

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Kapasitas produksi asam nitrat = 80.000 ton/tahun

Operasi pabrik selama 1 tahun = 330 hari

Operasi pabrik selama 1 hari = 24 jam

Maka produksi dalam 1 jam =

$$80.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

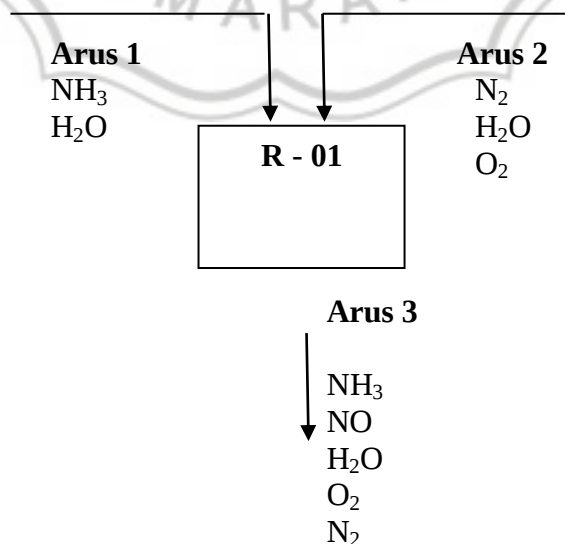
$$= 10101,01 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.1 berat molekul komponen

Senyawa	Berat Molekul
NH ₃	17
H ₂ O	18
N ₂	28
NO	30
NO ₂	46
HNO ₃	63

Basis 100 kmol/jam NH₃ masuk reaktor

1. Neraca Massa Pada Reaktor



Gambar B.1 skema neraca massa reaktor

- **Massa ammonia (arus 1)**

Ammonia

Komposisi (% berat) = NH_3 = 99,5 %

H_2O = 0,5 %

Kemurnian 99,50 %

$M_1 X_N = 0,995 \times 100 = 99,5 \text{ kmol/jam}$
 $= 1691,5 \text{ kg/jam}$

$M_1 X_H = 0,005 \times 100 = 0,5 \text{ kmol/jam}$
 $= 9 \text{ kg/jam}$

- **Massa udara masuk reaktor (arus 2)**

Udara

Komposisi (% berat) = O_2 = 20,6 %

N_2 = 77,3 %

H_2O = 2,1 %

Basis perhitungan 100 kmol NH_3 masuk reaktor

Rasio mol reaktan

Ammonia : udara = 1 : 9

Ammonia = 100 kmol/jam

Udara = 900 kmol/jam

KOMPONEN	Arus 2	
	Kmol	Kg
H₂O	18,99	341,82
O₂	185,04	5.921,28
N₂	695,97	19.544,83

Data reaksi :

Kondisi operasi : P : 8 atm

T : 900 C

Katalis Pt – Rh

(US Patent 2697652)

Prosentase katalis = Pt = 90 %

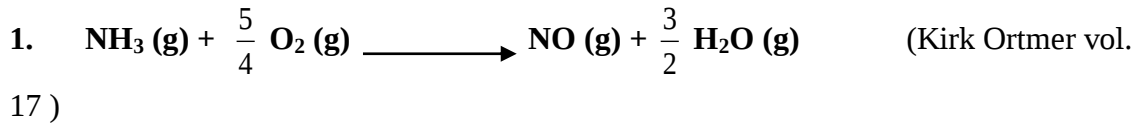
Rh = 10 %

Konversi reaktor 98 %

Neraca massa total

Arus 3 + Arus 1 = Arus 5

Reaksi :



➤ Konversi reaktor 98% (Ulmann vol. 17A)

➤ Selektivitas *pada reaksi 1* sebesar 98 % (Ulmann vol. 17A)

$$\text{NH}_3 \text{ bereaksi} = 0,98 \times 0,98 \times 99,5 \text{ kmol} = 95,55 \text{ kmol}$$

