lb/ft³

μ = viskositas campuran = 4,0333x10⁻⁴ lb/ft.s

$$N_{Re} = \frac{N D i^2 \rho}{\mu} = 2756462,6940$$

Dari fig. 447, Brown pada kurva no. 15 diplotkan dengan N_{Re} diperoleh harga $Po = 0,8$

$$Po = \frac{P G c}{N^3 D i^5 \rho}$$

$$P = \frac{Po N^3 D i^5 \rho}{G c}$$

$$= 4 \text{ Hp}$$

Tenaga pengaduk yang digunakan adalah 4 Hp, sedangkan tenaga motor penggerak pengaduk dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= 1,1 P + 0,5 \\ &= (1,1 \times 4) + 0,5 \\ &= 5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 75%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Power motor minimal} &= \frac{5}{0,75} \\ &= 7 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Motor penggerak yang digunakan adalah 7 Hp

5. Merancang jaket pendingin

Fungsi : pendingin untuk menjaga kestabilan suhu dalam reaktor

Jenis : jaket vessel

Media : air

Tujuan : untuk menjaga temperatur reaktor tetap stabil

- Menghitung ΔT_{LMTD}

Fluida dingin	Suhu	Fluida panas	Selisih
$T_1 = 113^\circ\text{F}$	tinggi	$t_1 = 194^\circ\text{F}$	81°F
$T_2 = 86^\circ\text{F}$	rendah	$t_2 = 194^\circ\text{F}$	108°F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{108 - 81}{\ln 108 / 81} = 94^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{LMTD}}$$

dimana:

Q = jumlah kalor yang diserap air

$$= 291674,3088 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{291674,3088 \text{ Btu} / \text{jam}}{248,6749 \text{ Btu} / \text{jamft}^{2\circ} F \times 94^\circ F} = 492,9737 \text{ ft}^2$$

- Menghitung tinggi jaket

Luas perpindahan panas = luas (silinder setinggi jaket + tutup bagian bawah)

$$A = \pi D H_j + 1/4 \pi D^2$$

dimana:

D = diameter luar reaktor, ft

H_j = tinggi silinder jaket, ft

$$492,9737 = (3,14 \times 12,3504 \times H_j) + (1/4 \times 3,14 \times 12,3504^2)$$

$$H_j = 9,6244 \text{ ft}$$

- Menghitung tebal jaket

Dari neraca panas diperoleh kebutuhan air = 19444,9539 kg/jam

Waktu tinggal media pendingin dalam jaket = 15 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin} &= \frac{19444,939}{0,25} \\ &= 4861,2385 \text{ liter} \end{aligned}$$

$$= 1716,7464 \text{ ft}^3$$

Tinggi jaket = tinggi larutan

Volume jaket = volume air pendingin

= volume shell setinggi jaket + volume head bagian bawah

$$= \frac{\pi}{4} \times (D_j^2 - OD^2) \times h + 0,000049 (D_j^3 - OD^3)$$

Dengan :

OD = OD reaktor = 12,3921ft

h = 12,3540 ft

dengan trial diperoleh :

$$D_j = \text{Inside diameter jaket} = 18,1828 \text{ ft}$$

$$t_j = \frac{D_j - OD}{2}$$

$$= 11,9868 \text{ ft}$$

$$= 0,9989 \text{ in}$$

- Menghitung tebal shell jaket pendingin

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

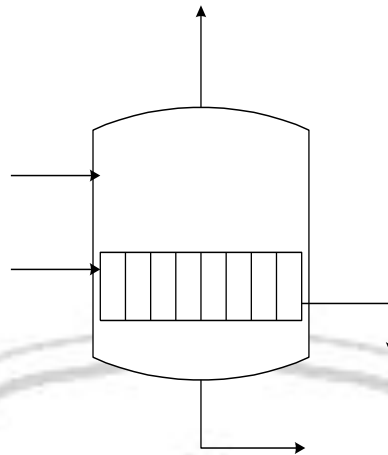
$$= 0,2734 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 5/16 in

RINGKASAN REAKTOR

Kode	R- 02
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara disodium fosfat dengan natrium hidroksida
Tipe	Reaktor tangki berpengaduk dengan jaket pendingin
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade D</i>
Jumlah	2 buah
Tekanan desain	30,5555 psi
Kapasitas reaktor	1478,9979 ft ³
ID	12,3504 ft
OD	12,3921 ft
Tinggi vessel	19,5112 ft
Tinggi head	2,3453 ft
Tinggi silinder	14,8205 ft
Tebal head	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Pengaduk	
Kecepatan putar pengaduk	58,8428 rpm
Power pengaduk	7 Hp
Diameter impeller	4,1168 ft
Lebar baffle	0,4117 ft
Jaket pendingin	
Tinggi jaket	12,3504 ft
Tebal jaket	3/16 ft
Tebal shell jaket	5/16 in

5. EVAPORATOR



Gambar C.5 Evaporator

Kode : E

Fungsi : Memekatkan larutan trisodium phosphat

Jenis : *Short Tube Vertical Evaporator Multi effect*

Tujuan : Menghitung dimensi evaporator

Diketahui dari perhitungan neraca panas:

$$S = 5703,8760 \text{ kg} = 12574,8791 \text{ lb}$$

$$\lambda_s = 946,76 \text{ Btu/lb}$$

$$\Delta T = 45^\circ\text{F}$$

Dari *Badger & Banchero, pg.176* untuk *short tube evaporator*:

$$\text{Diameter tube} = 1 - 4 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tube} = 30 \text{ in} - 6 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter tube} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Panjang tube} = 6 \text{ ft}$$

$$\text{Surface per linier feet} = 0,622 \text{ ft}$$

$$U = 450 \text{ Btu/ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{S \lambda_s}{U \times \Delta T}$$

$$= 587,9206 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter tube} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Surface per linear feet} = 0,622 \text{ ft}$$

- Menghitung diameter evaporator

$$\text{Jumlah tube} = \frac{A}{L \text{ tube} \times \text{surface per lin ft}} = \frac{587,9206}{6 \times 0,622}$$

$$= 158 \text{ buah}$$

Tekanan operasi evaporator = 6,57 psi, didapat spesifik volume = 36,36 ft³/lb

Laju uap = 942,9 lb/jam

Laju volumetrik = laju uap x spesifik volume

$$= 942,9 \text{ lb/jam} \times 36,36 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$= 34283,8440 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Ditetapkan kecepatan uap = 2 ft/s

