



LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

1. Komposisi Bahan Baku (% berat)

- NaOH dengan komposisi

- NaOH : 98 %
- NaCl : 1 %
- Na₂CO₃ : 0,4 %
- Fe : 0,3 %
- Na₂SO₄ : 0,3 %

(PT Asahimas Subentra Chemical)

- Fenol dengan komposisi

- C₆H₅OH : 98 %
- C₇H₈O : 2%

(PT Metropolitan Phenol Pratama)

- CO₂: 99,8 %

(PT RMI Krakatau Karbonindo)

- H₂SO₄ dengan komposisi

- H₂SO₄ : 98 %
- Fe : 100 ppm
- Mn : 1 ppm
- Pb : 10 ppm

(PT. Indoacid Industry)

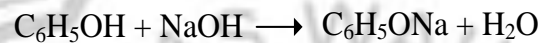


2. Komposisi Produk (% berat)

- Asam Salisilat : 99,5 %
- Air : 0,2 %
- Phenol : 0,05 %
- Na_2SO_4 dan $\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa})$: 0,1 %

(Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 1997))

3. Mekanisme Reaksi



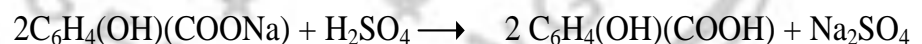
Konversi: 99%

(Faith, Keyes and Clark, 1975)



Konversi: 98%

(Vogel, "Practical Organic Chemistry)



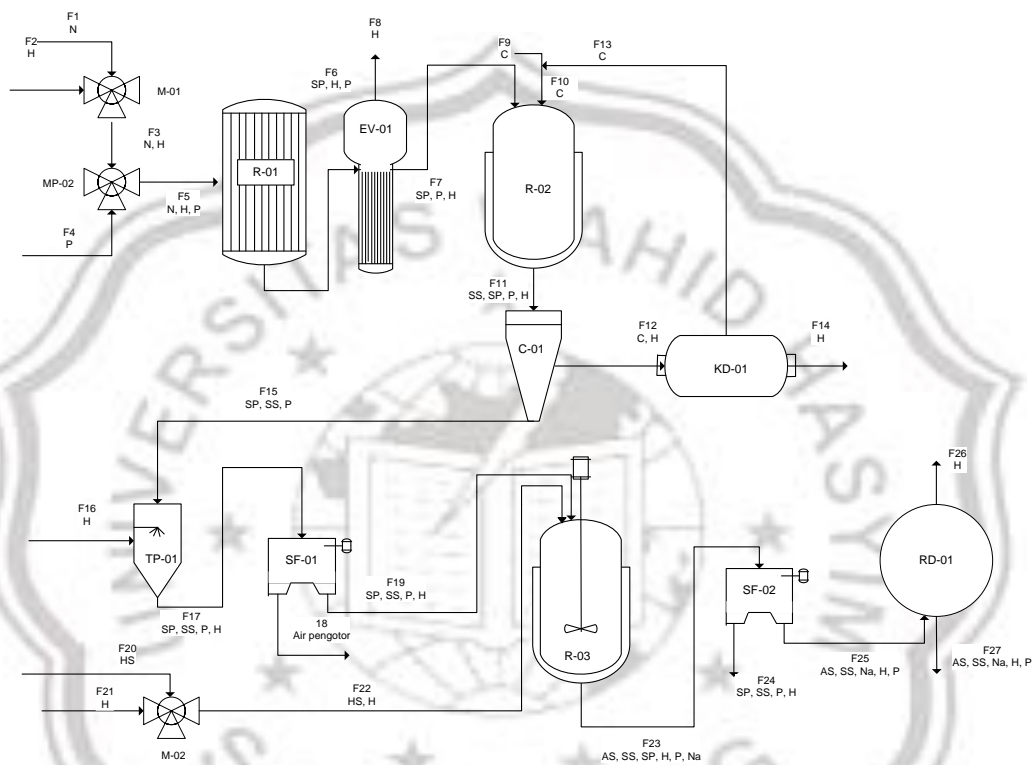
Konversi: 85%

(Faith, Keyes and Clark, 1975)

4. Berat Molekul Masing-masing Komponen

No.	Komponen	Simbol	Rumus Struktur	BM
1.	Sodium Hidroksida	N	NaOH	40
2.	Fenol	P	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	94
3.	Air	H	H_2O	18
4.	Karbendioksida	C	CO_2	44,01

5.	Asam Sulfat	HS	H_2SO_4	98,08
6.	Asam Salisilat	AS	$C_6H_4(OH)(COOH)$	138
7.	Sodium Phenolat	SP	C_6H_5ONa	116
8.	Sodium Salisilat	SS	$C_6H_4(OH)(COONa)$	160
9.	Natrium Sulfat	NS	Na_2SO_4	142

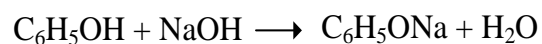


Gambar Diagram Alir Neraca Massa

5. Data Reaksi

Reaksi 1: konversi reaktor 99%

Basis perhitungan 100 kg/jam

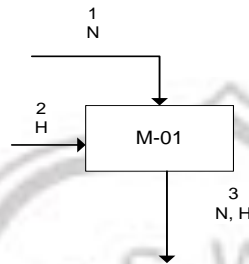


M	1,064 kmol	1,064 kmol	-	-
B	1,053 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol



S	0,011 kmol	0,011 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol
Massa	100,0160 kg	42,5600 kg	122,148 kg	18,9645 kg

6. Neraca Massa di Mixer (M-01)



Tujuan:

- Untuk membuat larutan NaOH 50%
- Menghitung laju alir massa pada arus F_1 , F_2 , F_3
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F_1 , F_2 , F_3

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_3 = F_1 + F_2$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = 98 \% = 42,5600 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = 0,01 \times 43,4286 \text{ kg} = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = 0,004 \times 43,4286 \text{ kg} = 0,1737 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = 0,003 \times 43,4286 \text{ kg} = 0,1303 \text{ kg}$$

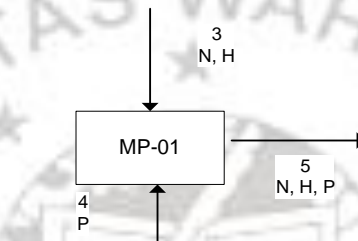
$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 0,003 \times 43,4286 \text{ kg} = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{50}{50} \times F_1 = \frac{50}{50} \times 43,4286 = 43,4286 \text{ kg}$$



Komponen	Input				Output	
	F ₁		F ₂		F ₃	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	1,0640	42,5600			1,0640	42,5600
NaCl	0,0074	0,4343			0,0074	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737			0,0016	0,1737
Fe	0,0023	0,1303			0,0023	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303			0,0009	0,1303
H ₂ O			2,4127	43,4286	2,4127	43,4286
Total		86,8571			86,8571	

7. Neraca Massa di Mix point (MP-01)



Tujuan:

- Untuk mencampur NaOH dan Fenol
- Menghitung laju alir massa pada arus F₃, F₄, F₅
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₃, F₄, F₅

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_5 = F_3 + F_4$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_5 = F_3 = 42,5600 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_5 = F_3 = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_5 = F_3 = 0,1737 \text{ kg}$$



$$\text{Fe} = F_5 = F_3 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_5 = F_3 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_5 = F_3 = 43,4286 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_5 = F_4 = 100,0160 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_5 = F_4 = 2,0411 \text{ kg}$$

Komponen	Input				Output	
	F3		F4		F5	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	1,0640	42,5600			1,0640	42,5600
NaCl	0,0742	0,4343			0,0742	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,1639	0,1737			0,1639	0,1737
Fe	0,2327	0,1303			0,2327	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0918	0,1303			0,0918	0,1303
H ₂ O	5,0184	43,4286			5,0184	43,4286
C ₆ H ₅ OH			1,0640	100,0160	1,0640	100,0160
C ₇ H ₈ O			0,0189	2,0411	0,0189	2,0411
Total		188,9143			188,9143	

8. Neraca Massa di Reaktor I (R-01)



Tujuan:

- Untuk mengkonversikan Phenol menjadi Sodium Phenolat
- Menghitung laju alir massa pada arus F₅, F₆
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₅ dan F₆

C₆H₅OH

NaOH

C₆H₅ONa

H₂O



Mula-mula	1,064 kmol	1,064 kmol		
Bereaksi	1,053 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol
Sisa	0,011 kmol	0,011 kmol	1,053 kmol	1,053 kmol

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_5 = F_6$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_6 = 0,011 \text{ kmol} \times 40 = 0,4256 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_6 = F_5 \text{ kg} = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_6 = F_5 = 0,1737 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_6 = F_5 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_6 = F_5 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= F_6 = (1,0534 \times 18) + 43,4286 \\ &= 62,3891 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_6 = 1,011 \times 94 = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_6 = F_5 = 2,0411 \text{ kg}$$

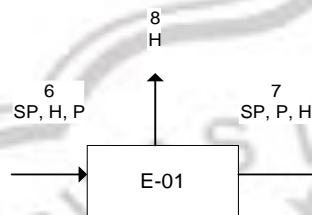
$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} &= F_6 = 1,054 \times 116 \\ &= 122,1898 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	1,0640	42,5600	0,0106	0,4256
NaCl	0,0074	0,4343	0,0074	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737	0,0016	0,1737



Fe	0,0023	0,1303	0,0023	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303	0,0009	0,1303
H ₂ O	2,4127	43,4286	1,0534	62,3891
C ₆ H ₅ OH	1,0640	100,0160	0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411	0,0189	2,0411
C ₆ H ₅ ONa			1,0534	122,1898
Total		188,9143		188,9143

9. Neraca Massa di Evaporator (E-01)



Tujuan:

- Untuk menguapkan air yang masih ada di reaktor
- Menghitung laju alir massa pada arus F₆, F₇, F₈
- Menghitung laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₆, F₇, F₈

Data: Air yang diuapkan dari evaporator 95% (Kirk Othmer,

1999)

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_6 = F_7 + F_8$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_7 = F_6 = 0,4256 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_7 = F_6 = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_7 = F_6 = 0,1737 \text{ kg}$$



$$Fe = F_7 = F_6 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$Na_2SO_4 = F_7 = F_6 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$H_2O = F_8 = 0,95 \times F_6$$

$$= 0,95 \times 62,3891 \text{ kg}$$

$$= 59,2696 \text{ kg}$$

$$F_7 = F_6 - F_8$$

$$= 62,3891 - 59,2696 \text{ kg}$$

$$= 3,1195 \text{ kg}$$

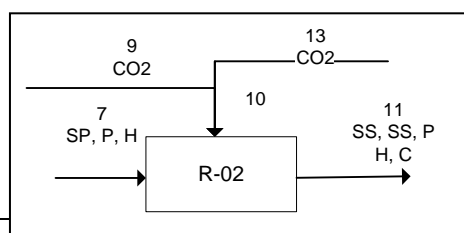
$$C_6H_5OH = F_7 = F_6 = 1,0002 \text{ kg}$$

$$C_7H_8O = F_7 = F_6 = 2,0411 \text{ kg}$$

$$C_6H_5ONa = F_7 = F_6 = 122,1898 \text{ kg}$$

Komponen	Input		Output			
	F6		F7		F8	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0106	0,4256	0,0106	0,4256		
NaCl	0,0074	0,4343	0,0074	0,4343		
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737	0,0016	0,1737		
Fe	0,0023	0,1303	0,0023	0,1303		
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303	0,0009	0,1303		
H ₂ O	3,4661	62,3891	0,1733	3,1195	3,2928	59,2696
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002	0,0106	1,0002		
C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411	0,0189	2,0411		
C ₆ H ₅ ONa	1,0534	122,1898	1,0534	122,1898		
Total		188,9143		188,9143		

10. Neraca Massa di Reaktor II (R-02)





Tujuan:

- Untuk mengkonversikan CO₂ menjadi Sodium Salisilat
- Menghitung laju alir massa pada arus F₇, F₉, F₁₀, F₁₁ dan F₁₃
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₇, F₉, F₁₀, F₁₁ dan F₁₃



M	1,0534 kmol	1,0534 kmol	
B	1,0323 kmol	1,0323 kmol	1,0323 kmol
S	0,0211 kmol	0,0211 kmol	1,0323 kmol

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{11} = F_7 + F_9 + F_{13} + F_{10}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{11} = F_7 = 0,4256 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_{11} = F_7 = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{11} = F_7 = 0,1737 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{11} = F_7 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_{11} = F_7 = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_{11} = F_7 = 3,1195 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{11} = F_7 = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{11} = F_7 = 2,0411 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = F_{11} = F_7 = 2,4438 \text{ kg}$$



$$\text{CO}_2 = F_9 = 1,0534 - 0,0211 = 1,0323 \times 44 = 45,4209 \text{ kg}$$

$$= F_{13} = 0,0211 \times 44 = 0,9284 \text{ kg}$$

$$= F_{10} = 1,0534 \times 44 = 46,3493 \text{ kg}$$

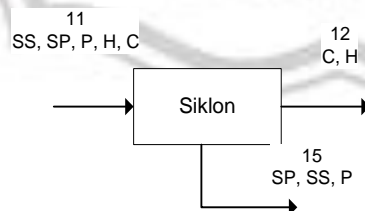
$$= F_{11} = 0,0211 \times 44 = 0,9284 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa}) = F_{11} = 1,0323 \times 160$$

$$= 165,1668 \text{ kg}$$

Komponen	Input								Output	
	F7		F9		F13		F10		F11	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0106	0,4256							0,0106	0,4256
NaCl	0,0074	0,4343							0,0074	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737							0,0016	0,1737
Fe	0,0023	0,1303							0,0023	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303							0,0009	0,1303
H ₂ O	0,1733	3,1195							0,1733	3,1195
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002							0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411							0,0189	2,0411
C ₆ H ₅ ONa	1,0534	122,1898							0,0211	2,4438
CO ₂			1,0323	45,4209	0,0211	0,9284	1,0534	46,3493	0,0211	0,9284
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)									1,0323	165,1668
Total				175,9940					175,9940	

11. Neraca Massa di Cyclone (C-01)



Tujuan:

- Untuk memisahkan zat yang dengan campurannya
- Menghitung laju alir massa pada arus F₁₁, F₁₂, F₁₅



- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F_{11} , F_{12} , F_{15}

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{11} = F_{12} + F_{15}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{15} = F_{11} = 0,4256 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_{15} = F_{11} = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{15} = F_{11} = 0,1737 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{15} = F_{11} = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_{15} = F_{11} = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_{12} = F_{11} = 3,1195 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{15} = F_{11} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{15} = F_{11} = 2,0411 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = F_{15} = F_{11} = 2,4438 \text{ kg}$$

$$\text{CO}_2 = F_{12} = F_{11} = 0,9284 \text{ kg}$$

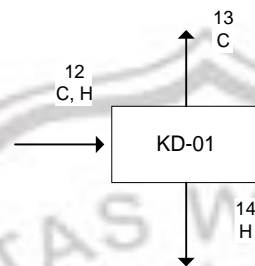
$$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa}) = F_{15} = F_{11} = 165,1668 \text{ kg}$$

Komponen	Input		Output			
	F11		F12		F15	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0106	0,4256			0,0106	0,4256
NaCl	0,0074	0,4343			0,0074	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737			0,0016	0,1737
Fe	0,0023	0,1303			0,0023	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303			0,0009	0,1303
H ₂ O	0,1733	3,1195	0,1733	3,1195		
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002



C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411			0,0189	2,0411
C ₆ H ₅ ONa	0,0211	2,4438			0,0211	2,4438
CO ₂	0,0211	0,9270	0,0211	0,9284		
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,0323	165,1668			1,0323	165,1668
Total		175,9940			175,9940	

12. Neraca Massa di Knock Out Drum (KD-01)



Tujuan:

- Untuk memisahkan CO₂ dan H₂O
- Menghitung laju alir massa pada arus F₁₂, F₁₃, F₁₄
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₁₂, F₁₃, F₁₄

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{12} = F_{13} + F_{14}$$

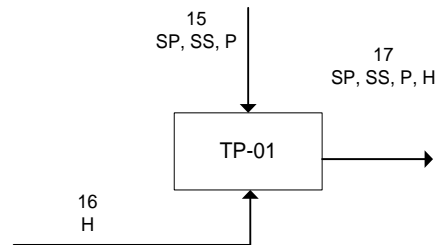
Neraca Massa Komponen

$$H_2O = F_{14} = F_{12} = 3,1195 \text{ kg}$$

$$CO_2 = F_{13} = F_{12} = 0,9284 \text{ kg}$$

Komponen	Input		Output			
	F12		F13		F14	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
CO ₂	0,0211	0,9284	0,0211	0,9284		
H ₂ O	0,1733	3,1195			0,1733	3,1195
Total	4,0479				4,0479	

13. Neraca Massa di Tangki Pencuci I (TP-01)



Tujuan:

- Untuk mencuci larutan
- Menghitung laju alir massa pada arus F_{15} , F_{16} , F_{17}
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F_{15} , F_{16} , F_{17}

Data kebutuhan air pencuci 1:2,5 (Ullman's
1997)

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{17} = F_{15} + F_{16}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{17} = F_{15} = 0,4256 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_{17} = F_{15} = 0,4343 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{17} = F_{15} = 0,1737 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{17} = F_{15} = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_{17} = F_{15} = 0,1303 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_{16} = F_{17} = 68,7784 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{17} = F_{15} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{17} = F_{15} = 2,0411 \text{ kg}$$

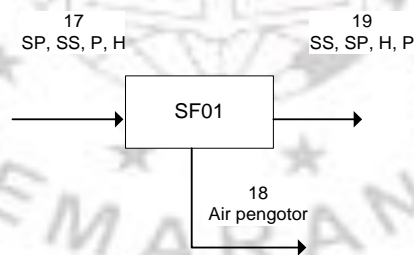


$$C_6H_5ONa = F_{17} = F_{15} = 2,4438 \text{ kg}$$

$$C_6H_4(OH)(COONa) = F_{17} = F_{15} = 165,1668 \text{ kg}$$

Komponen	Input				Output	
	F15		F16		F17	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0106	0,4256			0,0106	0,4256
NaCl	0,0074	0,4343			0,0074	0,4343
Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737			0,0016	0,1737
Fe	0,0023	0,1303			0,0009	0,1303
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303			0,009	0,1303
H ₂ O			3,8210	68,7784	3,8210	68,7784
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411			0,0189	2,0411
C ₆ H ₅ ONa	0,0211	2,4438			0,0211	2,4438
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,0323	165,1668			1,0323	165,1668
Total				240,7246		240,7246

14. Neraca Massa di Sentrifuge (SF-01)



Tujuan:

- Untuk memisahkan larutan berdasarkan densitas
- Menghitung laju alir massa pada arus F₁₇, F₁₈, F₁₉
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₁₇, F₁₈, F₁₉

Persamaan:

Neraca Massa Total



$$F_{17} = F_{18} + F_{19}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{18} = 0,98 \times 0,4256 = 0,4171 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 0,4256 - 0,4171 = 0,0085 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_{18} = 0,98 \times 0,4343 = 0,4256 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 0,4343 - 0,4256 = 0,0087 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{18} = 0,98 \times 0,1737 = 0,1702 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 0,1737 - 0,1702 = 0,0035 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{18} = 0,98 \times 0,1303 = 0,1277 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 0,1303 - 0,1277 = 0,0026 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_{18} = 0,98 \times 0,1303 = 0,1277 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 0,1303 - 0,1277 = 0,0026 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_{18} = 0,98 \times 68,7784 = 67,4029 \text{ kg}$$

$$= F_{19} = 68,7784 - 67,4029 = 1,3756 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{19} = F_{17} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{18} = 0,98 \times 2,0411 = 2,0003 \text{ kg}$$

$$F_{19} = 2,0411 - 2,0003 = 0,0408 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = F_{19} = F_{17} = 2,4438 \text{ kg}$$

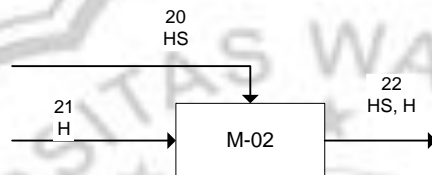
$$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa}) = F_{17} = F_{15} = 165,1668 \text{ kg}$$

Komponen	Input		Output			
	F17		F18		F19	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0106	0,4256	0,0104	0,4171	0,0002	0,0085
NaCl	0,0074	0,4343	0,0073	0,4256	0,0001	0,0087



Na ₂ CO ₃	0,0016	0,1737	0,0016	0,1702	0,0000	0,0035
Fe	0,0023	0,1303	0,0023	0,1277	0,0000	0,0026
Na ₂ SO ₄	0,0009	0,1303	0,0009	0,1277	0,0000	0,0026
H ₂ O	3,8210	68,7784	3,7446	67,4029	0,0764	1,3756
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0189	2,0411	0,0185	2,0003	0,0004	0,0408
C ₆ H ₅ ONa	0,0211	2,4438			0,0214	2,4438
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,0323	165,1668			1,0323	165,1668
Total		240,7246		240,7246		

15. Neraca Massa di Mixer II (M-02)



Tujuan:

- Untuk membuat H₂SO₄ 60%
- Menghitung laju alir massa pada arus F₂₀, F₂₁, F₂₂
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₂₀, F₂₁, F₂₂

H₂SO₄ di pasaran kemurnian 98% selebihnya air sebanyak 2% (PT Indoacid Industri).