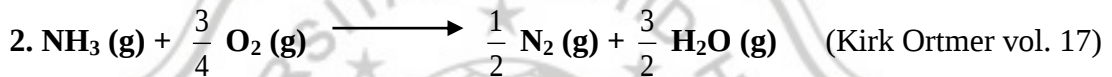
$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \frac{5}{4} \times 95,55 \text{ kmol} = 119,44 \text{ kmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ sisa} = (185,04 - 119,44) \text{ kmol} = 65,6 \text{ kmol}$$

$$\text{NO dihasilkan} = \text{NO produk} = 95,55 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O dihasilkan} = \left(\frac{3}{2} \times 95,55\right) \text{ kmol} = 143,33 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O produk} = (19,54 + 143,33) \text{ kmol} = 162,87 \text{ kmol}$$



➤ Selektivitas *pada reaksi 2* sebesar 2 % : (Ulmann vol. 17A)

$$\text{NH}_3 \text{ bereaksi} = 0,98 \times 0,02 \times 99,5 \text{ kmol} = 2 \text{ kmol}$$

$$\text{NH}_3 \text{ sisa} = (99,5 - (99,5 + 2)) \text{ kmol} = 2 \text{ kmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \frac{3}{4} \times 2 \text{ kmol} = 1,5 \text{ kmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ sisa} = (65,4 - 1,5) \text{ kmol} = 64,14 \text{ kmol}$$

$$\text{N}_2 \text{ dihasilkan} = \left(\frac{1}{2} \times 2\right) \text{ kmol} = 1 \text{ kmol}$$

$$\text{N}_2 \text{ produk} = (695,97 + 1) \text{ kmol} = 696,97 \text{ kmol}$$

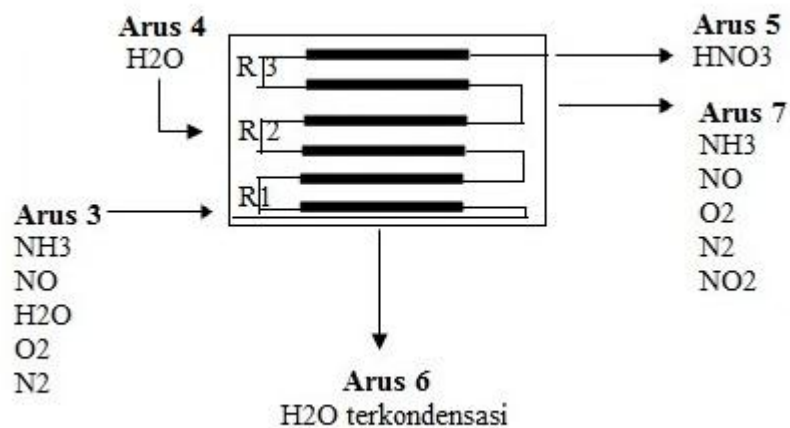
$$\text{H}_2\text{O dihasilkan} = \frac{3}{2} \times 2 \text{ kmol} = 3 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{O produk} = (162,87 + 3) \text{ kmol} = 165,87 \text{ kmol}$$

Tabel A.2 neraca massa pada reaktor

KOMPONEN	INPUT				OUTPUT	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	Kmol	Kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
NH3	99,5	1691,5	-	-	2	34
NO	-	-	-	-	95,55	2.866,50
H2O	0,5	9	18,99	341,82	165,87	2.985,66
O2	-	-	185,04	5.924,68	64,14	2.052,48
N2	-	-	695,97	19.483,76	696,97	19.512,13
Total	1700,5		25750,26		27.450,77	
	27.450,76					

2. Neraca Massa Cooler Condesor



a. Konversi reaksi oksidasi NO menjadi NO_2 sebesar 99% (Riegel's, 1974)

$$\text{NO bereaksi} = 0,99 \times 95,55 \text{ kmol} = 94,59 \text{ kmol}$$

$$\text{NO tidak bereaksi} = (95,55 - 94,59) \text{ kmol} = 0,96 \text{ kmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \frac{94,59}{2} = 47,29 \text{ kmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ tidak bereaksi} = (64,41 - 47,29) \text{ kmol} = 16,85 \text{ kmol}$$