Luas penampang evaporator = laju volumetrik / kecepatan uap

$$= \frac{34283,8440}{2 \times 3600} \text{ ft}^2$$

$$= 4,7616 \text{ ft}^2$$

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

$$4,7616 = 3,14/4 D^2$$

$$D = 3,0328 \text{ ft}$$

- **Menghitung tinggi evaporator**

$$\begin{aligned}\text{Tinggi evaporator} &= 2 \times L \text{ tube} \\ &= 2 \times 6 \text{ ft} \\ &= 12 \text{ ft}\end{aligned}$$

- **Tinggi fluida dalam evaporator**

$$\begin{aligned}\text{Tinggi fluida} &= 2/3 \text{ tinggi evaporator} \\ &= 2/3 \times 12 \text{ ft} \\ &= 8 \text{ ft}\end{aligned}$$

Sehingga tinggi fluida di atas tube = 2 ft

- **Menghitung tebal shell evaporator**

Dipilih untuk evaporator yang tahan korosi yaitu *Carbon Steell SA-283 Grade D*

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

dalam hubungan ini :

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psia

r = jari-jari silinder dalam, in

f = *max. allowable stress*, psia

E = efisiensi pengelasan

C = efisiensi korosi

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu *Carbon Steel SA-283 Grade D*, maka dari tabel 13.1 *Brownell* halaman 252 diperoleh :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 1/64 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

$$r_i = \frac{1}{2} D = 2,0224 \text{ in}$$

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

$$P \text{ evaporator} = 6,57 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho x \frac{g}{gc} x h$$

dimana:

$$h = \text{tinggi cairan dalam silinder} = 8 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas cairan} = 66,7371 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho x \frac{g}{gc} x h \\ &= 66,7371 \text{ lb/ft}^3 x 1 x 8 \text{ ft} \\ &= 530,9752 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 3,6870 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= (6,57 + 3,6870) \text{ psi} \\ &= 10,2570 \text{ psi} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1,1 x 2570 \text{ psi} \\ &= 11,2828 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{11,2828 x 2,0224}{(1265 x 0,85 - (0,6 x 11,2828))} + 1/64 \\ &= 0,0316 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standart 3/16 in

- **Menghitung tebal head (th)**

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

$$= 3,0328 + (2 x 6)$$

$$= 3,4078 \text{ in}$$

dari *brownell* tabel 5.7 pg. 90 :

$$\text{OD standar} = 30 \text{ in}$$

$$ts = 3/16 \text{ in}$$

diperoleh harga :

$$r = 30 \text{ in (radius of dish)}$$

$$icr = 1,88 \text{ in (inside corner radius)}$$

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

$$= 0,8125$$

maka:

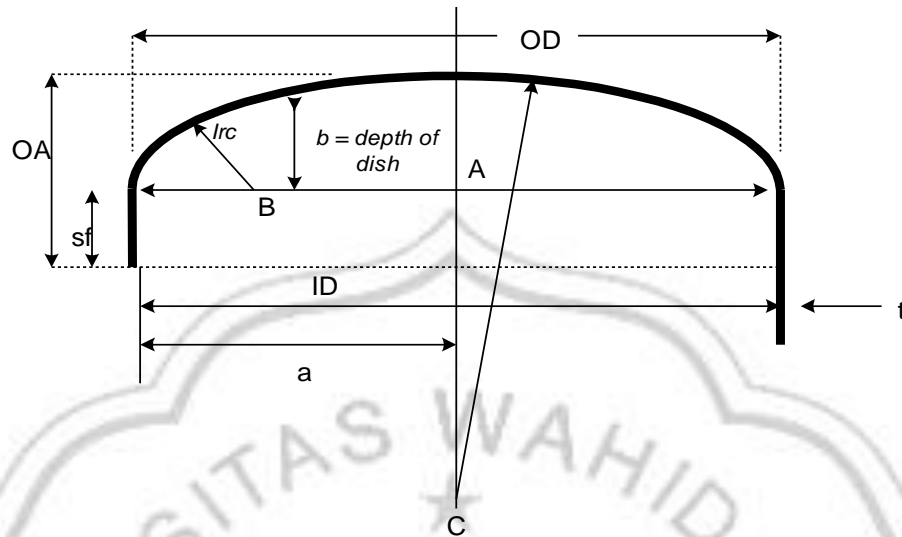
$$\begin{aligned} th &= \frac{P.r.W}{(2.f.E - (0,2.P))} + C \\ &= \frac{11,2828 \times 30 \times 0,8125}{(1265 \times 0,85 - (0,2 \times 11,2828))} + 1/64 \\ &= 0,2719 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standar 1/4

- Menghitung tinggi vessel (evaporator)

Gambar tutup standart dishead

(Brownell, pg. 88)



$$a = ID/2 = (36,3947)/2 = 18,1973 \text{ in}$$

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

$$BC = r - (icr) = (30 - 1,88) \text{ in} = 28,12 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - (icr) = (18,1973 - 2,5) \text{ in} = 16,3173 \text{ in}$$

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

$$= (40 - \sqrt{(28,12)^2 - (16,3173)^2}) \text{ in} = 7,0985 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell, untuk tebal head = 1/4 in diperoleh :

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

dipilih $sf = 2 \text{ in}$

maka tinggi head :

$$Th = th + b + sf$$

$$= 0,2719 + 7,0985 + 2$$

$$= 9,3704 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Jadi tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= (12 \times 12) + (2 \times 9,3704) \\ &= 162,7409 \text{ in} \\ &= 13,5617 \text{ ft}\end{aligned}$$



RINGKASAN EVAPORATOR

Fungsi	: Memekatkan larutan trisodium phosphat
Jenis	: <i>Short Tube Vertical Evaporator Multi Effect</i>
Kapasitas air teruapkan	: 5703,8760 lb/jam
Bentuk	: Silinder tegak
Dimensi	: Diameter = 3,0328 ft Tinggi total = 13,5617 ft Tebal shell = 3/16 in Tebal head = 1/4 in
Tutup atas/bawah	: Standart dished head
Ukuran tube	: Diameter = 1 in Panjang = 6 in Jumlah = 158 buah

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi : 80.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Rencana pendirian : 2020

Rencana operasi : 2022

Nilai mata uang : Rp 14.738/US\$

(sumber : bank Indonesia)