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{22} = F_{20} + F_{21}$$

Neraca Massa Komponen

$$H_2SO_4 = F_{20} = F_{22} = 0,5161 \times 98 = 50,5823 \text{ kg}$$

$$H_2O = F_{20} = 0,02 \times 51,6146 = 1,0323 \text{ kg}$$



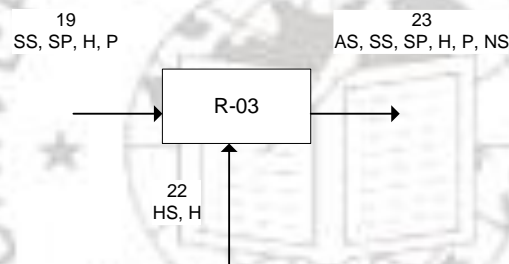
$$F_{21} = \frac{40}{60} \times 51,6146 = 34,4098 \text{ kg}$$

$$F_{22} = 1,0323 + 34,4098 \text{ kg}$$

$$= 35,4421 \text{ kg}$$

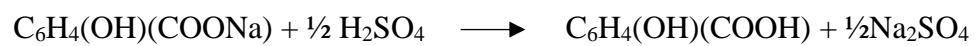
Komponen	Input				Output	
	F20		F21		F22	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
H ₂ SO ₄	0,5161	50,5823			0,5161	50,5823
H ₂ O	0,0573	1,0323	1,9117	34,4098	1,9690	35,4421
Total		86,0244			86,0244	

16. Neraca Massa di Reaktor III (R-03)



Tujuan:

- Untuk mengkonversi sodium salisilat menjadi asam salisilat
- Menghitung laju alir massa pada arus F₁₉, F₂₂, F₂₃
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₁₉, F₂₂, F₂₃



M	1,0323	0,5161		
B	0,8774	0,4387	0,8774	0,4387
S	0,1548	0,0774	0,8774	0,4387



Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{23} = F_{19} + F_{22}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{23} = F_{19} = 0,0085 \text{ kg}$$

$$\text{NaCl} = F_{23} = F_{19} = 0,0087 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{23} = F_{19} = 0,0035 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{23} = F_{19} = 0,0026 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 &= F_{23} = F_{19} + (0,4387 \times 142) \\ &= 0,0026 + 62,2989 \\ &= 62,3015 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= F_{23} = F_{19} + F_{22} = 1,3756 + 35,4421 \\ &= 36,8176 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{23} = F_{19} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{23} = F_{19} = 0,0408 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = F_{23} = F_{19} = 2,4438 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa}) &= F_{23} = 0,1548 \times 160 \\ &= 24,7750 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = F_{23} = 0,774 \times 98 = 7,5874 \text{ kg}$$

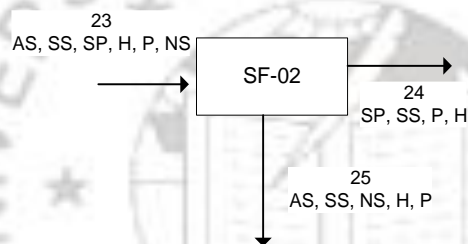
$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COOH}) &= F_{23} = 0,8774 \times 138 \\ &= 121,0879 \text{ kg} \end{aligned}$$

Komponen	Input				Output	
	F19		F22		F23	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg



NaOH	0,0002	0,0085			0,0002	0,0085
NaCl	0,0001	0,0087			0,0001	0,0087
Na ₂ CO ₃	0,0000	0,0035			0,0000	0,0035
Fe	0,0000	0,0026			0,0000	0,0026
H ₂ O	0,0764	1,3756	1,9690	35,4421	2,0454	36,8176
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0004	0,0408			0,0004	0,0408
C ₆ H ₅ ONa	0,0214	2,4438			0,0214	2,4438
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,0323	165,1668			0,1548	24,7750
H ₂ SO ₄			0,5161	50,5823	0,0774	7,5874
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)					0,8774	121,0879
Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0026			0,4387	62,3015
Total					256,0775	256,0775

17. Neraca Massa di Sentrifuge (SF-02)



Tujuan:

- Untuk memisahkan larutan berdasarkan densitas
- Menghitung laju alir massa pada arus F_{23} , F_{24} , F_{25}
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F_{23} , F_{24} , F_{25}

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{23} = F_{24} + F_{25}$$

Neraca Massa Komponen

$$\text{NaOH} = F_{24} = F_{23} = 0,0085 \text{ kg}$$



$$\text{NaCl} = F_{24} = F_{23} = 0,0087 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = F_{24} = F_{23} = 0,0035 \text{ kg}$$

$$\text{Fe} = F_{24} = F_{23} = 0,0026 \text{ kg}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = F_{24} = F_{23} = 62,3015 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = F_{24} = 0,98 \times 36,8176 = 36,0813 \text{ kg}$$

$$= F_{25} = 36,8176 - 36,0813 = 0,7364$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = F_{24} = F_{25} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8\text{O} = F_{24} = 0,98 \times 0,0408 = 0,0400 \text{ kg}$$

$$F_{25} = 0,0408 - 0,0400 = 0,0008 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = F_{24} = 0,98 \times 2,4438 = 2,3949 \text{ kg}$$

$$= F_{25} = 2,4438 - 2,3949 = 0,0489 \text{ kg}$$

$$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COONa}) = F_{24} = 0,98 \times 24,7750 = 24,2795 \text{ kg}$$

$$= F_{25} = 24,7750 - 24,2795 = 0,4955 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = F_{24} = F_{23} = 7,5874 \text{ kg}$$

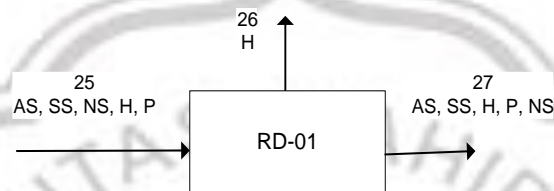
$$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})(\text{COOH}) = F_{25} = F_{23} = 121,0879 \text{ kg}$$

Komponen	Input		Output			
	F23		F24		F25	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0002	0,0085	0,0002	0,0085		
NaCl	0,0001	0,0087	0,0001	0,0087		
Na ₂ CO ₃	0,0000	0,0035	0,0000	0,0035		
Fe	0,0000	0,0026	0,0000	0,0026		
H ₂ O	2,0454	36,8176	2,0045	36,0813	0,0409	0,7364
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0004	0,0408	0,0004	0,0400	0,0000	0,0008



C ₆ H ₅ ONa	0,0214	2,4438	0,0206	2,3949	0,0004	0,0489
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,1548	24,7750	0,1517	24,2795	0,0031	0,4955
H ₂ SO ₄	0,0774	7,5874	0,0774	7,5874		
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	0,8774	121,0879			0,8774	121,0879
Na ₂ SO ₄	0,4387	62,3015	0,4387	62,3015		
Total		256,0775			256,0775	

18. Neraca Massa di Rotary Drier (RD-01)



Tujuan:

- Untuk mengurangi kadar air sebanyak 51% (Faith and Keyes 1975)
- Menghitung laju alir massa pada arus F₂₅, F₂₆, F₂₇
- Menghitung Laju massa tiap-tiap komponen pada arus F₂₅, F₂₆, F₂₇

Persamaan:

Neraca Massa Total

$$F_{25} = F_{26} + F_{27}$$

Neraca Massa Komponen

$$H_2O = F_{26} = 0,51 \times 0,7364 = 0,3775 \text{ kg}$$

$$= F_{27} = 0,7364 - 0,3775 = 0,3608 \text{ kg}$$

$$C_6H_5OH = F_{27} = F_{25} = 1,0002 \text{ kg}$$

$$C_7H_8O = F_{27} = F_{25} = 0,0008$$



$$C_6H_5ONa = F_{27} = F_{25} = 0,0489 \text{ kg}$$

$$C_6H_4(OH)(COONa) = F_{27} = F_{25} = 0,4955 \text{ kg}$$

$$C_6H_4(OH)(COOH) = F_{27} = F_{24} = 121,0879 \text{ kg}$$

Komponen	Input F25		Output			
	kmol	kg	F26		F27	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
H ₂ O	0,0409	0,7364	0,0209	0,3755	0,0200	0,3608
C ₆ H ₅ OH	0,0106	1,0002			0,0106	1,0002
C ₇ H ₈ O	0,0000	0,0008			0,0000	0,0008
C ₆ H ₅ ONa	0,0004	0,0489			0,0004	0,0489
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,0031	0,4955			0,0031	0,4955
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	0,8774	121,0879			0,8774	121,0879
Total		123,3697				123,3697

Ditetapkan kapasitas produksi Asam Salisilat = 10.000 ton/tahun. Satu tahun pabrik beroperasi selama 330 hari. Satu hari pabrik beroperasi selama 24 jam, sehingga produksi pabrik tiap jam:

$$= (10.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}) \times (\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}}) \times (\frac{\text{ton}}{\text{tahun}}) \times (\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}) \times (\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}})$$
$$= 1262,626 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Faktor pengali} = \frac{1262,626}{122,9941} = 10,2657$$

Dengan demikian neraca massa komponen setelah dikali faktor pengali disajikan dalam tabel sebagai berikut



Neraca Massa di Mixer (M-01)

Komponen	Input				Output	
	F1		F2		F3	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	10,9228	436,9101			10,9228	436,9101
NaCl	0,0762	4,4583			0,0762	4,4583
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833			0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375			0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375			0,0094	1,3375
H ₂ O			24,7681	445,8266	24,7681	445,8266
Total		891,6532			891,6532	

Neraca Massa di Mix point (MP-01)

Komponen	Input				Output	
	F3		F4		F5	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	10,9228	436,9101			10,9228	436,9101
NaCl	0,0762	4,4583			0,0762	4,4583
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833			0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375			0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375			0,0094	1,3375
H ₂ O	24,7681	445,8266			24,7681	445,8266
C ₆ H ₅ OH			10,9228	1026,7387	10,9228	1026,7387
C ₇ H ₈ O			0,1940	20,9539	0,1940	20,9539
Total		1939,3458			1939,3458	

Neraca Massa di Reaktor I (R-01)

Komponen	Input		Output	
	F5		F6	
	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	10,9228	436,9101	0,1092	4,3691
NaCl	0,0762	4,4583	0,0762	4,4583
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833	0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375	0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375	0,0094	1,3375
H ₂ O	24,7681	445,8266	10,8135	640,4701
C ₆ H ₅ OH	10,9228	1026,7387	0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539	0,1940	20,9539
C ₆ H ₅ ONa			10,8135	1254,3689
Total		1939,3458		1939,3458



Neraca Massa di Evaporator I

Komponen	Input		Output			
	F6		F7		F8	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,1092	4,3691	0,1092	4,3691		
NaCl	0,0762	4,4583	0,0762	4,4583		
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833	0,0168	1,7833		
Fe	0,0239	1,3375	0,0239	1,3375		
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375	0,0094	1,3375		
H ₂ O	35,5817	640,4701	1,7791	32,0235	33,8026	608,4466
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674	0,1092	10,2674		
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539	0,1940	20,9539		
C ₆ H ₅ ONa	10,8135	1254,3689	10,8135	1254,3689		
Total		1939,3458		1939,3458		

Neraca Massa di Reaktor II

Komponen	Input						Output			
	F7		F9		F13		F10		F11	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,1092	4,3691							0,1092	4,3691
NaCl	0,0762	4,4583							0,0762	4,4583
Na ₂ CO _{3P}	0,0168	1,7833							0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375							0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375							0,0094	1,3375
H ₂ O	1,7791	32,0235							1,7791	32,0235
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674							0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539							0,1940	20,9539
C ₆ H ₅ ONa	10,8135	1254,3689							0,2163	25,0874
CO ₂			10,5973	466,279	0,2166	9,5307	10,8186	475,8099	0,2166	9,5370
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)									10,5973	1695,5607
Total				1806,7091						1806,7091



Neraca Massa di Cyclone (C-01)

Komponen	Input		Output			
	F11		F12		F15	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,1092	4,3691			0,1092	4,3691
NaCl	0,0762	4,4583			0,0762	4,4583
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833			0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375			0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375			0,0094	1,3375
H ₂ O	1,7791	32,0235	1,7791	32,0235		
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539			0,1940	20,9539
C ₆ H ₅ ONa	0,2163	25,0874			0,2163	25,0874
CO ₂	0,2166	9,5307	0,2166	9,5307		
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,5973	1695,5607			10,5973	1695,5607
Total	1806,7091		1806,7091			

Neraca Massa di Knock Out Drum (KD-01)

Komponen	Input		Output			
	F12		F13		F14	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
CO ₂	0,2166	9,5307	0,2166	9,5307		
H ₂ O	1,7791	32,0235			1,7791	32,0235
Total	41,5542		41,5542			

Neraca Massa di Tangki Pencuci (TP-01)

Komponen	Input				Output	
	F15		F16		F17	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,1092	4,3691			0,1092	4,3691
NaCl	0,0762	4,4583			0,0762	4,4583
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833			0,0168	1,7833
Fe	0,0239	1,3375			0,0239	1,3375
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375			0,0094	1,3375
H ₂ O			39,2257	706,0620	39,2257	706,0620
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539			0,1940	20,9539
C ₆ H ₅ ONa	0,2163	25,0874			0,2163	25,0874
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,5973	1695,5607			10,5973	1695,5607
Total	2471,2169				2471,2169	



Neraca Massa di Sentrifuge (SF-01)

Komponen	Input		Output			
	F17		F18		F19	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,1092	4,3691	0,1070	4,2817	0,0022	0,0874
NaCl	0,0762	4,4583	0,0747	4,3691	0,0015	0,0892
Na ₂ CO ₃	0,0168	1,7833	0,0165	1,7476	0,0003	0,0357
Fe	0,0239	1,3375	0,0234	1,3107	0,0005	0,0267
Na ₂ SO ₄	0,0094	1,3375	0,0092	1,3107	0,0002	0,0267
H ₂ O	39,2257	706,0620	38,4412	691,9407	0,7845	14,1212
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,1940	20,9539	0,1901	20,5348	0,0039	0,4191
C ₆ H ₅ ONa	0,2163	25,0874			0,2201	25,0874
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,5973	1695,5607			10,5973	1695,5607
Total	2471,2169	2471,2169				

Neraca Massa di Mixer (M-02)

Komponen	Input				Output	
	F20		F21		F22	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
H ₂ SO ₄	5,2986	519,2655			5,2986	519,2655
H ₂ O	0,5887	10,5973	19,6245	353,2418	20,2133	363,8391
Total		883,1045			883,1045	

Neraca Massa di Reaktor III (R-03)

Komponen	Input				Output	
	F19		F22		F23	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0022	0,0874			0,0022	0,0874
NaCl	0,0015	0,0892			0,0015	0,0892
Na ₂ CO ₃	0,0003	0,0357			0,0003	0,0357
Fe	0,0005	0,0267			0,0005	0,0267
H ₂ O	0,7845	14,1212	20,2133	363,8391	20,9978	377,9603
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,0039	0,4191			0,0039	0,4191
C ₆ H ₅ ONa	0,2201	25,0874			0,2201	25,0874
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,5973	1695,5607			1,5896	254,3341
H ₂ SO ₄			5,2986	519,2655	0,7948	77,8898
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)					9,0077	1243,0579



Na ₂ SO ₄	0,0002	0,0267	4,5038	639,5710
Total		2628,8260	2628,8260	

Neraca Massa di Sentrifuge (SF-02)

Komponen	Input		Output			
	F23		F24		F25	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NaOH	0,0022	0,0874	0,0022	0,0874		
NaCl	0,0015	0,0892	0,0015	0,0892		
Na ₂ CO ₃	0,0003	0,0357	0,0003	0,0357		
Fe	0,0005	0,0267	0,0005	0,0267		
H ₂ O	20,9978	377,9603	20,5778	370,4011	0,4200	7,5592
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,0039	0,4191	0,0038	0,4107	0,0001	0,0084
C ₆ H ₅ ONa	0,2201	25,0874	0,2119	24,5856	0,0043	0,5017
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,5896	254,3341	1,5578	249,2474	0,0318	5,0867
H ₂ SO ₄	0,7948	77,8898	0,7948	77,8898		
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,0077	1243,0579			9,0077	1243,0579
Na ₂ SO ₄	4,5040	639,5710	4,5040	639,5710		
Total	2628,8260	2628,8260	2628,8260	2628,8260		

Neraca Massa di Rotary Dryer (RD-01)

Komponen	Input		Output			
	F25		F26		F27	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
H ₂ O	0,4200	7,5592	0,2142	3,8552	0,2058	3,7040
C ₆ H ₅ OH	0,1092	10,2674			0,1092	10,2674
C ₇ H ₈ O	0,0001	0,0084			0,0001	0,0084
C ₆ H ₅ ONa	0,0043	0,5017			0,0043	0,5017
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,0318	5,0867			0,0318	5,0867
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,0077	1243,0579			9,0077	1243,0579
Total	1266,4813	1266,4813	1266,4813	1266,4813		



Neraca Massa Total

Komponen	Input								Output			
	F1	F2	F4	F10	F16	F22	F8	F14	F18	F24	F26	F27
NaOH	436,9101								4,2817	0,0874		
NaCl	4,4583								4,3691	0,0892		
Na ₂ CO ₃	1,7833								1,7476	0,0357		
Fe	1,3375								1,3107	0,0267		
Na ₂ SO ₄	1,3375								1,3107	639,5710		
H ₂ O		445,8266			706,0620	363,8391	608,4466	32,0235	691,9407	370,4011	8552	3,7040
C ₆ H ₅ OH			1026,7387							0,0000		10,2674
C ₇ H ₈ O			20,9539						20,5348	0,4107		0,0084
C ₆ H ₅ ONa										24,5856		0,5017
CO ₂				466,2792						0,0000		
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)										249,2474		5,0867
H ₂ SO ₄						519,2655				77,8898		
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)												1243,0579
Total	445,8266	445,8266	1047,6925	466,2792	706,0620	883,1045	608,4466	32,0235	725,4954	1362,3446	8552	1262,6261
			3994,7914						3994,7914			

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

B.1 Data Berat Molekul Setiap Komponen

Komponen	Berat Molekul
Sodium Hidroksida (NaOH)	40
Air (H ₂ O)	18
Fenol (C ₆ H ₅ OH)	94
Karbondiodoksida (CO ₂)	44
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	98
Asam salisilat (C ₆ H ₄ (OH)(COOH))	138
Sodium Penolat (C ₆ H ₅ ONa)	116
Sodium Salisilat (C ₆ H ₄ (OH)(COONa))	160
Natrium Sulfat (Na ₂ SO ₄)	142

B.2 Data Kapasitas Panas (Cp) Dalam Wujud Gas

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

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5}$$

Dalam hubungan ini:

Cp= kapasitas panas zat, kJ/kmol K ; T= Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
CO ₂	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13

(Carl L. Yaws, 1999)

B.3 Data Kapasitas Panas (Cp) Dalam Wujud Cair

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



$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Dalam hubungan ini:

Cp= kapasitas panas zat, kJ/kmol K ; T= Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C	D
NaOH	87,639	-4,8368E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
NaCl	95,016	-3,1081E-02	9,6789E-07	5,5116E-09
Fe	63,677	-1,5748E-02	3,8125E-06	-1,6110E-10
Na ₂ SO ₄	233,515	-9,5276E-03	-3,4665E-05	1,5771E-08
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
C ₆ H ₅ OH	38,622	1,0983	-2,4897E-03	2,2802E-06
C ₇ H ₈ O	49,575	1,1941	-2,7297E-03	2,5339E-06
CO ₂	-338,956	5,2796	-2,3279E-02	3,5980E-05
H ₂ SO ₄	26,004	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06

(Carl L. Yaws, 1999)

Komponen	Cp (kJ/kmol K)
Na ₂ CO ₃	0,9986

(Perry, 1999)

Komponen	Cp (kJ/kmol K)
C ₆ H ₅ ONa	254,2

(Originaluster, 2002)

Komponen	Cp (kJ/kmol K)
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	419

(Bojan Sarac, 2011)

Komponen	Cp (kJ/kmol K)
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	494

(Wiliam Haynes, 2014)

B.4 Data Kapasitas Panas (Cp) Dalam Wujud Padat

$$Cp = A + BT + CT^2$$

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3}$$

Dalam hubungan ini:

C_p = kapasitas panas zat, kJ/kmol K ; T = Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C
NaOH	51,234	1,3088E-02	2,3359E-05
NaCl	41,293	3,3607E-02	-1,3927E-05
Fe	26,748	-1,5339E-02	3,8405E-05
Na ₂ SO ₄	12,202	5,8138E-01	-6,0649E-04
H ₂ O	9,695	7,4955E-02	-1,5584E-05
C ₆ H ₅ OH	9,769	0,40832	-1,9001E-05
C ₇ H ₈ O	2,682	0,60958	-
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	36,78	0,31990	3,7930E-04

(Carl L. Yaws, 1999)

Untuk komponen yang lain dicari dengan menggunakan metode Kopp dimana nilai masing-masing komponen yaitu:

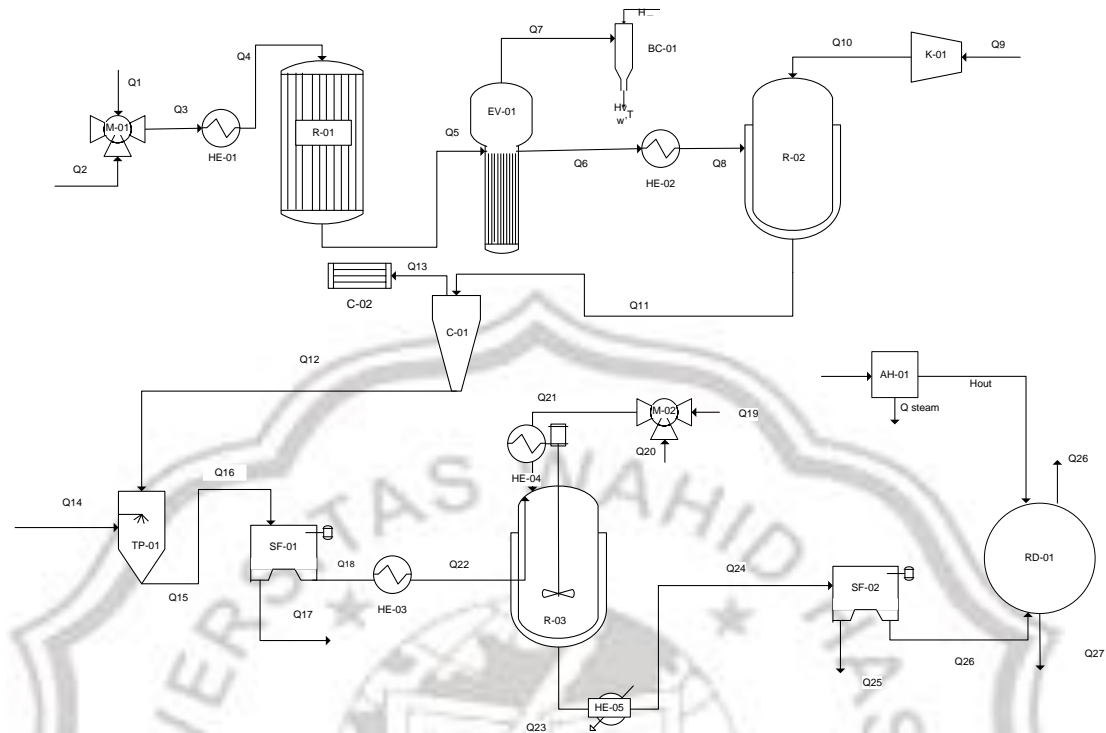
Komponen	C_p (kJ/kmol.K)
C	11630
H	7,56
O	14060
Na	28560