$$\text{NO}_2 \text{ dihasilkan} = 94,59 \text{ kmol}$$



NO_2 bereaksi $= 0,98 \times 94,59 \text{ kmol} = 92,70 \text{ kmol}$

NO_2 tidak bereaksi $= (94,59 - 92,70) \text{ kmol} = 1,89 \text{ kmol}$

H_2O bereaksi $= \frac{1}{3} \times 92,70 \text{ kmol} = 30,90 \text{ kmol}$

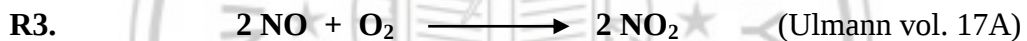
H_2O masuk $= 30,90 \text{ kmol}$

H_2O tidak bereaksi $= (196,77 - 30,90) \text{ kmol} = 165,87 \text{ kmol}$

HNO_3 dihasilkan $= \frac{2}{3} \times 92,70 \text{ kmol} = 61,95 \text{ kmol}$

NO dihasilkan $= \frac{1}{3} \times 92,70 \text{ kmol} = 30,90 \text{ kmol}$

NO produk $= (30,90 + 0,96) \text{ kmol} = 31,86 \text{ kmol}$



Konversi reaksi oksidasi NO menjadi NO_2 sebesar 99% (Riegel`s,1974)

NO bereaksi $= 0,99 \times 31,86 \text{ kmol} = 31,54 \text{ kmol}$

NO tidak bereaksi $= (31,86 - 31,54) \text{ kmol} = 0,32 \text{ kmol}$

O_2 bereaksi $= \frac{31,54}{2} = 15,77 \text{ kmol}$

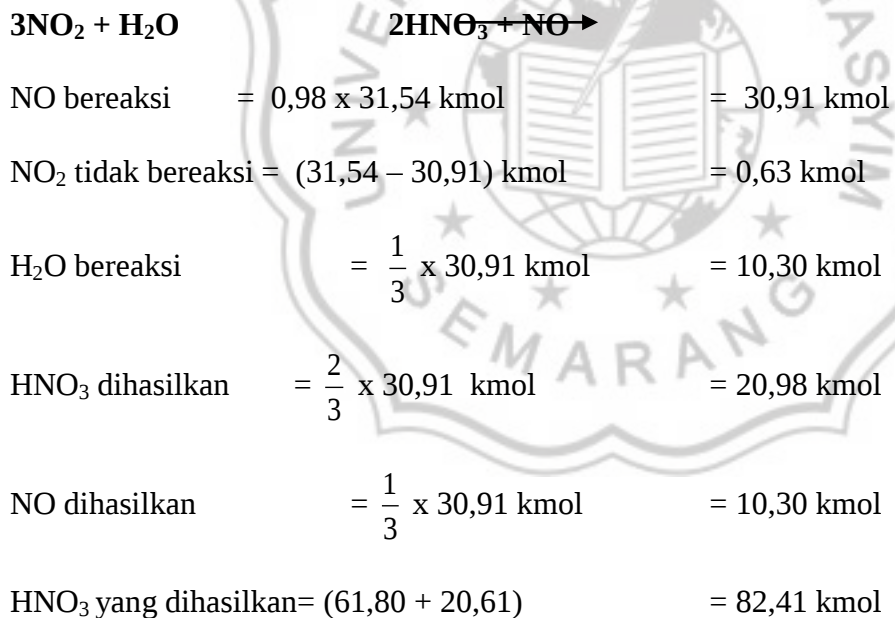
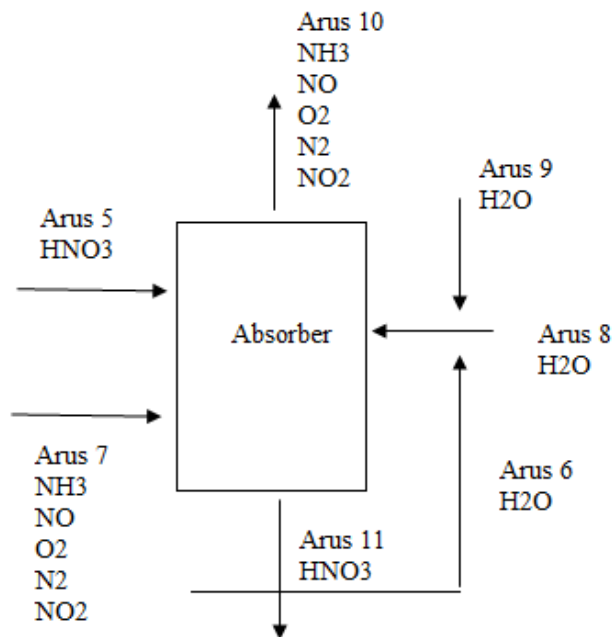
O_2 tidak bereaksi $= (17,12 - 15,77) \text{ kmol} = 1,35 \text{ kmol}$