Langkah – langkah analisa ekonomi meliputi :

1. Perhitungan Production Cost (Biaya Produksi)
 - 1.1. Capital Investment
 - 1.1.1. Fixed Capital Investment
 - 1.1.2. Working Capital Investment
 - 1.2. Manufacturing Cost
 - 1.2.1. Direct Manufacturing Cost
 - 1.2.2. Indirect Manufacturing Cost
 - 1.2.3. Fixed Manufacturing Cost
 - 1.3. General Expense
 - 1.3.1. Administrasi
 - 1.3.2. Sales
 - 1.3.3. Research
 - 1.3.4. Finance

2. Analisa Kelayakan
 - 2.1. Keuntungan (profit)
 - 2.2. Return on investmen (ROI)
 - 2.3. *Pay Out Time*(POT)
 - 2.4. *Profit On Sales*(POS)
 - 2.5. *Break Event Point*(BEP)
 - 2.6. *Shut Down Point*(SDP)
 - 2.7. *Discounted Cash Flow*(DCF)

1. Perhitungan Production Cost (Biaya Produksi)

1.1. Capital Investment

1.1.1. Fixed Capital Investment

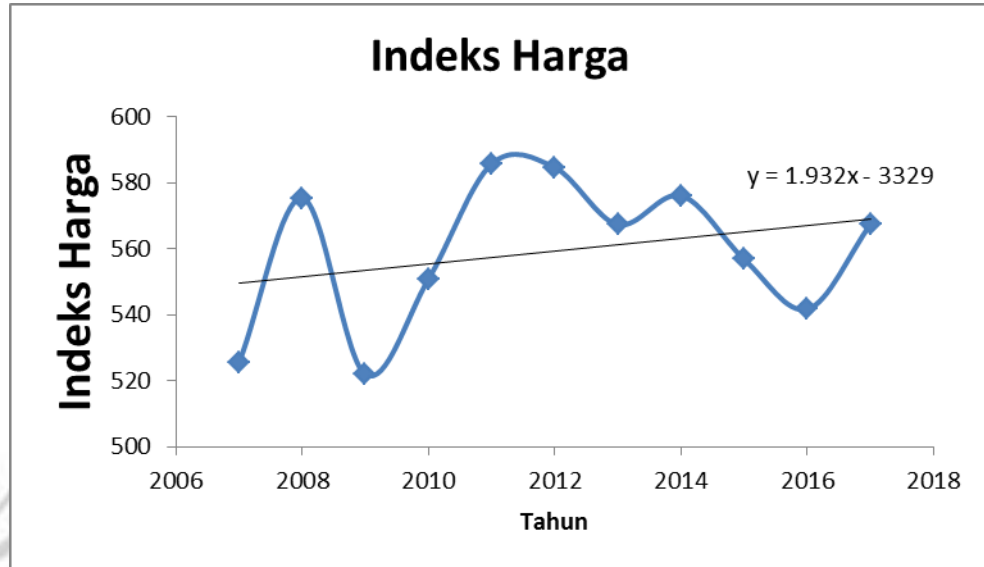
Fixed capital investment (FCI) adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produktif. Harga peralatan proses tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian. Harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga.

Tabel D.1. Indeks CEP tahun 2007 – 2017

Tahun	Indeks
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
2017	567.5

(sumber : “chemical engineering magazine”)

Dengan menggunakan metode least square $y = ax + b$, maka dapat diperkirakan harga indeks pada tahun 2020 adalah sebagai berikut :



Gambar D.1. Grafik Indeks Harga

Dari grafik diperoleh persamaan pendekatan :

$$y = 1,932x - 3329$$

Dalam hubungan ini x adalah tahun dan y adalah indeks harga.

Nilai indeks tahun 2012 dan 2020 dapat dicari sebagai berikut :

$$y (2012) = 1,932 (2012) - 3329 = 558,18$$

$$y (2020) = 1,932 (2020) - 3329 = 573,64$$

Harga peralatan pada tahun 2020 dapat dicari dengan rumus sebagai berikut :

$$E_x = E_y \left(\frac{N_x}{N_y} \right) \quad (\text{Aries \& newton, 1995, hal 16})$$

Dengan :

E_x = Harga pembelian alat pada tahun 2020

E_y = Harga pembelian alat pada tahun referensi (2012)

N_x = indeks harga tahun 2020

Ny = indeks harga tahun 2012

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

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^n \quad (\text{Aries \& Newton, 1955, hal 15})$$

Dengan :

Eb = harga alat B

Ea = harga alat A

Ca = kapasitas alat A

Cb = kapasitas alat B

n = nilai eksponen

Nilai eksponen tergantung pada jenis alat sebagai fungsi kapaistas (Ulrich, 1985). Secara umum, nilai eksponen untuk semua alat adalah 0.6 (Aries & Newton, 1955).

a. Purchased Equipment Cost (PEC)

- Harga Pembelian Alat (EC)

Tabel D.2. Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Jumlah	U\$ 2012	U\$ 2020	Total
Pompa 01	1	969,466	996,310	996,310
Pompa 02	1	969,466	996,310	996,310
Pompa 03	1	969,466	996,310	996,310
Pompa 04	1	969,466	996,310	996,310
Pompa 05	2	1.135,660	1.167,106	2.334,212
Pompa 06	2	1.135,660	1.167,106	2.334,212
Pompa 07	1	1.080,262	1.110,174	1.110,174
Pompa 08	2	1.163,359	1.195,572	2.391,144
Pompa 09	2	1.163,359	1.195,572	2.391,144
Pompa 10	1	1.149,509	1.181,339	1.181,339
Pompa 11	1	1.038,713	1.067,475	1.067,475
Pompa 12	1	969,466	996,310	996,310
Tangki 01	1	32.565,578	33.467,312	33.467,312
Tangki 02	1	22.645,602	23.272,654	23.272,654

Tangki 03	2	10.020,178	10.297,635	20.595,269
Tangki 04	2	10.621,389	10.915,493	21.830,985
Tangki 05	1	2.605,246	2.677,385	2.677,385
Tangki 01	1	56.213,198	57.769,730	57.769,730
Tangki 02	1	56.213,198	57.769,730	57.769,730
Reaktor 01	1	162.727,690	167.233,586	167.233,586
Reaktor 02	1	170.743,832	175.471,694	175.471,694
HE	4	1.503,027	1.544,645	6.178,581
EV	2	21.882,227	22.488,141	44.976,282
BK	1	16.633,495	17.094,073	17.094,073
K	1	71.944,878	73.937,016	73.937,016
CF	1	10.300	10.585,205	10.585,205
SC	2	5.911,905	6.075,604	12.151,209
RD	1	156.214,574	160.540,123	160.540,123
BE	2	9.418,967	9.679,777	19.359,553
S	1	2.229,366	2.291,097	2.291,097
BC	2	8.116,344	8.341,084	16.682,168
TOTAL EC				941.552,829