B.5 Data Panas Pembentukan Standar

Panas pembentukan standar pada suhu 298 K (kJ/mol)

Komponen	$\Delta H_f(298 \text{ K})$
NaOH	-101,99
NaCl	98,232
Na ₂ CO ₃	-269,46
Fe	27,15
Na ₂ SO ₄	425,61
H ₂ O	241,8
C ₆ H ₅ OH	-96,4
C ₇ H ₈ O	-68
C ₆ H ₅ ONa	11,51
CO ₂	-393,5
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	137,14
H ₂ SO ₄	-103,362
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	-466,35

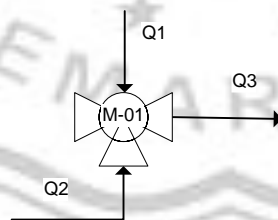
(Carl L. Yaws, 1999)



Gambar Diagram Alir Neraca Panas

B.6 Perhitungan Neraca Panas

1. Neraca panas di sekitar mixer (M-01)



Tujuan: Menentukan panas keluar mixer (Q_3)

Kondisi operasi:

T masuk mixer T_1, T_2 : 303,15 K (30°C)

T referensi : 298,15 K (25°C)

Tekanan masuk, P_1 : 1 atm



a. Menghitung Q_1

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	435,58	4.757,69
NaCl	0,08	429,54	32,74
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	7,08
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,73
H ₂ O	24,77	377,49	9.349,64
Jumlah			14.157,96

b. Menghitung Q_2

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₅ OH	10,92	1028,73	11236,58
C ₇ H ₈ O	0,19	1153,51	223,80
Jumlah			11.460,39

c. Menghitung Q_3

T keluar = 30°C

Q keluar = Q masuk

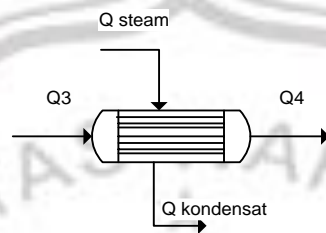
$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_1 + Q_2 \\ &= 25.618,35 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	435,58	4.757,69
NaCl	0,08	429,54	32,74
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	7,08
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,73
H ₂ O	24,77	377,49	9.349,64
C ₆ H ₅ OH	10,92	1.028,73	11.236,58
C ₇ H ₈ O	0,19	1.153,51	223,80
Jumlah			25.618,35

Tabel B.1 Hasil Perhitungan Neraca Panas di M-01

Neraca Panas di M-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁	14.157,96	
Q ₂	11.460,39	
Q ₃		25.618,35
Total	25.618,35	25.618,35

2. Neraca panas di sekitar Heater (HE-01)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pemanas

Kondisi operasi: T masuk heater, T₃ = 303,15 K (30°C)

T keluar heater, T₄ = 363,15 K (90°C)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q₃

T masuk : 303,15 K (30°C)

Komponen	Kmol/jam	C _p dT	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	435,58	4.757,69
NaCl	0,08	429,54	32,74
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	7,08
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,73
H ₂ O	24,77	377,49	9.349,64
C ₆ H ₅ OH	10,92	1.028,73	11.236,58
C ₇ H ₈ O	0,19	1.153,51	223,80
Jumlah			25.618,35

b. Menghitung Q₄

T keluar : 363,16 K (90°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	5.656,57	61.785,32
NaCl	0,08	5.528,02	421,29
Na ₂ CO ₃	0,02	64,91	1,09
Fe	0,02	3.827,34	91,41
Na ₂ SO ₄	0,01	14.763,98	139,06
H ₂ O	24,77	4.888,79	121.086,20
C ₆ H ₅ OH	10,92	13.775,18	150.462,93
C ₇ H ₈ O	0,19	15.436,94	2.995,03
Jumlah			336.982,33

c. Menghitung Panas yang disuplay (Q steam)

$$Q \text{ steam} = Q_4 - Q_3$$

$$= 311.363,98 \text{ kJ/jam}$$

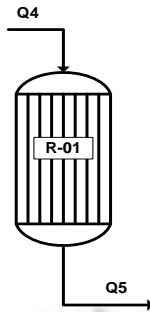
Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 110°C dan tekanan 143,4 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2229,70 kJ/kg sehingga

$$\text{Kebutuhan steam } m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{311.363,98}{2229,70} = 139,64 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.2 Hasil Perhitungan Neraca Panas di HE-01

Neraca Panas di HE-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₃	25.618,35	
Q steam	311.363,98	
Q ₄		336.982,33
Total	336.982,33	336.982,33

3. Neraca panas di sekitar reaktor (R-01)



Tujuan:

- Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi
- Menghitung panas keluar reaktor
- Menghitung kebutuhan steam

a. Menghitung Q_4

Panas yang dibawa umpan, $T_4 = 363,15 \text{ K}$ (90°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	5.656,57	61.785,32
NaCl	0,08	5.528,02	421,29
Na ₂ CO ₃	0,02	64,91	1,09
Fe	0,02	3.827,34	91,41
Na ₂ SO ₄	0,01	14.763,98	139,06
H ₂ O	24,77	4.888,79	121.086,20
C ₆ H ₅ OH	10,92	13.775,18	150.462,93
C ₇ H ₈ O	0,19	15.436,94	2.995,03
Jumlah			336.982,33

b. Menghitung Panas Yang Ditimbulkan Reaksi

ΔH°_{298} reaktan

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	10,92	-101,99	-1.114,01
NaCl	0,08	-98,23	-7,49
Na ₂ CO ₃	0,02	-269,46	-4,53
Fe	0,02	27,15	0,65



Na ₂ SO ₄	0,01	425,61	4,01
H ₂ O	24,77	241,80	5.988,94
C ₆ H ₅ OH	10,92	-96,40	-1.052,95
C ₇ H ₈ O	0,19	-68,00	-13,19
Jumlah			3.801,42

ΔH°_{298} produk

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	-101,99	-11,14
NaCl	0,08	-98,23	-7,49
Na ₂ CO ₃	0,02	-269,46	-4,53
Fe	0,02	27,15	0,65
Na ₂ SO ₄	0,01	425,61	4,01
H ₂ O	35,58	241,80	8.603,65
C ₆ H ₅ OH	0,11	-96,40	-10,53
C ₇ H ₈ O	0,19	-68,00	-13,19
C ₆ H ₅ ONa	10,81	11,51	124,46
Jumlah			8.685,89

Dimana,

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = 8.657,89 - 3801,42$$

$$= 4.884,47 \text{ kJ/jam}$$

c. Menghitung Q₅

Panas keluar reaktor, T₅ = 363,15 K (90°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	5.656,57	617,85
NaCl	0,08	5.528,02	421,29
Na ₂ CO ₃	0,02	64,91	1,09
Fe	0,02	3.827,34	91,41
Na ₂ SO ₄	0,01	14.763,98	139,06
H ₂ O	35,58	4.888,79	173.951,22
C ₆ H ₅ OH	0,11	13.775,18	1.504,63
C ₇ H ₈ O	0,19	15.436,94	2.995,03

C ₆ H ₅ ONa	10,81	16.523,00	178.671,87
Jumlah			358.393,45

d. Menghitung Kebutuhan Steam

Panas yang dibutuhkan steam

$$\begin{aligned}
 &= (Q_{\text{out}} + Q_{\text{reaksi}}) - Q_{\text{in}} \\
 &= (358.393,45 + 4.884,47) - 336.982,33 \\
 &= 26.295,59 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 120°C dan tekanan 198,7 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2202,1 kJ/kg sehingga

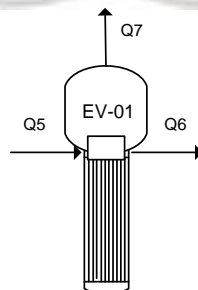
Sehingga kebutuhan steam,

$$m = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{26.295,59}{2202,1} = 11,94 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.3 Hasil Perhitungan Neraca Panas di R-01

Neraca Panas di R-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₄	336.982,33	
Q reaksi		4.884,47
Q ₅		358.393,45
Q steam	26.295,59	
Total	363.277,92	363.277,92

4. Neraca panas di sekitar evaporator (E-01)





Tujuan:

- Menghitung panas uap dan larutan keluar evaporator
- Menghitung kebutuhan steam

a. Menentukan Panas Masuk Evaporator

$$Q_5 = 358.393,45 \text{ kJ/jam}$$

b. Menghitung Q6

$$\text{Suhu keluar } T_6 = 388,15 \text{ K (115}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	7.828,55	855,09
NaCl	0,08	7.622,25	580,89
Na ₂ CO ₃	0,02	89,87	1,51
Fe	0,02	5.284,62	126,22
Na ₂ SO ₄	0,01	20.410,97	192,25
H ₂ O	1,78	6.779,52	12.061,34
C ₆ H ₅ OH	0,11	19.293,81	2.107,42
C ₇ H ₈ O	0,19	21.618,67	4.194,39
C ₆ H ₅ ONa	10,81	22.878,00	247.391,82
Jumlah			267.510,92

c. Menghitung Q7

$$T \text{ keluar} = 388,15 \text{ K (115}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	33,80	3.051,56	103.150,48

$$\begin{aligned} Q_{\text{out}} &= Q_6 + Q_7 \\ &= 370.661,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung kebutuhan steam

$$\begin{aligned} Q_s &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 370.661,39 - 358.393,45 \end{aligned}$$

$$= 12.267,94 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 125 C (408,15

K) dengan

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

$$H_{\text{vapor}} : 2188,1 \text{ kJ/jam}$$

Massa yang diperlukan

$$m = \frac{12.267,94}{(H_v - H_l)}$$

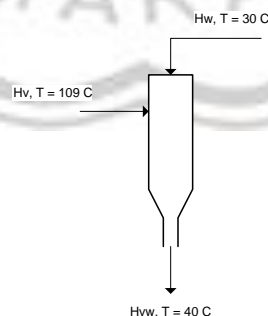
$$m = \frac{196.899.253.430,64}{2188,1 - 522,07}$$

$$m = 7,38 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.4 Hasil Perhitungan Neraca Panas di E-01

Neraca Panas di EV-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₅	358.393,45	
Panas steam	12.267,94	
Q ₆		267.510,92
Q ₇		103.150,48
Total	370.661,39	370.661,39

5. Neraca Panas di sekitar Barometrik Kondensator



Keterangan:

Hv : Enthalpy uap air evaporator



Hw : Enthalpy air pendingin masuk barometrik kondensor

Hvw : Enthalpy air keluar barometrik kondensor

Tujuan : Menghitung kebutuhan air pendingin

Fungsi : mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

a. Panas masuk kondensor (T = 115 C)

$$Q_7 = 103.150,48 \text{ kJ/jam}$$

b. Panas keluar kondensor (T = 40 C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	33,80	505,16	17.075,69

c. Panas yang dilepas

$$\begin{aligned} Q_{\text{lepas}} &= Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} \\ &= 103.150,48 - 17.075,69 \\ &= 86.074,79 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	28,42	168,25	86.074,79

Media pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 25 C dan diperkirakan keluar dengan suhu 40 C.

$$T_1 = 298,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 313,15 \text{ K}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \lambda &= C_p (T_2 - T_1) \\ &= 4,181 (313,15 - 298,15) \\ &= 62,72 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

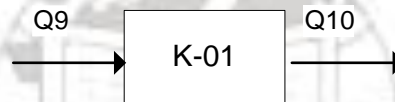
d. Massa pendingin yang diperlukan

$$\begin{aligned}
 m &= Q/\lambda \\
 &= \frac{86.074,79}{62,72} \\
 &= 1.372,48 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.5 Hasil Perhitungan Neraca Panas di BC-01

Neraca Panas di BC-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₇	103.150,48	
Panas dibawa pendingin		86.074,79
Panas keluar kondensor		17.075,69
Total	103.150,48	103.150,48

6. Neraca panas di sekitar kompresor (K-01)



Tujuan:

- Menentukan jumlah stage
- Menghitung suhu keluar kompresor
- Menghitung panas kompresi
- Menghitung kebutuhan pendingin di Intercooler

a. Menentukan Jumlah Stage

T masuk kompresor, T₉ = 423,15 K (150°C)

Tekanan masuk kompresor, P₉ = 1 atm

Tekanan keluar kompresor, P₁₀ = 7 atm

$$RC = \left(\frac{P_{12}}{P_{11}}\right)^{1/n}$$



Harga rasio kompresi (RC) untuk jenis kompresor sentrifugal yaitu lebih kecil dari 4 ($RC < 4$)

$$RC = \left(\frac{7}{1}\right)^{1/2} = 2,65$$

Dengan $n = 2$ diperoleh $RC < 4$, sehingga digunakan kompresor 2 stage.

b. Menghitung Suhu Keluar Kompresor

Untuk menghitung suhu keluar kompresor, digunakan persamaan berikut:

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c}\right) \left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

Sehingga diperoleh,

Komponen	Kmol/jam	Yi	TC (K)	Pc	ω	Tr	Pr
CO2	10,81	1,00	304,19	72,85	0,23	1,56	0,01
Jumlah	10,81	1,00					

B ⁰	B ¹	BPc/RTc	Z	V	Cp	Yi*Cp
----------------	----------------	---------	---	---	----	-------



-0,13	0,11	-0,10	1,00	0,08	27,44	27,44
-------	------	-------	------	------	-------	-------

$$V = 0,08 \frac{m^3}{s}$$

Dari grafik 3.6 (Cuolson, J.M, Richardson, J.F, 1983), diperoleh harga $E_p = 0,66$.

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{27,44}{27,44 - 8,314} = 1,43$$

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \times E_p} = \frac{1,43 - 1}{1,43 \times 0,66} = 0,46$$

Stage 1

$$P_{9a} = P_9 \times RC = 1 \times 2,65 = 2,65 \text{ atm}$$

$$T_{9a} = T_9 \times \left(\frac{P_{9a}}{P_9}\right)^m = 423,15 \text{ K} \times \left(\frac{2,65}{1}\right)^{0,46} = 661,14 \text{ K} (387,99^\circ\text{C})$$

Gas keluaran stage 1 didinginkan dalam Intercooler hingga suhu, $T_{9b} = 358,6 \text{ K} (85,45^\circ\text{C})$

Stage 2

$$P_{10} = P_{9a} \times RC = 2,65 \times 2,65 = 7 \text{ atm}$$

$$T_{10} = T_{9b} \times \left(\frac{P_{10}}{P_{9a}}\right)^m = 358,6 \text{ K} \times \left(\frac{7}{2,65}\right)^{0,46} = 560,55 \text{ K} (272,55^\circ\text{C})$$

c. Menghitung Panas Kompresi

$$Q \text{ masuk stage 1, } Q_9 = 296,6999 \text{ kJ/jam}$$

$$T \text{ keluar stage 1, } T_{9a} = 661,14 \text{ K} (387,99^\circ\text{C})$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
CO ₂	10,81	15.806,14	170.925,43
Jumlah			170.925,43

$$Q \text{ kompresi stage 1} = Q_{9a} - Q_9$$

$$= 170.925,43 - 296,70$$

$$= 170.628,73 \text{ kJ/jam}$$

$$T \text{ masuk stage 2, } T_{9b} = 358,6 \text{ K (85,45}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
CO ₂	10,81	2.379,12	25.727,46
Jumlah			25.727,46

$$T \text{ keluar stage 2, } T_{10} = 560,55 \text{ K (287,4}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
CO ₂	10,81	11.078,88	119.805,42
Jumlah			119.805,42

$$Q \text{ kompresi stage 2} = Q_{10} - Q_{9b}$$

$$= 119.805,42,27 - 25.727,46$$

$$= 94.077,96 \text{ kJ/jam}$$

d. Menghitung Kebutuhan Pendingin Intercooler

$$T \text{ masuk, } T_{9a} = 661,14 \text{ K (387,99}^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ masuk, } Q_{9a} = 170.925,43 \text{ kJ/jam}$$

$$T \text{ keluar, } T_{9b} = 358,6 \text{ K (85,45}^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ keluar, } Q_{9b} = 25.727,46 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ yang diserap pendingin} : Q_{9a} - Q_{9b}$$

$$: 170.925,43 - 25.727,46$$

$$: 145.197,97 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan $T_{in} = 298 \text{ K (25}^\circ\text{C)}$ dan $T_{out} =$

$313 \text{ K (40}^\circ\text{C)}$. Dimana, $C_p \text{ air} = 4,18 \text{ kJ/kg.K}$.

Sehingga kebutuhan air pendingin pada intercooler,

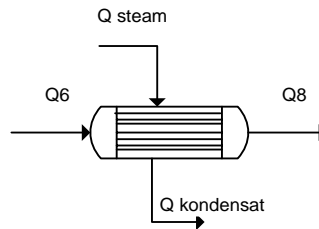


$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{145.197,97}{4,18 \times (313-298)K} = 2.315,76 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.7 Hasil Perhitungan Neraca Panas di K-01

Neraca	Stage 1		Intercooler		Stage 2	
Panas di	Q masuk	Q keluar	Q masuk	Q keluar	Q masuk	Q keluar
K-01	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)	(kJ/jam)
Panas masuk	296,70		170.925,43		25.727,46	
Panas keluar		170.925,43		25.727,46		119.805,42
Panas kompresi 1	170.628,73					
Panas kompresi 2					94.077,96	
Panas yang diserap pendingin				145.197,97		
Total	170.925,43	170.925,43	170.925,43	170.925,43	119.805,42	119.805,42

7. Neraca panas di sekitar heater (HE-02)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pemanas

Kondisi operasi: T masuk heater, $T_6 = 388,15 \text{ K (115}^\circ\text{C)}$

T keluar heater, $T_8 = 423,15 \text{ K (150}^\circ\text{C)}$

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q_6

T masuk : $378,15 \text{ K (105}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	7.828,55	855,09
NaCl	0,08	7.622,25	580,89
Na ₂ CO ₃	0,02	89,87	1,51
Fe	0,02	5.284,62	126,22
Na ₂ SO ₄	0,01	20.410,97	192,25
H ₂ O	1,78	6.779,52	12.061,34
C ₆ H ₅ OH	0,11	19.293,81	2.107,42
C ₇ H ₈ O	0,19	21.618,67	4.194,39
C ₆ H ₅ ONa	10,81	22.878,00	247.391,82
Jumlah			267.510,92

b. Menghitung Q_8

T keluar : $423,15 \text{ K (150}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.525,01	802,11
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10
Fe	0,02	7.311,32	174,62

Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
H ₂ O	1,78	9.469,50	16.847,02
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	10,81	31.775,00	343.599,74
Jumlah			371.771,84

c. Menghitung Panas yang display (Q steam)

$$Q \text{ steam} = Q_8 - Q_6$$

$$= 104.260,92 \text{ kJ/jam}$$

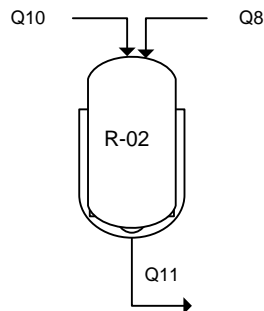
Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 170°C dan tekanan 792,2 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2048,8 kJ/kg sehingga

$$\text{Kebutuhan steam } m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{104.260,92}{2048,8} = 50,89 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.7 Hasil Perhitungan Neraca Panas di HE-02

Neraca Panas di HE-02	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₆	267.501,92	
Q steam	104.260,92	
Q ₈		371.771,84
Total	371.771,84	371.771,84

8. Neraca panas di sekitar reaktor (R-02)





Tujuan:

- Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi
- Menghitung panas keluar reaktor
- Menghitung kebutuhan steam

a. Menghitung Panas Masuk Reaktor

Panas yang dibawa umpan, $T_{10} = 423,15 \text{ K (150}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.525,01	802,11
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10
Fe	0,02	7.311,32	174,62
Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
H ₂ O	1,78	9.469,50	16.847,02
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	10,81	31.775,00	343.599,74
CO ₂	10,81	192,49	2.081,54
Jumlah			373.853,37

b. Menghitung Panas Yang Ditimbulkan Reaksi

ΔH°_{298} reaktan

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	-101,99	-11,14
NaCl	0,08	-98,23	-7,49
Na ₂ CO ₃	0,02	-269,46	-4,53
Fe	0,02	27,15	0,65
Na ₂ SO ₄	0,01	425,61	4,01
H ₂ O	1,78	241,80	430,18
C ₆ H ₅ OH	0,11	-96,40	-10,53
C ₇ H ₈ O	0,19	-68,00	-13,19
C ₆ H ₅ ONa	10,81	11,51	124,46
CO ₂	10,81	-393,50	-4.255,25



Jumlah **-3.742,83**

ΔH°_{298} produk

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	-101,99	-11,14
NaCl	0,08	-98,23	-7,49
Na ₂ CO ₃	0,02	-269,46	-4,53
Fe	0,02	27,15	0,65
Na ₂ SO ₄	0,01	425,61	4,01
H ₂ O	1,78	241,80	430,18
C ₆ H ₅ OH	0,11	-96,40	-10,53
C ₇ H ₈ O	0,19	-68,00	-13,19
C ₆ H ₅ ONa	0,22	11,51	2,49
CO ₂	0,22	-393,50	-85,23
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	137,14	1.453,31
Jumlah			1.758,52

Dimana,

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = 1.758,52 - (-3.742,83)$$

$$= 5.501,35 \text{ kJ/jam}$$

c. Menghitung Q₁₁

Panas keluar reaktor, T₁₁ = 423,15 K (150°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.525,01	802,11
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10
Fe	0,02	7.311,32	174,62
Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
H ₂ O	1,78	9.469,50	16.847,02
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	0,22	31.775,00	6.871,99
CO ₂	0,22	30.679,77	6.645,46
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	49.500,00	524.564,08

Jumlah

566.253,63

d. Menghitung Kebutuhan Steam

Panas yang dibutuhkan steam

$$= (Q_{out} + Q_{reaksi}) - Q_{in}$$

$$= (566.253,63 + 5.501,35) - 373.853,37$$

$$= 197.901,60 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 170°C dan tekanan 792,2 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2048,8 kJ/kg