NO_2 dihasilkan $= 31,54 \text{ kmol}$

Tabel A.3 neraca massa pada cooler condensor

Komponen	INPUT				OUTPUT					
	Arus 3		Arus 4		Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NH3	2	34							2,00	34,00
NO	95,55	2.866,50							0,32	9,6
H2O	165,87	2.985,66	30,9	556,2			165,87	2.985,66		
O2	64,14	2.052,48							1,35	43,2
N2	696,97	19.512,13							696,97	19512,13
NO2	-	-							31,54	1519,53
HNO3					61,95	3902,85				
Total	27450,77		556,2		3902,85		2985,66		21118,46	
	28006,97						28006,97			

3. Neraca Massa Absorber



Arus 6

H_2O yang terkondensasi menjadi cairan terpisah dengan zat lain yang masih menjadi gas dan akan dilewatkan melalui bawah cooler condensor untuk masuk ke dalam absorber.

H_2O : 165,87 kmol

Arus 11

HNO₃ produk = 82,93 kmol

= 5.244,65 kg

Untuk memperoleh HNO₃ 60 % ^w/_w membutuhkan H₂O sebesar :

$$= \frac{40}{60} \times 5.244,65 \text{ kg}$$

= 3.483,10 kg

= 193,50 kmol

Arus 9

H₂O masuk

$$= (193,50 - 165,87)$$

$$= 27,63 + 10,30$$

$$= 37,93 \text{ kmol}$$

Kondisi	Komponen	Titik didih (°C)
Non Condensable	N ₂	-195,8
	O ₂	-183
	NO	-151
	NH ₃	- 33, 4
	NO ²	21,3
Condensable	HNO ₃	86
	H ₂ O	100

(Reff : Perry, RH, 2001)

Komponen	Input				Output	
	Arus 6		Arus 9		Arus 8	
	Kmol	kg	Kmol	Kg	Kmol	Kg
H ₂ O	165,87	2985,66	37,93	682,74	203,8	3668,4
TOTAL		3668,4			3668,4	

Tabel A.4 neraca massa absorber

Komponen	INPUT					OUTPUT				
	Arus 5		Arus 8		Arus 7	Arus 11		Arus 10		
	kg		kg		kg	kg		kg		
	k m ol		k m ol		km ol		k m ol		km ol	
NH3					2,00	34,00			2,00	34,00
NO					0,32	9,6			10,62	318,60
H2O			203,8	3.668,40			193,5	3483,1		
O2					1,35	43,2			1,35	43,2
N2					696,97	19512,13			696,97	19512,13
NO2					31,54	1519,53			0,63	28,98
HNO3	61,95	3902,85					82,93	5224,59		
total		3902,85		3668,4		21118,46		8707,69		19982,03
				28689,71					28689,72	