- Biaya pengangkutan sampai ke pelabuhan
Besarnya adalah 15% dari EC, alat – alat yang digunakan dalam pabrik paraxylene ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.
- Asuransi pengangkutan
Besarnya adalah 1% - 4% EC, dan ditetapkan 3.5% dari EC, karena alat – alat yang digunakan dalam pabrik paraxylene ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.
- Provisi bank
Besarnya adalah 0.5% - 1% EC, dan ditetapkan 1% dari EC.
- Transportasi darat dari pelabuhan
Besarnya adalah 18% - 25% EC, dan ditetapkan 20% dari EC.
- EMKL (Ekspedisi muatan kapal laut)

Besarnya adalah 2% - 12% EC, dan ditetapkan 6% EC, karena alat – alat yang digunakan dalam pabrik paraxylene ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.



- Pajak bea masuk barang

Besarnya adalah 20% EC karena pabrik paraxylene ini termasuk dalam golongan pabrik sederhana.

Tabel D.3 Purchased equipment Cost

No	Harga	Biaya (US\$)
1.	Harga Alat (EC)	941.552,829
2.	Biaya Pengangkutan Sampai Pelabuhan 15% (EC)	137.182,924
3.	Asuransi Pengangkutan 2.5% (EC)	22.863,821
4.	Pengangkutan Dari Pelabuhan Sampai Lokasi 20% (EC)	182.910,566
5.	Provisi Bank 1% (EC)	9.145,528
6.	Emkl 6% (Ec)	54.873,170
7.	Pajak Bea Masuk Barang 20% (EC)	182.910,566
Total Purchased Equipment Cost (PEC)		1.549.055,22

b. Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)

Equipment installation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat – alat proses dan biaya pemasanganya. Dari Aries & Newton hal. 77, diperoleh biaya instalansi besarnya 43% PEC, terdiri dari marerial 11% dan buruh 32%.

- Material = $11\% \times \text{PEC}$
 $= 11\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22$
 $= \text{US\$ } 165.488,334$

- Labor = $32\% \times \text{PEC}$

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

Tenaga asing : tenaga Indonesia = 1 : 5

1 man hour asing = US\$ 20

1 man hour Indonesia = US\$ 5

$$\text{Jumlah man - hour} = \frac{32\% \times PEC}{US\$ 20} = US\$ 19.451,338$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga asing} &= 5\% \times 1 \times \text{jumlah man-hour} \times US\$ 20 \\ &= 5\% \times 1 \times US\$ 19.451,338 \times US\$ 20 \\ &= US\$ 19.451,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= 95\% \times 5 \times \text{jumlah man-hour} \times US\$ 5 \\ &= 95\% \times 5 \times US\$ 19.451,338 \times US\$ 5 \\ &= US\$ 461.969,27 \end{aligned}$$

$$\text{Total biaya instalansi} = US\$ 646.908,944$$

c. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17.Aries & Newton hal 78. Diperoleh bahwa untuk system pemipaan fluid – fluid diperlukan biaya sebesar 40% dari PEC yang terdiri dari material 24% dan labor 16%. Pemasangan alat menggunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times PEC \\ &= 24\% \times US\$ 1.549.055,22 \\ &= US\$ 361.065,46 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 16\% \times PEC$$

$$\text{Jumlah man - hour} = \frac{16\% \times PEC}{US\$ 20} = US\$ 9.725,67$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga asing} &= 5\% \times 1 \times \text{jumlah man-hour} \times US\$ 20 \\ &= 5\% \times 1 \times US\$ 9.725,67 \times US\$ 20 \end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 9.725,67$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= 95\% \times 5 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 5 \\ &= 95\% \times 5 \times \text{US\$ } 9.725,67 \times \text{US\$ } 5 \\ &= \text{US\$ } 230.984,64 \end{aligned}$$

$$\text{Total biaya pemipaan} = \text{US\$ } 601.775,761$$

d. Biaya Instrumentasi (Instrumentation Cost)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi system proses dengan suatu system pengendalian (control). Dari tabel 19, Aries & Newton hal 97, diperoleh bahwa untuk control yang ekstensif diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% labor. Pemasangan alat menggunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} - \text{ Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22 \\ &= \text{US\$ } 361.065,46 \end{aligned}$$

$$- \text{ Labor} = 6\% \times \text{PEC}$$

$$\text{Jumlah man - hour} = \frac{6\% \times \text{PEC}}{\text{US\$ } 20} = \text{US\$ } 3.647,13$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga asing} &= 5\% \times 1 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 20 \\ &= 5\% \times 1 \times \text{US\$ } 3.647,13 \times \text{US\$ } 20 \\ &= \text{US\$ } 3.647,13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= 95\% \times 5 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 5 \\ &= 95\% \times 5 \times \text{US\$ } 3.647,13 \times \text{US\$ } 5 \\ &= \text{US\$ } 86.619,24 \end{aligned}$$

$$\text{Total biaya instrumentasi} = \text{US\$ } 451.331,821$$

e. Biaya Solasi (Insulation Cost)

Insulation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi didalam proses produksi. Dari tabel 21, Aries & Newton hal 98, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor. Pemasangan alat menggunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\
 &= 3\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22 \\
 &= \text{US\$ } 45.133,182 \\
 - \quad \text{Labor} &= 5\% \times \text{PEC} \\
 \text{Jumlah man - hour} &= \frac{5\% \times \text{PEC}}{\text{US\$ } 20} = \text{US\$ } 3.039,272 \\
 \text{Total biaya tenaga asing} &= 5\% \times 1 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 20 \\
 &= 5\% \times 1 \times \text{US\$ } 3.039,272 \times \text{US\$ } 20 \\
 &= \text{US\$ } 3.039,272 \\
 \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= 95\% \times 5 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 5 \\
 &= 95\% \times 5 \times \text{US\$ } 3.039,272 \times \text{US\$ } 5 \\
 &= \text{US\$ } 72.182,698 \\
 \text{Total biaya insulasi} &= \text{US\$ } 120.355,152
 \end{aligned}$$

f. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 26, Peters & Timmerhaus hal.210, diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah 10 – 40% (diambil 15% PEC), yang terdiri dari material 9% PEC dan labor 6% PEC. Dalam hal ini digunakan 100% tenaga kerja Indonesia.