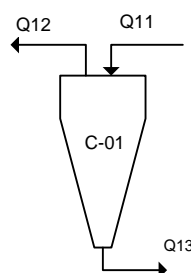
Sehingga kebutuhan steam,

$$m = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{197.901,60}{2048,8} = 96,59 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.9 Hasil Perhitungan Neraca Panas di R-02

Neraca Panas di R-02	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₀	373.853,37	
Q reaksi		5.501,35
Q ₁₁		566.253,63
Q steam	197.901,60	
Total	571.754,98	571.754,98

9. Neraca panas di sekitar cyclone (C-01)





Tujuan: Menentukan suhu keluar cyclone (Q_{13})

Kondisi operasi: T_{masuk} , T_{11} = 423,15 K (150°C)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q_{11}

T_{masuk} : 423,15 K (150°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.525,01	802,11
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10
Fe	0,02	7.311,32	174,62
Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
H ₂ O	1,78	9.469,50	16.847,02
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	0,22	31.775,00	6.871,99
CO ₂	0,22	30.679,77	6.645,46
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	49.500,00	524.564,08
Jumlah			566.253,63

b. Menghitung Q_{13}

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	1,78	4.253,82	7.553,17
CO ₂	0,22	5.039,59	1.091,76
Jumlah			8.644,93

c. Menghitung Q_{12}

T_{keluar} = 150°C

Q_{keluar} = Q_{masuk}

Q_{12} = Q_{11} - Q_{13}

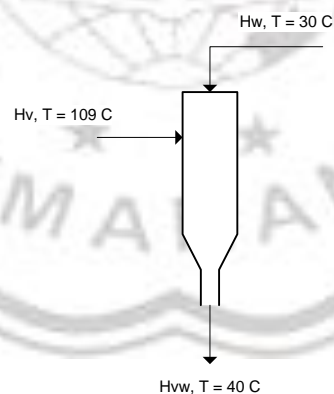
= 542.761,14 kJ/jam

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.525,01	802,11
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10
Fe	0,02	7.311,32	174,62
Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	0,22	31.775,00	6.871,99
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	49.500,00	524.564,08
Jumlah			542.757,78

Tabel B.9 Hasil Perhitungan Neraca Panas di C-01

Neraca Panas di C-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₂	566.253,63	
Q ₁₃		542.757,78
Q ₁₄		8.644,93
Total	566.253,63	566.253,63

10. Neraca Panas di sekitar Barometrik Kondensor



Keterangan:

Hv : Enthalpy uap air evaporator

Hw : Enthalpy air pendingin masuk barometrik kondensor

Hww : Enthalpy air keluar barometrik kondensor

Tujuan : Menghitung kebutuhan air pendingin

Fungsi : mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

a. **Panas masuk kondensor (T = 150 C)**

$$Q_{13} = 8.644,93 \text{ kJ/jam}$$

b. **Panas keluar kondensor (T = 40 C)**

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	1,78	1.130,10	2.012,13
CO ₂	0,22	1.913,32	414,44
Jumlah			2.426,57

c. **Panas yang dilepas**

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

$$= 8.644,93 - 2.426,57$$

$$= 6.218,36 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,92	377,49	345,46
CO ₂	0,23	609,82	141,32
Jumlah			6.218,36

Media pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 25 C dan diperkirakan keluar dengan suhu 40 C.

$$T_1 = 298,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 313,15 \text{ K}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kmol}$$

$$\lambda = C_p (T_2 - T_1)$$

$$= 4,181 (313,15 - 298,15)$$

$$= 62,72 \text{ kJ/kg}$$

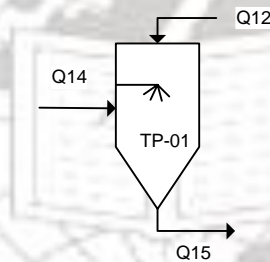
d. Massa pendingin yang diperlukan

$$\begin{aligned}
 m &= Q/\lambda \\
 &= \frac{6.218,36}{62,72} \\
 &= 99,15 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B.10 Hasil Perhitungan Neraca Panas di BC-02

Neraca Panas di BC-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₃	8.644,93	
Panas dibawa pendingin		6.218,36
Panas keluar kondensor		2.426,57
Total	8.644,93	8.644,93

11. Neraca panas di sekitar tangki pencuci (TP-01)



Tujuan: Menentukan suhu keluar tangki (Q₁₅)

Kondisi operasi: T masuk, T₁₂ = 423,15 K (150°C)

T masuk, T₁₄ = 303,15 (30°C)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q₁₂

T masuk : 423,15 K (150°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	10.865,64	1.186,83
NaCl	0,08	10.480,84	798,74
Na ₂ CO ₃	0,02	124,83	2,10



Fe	0,02	7.311,32	174,62
Na ₂ SO ₄	0,01	28.285,87	266,42
C ₆ H ₅ OH	0,11	27.228,17	2.974,07
C ₇ H ₈ O	0,19	30.507,25	5.918,93
C ₆ H ₅ ONa	0,22	31.775,00	6.871,99
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	49.500,00	524.564,08
Jumlah			542.757,78

b. Menghitung Q₁₄

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	39,23	377,49	14.807,15

c. Menghitung Q₁₅

T keluar = 101,46°C

Q keluar = Q masuk

Q₁₅ = Q₁₂ + Q₁₄

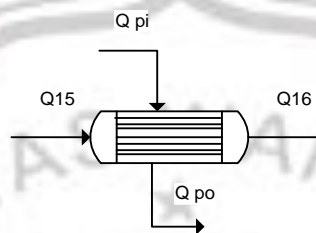
= 557.568,30 kJ/jam

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	6.652,54	726,64
NaCl	0,08	6.490,26	494,62
Na ₂ CO ₃	0,02	76,35	1,28
Fe	0,02	4.496,41	107,39
Na ₂ SO ₄	0,01	17.354,99	163,46
H ₂ O	39,23	5.753,42	225.681,68
C ₆ H ₅ OH	0,11	16.290,11	1.779,33
C ₇ H ₈ O	0,19	18.254,08	3.541,60
C ₆ H ₅ ONa	0,22	19.436,34	4.203,51
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	30.278,48	320.868,78
Jumlah			557.568,30

Tabel B.11 Hasil Perhitungan Neraca Panas di TP-01

Neraca Panas di TP-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₂	542.757,78	
Q ₁₄	14.807,15	
Q ₁₅		557.568,93
Total	557.564,93	557.568,93

12. Neraca panas di sekitar cooler (HE-03)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pendingin

Kondisi operasi: T masuk cooler, T₁₅ = 374,61 K (101,46°C)

T keluar cooler, T₁₆ = 303,15 K (30°C)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q₁₅

T masuk : 374,61 K (101,46°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	6.652,54	726,64
NaCl	0,08	6.490,26	494,62
Na ₂ CO ₃	0,02	76,35	1,28
Fe	0,02	4.496,41	107,39
Na ₂ SO ₄	0,01	17.354,99	163,46
H ₂ O	39,23	5.753,42	225.681,68
C ₆ H ₅ OH	0,11	16.290,11	1.779,33
C ₇ H ₈ O	0,19	18.254,08	3.541,60
C ₆ H ₅ ONa	0,22	19.436,34	4.203,51
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	30.278,48	320.868,78
Jumlah			557.568,30

b. Menghitung Q₁₆

T keluar : 303,15 K (30°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	435,58	47,58
NaCl	0,08	429,54	32,74
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	7,08
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,73
H ₂ O	39,23	377,49	14.807,15
C ₆ H ₅ OH	0,11	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,19	1.153,51	223,80
C ₆ H ₅ ONa	0,22	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	1.980,00	20.982,56
Jumlah			36.498,97

c. Menghitung Panas yang disupply (Q pendingin)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pendingin}} &= Q_{15} - Q_{16} \\
 &= 557.568,30 - 36.498,97 \\
 &= 521.069,32 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

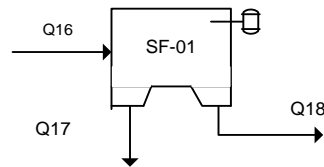
Pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 40°C sehingga, T masuk: 25°C (298,15) dan T keluar 40°C (313,15) dengan Cp 4,18 kJ/kgK, maka

$$\text{Kebutuhan pendingin } m = \frac{Q}{c_p \Delta T} = \frac{521.069,32}{4,18 \times (313,15 - 298,15)} = 8.310,52 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.12 Hasil Perhitungan Neraca Panas di HE-03

Neraca Panas di HE-03	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₅	557.568,30	
Q pendingin		521.069,32
Q ₁₆		36.498,97
Total	557.568,30	557.568,30

13. Neraca panas di sekitar sentrifuge (SF-01)



Tujuan: Menentukan suhu keluar Q_{17} , Q_{18}

Kondisi operasi: T_{masuk} , $T_{16} = 303,15 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q_{16}

$T_{\text{masuk}} : 303,15 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	435,58	47,58
NaCl	0,08	429,54	32,74
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	7,08
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,73
H ₂ O	39,23	377,49	14.807,15
C ₆ H ₅ OH	0,11	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,19	1.153,51	223,80
C ₆ H ₅ ONa	0,22	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	1.980,00	20.982,56
Jumlah			36.498,97

b. Menghitung Q_{17}

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,11	435,58	46,63
NaCl	0,07	429,54	32,08
Na ₂ CO ₃	0,02	4,99	0,08
Fe	0,02	296,41	6,94
Na ₂ SO ₄	0,01	1.139,73	10,52
H ₂ O	38,44	377,49	14.511,01
C ₇ H ₈ O	0,19	1.153,51	219,33
Jumlah			14.826,58

c. Menghitung Q_{18}

$$T \text{ keluar} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$Q \text{ keluar} = Q \text{ masuk}$$

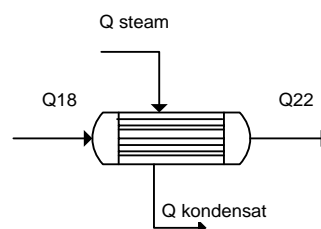
$$\begin{aligned} Q_{18} &= Q_{16} - Q_{17} \\ &= 21.672,39 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,00	435,58	0,95
NaCl	0,00	429,54	0,65
Na ₂ CO ₃	0,00	4,99	0,00
Fe	0,00	296,41	0,14
Na ₂ SO ₄	0,00	1.139,73	0,21
H ₂ O	0,78	377,49	296,14
C ₆ H ₅ OH	0,11	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,00	1.153,51	4,48
C ₆ H ₅ ONa	0,22	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	1.980,00	20.982,56
Jumlah			21.672,39

Tabel B.13 Hasil Perhitungan Neraca Panas di SF-01

Neraca Panas di SF-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₆	36.498,97	
Q ₁₇		14.826,58
Q ₁₈		21.672,39
Total	36.498,97	36.498,97

14. Neraca panas di sekitar heater (HE-04)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pemanas



Kondisi operasi: T masuk heater, $T_{18} = 303,15 \text{ K (} 30^{\circ}\text{C)}$

T keluar heater, $T_{22} = 333,15 \text{ K (} 60^{\circ}\text{C)}$

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q_{18}

T masuk : 303,15 K (30°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,00	435,58	0,95
NaCl	0,00	429,54	0,65
Na ₂ CO ₃	0,00	4,99	0,00
Fe	0,00	296,41	0,14
Na ₂ SO ₄	0,00	1.139,73	0,21
H ₂ O	0,78	377,49	296,14
C ₆ H ₅ OH	0,11	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,00	1.153,51	4,48
C ₆ H ₅ ONa	0,22	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,60	1.980,00	20.982,56
Jumlah			21.672,39

b. Menghitung Q_{21}

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	5,30	701,66	3.717,82
H ₂ O	20,21	377,49	7.630,24
Jumlah			11.348,06

c. Menghitung Panas Keluar Q_{22}

T keluar : 333,15 K (60°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	3.047,48	6,66
NaCl	0,002	2.991,65	4,56
Na ₂ CO ₃	0,000	34,95	0,01
Fe	0,000	2.067,85	0,99
Na ₂ SO ₄	0,000	7.964,17	1,50
H ₂ O	20,998	2.634,17	55.311,68
C ₆ H ₅ OH	0,109	7.312,11	798,68

C ₇ H ₈ O	0,004	8.196,16	31,80
C ₆ H ₅ ONa	0,216	8.897,00	1.924,16
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,597	13.860,00	146.877,94
H ₂ SO ₄	5,299	4.985,84	26.418,09
Jumlah			231.376,07

d. Menghitung Panas yang disuplay (Q steam)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_{22} - (Q_{18} + Q_{21}) \\
 &= 231.376,07 - 33.020,45 \\
 &= 198.355,62 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 90°C dan tekanan 70,2 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2282,5 kJ/kg,

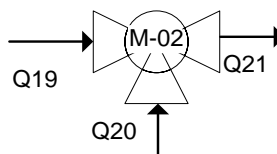
Sehingga kebutuhan steam,

$$m = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{198.355,62}{2282,5} = 86,90 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.14 Hasil Perhitungan Neraca Panas di HE-04

Neraca Panas di HE-04	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₈	21.672,39	
Q ₂₁	11.348,06	
Q steam	198.355,62	
Q ₂₂		231.376,07
Total	231.376,07	231.376,07

15. Neraca panas di sekitar Mixer (M-02)



Tujuan: Menentukan Q₂₂



Kondisi operasi:

T masuk : 303,15 K (30°C)

Tekanan masuk, P_1 : 1 atm

a. Menghitung Q_{19}

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	5,30	701,66	3.717,82
H ₂ O	0,59	377,49	222,24
Jumlah			3.940,06

b. Menghitung Q_{20}

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	20	377	7.408
Jumlah			7.408

c. Menghitung Q_{21}

T keluar = 30°C

Q keluar = Q masuk

$Q_{22} = Q_{19} + Q_{20}$

= 11.348,06 kJ/jam

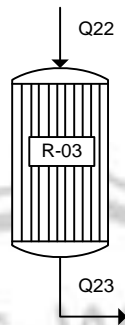
Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ SO ₄	5,30	701,66	3.717,82
H ₂ O	20,21	377,49	7.630,24
Jumlah			11.348,06

Tabel B.15 Hasil Perhitungan Neraca Panas di M-02

Neraca Panas di M-02	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₁₉	3.940,06	
Q ₂₀	7.408	

Q_{21}	11.348,06
Total	11.348,06

16. Neraca panas di sekitar reaktor (R-03)



Tujuan:

- Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi
- Menghitung panas keluar reaktor
- Menghitung kebutuhan steam

a. Menghitung Q_{22}

Panas yang dibawa umpan, $T_{23} = 333,15 \text{ K}$ (60°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	3.047,48	6,66
NaCl	0,002	2.991,65	4,56
Na ₂ CO ₃	0,000	34,95	0,01
Fe	0,000	2.067,85	0,99
Na ₂ SO ₄	0,000	7.964,17	1,50
H ₂ O	20,998	2.634,17	55.311,68
C ₆ H ₅ OH	0,109	7.312,11	798,68
C ₇ H ₈ O	0,004	8.196,16	31,80
C ₆ H ₅ ONa	0,216	8.897,00	1.924,16
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,597	13.860,00	146.877,94
H ₂ SO ₄	5,299	4.985,84	26.418,09
Jumlah			231.376,07



b. Menghitung Panas Yang Ditimbulkan Reaksi

ΔH°_{298} reaktan

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	-101,99	-0,22
NaCl	0,002	-98,23	-0,15
Na ₂ CO ₃	0,000	-269,46	-0,09
Fe	0,000	27,2	0,01
Na ₂ SO ₄	0,000	425,61	0,08
H ₂ O	20,998	241,80	5.077,27
C ₆ H ₅ OH	0,109	-96,40	-10,53
C ₇ H ₈ O	0,004	-68,00	-0,26
C ₆ H ₅ ONa	0,216	11,51	2,49
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	10,597	-393,50	-4.170,02
H ₂ SO ₄	5,299	137,14	726,65
Jumlah			1.625,23

ΔH°_{298} produk

Komponen	Kmol/jam	ΔH_f	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	-101,99	-0,22
NaCl	0,002	-98,23	-0,15
Na ₂ CO ₃	0,000	-269,46	-0,09
Fe	0,000	27,15	0,01
Na ₂ SO ₄	4,504	425,61	1.916,96
H ₂ O	20,998	241,80	5.077,27
C ₆ H ₅ OH	0,109	-96,40	-10,53
C ₇ H ₈ O	0,004	-68,00	-0,26
C ₆ H ₅ ONa	0,216	11,51	2,49
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,590	-393,50	-625,50
H ₂ SO ₄	0,795	137,14	109,00
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	-103,36	-931,05
Jumlah			5.537,91

Dimana,

$$\Delta H^{\circ}_{298} = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_{298} = 5.537,91 - 1.625,23$$



$$= 3.912,69 \text{ kJ/jam}$$

c. Menghitung Q_{23}

Panas keluar reaktor, $T_{23} = 333,15 \text{ K (60}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	3.047,48	6,66
NaCl	0,002	2.991,65	4,56
Na ₂ CO ₃	0,000	34,95	0,01
Fe	0,000	2.067,85	0,99
Na ₂ SO ₄	4,504	7.964,17	35.870,80
H ₂ O	20,998	2.634,17	55.311,68
C ₆ H ₅ OH	0,109	7.312,11	798,68
C ₇ H ₈ O	0,004	8.196,16	31,80
C ₆ H ₅ ONa	0,216	8.897,00	1.924,16
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,590	13.440,00	21.364,06
H ₂ SO ₄	0,795	4.985,84	3.962,71
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	17.290,00	155.742,54
Jumlah			275.018,67

d. Menghitung Kebutuhan Steam

Panas yang dibutuhkan steam

$$= (Q_{\text{out}} + Q_{\text{reaksi}}) - Q_{\text{in}}$$

$$= (275.018,67 + 3.912,69) - 231.376,07$$

$$= 47.555,28 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah tipe saturated steam pada suhu 80°C dan tekanan 47,4 kPa dengan panas laten penguapan sebesar 2308 kJ/kg

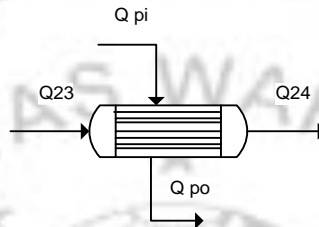
Sehingga kebutuhan steam,

$$m = \frac{Q_s}{\lambda} = \frac{47.555,28}{2308} = 20,60 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.16 Hasil Perhitungan Neraca Panas di R-03

Neraca Panas di R-03	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₂₂	231.376,07	
Q reaksi		3.912,69
Q ₂₃		275.018,67
Q steam	47.555,28	
Total	278.931,35	278.931,35

17. Neraca panas di sekitar cooler (HE-05)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pendingin

Kondisi operasi: T masuk cooler, T₂₃ = 333,15 K (60°C)

T keluar cooler, T₂₄ = 303,15 K (30°C)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q₂₃

T masuk : 333,15 K (60°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	3.047,48	6,66
NaCl	0,002	2.991,65	4,56
Na ₂ CO ₃	0,000	34,95	0,01
Fe	0,000	2.067,85	0,99
Na ₂ SO ₄	4,504	7.964,17	35.870,80
H ₂ O	20,998	2.634,17	55.311,68
C ₆ H ₅ OH	0,109	7.312,11	798,68
C ₇ H ₈ O	0,004	8.196,16	31,80
C ₆ H ₅ ONa	0,216	8.897,00	1.924,16
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,590	13.440,00	21.364,06
H ₂ SO ₄	0,795	4.985,84	3.962,71



C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	17.290,00	155.742,54
Jumlah			275.018,67

b. Menghitung Q₂₄

T keluar : 303,15 K (30°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	435,58	0,95
NaCl	0,002	429,54	0,65
Na ₂ CO ₃	0,000	4,99	0,00
Fe	0,000	296,41	0,14
Na ₂ SO ₄	4,504	1.139,73	5.133,36
H ₂ O	20,998	377,49	7.926,38
C ₆ H ₅ OH	0,109	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,004	1.153,51	4,48
C ₆ H ₅ ONa	0,216	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,590	1.920,00	3.052,01
H ₂ SO ₄	0,795	701,66	557,67
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	2.470,00	22.248,93
Jumlah			39.311,83

c. Menghitung Panas yang disuplay (Q pendingin)

$$Q \text{ pendingin} = Q_{23} - Q_{24}$$

$$= 235.706,83 \text{ kJ/jam}$$

Pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 40°C sehingga,

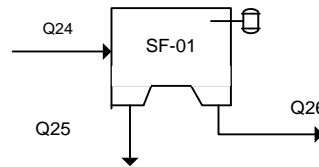
$$\text{Kebutuhan pendingin } m = \frac{Q}{c_p \Delta T} = \frac{235.706,83}{1,00 \times (313,15 - 298,15)} = 3.759,28 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.17 Hasil Perhitungan Neraca Panas di HE-05

Neraca Panas di HE-05	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₂₃	275.018,67	
Q pendingin		235.706,83
Q ₂₄		39.311,83

Total	275.018,67	275.018,67
--------------	-------------------	-------------------

18. Neraca panas di sekitar sentrifuge (SF-02)



Tujuan: Menentukan suhu keluar Q_{25} , Q_{26}

Kondisi operasi: T_{masuk} , $T_{24} = 303,15 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Q_{24}

$T_{\text{masuk}} : 303,15 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	435,58	0,95
NaCl	0,002	429,54	0,65
Na ₂ CO ₃	0,000	4,99	0,00
Fe	0,000	296,41	0,14
Na ₂ SO ₄	4,504	1.139,73	5.133,36
H ₂ O	20,998	377,49	7.926,38
C ₆ H ₅ OH	0,109	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,004	1.153,51	4,48
C ₆ H ₅ ONa	0,216	1.271,00	274,88
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,590	1.920,00	3.052,01
H ₂ SO ₄	0,795	701,66	557,67
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	2.470,00	22.248,93
Jumlah			39.311,83



b. Menghitung Q₂₅

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
NaOH	0,002	435,58	0,95
NaCl	0,002	429,54	0,65
Na ₂ CO ₃	0,000	4,99	0,00
Fe	0,000	296,41	0,14
Na ₂ SO ₄	4,504	1.139,73	5.133,36
H ₂ O	20,578	377,49	7.767,85
C ₇ H ₈ O	0,004	1.153,51	4,39
C ₆ H ₅ ONa	0,212	1.271,00	269,38
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	1,558	1.920,00	2.990,97
H ₂ SO ₄	0,795	701,66	557,67
Jumlah			16.725,38

c. Menghitung Q₂₆

T keluar = 30°C

Q keluar = Q masuk

Q₂₆ = Q₂₄ - Q₂₅

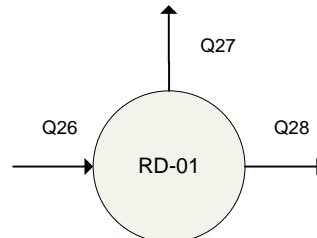
= 22.586,46 kJ/jam

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,42	377,49	158,53
C ₆ H ₅ OH	0,11	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,00	1.153,51	0,09
C ₆ H ₅ ONa	0,00	1.271,00	5,50
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,03	1.920,00	61,04
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,01	2.470,00	22.248,93
Jumlah			22.586,46