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{Material} &= 9\% \times \text{PEC} \\
 &= 9\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22
 \end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 135.399,55$$

$$\text{- Labor} = 6\% \times \text{PEC}$$

$$\text{Jumlah man - hour} = \frac{6\% \times \text{PEC}}{\text{US\$ } 20} = \text{US\$ } 3.647,13$$

$$\text{Total biaya tenaga Indonesia} = 95\% \times 5 \times \text{jumlah man-hour} \times \text{US\$ } 5$$

$$= 95\% \times 5 \times \text{US\$ } 3.647,13 \times \text{US\$ } 5$$

$$= \text{US\$ } 18.235,63$$

$$\text{Total biaya listrik} = \text{US\$ } 153.635,185$$

g. Bangunan (Bulding)

$$\text{- Luas area perkantoran} = 11.850 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 2.700.000$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 31.995.000.000$$

$$\text{- Luas area proses} = 29.200 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 2.700.000$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 78.840.000.000$$

$$\text{- Total biaya bangunan} = \text{Rp. } 110.835.000.000$$

$$= \text{US\$ } 7.520.074,916$$

h. Tanah Dan Perbaikan Lahan

$$\text{Luas tanah} = 55.300 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp. } 1.800.000$$

$$\text{Total biaya tanah} = \text{Rp. } 99.540.000.000$$

$$= \text{US\$ } 6.753.717,292$$

i. Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit – unit pendukung proses, antara lain air, steam, listrik, dan udara tekan. Dari tabel

31, Aries dan Newton hal. 109 diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% PEC untuk pemakaian pabrik beroperasi normal (severange service)

$$\begin{aligned} \text{Total biaya utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22 \\ &= \text{US\$ } 601.775,762 \end{aligned}$$

j. Environmental

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. (Peters & Timmerhauss) dalam hal ini, biaya lingkungan ditetapkan sebesar 20% dari PEC.

$$\begin{aligned} \text{Total biaya environmental} &= 20\% \times \text{PEC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 1.549.055,22 \\ &= \text{US\$ } 300.887,881 \end{aligned}$$

Dari data – data di atas didapatkan physical plant cost (PPC) sebagai berikut :

Tabel D.4 Physical Plant Cost (PPC)

No.	Jenis	Biaya
1	PEC	1.549.055,22
2	Instalasi Alat	646.908,944
3	Pemipaan	601.775,761
4	Instrumentasi	451.331,821
5	Insulasi	120.355,152
6	Listrik	153.635,185
7	Bangunan	7.520.074,916
8	Tanah	6.753.717,292
9	Utilitas	601.775,762
10	Environment	300.887,881
Total PPC		18.654.902,098

k. Engineering Dan Costruction

Cost of engineering and construction adalah biaya untuk design engineering, field supervisor, tempory construction, dan inspection. Dari tabel 4, Aries & Newton, hal.4, untuk physical cost lebih dari US \$ 5.000.000 maka biaya engineering & construction sebsar 20% PPC.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya} &= 20\% \times \text{PPC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 18.654.902,098 \\ &= \text{US\$ } 3.730.980,42\end{aligned}$$

l. Direct Plant Cost (DPC)

$$\begin{aligned}\text{DPC} &= (\text{PPC} + \text{Engineering \& construction}) \\ \text{Total DPC} &= \text{US\$ } 18.654.902,098 + \text{US\$ } 3.730.980,42 \\ &= \text{US\$ } 22.385.882,517\end{aligned}$$

m. Contractor's Fee

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Dari Aries dan Newton, hal.4 biaya contractor's fee diestimasi sebesar 4 -10% DPC, dalam hal ini di ambil 7% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Contractor's fee} &= 7\% \times \text{DPC} \\ &= 7\% \times \text{US\$ } 22.385.882,517 \\ &= \text{US\$ } 1.567.011,776\end{aligned}$$

n. Contingency

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 25% DPC. Hal ini ditetapkan 10%, karena pabrik paraxylene ini telah banyak dikembangkan sehingga tingkat kontingensinya tergolong rendah. (Aries & Newton, 1995).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya contingency (\$)} &= 10\% \times \text{DPC} \\
 &= 10\% \times \text{US\$ } 22.385.882,517 \\
 &= \text{US\$ } 2.238.588,252
 \end{aligned}$$

Tabel D.5 fixed capital investment (FCI)

No.	Fixed Capital Investment	Biaya US\$
1.	DPC	22.385.882,517
2.	Constructor's Fee	1.567.011,776
3.	Contingency Cost	2.238.588,252
Total FCI		26.191.482,545

o. Plant Start Up Cost

Dari Peters Dan Timmerhauss hal. 179, biaya untuk start up pabrik diestimasi sebesar 8 - 10% FCI dalam hal ini diambil 8% FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya plant start up} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= 10\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545 \\
 &= \text{US\$ } 2.619.148,255
 \end{aligned}$$

p. Interest During Construction

Bunga bank dihitung 5% pertahun. Proses pembelian alat hingga pendirian pabrik diperkirakan selama 2 tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya IDC} &= 5\% \times \text{FCI} \times 2 \text{ tahun} \\
 &= 5\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545 \times 2 \text{ tahun} \\
 &= \text{US\$ } 2.619.148,255
 \end{aligned}$$

1.1.2. Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha atau modal biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama waktu tertentu, yang terdiri dari :

a. Persediaan Bahan Baku (Raw Material Inventory)

Tabel D.6 Harga Bahan Baku

No	Bahan Baku	Harga (US\$/kg)	Kebutuhan (kg/jam)	Biaya (US\$/tahun)
1	Asam fospat	0,662	2.567,6696	13.452.846,210
2	Natrium hidroksida	0,407	1.041,7402	3.358.776,427
3	Natrium karbonat	0,271	2.777,2752	5.969.656,332
Total				22.781.278,969

b. Persediaan Dalam Proses (In Process Inventory)

Besarnya diperkirakan 0.5 dari manufacturing cost (Aries & Newton, 1995) untuk waktu hold up tertentu.