Tabel B.18 Hasil Perhitungan Neraca Panas di SF-02

Neraca Panas di SF-02	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q ₂₄	39.311,83	
Q ₂₅		16.725,38
Q ₂₆		22.586,46
Total	39.311,83	39.311,83

19. Neraca panas di sekitar rotary drier (RD-01)



Tujuan:

- Menghitung kebutuhan udara pengering
- Menghitung suhu masuk udara pengering

a. Menghitung Q_{26}

Panas yang dibawa umpan, $T_{26} = 303,15 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,420	377,49	158,53
C ₆ H ₅ OH	0,109	1.028,73	112,37
C ₇ H ₈ O	0,000	1.153,51	0,09
C ₆ H ₅ ONa	0,004	1.271,00	5,50
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,032	1.920,00	61,04
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,008	2.470,00	22.248,93
Jumlah			22.586,46

b. Menghitung Q_{28}

Panas yang dibawa umpan, $T_{28} = 373,15 \text{ K (100}^\circ\text{C)}$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,21	2.481,80	510,70
C ₆ H ₅ OH	0,11	10.850,40	1.185,16
C ₇ H ₈ O	0,00	15.546,56	1,21
C ₆ H ₅ ONa	0,00	8.432.835,00	36.475,47
C ₆ H ₄ (OH)(COONa)	0,03	11.414.085,00	362.873,88
C ₆ H ₄ (OH)(COOH)	9,01	14.029,84	126.376,10
Jumlah			527.422,52



c. Menghitung Massa Udara yang Dibutuhkan

Jumlah air yang terserap di udara = neraca massa di rotary drier 11,2632 kg

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

Dari diagram psikometrik didapat:

Humidity : 0,069 kg air/kg udara kering

Udara pengering masuk dryer yang digunakan memiliki:

Humidity : 0,019 kg air/kg udara kering

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

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

$$: \frac{11,2632}{(0,069-0,019)}$$

$$: 225,264 \text{ kg}$$

d. Menghitung Q₂₇

Udara pengering keluar pada suhu 373 K

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

$$= 225,264 \times 0,069$$

$$= 15,543 \text{ kg}$$

$$= 0,863 \text{ kmol}$$

Menghitung jumlah O₂ dan N₂ pada udara kering

Berat udara kering = berat O₂ + berat N₂

Berat N₂ = berat udara kering – berat O₂

BM H₂O: 18,02

BM O₂ : 31,998



$$BM N_2 : 28,014$$

$$\text{Perbandingan mol } N_2 : O_2 \text{ di udara} \quad 79 : 21$$

$$\text{Mol } N_2 : \text{mol } O_2 \quad 79 : 21$$

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

$$\frac{225,264 - \text{berat } O_2}{BM N_2} \times \frac{BM O_2}{\text{berat } O_2} : 79 : 21$$

$$\text{Berat } O_2 \text{ dalam udara kering} \quad : 0,862 \text{ kg} = 0,027 \text{ kmol}$$

$$\text{Berat } N_2 \text{ dalam udara kering} \quad : 225,264 - 0,862$$

$$: 224,402 \text{ kg} = 8,011 \text{ kmol}$$

Komponen	Kmol	Cp dT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,863	2.526,18	2.178,97
N ₂	8,011	2.166,43	17.356,31
O ₂	0,862	2.230,07	60,11
Total			19.595,38

- **Menghitung Panas sensibel air**

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

$$= 0,2142 \text{ kmol/jam} \times 1.376,769 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 294,90 \text{ kJ/jam}$$

- **Panas laten penguapan air**

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

$$= 0,2142 \text{ kmol/jam} \times 40.638,304 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 8.703,81 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{27} = \text{panas udara} + \text{panas sensibel air} + \text{panas laten air}$$

$$= 19.595,38 + 294,90 + 8.703,81$$

$$= 28.595,01 \text{ kJ}$$



e. Menghitung beban panas (ΔH_{Ain})

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

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

$$Q_{26} + \Delta H_{Ain} = Q_{16} + Q_{28} + Q_{loss}$$

$$\Delta H_{Ain} = Q_{loss} + Q_{28} + Q_{27} - Q_6$$

$$\Delta H_{Ain} = 0,25 \Delta H_{Ain} + Q_{27} + Q_{28} - Q_{26}$$

$$\Delta H_{Ain} - 0,25 \Delta H_{Ain} = Q_{27} + Q_{28} - Q_{26}$$

$$0,75 \Delta H_{Ain} = Q_{27} + Q_{28} - Q_{26}$$

$$0,75 \Delta H_{Ain} = 28.595,01 \text{ kJ} + 527.422,52 \text{ kJ} - 22.586,46 \text{ kJ}$$

$$= 533.431,07 \text{ kJ}$$

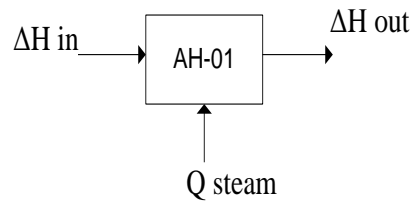
$$\Delta H_{Ain} = 711.241,43 \text{ kJ}$$

Dari trial didapatkan suhu udara masuk = 478,12 K = 204,97 C

Tabel B.19 Hasil Perhitungan Neraca Panas di RD-01

Neraca Panas di RD-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Q_{26}	22.586,46	
Hin	711.333,72	
Q_{27}		28.595,01
Q_{28}		527.422,52
Q loss		177.902,65
Total	733.920,18	733.920,18

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



Tujuan : menghitung kebutuhan steam panas

Kondisi operasi:

Suhu udara masuk = 303 K

Suhu udara keluar = 478,12 K

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

a. Menghitung $\Delta H A_{in}$ T = 303 K

Komponen	kmol	Cp dT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,295	168,25	49,64
O ₂	8,011	145,37	1.164,61
N ₂	0,027	147,40	3,92
Total			1.218,22

b. Menghitung $\Delta H A_{out}$ (T= 478,12 K)

Komponen	kmol	CpdT	Q (kJ/jam)
H ₂ O	0,295	13.881,03	4.094,91
O ₂	8,011	5.228,81	41.890,50
N ₂	0,027	24.685.006,27	665.348,32
Total			711.333,72

c. Menghitung Kebutuhan steam

$Q_{\text{steam}} = Q A_{out} - Q A_{in}$

$= 665.348,32 \text{ kJ} - 1.218,22 \text{ kJ}$

$= 710.115,50 \text{ kJ}$



Sebagai pemanas digunakan saturated steam dengan suhu 250 °C dengan panas laten 1.715,3 kJ/kg

$$\begin{aligned}\text{Jadi, kebutuhan steam} &= \frac{710.115,50 \text{ kJ}}{1.715,3 \text{ kJ/kg}} \\ &= 413,99 \text{ kg}\end{aligned}$$

Tabel B.20 Hasil Perhitungan Neraca Panas di AH-01

Neraca Panas di AH-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk	1.218,22	
Kebutuhan steam	710.115,50	
Panas keluar		711.333,72
Total	711.333,72	711.333,72



LAMPIRAN C

PERANCANGAN ALAT

C.1 Tangki Penyimpanan NaOH

Kode : T-01

Fungsi : Tempat penyimpanan NaOH pada tekanan 1 atm dan suhu 30°C

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan:

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Segi empat beraturan

Pertimbangan : Bahan baku yang disimpan dalam fase padat, kondisi operasi pada tangki 1 atm dan suhu 30°C, konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Pertimbangan : Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 12.650$ psi, bahan baku cair tidak korosif dan harga relatif lebih murah.

c. Menentukan dimensi tangki

1. Menentukan kapasitas tangki

Menghitung kebutuhan NaOH:

Kebutuhan NaOH = 445,83 kg/jam



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

Kebutuhan total NaOH dapat dihitung dengan:

$$445,83 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} = 74.898,9 \text{ kg}$$

Menghitung volume tangki:

$$\rho = A \times B \left[-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right) \right]^n \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Dimana:

ρ = Densitas, kg/m^3

A, B, n = Konstanta

T = Temperatur operasi, K

T_c = Temperatur kritis, K

Komponen	A	B	Tc (K)	n
NaOH	0,19975	0,09793	2820,00	0,2538
NaCl	0,22127	0,10591	3400,00	0,3753
Na ₂ CO ₃	1,405	1,425	8514	1,44
Fe	0,57093	0,07000	9340,00	0,2857
Na ₂ SO ₄	0,26141	0,10000	3700,00	0,2857

Pada $T = 303 \text{ K (30}^\circ\text{C)}$, diperoleh:

Komponen	Massa (Kg)	X_i	ρ_i	$\rho_i \cdot X_i$
NaOH	436,9101	0,98	1,909297	1,871111
NaCl	4,4583	0,01	1,933847	0,019338
Na ₂ CO ₃	1,7833	0,004	1,00388	0,004016
Fe	1,3375	0,003	7,955252	0,023866
Na ₂ SO ₄	1,3375	0,003	2,4729	0,007419
Jumlah	445,82	1,00	15,27	1,93

Diperoleh densitas campuran = 1,93 gr/ml

$$= 1925,75 \text{ kg/m}^3 = 120,14 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{M \text{ (kg)}}{\rho \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{\text{kg}}{\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 38,89 \text{ m}^3 = 1373,32 \text{ ft}^3$$

Dengan faktor keamanan 10 %, maka volume tangki menjadi:



$$V \text{ tangki} = \frac{110}{100} \times 38,89 \text{ m}^3 = 42,78 \text{ m}^3 = 1510,66 \text{ ft}^3$$

2. Menghitung diameter dan tinggi tangki

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

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

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

Persamaan 3.1 menjadi:

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

Sehingga tinggi tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times \pi}\right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 1510,66}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times 3,14}\right)^{1/3} = 6,35 \text{ ft}$$

Dari hasil diatas dihitung diameter tangki:

$$D = \frac{8}{3} \times H = \frac{8}{3} \times 6,35 \text{ ft} = 16,93 \text{ ft}$$

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



Diameter, D	= 20 ft
Tinggi tangki, H	= 16 ft
Volume tangki, V	= 900 bbl
	= 14.308.200 lt
Jumlah course	= 2 buah
<i>Allowable vertical weld joint</i>	= 0,125 in = 0,01 ft
<i>Butt-welded course</i>	= 96 in = 8 ft

3. Menghitung tebal dan panjang *shell course*

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

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

$$\dots\dots d = 12 \times D$$

Dimana:

t . = tebal shell, in

f = tekanan yang diijinkan, lb/in²

E = efisiensi pengelasan

d = diameter dalam tangki, in

p = tekanan dalam tangki, lb/in²

C = *corrosion allowance*, in

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

Dimana:



ρ = densitas NaOH pada suhu 30°C = 45,58 lb/ft³

H = tinggi course, ft

p = tekanan dalam tangki, lb/in²

Persamaan 3.16 menjadi:

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

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

Efisiensi pengelasan maksimal, E : 85 %

Faktor korosi, C : 0,125

$$t = \frac{122,48 \times (H - 1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,85} + 0,125$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan:

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

Dimana:

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

n = jumlah course

Course 1

$$t_1 = \frac{12,76 \times (16 - 1) \times 12 \times 20}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,14 \text{ in}$$

Untuk t_1 dipilih ketebalan 3/16 in

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

$$d_1 = (12 \times 20) \text{ in} + 0,19 \text{ in} = 240,19 \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{(\pi \times (240,19)) - (2 \times 0,125)}{12 \times 2} = 31,41 \text{ ft}$$



Course 2

$$H_2 = H - 6 = (16 - 6) \text{ ft} = 10 \text{ ft}$$

$$t_2 = \frac{12,76 \times (10-1) \times 12 \times 20}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125 = 0,009 \text{ in}$$

Untuk t_2 dipilih ketebalan 3/16 in

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

$$d_2 = (12 \times 20) \text{ in} + 0,19 \text{ in} = 240,19 \text{ in}$$

$$L_2 = \frac{(\pi \times (240,19)) - (2 \times 0,125)}{12 \times 2} = 31,41 \text{ ft}$$

4. Menghitung head tangki

Menghitung θ (sudut angel dengan garis horizontal)

Besarnya sudut dalam roof dapat dicari dengan persamaan:

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

(Brownell and Young, 1979)

Dimana:

D = diameter tangki standar, ft

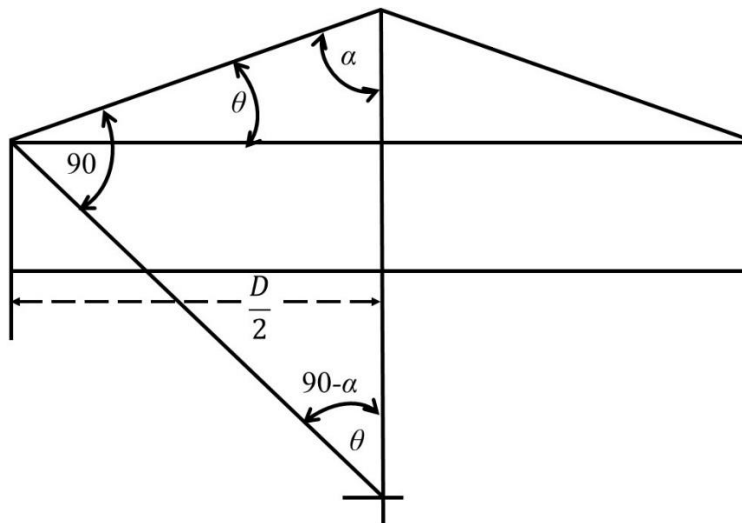
t = cone shell thickness, in

Digunakan tebal cone standart 1,25 in

Sehingga:

$$\sin \theta = \frac{20}{430 \times 0,19} = 0,24$$

$$\theta = \text{ArchSin} (0,24) = 14,17^\circ$$



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

$$\alpha = 90^\circ - 14,17^\circ = 75,83^\circ$$

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

$$H = \frac{D}{2 \times \tan \theta} = \frac{20}{2 \times \tan (75,83)} = 21,70 \text{ ft}$$

Tebal head tangki dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

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

Jika diambil faktor keamanan 10 % maka:

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

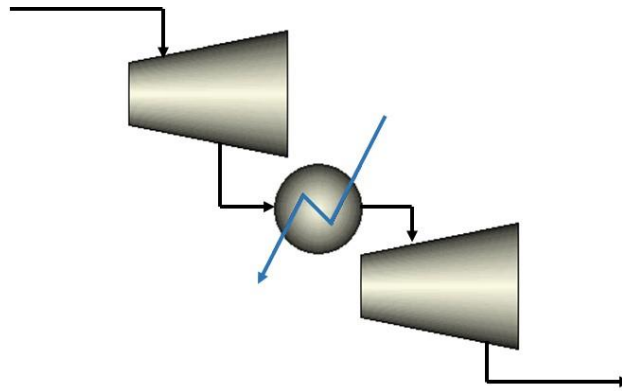
$$t_h = \frac{16,17 \times 20}{2 \times \cos (14,17) \times ((12,650 \times 0,85) - (0,6 \times 16,17))} + 0,125 = 0,33 \text{ in}$$



RESUME TANGKI PENYIMPANAN NaOH

Tipe Tangki	:	<i>Vertical, flat bottom, conical roof</i>
Bahan Kontruksi	:	Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	:	1 buah
Kapasitas Tangki	:	1.510,66 ft ³
Tinggi Tangki	:	16 ft
Diameter Tangki	:	20 ft
Tebal Shell Course Tangki	:	
- Course ke-1	:	3/16 in
- Course ke-2	:	3/16 in
Tinggi Head Tangki	:	21,70 ft
Tebal head tangki	:	0,33 in

C.2 KOMPRESOR



Kode : K-01

Fungsi : Menaikkan tekanan umpan dari 1 atm hingga 7 atm

Tujuan : a. Memilih tipe kompresor

b. Menentukan jumlah stage kompresor

c. Menghitung suhu dan tekanan keluar kompresor tiap stage

d. Menghitung tenaga kompresor

a. Memilih Tipe Kompresor

Kompresor yang digunakan adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Pada dasarnya kompresor ini memiliki volume mesin yang besar
- Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk menaaiikkan tekanan hingga lebih dari 5.000 lb/in² gauge.
- Dapat digunakan untuk kapasitas 1.000-150.000 ACFM (Actual ft³/menit). Penggunaan kompresor sentrifugal menjadi tidak ekonomis, bila volume section dibawah 2.000 ACFM dan volume discharge dibawah 500 ACFM. Volume maksimum adalah 150.000 ACFM.
- Kompresor ini tidak mengotori gas kompresi oleh minyak pelumas.

- Efisiensi kompresor sentrifugal berkisar antara 68-76 %.
- Biaya perawatan kompresor ini rendah
- Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating.
- Kapasitas dari kompresor sentrifugal dapat dikontrol dengan mengatur kecepatan, mengurangi kecepatan pada bagian section dan dengan pengendali vene pada bagian inlet.
- Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk gas yang mengandung padatan maupun cairan. Umumnya beberapa kompresor tidak dapat digunakan pada kondisi tersebut.
- Konstruksinya sederhana.

(John J. McKetta, 1984)

b. Menentukan Jumlah Stage Kompresor

Dari perhitungan di neraca panas diperoleh $RC = 2,65$ pada $n = 2$, karena $RC < 4$, maka digunakan kompresor 2 stage, sesuai persamaan:

$$RC = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}}\right)^{1/n} = \left(\frac{7}{1}\right)^{1/2} = 2,65$$

c. Menghitung Suhu dan Tekanan Keluar Kompresor Tiap Stage

Dari perhitungan neraca panas telah didapatkan suhu dan tekanan keluar pada setiap stage, yaitu:

	Stage 1	Stage 2
T_{in}, K	428,15	358,60
T_{out}, K	661,45	560,55
P_{in}, atm	1	2,65



P_{out} , atm 2,65 1

d. Menghitung Tenaga Kompresor

Power kompresor merupakan penjumlahan dari power yang dibutuhkan setiap stage.

1. Tenaga kompresor stage 1

Untuk menghitung tenaga kompresor digunakan persamaan:

$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

Tenaga kompresor = $\frac{\text{Politropik Work}}{E_p}$

Dimana:

- W = tenaga politropik kompresor, Kj/kmol
- Z = faktor kompresibilitas
- R = konstanta gas ideal (8,314 Kj/kmol-K)
- T_{in} = suhu gas masuk kompresor stage 1, K
- M = berat molekul gas, kg/kmol
- P_{in} = tekanan gas kompresor masuk stage 1, atm
- P_{out} = tekanan gas kompresor masuk stage 2, atm
- E_p = Efisiensi politropik

Komponen	Massa	Kmol/jam	Yi	BM	Yi.BM	Tc	Yi. Tc	Pc	Yi.Pc
CO ₂	475,81	10,81	1	44	44	304,19	304,19	72,85	72,85
Jumlah	475,81	10,81	1		44		304,19		72,85



$$T_r \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2 \times T_c} \right) = \left(\frac{(423,15 + 661,45)K}{2 \times 304,19 K} \right) = 1,78$$

$$P_r \text{ mean} = \left(\frac{P_{in} + P_{out}}{2 \times P_c} \right) = \left(\frac{(1 + 2,65) \text{ atm}}{2 \times 72,85 \text{ atm}} \right) = 0,03$$

$$T \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2} \right) = \frac{(423,15 + 661,45)K}{2} = 542,3 K$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (T_{mean}) adalah:

Komponen	Kmol	Yi	Cp ^o	Cp ^o Campuran
CO ₂	10,81	1	52,7	52,7
Jumlah	10,81	1		52,7

Koreksi untuk harga kapasitas panas, C_p diperoleh dari Fig. 3.2 Coulson, Vol 6, 1983. Dengan memplotkan harga $T_{r \text{ mean}}$ dan $P_{r \text{ mean}}$ pada grafik tersebut diperoleh harga $(C_p - C_p^o) = 2,9 \text{ kJ/Kmol-K}$.

Maka:

$$C_p = (52,7 + 2,9) \text{ kJ/Kmol-K} = 55,6 \text{ kJ/Kmol-K}$$

Dari harga harga $T_{r \text{ mean}}$ dan $P_{r \text{ mean}}$ pada Fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson, Vol 6, 1983 hal. 76, 77, 78 diperoleh harga:

$$Z = 0,99 ; X = 0,1 ; Y = 1,02.$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga $E_p = 66 \%$.

Dari persamaan 3.36 dan 3.38 Coulson, 1983, diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z \times R}{C_p} \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = \frac{0,98 \times 8,314}{55,6} \left(\frac{1}{0,66} + 0,1 \right) = 2,482$$

$$n = \frac{1}{Y - mX(1+X)} = \frac{1}{1,02 - 2,482 \times (1 + 0,1)} = 1,7$$



$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

$$-W = \frac{0,98 \times 8,314 \frac{kJ}{kmolK} \times 423,15 K}{44} \left[\left(\frac{2,65}{1} \right)^{\frac{1,7-1}{1,7}} - 1 \right] = 208,76 \text{ kJ/kg}$$

Tenaga kompresor:

$$= \frac{\text{Politropik Work}}{E_p}$$

$$= \frac{208,76 \text{ kJ/kg}}{0,66} \times \frac{475,81 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ s/jam}} = 41,81 \text{ kJ/s} = 41,81 \text{ kW} = 0,042 \text{ MW}$$

Dari Table 3.1 Coulson, 1983, untuk tenaga kompresor 41,81 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar $E_e = 87,30 \%$. Sehingga:

Tenaga Elektrik:

$$= \frac{-W \times \text{laju alir Massa}}{E_e}$$

$$= \frac{208,76 \frac{kJ}{kg} \times 475,81 \text{ kg/jam}}{0,873 \times 3600 \text{ s/jam}} = 31,61 \text{ kJ/s} = 31,61 \text{ kW} = 0,032 \text{ MW}$$

2. Tenaga Kompresor Stage 2

$$Tr \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2 \times T_c} \right) = \left(\frac{(358,6 + 560,5)K}{2 \times 304,19 K} \right) = 1,51$$

$$Pr \text{ mean} = \left(\frac{P_{in} + P_{out}}{2 \times P_c} \right) = \left(\frac{(2,65 + 7) \text{ atm}}{2 \times 72,85 \text{ atm}} \right) = 0,06$$

$$T \text{ mean} = \left(\frac{T_{in} + T_{out}}{2} \right) = \frac{(358,6 + 560,5)K}{2} = 459,56 K$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (T_{mean}) adalah:

Komponen	Kmol	Yi	Cp°	Cp° Campuran
----------	------	----	-----	--------------

CO ₂	10,81	1	20,3	20,3
Jumlah	10,81	1		20,3

Koreksi untuk harga kapasitas panas, C_p diperoleh dari Fig. 3.2 Coulson, Vol 6, 1983. Dengan memplotkan harga $T_{r_{mean}}$ dan $P_{r_{mean}}$ pada grafik tersebut diperoleh harga $(C_p - C_p^0) = 0,9 \text{ kJ/Kmol-K}$.

Maka:

$$C_p = (20,3 + 0,9) \text{ kJ/Kmol-K} = 21,2 \text{ kJ/Kmol-K}$$

Dari harga harga $T_{r_{mean}}$ dan $P_{r_{mean}}$ pada Fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson, Vol 6, 1983 hal. 76, 77, 78 diperoleh harga:

$$Z = 1,02 ; X = 0,3 ; Y = 1,07.$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga $E_p = 66 \%$.

Dari persamaan 3.36 dan 3.38 Coulson, 1983, diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z \times R}{C_p} \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = \frac{1,02 \times 8,314}{21,2} \left(\frac{1}{0,66} + 0,3 \right) = 6,786$$

$$n = \frac{1}{Y - mx(1+X)} = \frac{1}{1,07 - 6,786x(1+0,3)} = 7,888$$

$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

$$-W = \frac{1,02 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmolK}} \times 4358,6\text{K}}{44} \left[\left(\frac{7}{2,65} \right)^{\frac{7,888-1}{7,888}} - 1 \right] = 181,56 \text{ kJ/kg}$$

Tenaga kompresor:



$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Politropik Work}}{E_p} \\ &= \frac{181,56 \text{ kJ/kg}}{0,66} \times \frac{475,81 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ s/jam}} = 36,36 \text{ kJ/s} = 36,36 \text{ kW} = 0,036 \text{ MW} \end{aligned}$$

Dari Table 3.1 Coulson, 1983, untuk tenaga kompresor 36,36 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar $E_e = 86,5 \%$. Sehingga:

Tenaga Elektrik:

$$\begin{aligned} &= \frac{-W \times \text{laju alir Massa}}{E_e} \\ &= \frac{181,56 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 475,81 \text{ kg/jam}}{0,865 \times 3600 \text{ s/jam}} = 27,74 \text{ kJ/s} = 27,74 \text{ kW} = 0,028 \text{ MW} \end{aligned}$$

Tenaga Kompresor Total:

Tenaga stage 1 + tenaga stage 2 = 0,078 MW

Tenaga Elektrik Total:

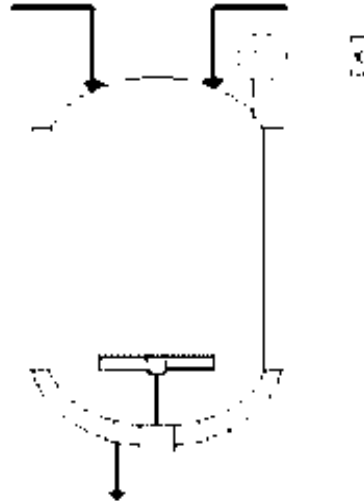
Tenaga stage 1 + tenaga stage 2 = 0,06 MW



RESUME KOMRESOR

Tipe Kompresor	:	Sentrifugal
Jumlah Stage	:	2
Stage 1	:	T in = 423,15 K, T out = 661,45 K
	:	P in = 1 atm, P out = 2,65 atm
Stage 2	:	T in = 358,5 K, T out = 560,55 K
	:	P in = 2,65 atm, P out = 7 atm
Tenaga Aktual Kompresor		
Stage 1	:	0,042 MW
Stage 2	:	0,036 MW
Tenaga Elektrik		
Stage 1	:	0,032 MW
Stage 2	:	0,028 MW

C.3 Reaktor



Kode : R-03

Fungsi : Tempat berlangsungnya sodium salisilat menjadi asam salisilat

Tujuan :

- Menentukan tipe reaktor
- Menentukan bahan konstruksi reaktor
- Menentukan kondisi umpan
- Menentukan dimensi reaktor
- Merancang pengaduk
- Merancang jaket pemanas

Perancangan:

a. Menentukan Tipe Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan pada pabrik asam salisilat ini adalah reaktor alir tangka berpengaduk dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Reaksi berada dalam fasa cair.
- Reaksi endotermis.
- Proses *continue*.

- Biaya pembuatan, operasional dan perawatan lebih murah. (Hill, 1977)

b. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan dalam perancangan adalah *Stainless steel SA-316*

dengan pertimbangan:

- Struktur kuat dengan allowable stress value sebesar 12650 psi
- Bahan tahan korosif.

c. Menentukan dimensi reaktor

Kondisi operasi:

- Suhu : 60°C
- Tekanan : 1 atm

1. Menghitung waktu reaksi

Reaktan pembatas : H₂SO₄

Konversi : 85%

Reaksi :



a(A)

b(B)

r(R)

s(S)

Menghitung konsentrasi awal A dalam larutan

Komponen	Massa, kg	Kmol	ρ , kg/l	V, liter
NaOH	4,456	0,111	2,13	9,492
NaCl	4,546	0,077	2,16	9,819
Na ₂ CO ₃	1,871	0,018	2,54	4,752
Fe	1,425	0,025	7,87	11,214
Na ₂ SO ₄	1,425	0,010	2,66	3,790
H ₂ O	32,110	1,784	1	32,111
C ₆ H ₅ OH	10,355	0,110	1,07	11,080
C ₇ H ₈ O	21,041	0,194	1,03	21,672
C ₆ H ₅ Ona	25,175	0,2174	0,89	22,405



C ₆ H ₄ (OH)COONa	9,618	0,060	0,32	3,078
H ₂ SO ₄	1695,648	17,302	1,84	3119,992
Total	1807,670			3249,405

Umpan Masuk Total = 3.249,405 liter/jam

$$C_{AO} = \frac{FA}{BM \times V} = \frac{9,6181 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{160 \times 3249,405 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 1,85 \times 10^{-5} \text{ kmol/ltr}$$

$$C_{BO} = \frac{FB}{BM \times V} = \frac{1695,6480 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{98 \times 3249,405 \frac{\text{liter}}{\text{jam}}} = 5,32 \times 10^{-3} \text{ kmol/ltr}$$

Jika ditinjau secara termodinamika, diketahui:

$$\Delta H_r = 3.912,69 \text{ KJ/mol}$$

Karena ΔH_r bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis.

$$\begin{aligned} \Delta G_r &= \Sigma \Delta H \text{ Produk} - \Sigma \Delta H \text{ Reaktan} \\ &= 678,008 \text{ KJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta G_f^0 = -RT \ln K$$

$$\begin{aligned} \ln K_{298} &= -\frac{\Delta G_f^0}{RT} \\ &= \frac{98,313}{8,341 \times 298} \end{aligned}$$

$$K_{298} = 3,2 \times 10^8$$

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

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

Reaksi merupakan reaksi orde dua dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan –

$$r_A = k C_A C_B$$

Harga kecepatan reaksi dapat diprediksi dengan rumus:

$$k = \frac{K_b \cdot T}{h} \times e^{(-\Delta G/RT)} \quad (\text{Ullman's, 1997})$$

Dimana:



k = konstanta kecepatan reaksi

K_b = konstanta Boltzman = 2,04666 kal/mol

h = konstanta Planck = $9,8204391 \times 10^{-11}$ kal/gmol

$$k = \frac{2,04666 \times 333}{9,8204391 \times 10^{-11}} \times e^{(-98,313)/8,341 \times 333}$$

k = $2,02 \times 10^{12}$ lit/Kmol Jam

$$M = \frac{Cb_0}{CA_0} = 2$$

sehingga dapat dihitung kecepatan reaksinya yaitu

$$-r_a = k \cdot C_{A_0} (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$-r_a = 2,02 \times 10^{12} \times 1,85 \times 10^{-5} \times (1 - 0,085) (2 - 0,85)$$

$$-r_a = 6,4 \times 10^{-6} \text{ kmol/liter jam}$$

Maka dapat dihitung waktu tinggalnya yaitu

$$\tau = \frac{C_{A_0} \times X_A}{-r_a}$$

$$= 2,44 \text{ jam}$$

❖ Menentukan kapasitas reaktor

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

$$= 2,44 \text{ jam} \times 3249,405 \text{ liter/jam}$$

$$= 7.926,79 \text{ liter} = 7,9 \text{ m}^3$$

a. Menghitung dimensi reaktor

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

$$H = D$$

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



$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= \text{volume silinder} + 2 \text{ volume head} \dots\dots(3.7) \\ &= \frac{1}{4} \pi D^3 + 2 (0,000049 D^3) \\ &= 0,785 D^3 + 0,000098 D^3 \\ 7,9 \text{ m}^3 &= 0,785098 D^3 \\ D &= 3,36 \text{ m} = 132,38 \text{ in} = 11,03 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$H = D = 11,03 \text{ ft}$$

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

$$\begin{aligned}H &= 1,2 \times 11,03 \text{ ft} \\ &= 13,29 \text{ ft} \\ &= 158,84 \text{ in}\end{aligned}$$

b. Menghitung tebal shell

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu carbon steel SA – 7

Dari Brown and Young diperoleh :

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

Dalam hubungan ini:

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psia

r = jari-jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psia

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi



dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu Stainless steel SA-316, maka dari tabel

13.1 Brownell hal 252, diperoleh:

$$f = 11300 \text{ psia}$$

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

$$E = 0,85$$

$$r = \frac{1}{2} D = 66,2 \text{ in}$$

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

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

Dari tabel 13.1 Brownell diperoleh:

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

Dimana:

$$h = \text{tinggi cairan dalam silinder}$$

$$\rho = \text{densitas cairan} = \frac{1807,6703 \text{ Kg/jam}}{3249,405 \text{ L/jam}} = 0,556 \text{ Kg/L} = 556,31 \text{ Kg/m}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = 556,31 \text{ Kg/m}^3 \times 1 \times 3,36 \text{ m}$$

$$= 1.870,66 \text{ Kg/m}^2$$

$$= 0,272 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = (14,696 + 0,272) \text{ psia}$$

$$= 14,967 \text{ psia}$$

Faktor keamanan = 10%

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

$$= 1,1 \times 14,967 \text{ psia}$$

$$= 16,46 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{16,46 \text{ psia} \times 66,2 \text{ in}}{11300 \times 0,85 - 0,6 \times 16,46 \text{ psia}} + 1/16$$



$$= 0,18 \text{ in}$$

dipilih tebal shell standart 3/16 in

c. Menghitung tebal head (th)

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

$$= 132,39 \text{ in} + (2 \times 3/16 \text{ in})$$

$$= 132,76 \text{ in}$$

Dari Brownell tabel 5.7 pg 91:

$$\text{OD standart} = 138 \text{ in}$$

Diperoleh harga:

$$r = 132 \text{ in}$$

$$icr = 8,375 \text{ in}$$

dari persamaan Brownell diperoleh:

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{8,375/138} \right)$$

$$W = 0,81$$

Maka:

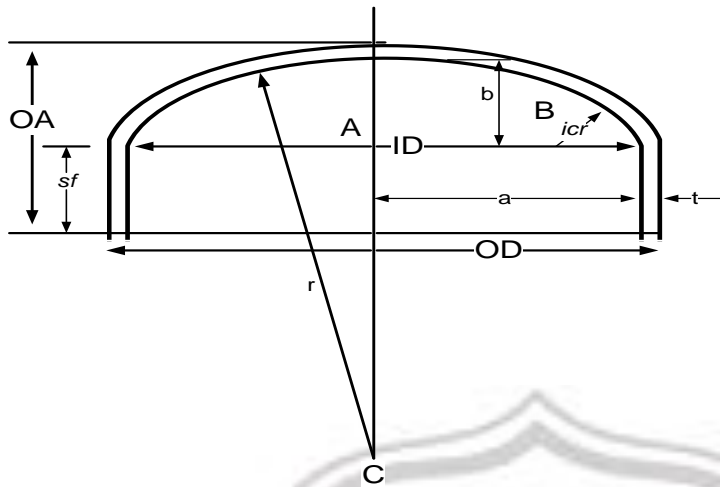
$$th = \frac{P \times r \times W}{2f.E - 0,2P} + c$$

$$= \frac{16,46 \text{ psia} \times 132 \times 0,81}{(2 \times 11300 \times 0,85) - (0,2 \times 16,46 \text{ psia})} + 1/16$$

$$= 0,15 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standart 3/16 in

d. Menghitung tinggi vessel



$$a = ID/2 = 132,39/2 \\ = 66,19 \text{ in}$$

$$BC = r - icr \\ = (132 - 8,375) \text{ in} \\ = 123,63 \text{ in}$$

$$AB = a - icr \\ = 66,19 \text{ in} - 8,375 \text{ in} \\ = 57,82 \text{ in}$$

Dari persamaan 3.13 dan 3.14 diperoleh :

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ = 132 - \sqrt{123,63^2 - 57,82^2} \\ = 22,73 \text{ in}$$

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

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

Dipilih Sf = 1,75 in maka tinggi head :

$$Th = th + b + Sf$$



$$= 3/16 \text{ in} + 22,73 \text{ in} + 1,75 \text{ in}$$

$$= 24,67 \text{ in}$$

Jadi tinggi vessel = tinggi silinder + (2 x tinggi head)

$$= 158,86 \text{ in} + (2 \times 24,67 \text{ in})$$

$$= 209,2 \text{ in}$$

$$= 17,3 \text{ ft}$$

1. Merancang pengaduk

❖ Menghitung diameter pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah marine propeller dengan 3 blades

$$Dt/Di = 3$$

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

$$Z1/Di = 2,7 - 3,9 \text{ (dipilih 3,3)}$$

$$W/Di = 0,1$$

Dari perhitungan diperoleh $Dt = 11,03 \text{ ft}$

$$Di = 1/3 \times 11,03 \text{ ft} = 3,68$$

$$Zi = 1 \times 3,68 \text{ ft} = 3,68 \text{ ft}$$

$$Z1 = 3,3 \times 3,68 \text{ ft} = 12,13 \text{ ft}$$

$$W = 0,1 \times 3,68 \text{ ft} = 0,368 \text{ ft}$$

❖ Menghitung kecepatan pengaduk

Untuk aliran turbulen bilangan Reynold di atas 4000

Untuk menentukan kecepatan pengaduk dipilih $Nre = 50000$

$$Nre = \frac{NDi^2\rho}{\mu}$$

Dengan :



Nre = bilangan Reynold

N = kecepatan pengaduk

ρ = densitas campuran

μ = viskositas campuran

$$50.000 = \frac{N (3,68 \text{ ft})^2 \times 34,729 \text{ lb/ft}}{2,2 \times 10^{-3}}$$

N = 0,232 rps

❖ Menghitung tenaga pengaduk

Dari fig 477 Brown hal 507 untuk Nre = 50000, diperoleh harga $Po = 1$:

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{N^3 \times D_i^5 \times \rho \times P_o}{gc} \\ &= \frac{0,232^3 \times 3,68^5 \times 34,729 \times 1}{32,174} \\ &= 9,112 \text{ ft.lbf/s} = 10 \text{ HP} \end{aligned}$$

Jadi tenaga untuk menggerakkan pengaduk pada saat steady state sebesar 10 HP.

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

$$\begin{aligned} \text{Power} &= P/\text{Efisiensi} \\ &= 10/0,75 \\ &= 13,33 \text{ HP} \end{aligned}$$

Digunakan Power sebesar 14 HP

2. Merancang jaket pemanas

Fungsi : sebagai pemanas untuk menjaga kestabilan suhu reaktor

Jenis : jaket vessel

Media : steam

Diketahui:



$$D = 11,03 \text{ ft}$$

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

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

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

$$N_{re} = 50000$$

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

Dari kern, Fig. 20 – 2, P.718 dengan $N_{re} = 50000$ diperoleh $j_H = 500$

$$\begin{aligned}H_i &= j_H \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \\ &= 500 \times \frac{0,398}{11,03} \times \left(\frac{1 \times 0,302}{0,398}\right)^{1/3} (1)^{0,14} \\ &= 16,45 \text{ Btu/hr}^2^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas dengan pemanas medium steam pada jaket:

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

clean overall coefficient, U_c

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{(h_i \times h_{io})}{(h_i + h_{io})} \\ &= \frac{16,45 \times 1000}{16,45 + 1000} \\ &= 16,19 \text{ Btu/h.ft}^2^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\text{Dirt factor (Rd)} = 0,0025 \text{ Btu/h.ft}^2^\circ\text{F}$$

Design overall coefficient, U_d

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

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{16,19} + 0,0025$$



$$U_d = 15,56 \text{ btu/h.ft}^2\text{°F}$$

Menghitung tebal jaket pemanas

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

- Menghitung laju alir pemanas

$$V = \frac{m}{\rho_{\text{steam}}} = \frac{20,60 \text{ kg}}{0,598 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 34,4 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung volume jaket pemanas

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

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

$$V_j = 34,4 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,05 \text{ jam} = 1,72 \text{ m}^3$$

- Menghitung tebal jaket

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

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

$$1,72 = \pi/4 \times (D_j^2 - 3,36^2) \times 3,36$$

$$= 4,02 \text{ m}$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{D_j - OD}{2} = \frac{4,02 - 3,36}{2} = 0,33 \text{ m} = 1,07 \text{ ft}$$



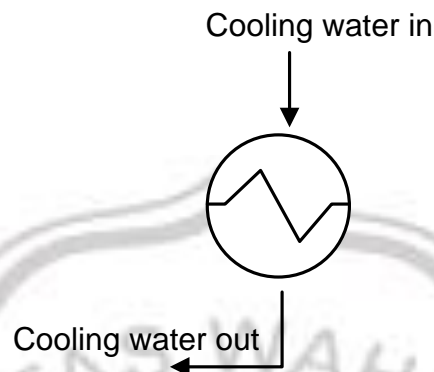
RESUME REAKTOR

Kode	:	R-03
Type/Jenis	:	Continuos flow Stirred Tank Reaktor (CSTR) dengan jaket pemanas
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi antara sodium salisilat dengan asam sulfat
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel SA-316</i>
P Operasi	:	14,967 psia
P Desain	:	16,46 psia
Kapasitas Reaktor	:	7.926,80 liter = 7,9 m ³
ID	:	132,39 in
OD	:	132,76 in
Tebal Shell	:	3/16 in
Tebal Head	:	3/16 in
Tinggi Reaktor	:	13,29 ft
Jenis Pengaduk	:	Paddle dengan 3 blade
Kecepatan Putar Pengaduk	:	0,232 rps
Power Pengaduk	:	14 HP
Tebal Jacket Pemanas	:	1,07 ft

C.4 Heat Exchanger Cooler

Kode : CW-02

Fungsi : mendinginkan produk dari R-03



Tujuan :

1. Menentukan tipe heat exchanger
2. Memilih bahan konstruksi
3. Menentukan route fluida
4. Menentukan dimensi HE

Langkah-langkah Perancangan:

1. Menentukan tipe Heat Exchanger

Heat exchanger yang dipilih adalah heat exchanger tipe shell and tube horizontal karena konstruksi yang sederhana, umum digunakan, dan pertimbangan luas permukaan perpindahan panas diperkirakan > 200 ft.

2. Menentukan bahan konstruksi Heat Exchanger

Dalam perancangan ini menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA 283 Grade C dengan pertimbangan:



- Tahan terhadap perubahan suhu dan tekanan secara mendadak.
 - Harga relatif murah
 - Fluida tidak korosif
3. Menentukan route fluida

Pemilihan route dari heat exchanger model shell and tube, didasarkan pada:

- Udara diletakan pada bagian tube karena laju alir lebih besar dari pada steam.
 - Untuk fluida yang korosif diletakan pada bagian shell.
4. Menentukan dimensi HE

a. Menentukan ΔT_{LMTD}

- Fluida panas: Produk Reaksi

$$T_1 = 60\text{ }^\circ\text{C} = 140\text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 30\text{ }^\circ\text{C} = 86\text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Massa steam} = 275.018,67\text{ Kg/jam} \times 2,20462\text{ lb/Kg} = 606.302,30\text{ lb/jam}$$

- Fluida dingin: Air

$$t_1 = 40\text{ }^\circ\text{C} = 104\text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 25\text{ }^\circ\text{C} = 77\text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Massa} = 5.636,92\text{ Kg/jam} \times 2,20462\text{ lb/Kg} = 12.431,67\text{ lb/jam}$$

$$\text{Beban panas exchanger (Q)} = 5.633.528,44\text{ kkal/jam} = 22.340.696,87\text{ Btu/jam}$$

Fluida panas	Suhu	Fluida dingin	ΔT
140	Suhu tinggi	104	36
86	Suhu rendah	77	9
54	ΔT	27	27



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = 19,48^\circ F$$

b. Menghitung Luas Perpindahan Panas

Dari tabel 8 Kern untuk fluida panas gas produk reaktor dan fluida dingin cairan (air), $U_D = 75-150 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$, misal $U_D = 120 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$.