Waktu hold up 1 jam

Biaya dalam proses = $0.5 \times \text{total manufacturing cost}$

Biaya bahan baku dalam proses = $\frac{0.5 \times 1 \times \text{TMC}}{24 \times 330}$

$$= \frac{0.5 \times 1 \times \text{US\$ } 38.736.566,97}{24 \times 330}$$

$$= \text{US\$ } 19.368.283,48$$

c. Persediaan produk (produk inventory)

Produk inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan selama satu bulan produksi untuk harga manufacturing cost. (Aries & Newton, 1995, hal 12)

Biaya = $1/12 \times \text{TMC}$

$$= 1/12 \times \text{US\$ } 38.736.566,97$$

$$= \text{US\$ } 3.228.047,25$$

d. Extended Credit

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan produksi (30hari). (Aries & Newton).

Biaya Extended credit = $1/12 \times \text{Sales}$

$$= 1/12 \times \text{US\$ } 61.444.307,62$$

$$= \text{US\$ } 5.120.358,97$$

e. Available Cash

Diperkirakan sebanding dengan 1 bulan manufacturing cost. Available cash digunakan sebagai uang untuk membayar buruh, service, dan material.

(Aries & Newton, 1995, hal 13)

$$\begin{aligned} \text{Total available cash} &= 1/12 \times \text{TMC} \\ &= 1/12 \times \text{US\$ } 38.736.566,97 \\ &= \text{US\$ } 3.228.047,25 \end{aligned}$$

Tabel D.7 Working Capital Investment

No.	Working Capital Investment	Biaya US
1.	Raw Material	22.781.278,969
2.	Biaya dalam proses	19.368.283,471
3.	Persediaan Produk	3.228.047,247
4.	Extended Credit	5.120.358,968
5.	Available Cash	3.228.047,247
Total Working Capital Investment		34.365.068,903

f. Total Capital Investment

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{working capital} + \text{fixed capital investment} + \text{plant start up} + \\ &\quad \text{interest during construction} \\ &= \text{US\$ } 34.365.068,903 + \text{US\$ } 26.191.482,545 + \\ &\quad \text{US\$ } 2.619.148,255 + \text{US\$ } 2.619.148,255 \\ &= \text{US\$ } 65.794.847,96 \end{aligned}$$

1.2. Manufacturing Cost

1.2.1. Direct Manufacturing Cost

Direct manufacturing cost merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk.

a. Bahan Baku

Tabel D.8. Bahan Baku

No	Bahan Baku	Harga (US\$/kg)	Kebutuhan (kg/jam)	Biaya (US\$/tahun)
1	Asam fospat	0,662	2.567,6696	13.452.846,210
2	Natrium hidroksida	0,407	1.041,7402	3.358.776,427
3	Natrium karbonat	0,271	2.777,2752	5.969.656,332
Total				22.781.278,969

b. Labor Cost

Tabel D.9 Labor Cost

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Gaji/tahun (Rp)
1.	Ketua Regu Proses dan Produksi	4	6.500.000	312.000.000
2.	Ketua Regu Lab, Analisa dan Riset	4	6.500.000	312.000.000
3.	Ketua Regu Utilitas	4	6.500.000	312.000.000
4.	Ketua Regu Lingkungan (HSE) dan K3	4	6.500.000	312.000.000
5.	Karyawan Proses	48	5.500.000	3.168.000.000
6.	Karyawan Lingkungan dan K3	8	5.500.000	528.000.000
7.	Karyawan Laboratorium	8	5.500.000	528.000.000
8.	Karyawan Pemeliharaan	8	5.500.000	528.000.000
9.	Karyawan Utilitas	20	5.500.000	1.320.000.000
Total				7.320.000.000

Total labor cost = US\$ 496.656,727

c. Supervisi

Tabel 10. Supervsi Cost

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Gaji/Tahun (Rp)
1.	Kepala Bagian Produksi	1	10.000.000	240.000.000
2.	Kepala Bagian Teknik	1	10.000.000	240.000.000
3.	Kepala Seksi Lingkungan dan K3	1	8.000.000	192.000.000
4.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	8.000.000	192.000.000
5.	Kepala Seksi Laboratorium	1	8.000.000	192.000.000
6.	Kepala Seksi Proses	1	8.000.000	192.000.000
7.	Kepala Seksi Utilitas	1	8.000.000	192.000.000
Total				1.440.000.000

Total labor cost = US\$ 97.702,963

d. Maintenance Cost

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan proses, besarnya 2-10% FCI. Dalam hal ini ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955 hal 164

$$\begin{aligned} \text{Biaya maintenance} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545 \\ &= \text{US\$ } 2.619.148,255 \end{aligned}$$

e. Plant Supplies

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari maintenance per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal. (Aris & Newton.1995, hal 168)

$$\begin{aligned} \text{Biaya plant supplies} &= 15\% \times \text{FCI} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545 \\ &= \text{US\$ } 3.928.722,382 \end{aligned}$$

f. Royalties & Patens

Biaya untuk royalty dan paten antara 1-5% dalam hal ini dipilih sebesar diambil 1 % dari sales (harga jual).. (Aries & Newton)

Tabel 11. Harga Poduk

Produk	Produksi (ton/tahun)	US\$/kg	Harga Jual
Trisodium Phospat	80.000	0,768	61.444.307,615
Total			61.444.307,615

$$\text{Royalties dan patent} = 1\% \times \text{Harga Jual}$$

$$= 1\% \times \text{US\$ } 61.444.307,615$$

$$= \text{US\$ } 614.443,076$$

g. Utilitas

Utilitas adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit – unit pendukung, steam, pengolahan air, penyediaan genset (generator), unit udara tekan, colling tower. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli bea pengolahan air, pembelian ini diambil besarnya 25-30% terhadap nilai bangunan + contingency (sesuai Aries dan Newton , hal 68).

$$\begin{aligned} \text{Bangunan + contingensi} &= \text{US\$ } 7.520.074,916 + \text{US\$ } 2.238.588,252 \\ &= \text{US\$ } 2.439.665,789 \end{aligned}$$

Tabel 12. Direct Manufacturing

No.	Direct Manufacturing Cost	Biaya (US)
1.	Bahan Baku	22.781.278,969
2.	Labor Cost	496.656,727
3.	Supervisi	97.702,963
4.	Maintenance Cost	2.619.148,255
5.	Plant Supplies	3.928.722,382
6.	Royalti and Patent	614.443,076
7.	Utilitas	2.439.665,789
Total DMC		32.977.618,160