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{22.340.696,87 \text{ Btu/jam}}{120 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot F \times 19,48 F} = 9.558,88 \text{ ft}^2$$

Karena harga $A > 200 \text{ ft}^2$ maka dipilih HE jenis shell and tube (1-2 heat exchanger)

c. Menentukan Jenis dan Ukuran Pipa

Dari tabel 10 Kern direncanakan tube dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Shell side

ID = 20 in

Baffle space = 6 in

Passes = 1

- Tube side

Panjang tube = 20 ft

OD, BWG, pitch = 1 in; 18; 1,25 in square

ID = 0,9

Flow area per tube at' = 0,639 in²

a''t = 0,2618 ft

Passes = 6

d. Menghitung Design Overall Heat Transfer Coefficient, U_D

- Menentukan jumlah tube (Nt)



$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 125,13$$

Dari tabel 9 Kern, dipilih heat exchanger dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} A_{\text{terkoreksi}} &= Nt \times a'' \times L \\ &= 125,13 \times 0,2618 \times 20 \\ &= 655,16 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_{D, \text{terkoreksi}} = \frac{Q}{A \times \Delta T} = 1.750,82$$

No	Fluida panas; Shell side; Produk reaksi	Fluida dingin; Tube side; Air
1	$\text{Flow area: } a_s = ID \times C'B / 144.P_T$ $= (20 \times 0,25 \times 6) / (144 \times 1,25)$ $= 0,26 \text{ ft}^2$	$\text{Flow area: } a_t = N_t \times a_t / 144 \times n$ $= (125,13 \times 0,64) / (144 \times 6)$ $= 0,09 \text{ ft}^2$
2	$G_s = W / a_s$ $= 606.302,30 / 0,26$ $= 2.328.200,83 \text{ lb / jam.ft}^2$	$G_t = W / a_t$ $= 12431,67 / 0,09$ $= 134.337,02 \text{ lb / jam.ft}^2$
3	$T_c = 108,68 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = 0,48 \text{ lb / ft.hr}$ $D_e = 0,08 \text{ ft}$ $Re_s = 396.852,41$	$T_c = 88,34 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu = 0,242 \text{ lb / ft.hr}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ $Re_t = 33.306,70$
4	$jH = 800$ $c = 0,42 \text{ btu / lb.F}$ $k = 0,0628 \text{ btu.ft / jam.ft}^2.\text{F}$	$jH = 120$ $c = 0,38 \text{ btu / lb.F}$ $k = 0,0687 \text{ btu.ft / jam.ft}^2.\text{F}$



$$\theta_s = 1$$

$$\theta_t = 1$$

$$5 \quad h_o = (jH.k/De)(c.\mu/k)^{(1/3)} \times (\theta_s)$$

$$= 12,54$$

$$h_i = (jH.k/De)(c.\mu/k)^{(1/3)} \times (\theta_t)$$

$$= 5,687$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 5,118$$

- Clean Overall Coefficient (Uc):

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{5,118 \times 12,54}{5,118 + 12,54} = 3,635 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

- Dirt factor (Rd)

$$R_d = \frac{3,635 \times 1750,82}{3,635 \times 1750,82} = 0,2746 \text{ jam.ft}^2.F/Btu$$

e. Menghitung Pressure Drop

N	Fluida panas; Shell side; Produk reaksi	Fluida dingin; Tube side; Air
---	---	-------------------------------

1	Untuk Re = 396.852,41	Untuk Re = 33.306,70
	f = 0,0012 ft ² / in ²fig 29	f = 0,0024 ft ² / in ²

2	s = 0,54	
	N + 1 = 12 L / B	$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \theta_t}$
	= 12 x 20 / 6	= 6,83 psi
	= 40	
	D _s = ID/12	
	= 0,08 ft	



3

$$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \theta_s}$$

$$= 19,69 \text{ psi}$$

$$G_t = 134.337,02$$

$$V^2/2g' = 0,0043$$

$$\Delta P_r = (4n/s) (V^2/2g')$$

$$= (4 \times 6 \times 0,0043)/0,57$$

$$= 0,181$$

$$\Delta P_{total} = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 6,83 + 0,181$$

$$= 7,01 \text{ psi}$$

RESUME CW-02

Fungsi	Menurunkan Suhu Produk Reaksi	
Jenis	Shell and Tube	
	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
U _c	3,635	3,635
U _D	1.750,82	1.750,82
R _d calculated	0,2746	0,2746
R _d required	0,002	0,002
ΔP perhitungan, psia	19,69	7,01
ΔP yang diijinkan, psia	2	10



C.5 Rotary Drier

Kode : RD – 01

Fungsi : mengeringkan $C_7H_6O_3$ dari kadar air menjadi 0,3%

Tipe : Direct Contact Counter Current Flow Rotary Dryer

Tujuan :

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

1. Menentukan Tipe Dryer

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

- a. Dapat beroperasi secara kontinu
- b. Termasuk tipe dryer yang memiliki kapasitas besar atau lebih dari 1000 kg/jam.
- c. Suhu udara pengering masuk untuk rotary dryer berkisar 120 – 300 °C
- d. Bahan yang masuk dryer berupa cake dan bahan keluar dari dryer berupa powder



- e. Dipilih counter current flow karena menghasilkan efisiensi transfer panas yang lebih besar dan material yang dikeringkan tidak heat-sensitive.

(Ulrich, 1987)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Dryer

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

- Mampu mengolah material solid hingga temperatur 450°C
- Material tidak korosif
- Harganya relatif lebih murah dibandingkan stainless steel

(Ulrich, 1984)

3. Menghitung Dimensi Rotary Dryer

- Menghitung diameter rotary dryer

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

Dimana:

D = diameter, m

At = total drum cross sectional area, m²

As = total cross sectional flow area, m²

s = percentage of cross section occupied by solid

- Menghitung *solid cross sectional area* (As)

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

Dimana:

ms = masa wet solid masuk = 0,352 kg/s

ρs = densitas bulk solid = 1,43 kg/m³



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

$$A_s = \frac{0,352 \text{ kg/s}}{1,43 \text{ kg/m}^3 \times 1,7 \text{ m/s}} = 0,14 \text{ m}^2$$

- Menghitung total drum cross sectional area (A_t)

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

Dimana:

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

$$A_t = \frac{0,14 \text{ m}^2}{0,125} = 1,16 \text{ m}^2$$

- Menghitung diameter rotary dryer

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{\pi D^2}{4} \\ 1,16 \text{ m}^2 &= \frac{3,14 \times D^2}{4} \\ D &= 0,756 \text{ m} \end{aligned}$$

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

b. Menghitung Panjang Rotary dryer

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

Dimana:

Q = laju transfer panas, kJ/s

G = average mass flux, kg/s.m²

D = diameter rotary dryer, m

ΔT = beda suhu °C

- Menghitung laju transfer panas (Q)



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

Ms = massa wet solid masuk = 0,352 kg/s

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

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

Cps= kapasitas panas umpan = 3,793 kg/kj°C

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

Ts2 = suhu produk = 100 °C

Ts1 = suhu umpan = 85 °C

hv = enthalpy saturated vapor pada suhu 212 F

= 2.798,250 kJ/kg

hl = enthalpy saturated liquid pada suhu 185 F

= 152,925 kJ/kg

$$Q = 0,352 \left[\left(\frac{1}{1+0,575} \right) (100 - 85) 3,793 + \left(\frac{0,575-0,037}{1-0,575} \right) (2798,25 - 152,925) + \left(\frac{0,037}{1+0,575} \right) (100 - 85) 4,2 \right]$$

$$Q = 551,261 \text{ Kj/s}$$

- Menghitung beda suhu

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

Dimana:

Tv1 = suhu udara kering masuk = 958,14 °C

Tv2 = suhu udara kering keluar = 100°C

Twb1 = suhu wet bulb udara pengering masuk = 61,604 °C



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

$$\Delta T = \frac{(204,9 - 61,604) - (100 - 40,50)}{\ln\left(\frac{204,9 - 61,604}{100 - 40,50}\right)} = 308,58$$

- Menghitung panjang rotary dryer

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

Dimana:

Q = laju transfer panas, 551,261 kJ/s

G = average mass flux, 2,5 kg/s.m²

D = diameter rotary dryer, 0,756 m

ΔT = beda suhu 110,567

$$L = \frac{551,261 \text{ kJ/s}}{0,006 \times 2,5^{0,47} \text{ kg/s.m}^2 \times 3,14 \times 0,756 \text{ m} \times 110,567} = 9,028 \text{ m}$$

Maka, dipilih panjang rotary dryer standart berukuran 10 meter

4. Menghitung Jumlah Putaran per Detik

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

Dimana:

N = jumlah putaran per detik

D = diameter = 0,756 m

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

$$N = \frac{v}{\pi D} = \frac{0,5}{3,14 \times 0,756} = 0,211 \text{ rps}$$

5. Menghitung Time Of Passage

$$t = \frac{S \times v \times \rho S}{ms} \quad (\text{persamaan 12-55, Perry 7th, 1997})$$



Dimana:

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

v = volume rotary dryer

ρ_s = densitas = 1,43 kg/m³

m_s = 21,108 kg/menit

a. Menghitung volume rotary drayer

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

$$v = 3,14/4 \times (0,756 \text{ m})^2 \times 9,026 \text{ m}$$

$$v = 4,491 \text{ m}^3$$

b. Menghitung time of passage

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

$$t = \frac{0,125 \times 4,491 \times 1,43}{21,108} = 0,038 \text{ jam} = 2,3 \text{ menit}$$

6. Menghitung Tenaga Rotary Dryer

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

$$P = 8 \times 0,756^2$$

$$P = 4,58 \text{ HP}$$

Maka, diambil tenaga rotary dryer standar 5 HP



RESUME ROTARY DRYER

Tipe	:	Direct Contact Counter Current Flow Rotary Dryer
Bahan Kontruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Diameter Dryer	:	0,756 m
Panjang Dryer	:	9,028 m
Jumlah putaran	:	0,210 rps
Time of passage	:	2,3 menit
Tenaga	:	4,58 HP



LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun.

Satu tahun operasi = 330 hari

Rencana pendirian = 2023

Nilai mata uang per US\$ = Rp. 14.685,00 (Bank Indonesia, 10 November 2018)

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

A. Capital Investment

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

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

B. Manufacturing Cost

B.1 *Direct manufacturing Cost* (DMC)

B.2 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

B.3 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

C. General Expense

C.1 Administrasi

C.2 Sales

C.3 Research

C.4 Finance

2. Analisa Kelayakan

a. Keuntungan (*Profit*)



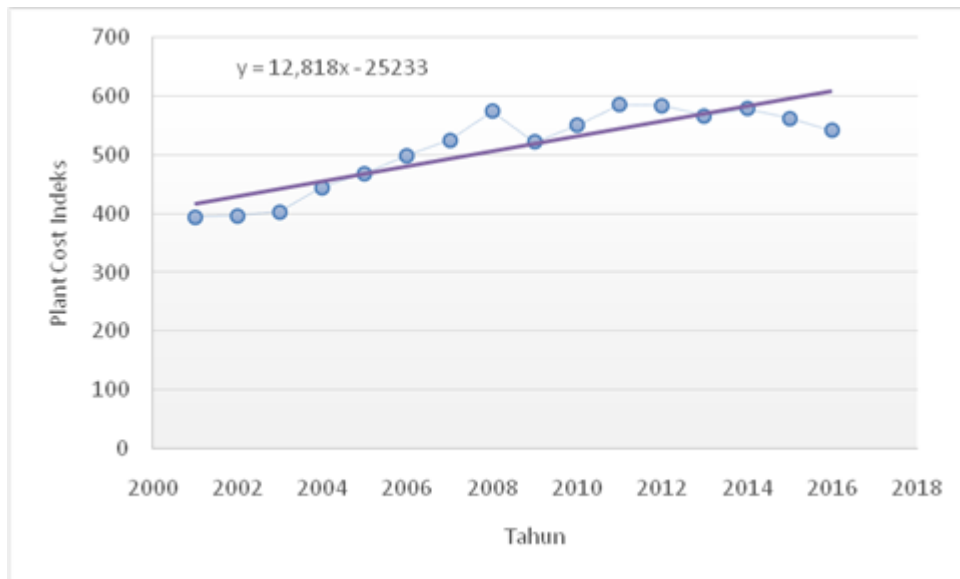
- b. *Return On Investment* (ROT)
- c. *Payout Time* (POT)
- d. *Profit On Sales* (POS)
- e. *Break Even Point* (BEP)
- f. *Shut Down Point* (SDP)
- g. *Discounted Cash Flow* (DCF)

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

Tabel D.1 Indeks CEP dari Tahun 2001 sampai 2016

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

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



Gambar 1. Grafik Plant Cost Indeks

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

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

Jadi harga indeks pada tahun 2023 sebesar 697,814.

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

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

Dengan:

E_x = Harga alat pada tahun 2023

E_y = Harga alat pada tahun 2015

N_x = Nilai Indeks tahun 2023 = 697,814

N_y = Nilai Indeks tahun 2015 = 562,9

$$E_x = E_y \left[\frac{697,814}{562,9} \right]$$

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

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

Dimana:

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

Kurs mata uang 1 US\$ = Rp. 14.685,00 (BI, 10 November 2018)

Tabel D.2 Purchased Equipment Cost

Nama Alat	Jumlah Alat	Harga Alat 2014 (US\$)	Harga Alat 2015 (US\$)	Harga Alat 2022 (US\$)	Harga Total (US\$)
Tangki Fenol	1	14.100	13.691,37	16.972,78	16.972,78
Tangki H ₂ SO ₄	1	28.300	27.479,85	34.065,94	34.065,94
Tangki CO ₂	1	1.200	1.165,22	1.444,49	1.444,49
Tangki Pencuci	1	4.900	4.758,00	5.898,34	5.898,34
Silo	2	5.800	5.631,91	6.981,71	13.963,42
Pump	5	8.900	8.642,07	10.713,32	53.566,58
Mixer	2	41.000	39.811,80	49.353,48	98.706,95
Kompresor	1	73.000	70.884,42	87.873,26	87.873,26
Evaporator	1	102.200	99.238,19	123.022,57	123.022,57
Rotary Drier	1	129.400	125.649,92	155.764,39	155.764,39
Air Heater	1	31.700	30.781,32	38.158,66	38.158,66
Cyclone	1	33.400	32.432,05	40.205,03	40.205,03
Centrifuge	2	14.300	13.885,58	17.213,53	34.427,06
Knock-Out Drum	1	8.500	8.253,67	10.231,82	10.231,82
Screw Conveyor	5	3.500	3.398,57	4.213,10	21.065,51
Belt Conveyor	3	1.600	1.553,63	1.925,99	5.777,97
Reaktor Plug Flow	1	223.500	217.022,86	269.036,63	269.036,63
Reaktor Fluidized Bed	1	247.400	240.230,22	297.806,10	297.806,10



Reaktor CSTR	1	239.700	232.753,37	288.537,27	288.537,27
Condensor	1	3.100	3.010,16	3.731,60	3.731,60
Valve	10	3.900	3.786,98	4.694,60	46.945,99
Fan	1	7.800	7.573,95	9.389,20	9.389,20
Blower	1	5.600	5.437,71	6.740,96	6.740,96
Bagging Machine	1	7.500	7.282,65	9.028,07	9.028,07
Total Equipment Cost (US\$)					1.672.480,96

Total Equipment Cost (EC) = US\$ 1.672.480,96

A. Capital Investment

A.1.1. Purchased Equipment Cost

Harga Pembelian Alat (EC) = US\$ 1.672.480,96

- Biaya pengangkutan sampai ke pelabuhan

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

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.672.480,96$$

$$= \text{US\$ } 250.872,14$$

- Asuransi Pengangkutan

Besarnya biaya adalah 0,5%-1% EC, dan ditetapkan 0,75% EC.

$$= 0,75\% \times \text{US\$ } 1.672.480,96$$

$$= \text{US\$ } 12.543,61$$

- Transportasi darat dari pelabuhan

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

$$= 10\% \times \text{US\$ } 1.672.480,96$$

$$= \text{US\$ } 167.248,10$$

- Provisi Bank

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

$$= 0,5\% \times \text{US\$ } 1.672.480,96$$

= US\$ 83.624,05

- EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)

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

= 15% x US\$ 1.672.480,96

= US\$ 250.872,14

- Pajak Bea Masuk Barang

Besarnya biaya adalah 20% EC, karena pabrik asam salisilat ini termasuk pabrik yang sederhana.

= 20% x US\$ 1.672.480,96

= US\$ 334.496,19

Tabel D.3 Purchased Equipment Cost

Delivery Equipment Cost	USD (\$)
Harga alat	1.672.480,96
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15%)	250.872,14
Asuransi pengangkutan (0,75%)	12.543,61
Pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi (10%)	167.248,10
Provisi bank (0,5%)	83.624,05
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut) (15%)	250.872,14
Pajak bea masuk barang (20%)	334.496,19
Total PEC (US\$)	2.772.137,20
Total PEC (Rp)	40.708.834.715,25

Total PEC = US\$ 2.772.137,20 = Rp. 40.708.834.715,25

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

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi, platform, serta support dan bangunan

alat (Aries & Newton, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya. Perbandingan man hour Indonesia dan asing adalah 3:1. 1 man hour asing = US\$ 30 dan 1 man hour Indonesia = RP. 250.000 = US\$ 17,02.

Tabel D.4 Perincian Equipment Installation Cost

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Fondation	4	3	7
Platform and support	7	4	11
Erection of equipment	0	25	25
Total installation	11	32	43

$$\text{Material} = 11\% \times \text{PEC}$$

$$= 11\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 304.935,09$$

$$\text{Labor} = 32\% \times \text{PEC}$$

$$= 32\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 887.083,90$$

$$\text{Jumlah Man Hour} = \frac{\text{US\$}887.083,90}{(\text{US\$}30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$}17,02 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 17.739 \text{ jam}$$

Pemasangan alat menggunakan 1% tenaga asing dan 99% tenaga Indonesia.

$$\text{Total biaya tenaga asing} = \text{upah} \times 1\% \times \text{jumlah man hour} \times 1$$

$$= \text{US\$ } 30 \times 0,01 \times 17.739 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 5.321,76$$

$$\text{Total biaya tenaga Indonesia} = \text{upah} \times 99\% \times \text{jumlah man hour} \times 3$$



$$= \text{US\$ } 17,02 \times 0,99 \times 17.739 \times 3$$

$$= \text{US\$ } 896.705,64$$

$$\text{Total biaya insulasi} = \text{US\$ } 304.935,09 + \text{US\$ } 5.321,76 + \text{US\$ } 896.705,64$$

$$= \text{US\$ } 1.206.962,49$$

A.1.3. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

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

$$\text{Material} = 49\% \times \text{PEC}$$

$$= 49\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 1.358.347,23$$

$$\text{Labor} = 37\% \times \text{PEC}$$

$$= 37\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 1.025.690,76$$

$$\text{Jumlah man hour} = \frac{\text{US\$ } 1.025.690,76}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 20.510,94 \text{ jam}$$

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

$$\text{Total biaya tenaga asing} = \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1$$

$$= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 20.510,94 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 30.766,42$$

$$\text{Total biaya tenaga Indonesia} = \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3$$

$$= \text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times 20.510,94 \times 3$$



$$= \text{US\$ } 994.924,35$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pemipaan} &= \text{US\$ } 1.025.690,76 + \text{US\$ } 30.766,42 + \text{US\$ } 994.924,35 \\ &= \text{US\$ } 2.051.381,52 \end{aligned}$$

A.1.4. Biaya Instrumental (Instrumentation Cost)

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

Tabel D.5 Perincian Instrumentation Cost

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Sedikit kontrol	4	2	6
Spesifik kontrol	20	4	24
Ekstensif kontrol	24	6	30

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 665.312,93 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 166.328,23 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \frac{\text{US\$ } 166.328,23}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam} \\ &= 3.326,10 \text{ jam} \end{aligned}$$

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

$$\text{Total biaya tenaga asing} = \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1$$



$$= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 3.326,10 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 4.989,15$$

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

$$= \text{US\$ } 17,02 \times 0,05 \times 3.326,10 \times 3$$

$$= \text{US\$ } 161.339,08$$

Total biaya instrumentasi = US\$ 665.312,93 + US\$ 4.989,15 + US\$ 161.339,08

$$= \text{US\$ } 831.641,16$$

A.1.5. Biaya Isolasi (Insulation Cost)

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

Material = 3% x PEC

$$= 3\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 83.164,16$$

Labor = 5% x PEC

$$= 5\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20$$

$$= \text{US\$ } 138.606,86$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

Total biaya insulasi = US\$ 83.164,16 + US\$ 196.368,03 = US\$ 138.606,86

A.1.6. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 26,



Peters & Timmerhause hal. 210, diperoleh bahwa biaya elektrik 10 – 40 %, diambil 25% yang terdiri dari material 10% dan labor 15%.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 277.213,72\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 15\% \times \text{PEC} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 415.820,58\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya listrik} &= \text{US\$ } 277.213,72 + \text{US\$ } 415.820,58 \\ &= \text{US\$ } 693.034,30\end{aligned}$$

A.1.7. Bangunan (Building)

$$\begin{aligned}\text{Luas bangunan diperkirakan} &= 15.000 \text{ m}^2 \\ \text{Harga bangunan diperkirakan} &= \text{Rp. } 4.000.000 / \text{m}^2 \\ \text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp. } 60.000.000.000 \\ &= \text{US\$ } 4.085.801,84\end{aligned}$$

A.1.8. Tanah dan Perbaikan Lahan

$$\begin{aligned}\text{Luas tanah diperkirakan} &= 20.000 \text{ m}^2 \\ \text{Harga tanah diperkirakan} &= \text{Rp. } 1.500.000/\text{m}^2 \\ \text{Total biaya tanah} &= \text{Rp. } 30.000.000.000 \\ &= \text{US\$ } 2.042.900,92\end{aligned}$$

A.1.9. Biaya Utilitas (Utility Cost)

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

$$\begin{aligned}\text{PEC utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 1.108.854,88\end{aligned}$$

A.1.10 Biaya Lingkungan (Environmental Cost)

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

Dalam hal ini, diambil 30% PEC

$$\begin{aligned}\text{PEC Environmental} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{US\$ } 2.772.137,20 \\ &= \text{US\$ } 831.641,16\end{aligned}$$

Tabel D.6 Physical Plant Cost

Jenis	Biaya (US\$)
PEC	2772137,20
Instalasi alat	1206962,49
Pemipaan	2051381,52
Instrumentasi	831641,16
Insulasi	221770,98
Listrik	693034,30
Bangunan	4085801,84
Tanah	2042900,92
Utilitas	1108854,88



Lingkungan	831641,16
Total PPC	15.846.126,44

$$\begin{aligned}\text{Total PPC} &= \text{US\$ } 15.846.126,44 \\ &= \text{Rp. } 232.700.366.645,17\end{aligned}$$

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

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

$$\begin{aligned}\text{Engineering and Construction Cost} &= 20\% \times \text{PPC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 15.846.126,44 \\ &= \text{US\$ } 3.169.225,23\end{aligned}$$

A.1.12. Direct Plant Cost (DPC)

$$\begin{aligned}\text{DPC} &= (\text{PPC} + \text{Engineering \& Construction}) \\ \text{Total} &= \text{US\$ } 15.846.126,44 + \text{US\$ } 3.169.225,23 \\ &= \text{US\$ } 19.015.351,73\end{aligned}$$

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

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

$$\begin{aligned}\text{Contractor's Fee} &= 10\% \times \text{US\$ } 19.015.351,73 \\ &= \text{US\$ } 1.901.535,17\end{aligned}$$

A.1.14. Contingency Cost



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

$$\begin{aligned}\text{Contingency Cost} &= 25\% \times \text{US\$ } 19.015.535,17 \\ &= \text{US\$ } 4.753.837,93\end{aligned}$$

Tabel D.7 Fixed Capital Investment

Fixed Capital	Biaya (USD)
Direct Plant Cost	19.015.351,73
Contractor's Fee	1.901.535,17
Contingency	4.753.837,93
Total FCI	25.670.724,83

$$\begin{aligned}\text{Total FCI} &= \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{Rp. } 376.974.594.157,95\end{aligned}$$

A.1.15. Biaya Plant Start Up

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

$$\begin{aligned}\text{Plant Start Up} &= 10\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 2.567.072,48\end{aligned}$$

A.1.16. Interest During Construction

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

$$\begin{aligned}\text{Interest During Construction} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 1.283.536,24\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Selama 2 tahun} &= 2 \times \text{US\$ } 1.283.536,24 \\ &= \text{US\$ } 2.567.072,48\end{aligned}$$

A.2. Working Capital Investmen

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

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

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

Harga penyimpanan bahan tahun 2017 = US\$ 0,238 per kg

Harga penyimpanan bahan tahun 2018 = US\$ 0,241 per kg

Harga penyimpanan bahan tahun 2023 dapat diperkirakan dengan metode ekstrapolasi, sehingga diperoleh harga sebesar US\$ 0,253 per kg.

Tabel D.8 Biaya Penyimpanan Bahan Baku

Bahan Baku	Waktu Penyimpanan (hari)	Harga (USD/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Harga (US\$)
NaOH	7	0,12	10.699,84	8.987,86
Fenol	7	0,001	25.144,62	176,01
CO ₂	7	0,56	6.527,91	25.589,40
H ₂ SO ₄	7	0,2	12.462,37	17.447,32

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

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



Waktu Hold Up 3 jam

$$\begin{aligned}\text{In Process Inventory} &= \frac{3 \times 0,5 \times MC}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{Tahun}}} \\ &= \frac{3 \times 0,5 \times \text{US\$ } 13.736.915,97}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}}} = \text{US\$ } 2.601,69\end{aligned}$$

A.2.3. Persediaan Produk (Product Inventory)

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

$$\begin{aligned}\text{Total Product Inventory} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 13.736.915,97 \\ &= \text{US\$ } 624.405,27\end{aligned}$$

A.2.4. Extended Credit

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

$$\begin{aligned}\text{Total Extended Credit} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 13.736.915,97 \\ &= \text{US\$ } 624.405,27\end{aligned}$$

A.2.5. Available Cash

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

$$\text{Available Cash} = 0,5/11 \times MC$$



$$= 0,5/11 \times \text{US\$ } 13.736.915,97$$

$$= \text{US\$ } 624.405,27$$

Tabel D.9 Working Capital Investment

Working Capital	Biaya (US\$)
Raw material inventory	52.200,60
In process inventory	2.601,69
Product inventory	624.405,27
Extended credit	624.405,27
Available cash	624.405,27
Total	1.928.018,10

Total Capital Investment

$$= \text{Working capital} + \text{Plant start up} + \text{IDC} + \text{Fixed capital investment}$$

$$= \text{US\$ } 1.928.018,10 + \text{US\$ } 2.567.072,48 + \text{US\$ } 2.567.072,48 + \text{US\$ } 25.670.724,83$$

$$= \text{US\$ } 32.732.887,90$$

B. Manufacturing Cost

B.1. Direct Manufacturing Cost

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

B.1.1. Bahan Baku

Tabel D.10 Harga bahan baku

Bahan Baku	Harga per kg (US\$)	Kebutuhan (kg/tahun)	Total
NaOH	0,12	3.530.946,67	423.713,60
Fenol	0,001	8.297.724,60	8.297,72
CO ₂	0,56	2.154.209,90	1.206.357,55
H ₂ SO ₄	0,27	4.112.582,76	822.516,55
Total (US\$)			2.460.885,42

B.1.2. Labor Cost



Tabel D.11 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Karyawan proses	35	4.000.000	1.680.000.000
Karyawan utilitas	15	4.000.000	720.000.000
Karyawan non-produksi	10	4.000.000	480.000.000
Total	60		2.880.000.000

Total gaji buruh dalam 1 tahun = Rp. 2.880.000.000 = US\$ 196.118,49

B.1.3. Supervisi

Tabel D.12 Supervisi Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Manager	4	20.000.000	960.000.000
Kepala seksi	13	12.000.000	1.560.000.000
Total	17		2.520.000.000

Total gaji supervisi dalam 1 tahun = Rp. 2.520.000.000 = US\$ 171.603,68

B.1.4. Maintenance

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

$$\begin{aligned}\text{Maintenance Cost} &= 10\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 2.567.072,48\end{aligned}$$

B.1.5. Plant Supplies

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

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Supplies} &= 15\% \times \text{US\$ } 2.567.072,48 \\ &= \text{US\$ } 385.060,87\end{aligned}$$



B.1.6. Royalties & Patents

Royalties & Patents adalah biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Royalties & Patents mempunyai range antara 1 – 5% dari harga penjualan produk per tahun. Dalam hal ini diambil 3% terhadap harga jual produk, karena pabrik asam salisilat ini termasuk dalam golongan pabrik yang baru didirikan (Aries & Newton, hal. 168).

Kapasitas produksi = 10.000 ton/tahun

Harga produk = US\$ 3.800 per ton (www.alibaba.com)

Harga jual per tahun = US\$ 38.000.000

Royalties & patents = 3% x US\$ 30.000.000

= **US\$ 1.140.000,00**

B.1.7. Utilitas

Cost of utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, pengolahan air, penyediaan genset (generator), unit udara tekan, cooling tower. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli listrik PLN, bea pengelolaan air, pembelian air ke Pemda, untuk bangunan, dan bahan bakar genset. Dalam perkiraan ini diambil besarnya 30% terhadap nilai bangunan + contingency (sesuai Aries & Newton hal. 168, sebesar 25 – 50%), karena pabrik asam salisilat ini termasuk golongan pabrik yang baru didirikan, sehingga penggunaan utilitas masih minimum.

Biaya bangunan dan contingency = US\$ 4.085.802,84 + US\$ 4.753.837,93

= US\$ 8.839.639,77



Biaya utilitas = 30% x US\$ 8.839.639,77

= US\$ 2.651.891,93

Tabel D.13 Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

DMC	Biaya (US\$)
Bahan baku	2.460.885,42
Labor	196.118,49
Supervisi	171.603,68
Maintenance	2.567.072,48
Plant supplies	385.060,87
Royalties	300.000,00
Utilitas	2.651.891,93
Total	8.732.632,88

B.2. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Indirect Manufacturing Cost terdiri dari:

B.2.1. Payroll Overhead

Meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 173) ditetapkan 15% dari labour cost.

Payroll Overhead = 15% x US\$ 196.118,49

= US\$ 29.417,77

B.2.2. Laboratorium

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan 10% dari labour cost karena produk dari pabrik asam salisilat ini tergolong produk yang tidak membutuhkan banyak analisa.



$$\begin{aligned}\text{Laboratorium} &= 10\% \times \text{US\$ } 196.118,49 \\ &= \text{US\$ } 19.611,85\end{aligned}$$

B.2.3. Plant Overhead

Biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50 – 100% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) dalam perkiraan ini diambil 50% dari labour cost, karena pabrik asam salisilat tergolong pabrik yang sederhana.

$$\begin{aligned}\text{Plant overhead} &= 15\% \times \text{US\$ } 196.118,49 \\ &= \text{US\$ } 98.059,24\end{aligned}$$

B.2.4. Biaya Pengepakan dan Transportasi (Packaging and Transportation Cost)

Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar biaya pengepakan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat kimia produk dan nilai shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya 4 – 36% harga penjualan produk (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan besarnya 5% dari harga penjualan produk.

Tabel D.14. Produksi

Produk	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (USD/ton)	Penjualan
Asam Salisilat	10.000	3.800	38.000.000

$$\begin{aligned}\text{Biaya packing dan shipping} &= 5\% \times \text{US\$ } 38.000.000 \\ &= \text{US\$ } 1.520.000\end{aligned}$$



Tabel D.15 Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

IMC	Biaya (US\$)
Payroll overhead	29.417,77
Laboratory	19.611,85
Plant overhead	98.059,24
Packaging and transportation	1.520.000,00
Total	1.667.088,87

B.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial Fixed Capital Investment dan harganya tetap, tidak bergantung waktu maupun tingkat produksi. Fixed Cost terdiri dari:

B.3.1. Depresiasi

Merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8 – 10% dari FCI dan ditetapkan 10% dari FCI, karena pabrik ini tergolong pabrik yang baru didirikan.

$$\begin{aligned}\text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 2.567.072,48\end{aligned}$$

B.3.2. Property Taxes

Merupakan pajak yang dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya 1 – 2% FCI (Aries & Newton hal. 181) ditetapkan 2% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Property Taxes} &= 2\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 513.414,50\end{aligned}$$

B.3.3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya ditetapkan 1% dari FCI (Aries & Newton hal. 182)

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83 \\ &= \text{US\$ } 256.707,25\end{aligned}$$

Tabel D.16 Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC	Biaya (US\$)
Depresiasi	2.567.072,48
Property taxes	513.414,50
Insurance	256.707,25
Total	3.337.194,23

Tabel D.17 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (USD)
Direct Manufacturing Cost	8.732.632,88
Indirect Manufacturing Cost	1.667.088,87
Fixed Manufacturing Cost	3.337.194,23
Total	13.736.915,97

C. General Expense

General expense yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk Manufacturing Cost. General expense terdiri dari:

C.1. Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji manager/staf pegawai, satpam, sopir, dan biaya auditing. Secara rinci adalah sebagai berikut:

C.1.1. Management Salaries



Tabel D.17 Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Direktur utama	1	45.000.000	540.000.000
Dewan Komisaris	2	40.000.000	960.000.000
Staf ahli	3	15.000.000	540.000.000
Karyawan pembelian dan pemasaran	15	5.000.000	900.000.000
Dokter	1	12.000.000	144.000.000
Perawat	2	5.000.000	120.000.000
Sopir	5	4.000.000	240.000.000
Cleaning servis	8	3.700.000	355.200.000
Keamanan	9	4.000.000	432.000.000
Total	46		4.231.200.000

Total Management Salaries per tahun = Rp. 4.231.000.000

= US\$ 288.130,75

C.1.2. Peralatan Kantor dan Komunikasi

Peralatan kantor disediakan setiap tahun sebesar **= Rp. 70.000.000**

= US\$ 4.766,77

C.1.3. Legal's Fee and Auditing

Legal's Fee and Auditing adalah biaya untuk dokumen-dokumen yang sah secara hukum, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik.

Untuk Legal's Fee and Auditing disediakan setiap tahun **= Rp. 100.000.000**

= US\$ 6.809,70

Tabel D.18 Administrasi Cost

Administrasi Cost	Biaya (US\$)
Management salaries	288.130,75
Peralatan kantor dan komunikasi	4.766,77
Legal's fee and auditing	6.809,67
Total	299.707,18



C.2. Sales Expense

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, pasar, iklan, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 3 – 12% dan Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 186), dalam perancangan ini dipilih nilai 5% dari Manufacturing Cost.

$$\begin{aligned}\text{Sales Expenses} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 13.736.915,97 \\ &= \text{US\$ } 686.845,80\end{aligned}$$

C.3. Research

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 3,5 – 8% dari Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 187) ditetapkan 5% karena produk dari pabrik asam salisilat ini tergolong jenis produk industrial chemical.

$$\begin{aligned}\text{Research} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 13.736.915,97 \\ &= \text{US\$ } 686.845,80\end{aligned}$$

C.4. Finance

Untuk biaya finance dapat dihitung dengan pendekatan:

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= (18\% \times \text{FCI}) + (24\% \times \text{WCI}) \\ &= (18\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83) + (24\% \times \text{US\$ } 1.928.018,10) \\ &= \text{US\$ } 5.083.454,81 \quad (\text{Peters Timmerhaus, hal.} \\ & \quad 211)\end{aligned}$$

Tabel D.19 Total General Expense

General Expense	Biaya (US\$)
Administrasi	299.707,18
Sales expense	686.845,80
Research	686.845,80
Finance	5.083.454,81
Total	6.756.853,60

Tabel D.20 Production Cost

Production Cost	Biaya (US\$)
Manufacturing cost	13.736.915,97
General expense	6.756.853,60
Total	20.483.769,57

D. Analisa Kelayakan

D.1. Keuntungan (Profit) Percent Profit on Sales (POS)

Total biaya produksi	= US\$ 20.493.769,57
Total penjualan	= US\$ 38.000.000
Keuntungan	= Penjualan – Biaya Produksi
	= US\$ 20.493.769,57- US\$ 38.000.000
	= US\$ 17.506.230,43
Keuntungan sebelum pajak	= US\$ 17.506.230,43
	= Rp. 257.078.993.927,25
Pajak	= 25% x Rp. 257.078.993.927,25 (UU. 36 : 2008)
	= Rp. 64.269.748.481,81
	= US\$ 4.376.557,61
Keuntungan setelah pajak	= US\$ 17.506.230,43 - US\$ 4.376.557,61
	= US\$ 13.129.672,83



D.1.1. Percent Profit on Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{US\$ } 17.506.230,43}{\text{US\$ } 38.000.000} \times 100\% \\ &= \mathbf{46,07\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{US\$ } 13.129.672,83}{\text{US\$ } 38.000.000} \times 100\% \\ &= \mathbf{34,55\%} \end{aligned}$$

D.1.2. Return On Investment (ROI)

Adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{US\$ } 17.506.230,43}{\text{US\$ } 25.670.724,83} \times 100\% \\ &= \mathbf{78,20\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{US\$ } 13.129.672,83}{\text{US\$ } 25.670.724,83} \times 100\% \\ &= \mathbf{31,8\%} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas didapatkan ROI sebelum pajak 78,20% dan sesudah pajak 31,8% artinya pabrik ini potensial untuk didirikan.

D.1.3. Pay Out Time (POT)

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investmen oleh profit sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat



dihitung dengan menghitung cumulative cash flow pabrik sejak pendirian hingga pabrik itu beroperasi. Perhitungan yang digunakan sebagai berikut:

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ 25.670.724,83}}{\text{US\$ 17.509.230,43} + (0,1 \times \text{US\$ 25.670.724,83})}$$

POT sebelum pajak = 1,3 tahun

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{US\$ 25.670.724,83}}{\text{US\$ 13.129.672,83} + (0,1 \times \text{US\$ 25.670.724,83})}$$

POT setelah pajak = 1,6 tahun

D.1.4. Perhitungan BEP dan SDP

a. Fixed Cost (Fa)

Tabel D.21 Fixed Cost

Fixed Cost	Biaya (USD)
Depresiasi	2.567.072,48
Property taxes	513.414,50
Insurance	256.707,25
Total	3.337.194,23

b. Variabel Cost (Va)

Tabel D.22 Variabel Cost

Variabel Cost	Biaya (USD)
Raw material	2.460.885,42
Utilitas	2.651.891,93
Packaging & transportation	1.520.000
Total	6.632.777,35

c. Regulated Cost (Ra)

Tabel D.23 Regulated Cost

Regulated Cost	Biaya (US\$)
Labor	196.118,49
Payroll overhead	29.417,77
Supervisi	171.603,68
Laboratorium	19.611,85
General expense	6.756.853,60
Maintenance	2.567.072,48
Plant overhead	98.059,24
Plant supplies	385.060,87
Total	10.223.797,98

d. Sales (Sa)

Penjualan produk selama satu tahun = **US\$ 38.000.000**

e. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan Break Even Point kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= \frac{US\$ 3.337.194,23 + 0,3 (US\$ 10.223.797,98)}{US\$ 38.000.000 - US\$ 6.632.777,35 - (0,7 \times US\$ 10.223.797,98)} \times 100\% \\ &= \mathbf{26,45\%} \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan bahwa BEP sebesar 26,45% artinya pabrik akan mendapatkan rekomendasi dari bank untuk mendapatkan kredit, karena pihak bank sendiri akan mendapatkan keuntungan dari peminjaman kredit perusahaan.



f. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times \text{US\$ } 10.223.797,98)}{\text{US\$ } 38.000.000 - \text{US\$ } 6.632.777,35 - (0,7 \times \text{US\$ } 10.223.797,98)} \times 100\% \\ &= \mathbf{12,7\%} \end{aligned}$$

Artinya, pabrik ini mempunyai persentase kapasitas minimal SDP 12,7% untuk dapat mencapai kapasitas produksi 10.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi atau tutup. Karena lebih murah menutup pabrik dan membayar Fixed Cost (F_a) daripada harus terus berproduksi.

Apabila nilai kapasitas produksi lebih besar dari SDP, tetapi lebih kecil dari BEP, artinya pabrik dalam keadaan rugi, maka untuk mengatasi kerugian ini pabrik harus menutup kerugian itu dengan menggunakan dana Fixed Cost dengan cara:

- Depresiasi: untuk sementara ditiadakan
- Pajak : meminta pembebasan pajak pada Dirjen Pajak
- Asuransi : meminta penghapusan premi asuransi

Dimana ketiga dana pada Fixed Cost tersebut yang dialokasikan untuk menutup kerugian perusahaan.



D.1.5. Discounted Cash Flow - Rate of Return (DCF-ROR)

Discounted Cash Flow adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam berapa waktu yang dinyatakan dalam persentase.

Fixed Capital Investment (FCI) = US\$ 32.634.984,18

Salvage Value (SV) = 10% x FCI

$$= 10\% \times \text{US\$ } 25.670.724,83$$

$$= \text{US\$ } 2.567.072,48$$

Depreciation Cost = US\$ 2.567.072,48

Umur Pabrik = (FCI-SV)/Depreciation cost

$$= (\text{US\$ } 25.670.724,83 - \text{US\$ } 2.567.072,48) / \text{US\$ } 2.567.072,48$$

$$= 9 \text{ tahun}$$

Working Capital (WC) = US\$ 1.928.018,10

Cash Flow (c) = Keuntungan setelah pajak + Depreciation cost + Finance cost

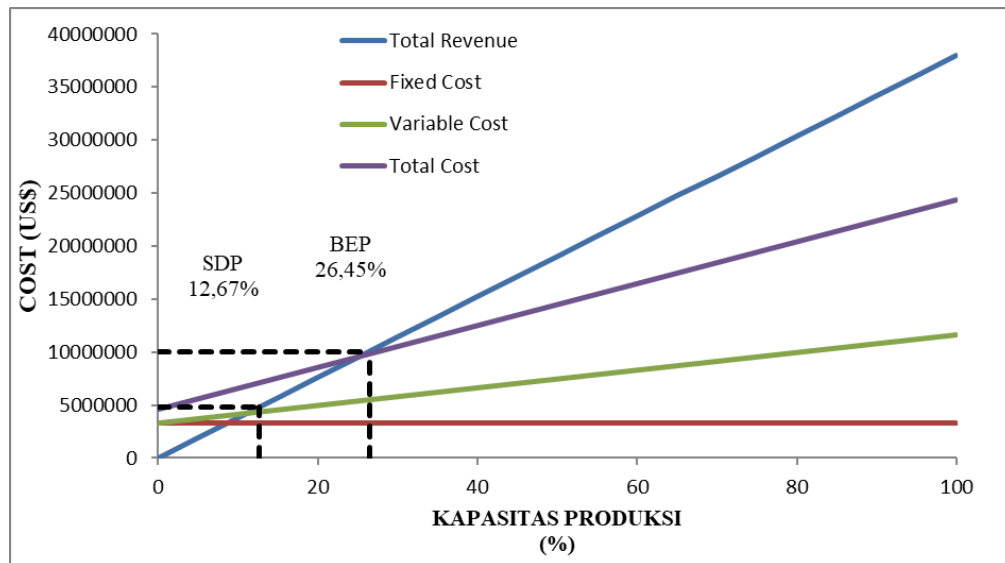
$$= \text{US\$ } 13.129.672,83 + \text{US\$ } 2.567.072,48 + \text{US\$ } 5.083.454,81$$

$$= \text{US\$ } 20.780.200,12$$

$$(FCI + WC)(1 + i)^n = \left[\sum_{d=1}^{d=n} (1 + i)^{n-d} \right] \times CF + (WC + SV)$$

Dengan trial diperoleh harga i (rate of return) = 75%

Harga rate of return lebih besar dari suku bunga bank yaitu 6,25%



Gambar D.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

Tabel D.21 Resume Analisa Kelayakan Ekonomi

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Tolak Ukur
1	Keuntungan setelah pajak	US\$ 13.129.672,83	-
2	<i>Percent Profit On Sales</i> (POS) setelah pajak	34,55%	-
3	<i>Return On Investment</i> (ROI) sebelum pajak	78,20%	min. 44%
4	<i>Pay Out Time</i> (POT) sebelum pajak	1,3 tahun	maks. 2 tahun
5	<i>Break Even Point</i> (BEP)	26,45%	< 60%
6	<i>Shut Down Point</i> (SDP)	12,67%	-
7	<i>Rate Of Return</i> (ROR)	75%	> 6,25%

Berdasarkan resume analisa kelayakan pada tabel di atas, dapat diketahui bahwa pabrik asam salisilat ini layak untuk didirikan.