1.2.2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect manufacturing cost merupakan pengeluaran – pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk, indirect manufacturing cost terdiri dari :

a. Payroll Overhead

Payroll overhead meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR, besarnya

15-20% dari labor cost. Dalam hal ini ditetapkan 15% dari labor cost. (Aries & Newton, 1955, hal.173)

$$\begin{aligned}\text{Payroll overhead} &= 15\% \times \text{labor cost} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 496.656,727 \\ &= \text{US\$ } 74.498,509\end{aligned}$$

b. Laboratory

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10-20% dari labor cost (Aries & Newton, hal. 174) ditetapkan 10% dari labor cost, karena produk dari pabrik paraxylene ini tergolong produk yang tidak membutuhkan banyak analisa.

$$\begin{aligned}\text{Biaya laboratorium} &= 10\% \times \text{labor cost} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 496.656,727 \\ &= \text{US\$ } 49.665,673\end{aligned}$$

c. Plant Overhead

Biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50-100% dari labor cost (Aries & Newton, hal 174) dalam perkiraan ini diambil 50% dari labor cost.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant overhead} &= 50\% \times \text{labor cost} \\ &= 50\% \times \text{US\$ } 496.656,727 \\ &= \text{US\$ } 248.328,363\end{aligned}$$

d. Biaya Packaging And Shipping

Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar container produk, sedangkan shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai ditemapt pembeli. Besarnya 4-26% harga penjualan produk,

dalam hal ini ditetapkan 4 % dari harga penjualan (Aries & Newton, 1955, hal. 177).

$$\begin{aligned}\text{Biaya packaging and shipping} &= 4\% \times \text{Harga Jual} \\ &= 4\% \times \text{US\$ } 184.789.973,16 \\ &= \text{US\$ } 2.457.772,305\end{aligned}$$



Tabel 13. Total Indirect Manufacturing Cost

No.	Indirect Manufacturing Cost	Biaya (US)
1.	Payroll Overhead	74.498,509
2.	Laboratory	49.665,673
3.	Plant Overhead	248.328,363
4.	Packaging	2.457.772,305
	Total IMC	2.830.264,850

1.2.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

a. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8-10% FCI (Aries % Newton, 1955, Hal.180).

Ditetapkan 10% FCI, adapun rumus perhitungannya sebagai berikut :

$$P = \text{FCI}$$

$$\text{Nilai sisa (SV)} = 10\% \text{ FCI}$$

$$\text{Umur pabrik (n)} = 11 \text{ tahun (jenis chemical industry ; Peter, 1980)}$$

$$\text{Depresiasi} = \frac{P - 0,1 P}{11}$$

$$\text{Depresiasi} = \frac{\text{US\$ } 81.370.442,85 - 0,1 \times \text{US\$ } 26.191.482,545}{11}$$

$$= 2.142.939,481$$

b. Property taxes

Property taxes merupakan pajak yang dibayarkan oleh perusahaan oleh perusahaan besarnya 1-2% FCI (Aries & Newton, hal 181) ditetapkan 2% dari FCL.

$$\text{Biayanya} = 2\% \times \text{FCI}$$

$$= 2\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545$$

$$= \text{US\$ } 523.829,651$$

c. Insurance

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya 1 % dari FCI (Aries & Newton, hal 182).

$$\begin{aligned}\text{Biaya asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \text{US\$ } 26.191.482,545 \\ &= \text{US\$ } 261.914,825\end{aligned}$$

Tabel D.14 Total Fixed Manufacturing

No.	Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US)
1.	Depresiasi	2.142.939,481
2.	Property Taxes	523.829,651
3.	Insurance	261.914,825
	Total FMC	2.928.683,957

Tabel.D.15 Manufacturing Cost

No.	Manufacturing Cost	Biaya (US)
1.	Direct Manufacturing Cost	32.977.618,160
2.	Indirect Manufacturing Cost	2.830.264,850
3.	Fixed Manufacturing Cost	2.928.683,957
	Total MC	38.736.566,967

1.3. General Expense

1.3.1. Administrasi

a. Management Salaries

Tabel.D.16. Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan(Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Dewan Komisaris	2	40.000.000	960.000.000
Direktur Utama	1	35.000.000	420.000.000
Direktur	2	30.000.000	720.000.000
Staff ahli	3	20.000.000	720.000.000
Sekretaris	3	5.000.000	180.000.000

Kepala Bagian	3	10.000.000	360.000.000
Kepala Seksi	7	8.000.000	672.000.000
Karyawan	23	5.000.000	1.380.000.000
Keamanan	8	3.000.000	288.000.000
Dokter	4	7.000.000	336.000.000
Perawat	4	6.000.000	288.000.000
Sopir	3	2.800.000	100.800.000
Cleaning Service	8	2.800.000	268.800.000
			6.693.600.000

Total management salaries = US\$ 454.155,94

b. Legal Fee and Auditing

Untuk legal fee and auditing disediakan setiap bulan sebesar :

Legal fee & auditing = 3% (labour cost + supervise cost + maintenance cost)

= US\$ 96.405,24

c. Peralatan Kantor dan Komunikasi

Biaya untuk peralatan kantor dan komunikasi disediakan setiap tahun sebesar US\$ 30.000.

Tabel 17. Administration Cost

No.	Biaya Administrasi	Biaya (US)
1.	Management Salaries	454.155,94
2.	Legal Fee and Auditing	96.405,24
3.	Peralatan Kantor dan Komunikasi	30.000,000
	Total Biaya Administrasi	580.561,18

1.3.2. Sales Expense

Besarnya sales expense bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, advertisement dan lain- lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5-22% total manufacturing cost. Dalam perancangan ini ditentukan 10%. (Aries & Newton, 1955, hal 186)

Biaya sales = 10% × TMC

$$= 10\% \times \text{US\$ } 38.736.566,97$$

$$= \text{US\$ } 3.873.656,70$$

1.3.3. Reserch

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2% dari manufacturing cost (Aries & Newton, 1955, hal .186)

$$\text{Biaya research} = 2\% \times \text{TMC}$$

$$= 2\% \times \text{US\$ } 3.873.656,70$$

$$= \text{US\$ } 774.731,34$$

1.3.4. Finance

Diambil 5% dari TCI

$$\text{Biaya finance} = 5\% \times \text{TCI}$$

$$= 5\% \times \text{US\$ } 65.794,96$$

$$= \text{US\$ } 3.289.742,40$$

Tabel 18. Total General Expense

No.	General Expense	Biaya (US)
1.	Administrasi	580.561,18
2.	Sales Expense	3.873.656,70
3.	Research	774.731,34
4.	Finance	3.289.742,40
Total General Expense		8.518.691,61

Tabel 19. Total Production Cost

No.	Production Cost	Biaya
1.	Manufacturing Cost	38.736.566,97
2.	General Expense	8.518.691,61
Total Production Cost		47.255.258,58

2. Analisa Kelayakan

2.1. Sales and Profit

$$\text{Sales} = \text{US\$ } 61.444.307,62$$

$$\text{Biaya produksi} = \text{US\$ } 47.255.258,58$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{US\$ } 61.444.307,62 - \text{US\$ } 47.255.258,58 \\ &= \text{US\$ } 14.189.049,04 \end{aligned}$$

Pajak di Indonesia untuk wajib pajak badan dalam negeri dan bentuk usaha tetap adalah sebesar 25% dari penghasilan (UU No. 36 tahun 2008 tentang pajak penghasilan pasal 17 ayat 2a).

$$\begin{aligned} \text{Pajak} &= 25\% \times \text{US\$ } 14.189.049,04 \\ &= \text{US\$ } 3.547.262,26 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\ &= \text{US\$ } 14.189.049,04 - \text{US\$ } 3.547.262,26 \\ &= \text{US\$ } 10.641.786,78 \end{aligned}$$

2.2. Percent Profit On Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 14.189.049,04}{\text{US\$ } 61.444.307,62} \times 100\% = 23\%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 10.641.786,78}{\text{US\$ } 61.444.307,62} \times 100\% = 17\%$$

2.3. Return On Investment (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 14.189.049,04}{\text{US\$ } 26.191.482,55} \times 100\% = 53\%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 14.189.049,04}{\text{US\$ } 26.191.482,55} \times 100\% = 40\%$$

2.4. Pay Out Time (POT)

POT adalah sejumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment oleh profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$\text{POT} = \frac{FCI}{\text{keuntungan} + 0.1 FCI}$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 26.191.482,55}{\text{US\$ } 14.189.049,04 + 0.1 \times \text{US\$ } 26.191.482,55} = 1,7 \text{ tahun}$$

$$\text{Sesudah pajak} = \frac{\text{US\$ } 26.191.482,55}{\text{US\$ } 10.641.786,78 + 0.1 \times \text{US\$ } 26.191.482,55} = 2 \text{ tahun}$$

2.5. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat ebrapa biaya dan pengasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\text{Break even point} = \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\%$$

a. Fixed Cost

Tabel 20. Fixed Cost

Fixed Cost (Fa)	Biaya(US)
Depresiasi	2.142.939,48
Properti Taxes	523.829,65
Asuransi	261.914,83
Total Fa	2.928.683,96

b. Variabel Cost

Tabel. 21. Variabel Cost

Variabel Cost (Va)	Biaya(US)
Raw Material	22.781.278,97
Utilitas	2.439.665,79
Packaging & Transportation	2.457.772,30
Royalty & Patent	614.443,08
Total Va	28.293.160,14

c. Regulated (Ra)

Tabel. 22. Regulated Cost

Regulated Cost (Ra)	Biaya(US)
Labour	496.656,73
Payroll Overhead	97.702,96
Supervisi	74.498,51
Laboratorium	49.665,67
General Expenses	8.518.691,61
Maintenance	2.619.148,25
Plant Supplies	3.928.722,83
Plant Overhead	248.328,36
Total Ra	16.033.414,48

d. Penjualan produk (Sa)

Penjualan produk selama 1 tahun = US\$ 61.444.307,62

e. Break even point

$$\begin{aligned} \text{Break even point} &= \frac{Fa + 0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\% \\ &= \frac{2.928.683,96 + 0.3 \times 16.033.414,48}{61.444.307,62 - 28.293.160,14 - 0.7 \times 16.033.414,48} \times 100\% \\ &= 36\% \end{aligned}$$

f. Shut Down Point (SDP)

Shurt down point (SDP) suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu

tinggi. Atau bias juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0.3 Ra}{Sa - Va - 0.7 Ra} \times 100\% \\ &= \frac{0.3 \times 16.033.414,48}{61.444.307,62 - 28.293.160,14 - 0.7 \times 16.033.414,48} \times 100\% \\ &= 22\% \end{aligned}$$

2.6. Discounted Cash Flow – Rate Of Return (DCF-ROR) (I)

Discounted Cash Flow adalah salah satu cara untuk menganalisa kelayakan ekonomi pabrik dimana Discounted Cash Flow didefinisikan sebagai jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk penjaminan modal dan bunganya.

$$\begin{aligned} \text{Cash flow} &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{depresiasi} + \text{finance} \\ &= \text{US\$ } 10.641.786,78 + \text{US\$ } 2.142.939,48 + \\ &\quad \text{US\$ } 3.289.742,40 \\ &= \text{US\$ } 16.074.468,66 \end{aligned}$$

$$\text{Umjur pabrik (n)} = 11 \text{ tahun}$$

$$\text{ROR (i)} = \text{trial}$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai sisa pabrik (SV)} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 26.191.482,55 \\ &= \text{US\$ } 2.619.148,25 \end{aligned}$$

Harga Discounted Cash Flow (i) dicari dengan cara trial error :

$$(\text{FCI} + \text{WCI})(1 + i)^2 = [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} \dots + 1](\text{CF}) + (\text{WCI} + \text{SV})$$

Dengan trial and error diperoleh harga $i = 18\%$

RESUME

1. Percent Profit on Sales sebelum pajak adalah 23% dan sesudah pajak adalah 17%.
2. Percent Return on Investment sebelum pajak adalah 53 % dan sesudah pajak adalah 40%.
3. Pay Out Time sebelum pajak adalah 1 tahun 7 bulan dan sesudah pajak adalah 2 tahun.
4. Break Even Point pabrik adalah 36 %
5. Shut Down Point adalah 22 %
6. Rate of Return (i) pabrik adalah 18 %

Dari hasil perhitungan diatas dapat dibuat grafik analisa ekonomi seperti pada gambar D.2. grafik analisa ekonomi dibawah ini :