Scale up kapasitas perancangan

Hasil bawah kolom absorber (arus 9) = 8707,69 kg/jam

Kapasitas perancangan = 10101,01 kg/jam

Maka faktor pengali = $\frac{10101,01 \text{ kg/jam}}{8707,69 \text{ kg/jam}}$

8707,89 kg/jam

= 1,16

1. Neraca Massa Pada Reaktor

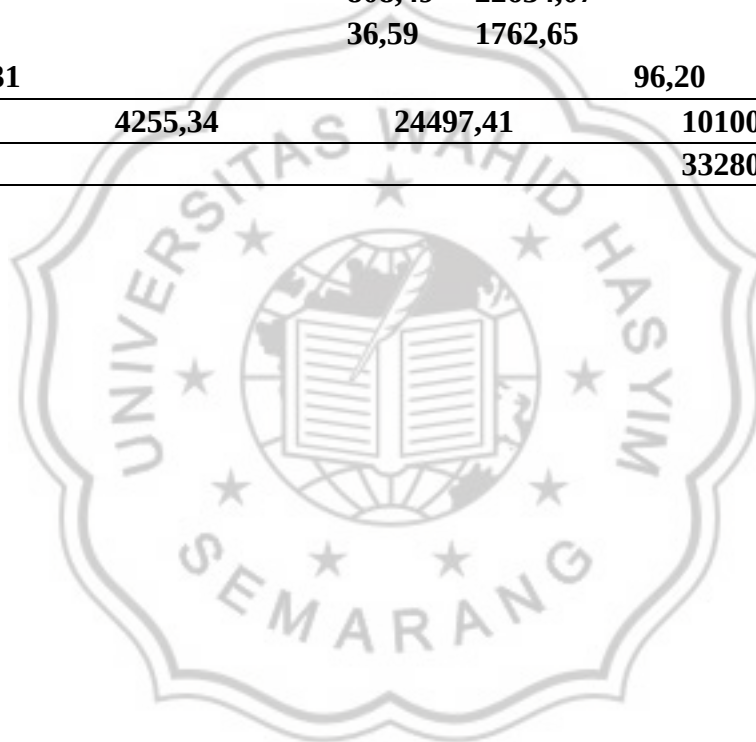
Komponen	Input				Output	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	kmol	Kg	kmol	kg	Kmol	Kg
NH3	115,42	1962,14	-	-	2,32	39,44
NO	-	-	-	-	110,84	3.325,14
H2O	0,58	10,44	22,03	396,51	192,41	3.463,37
O2	-	-	214,65	5.925,22	74,40	2.380,88
N2	-	-	807,33	19.487,96	808,49	22.634,07
Total	1972,58		29870,30		31.842,89	
		31.842,88				

1. Neraca Massa Cooler Condesor

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT							
	Arus 3		Arus 4		Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	kmol	Kg	kmol	Kg	kmol	kg	kmol	kg	kmol	kg
NH3	2,32	39,44							2,32	39,44
NO	110,84	3.325,14							0,37	11,14
H2O	192,41	3.463,37	35,84	645,19			192,41	3.463,37		
O2	74,40	2.380,88							1,57	50,11
N2	808,49	22.634,07							808,49	22.634,07
NO2	-	-							36,59	1.762,65
HNO3					71,86	4527,31				
Total	31.842,89		645,192		4.527,31		3.463,37		2.4497,41	
	32488,09				32488,09					

Kompo nen	INPUT				OUTPUT					
	Arus 5		Arus 8		Arus 7		Arus 11		Arus 10	
	kmol	kg	Kmol	kg	Kmol	kg	kmol	kg	kmol	Kg
NH3					2,32	39,44			2,32	39,44
NO					0,37	11,14			12,32	369,58
H2O			236,41	4.255,34			223,06	4040,40		
O2					1,57	50,11			1,57	50,11
N2					808,49	22634,07			808,49	22634,07
NO2					36,59	1762,65			0,73	33,62
HNO3	71,86	4527,31					96,20	6060,52		
Total	4527,31		4255,34		24497,41		10100,92		23179,15	
33280,06							33280,08			

2. Neraca Massa Absorber



3. Neraca Massa Over All



Komponen	INPUT				OUTPUT	
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 9	Arus 11	Arus 10
	kg	kg	kg	Kg	kg	Kg
NH3	1962,14					39,44
NO						369,58
H2O	10,44	396,51	645,19	791,98	4040,40	
O2		5925,22				50,11
N2		19487,96				22634,07
NO2						33,62
HNO3					6060,52	
TOTAL	1972,58	29870,30	645,192	791,98	10100,92	23179,15
		33280,05				33280,08

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

A. Data yang diperlukan

Kapasitas Panas Gas

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

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

$$\int C_p dT = A(T - 298) +$$

$$\frac{B(T^2 - 298^2)}{2} + \frac{C(T^3 - 298^3)}{3} + \frac{D(T^4 - 298^4)}{4} + \frac{E(T^5 - 298^5)}{5}$$

C_p = Kapasitas panas gas (kkal)

A,B,C,D,E = Konstanta

T = Temperatur gas saat operasi (°K)

T_o = Temperatur referensi (°K)

Tabel B.1. Data Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
NH ₃	8,0188	-0,0030	2,1235e-5	-1,7145e-8	4,4351e-12
NO	7,9361	-0,0056	1,2696e-5	-9,0422e-9	2,1782e-12
NO ₂	7,6431	-1,7745e-4	1,9519e-5	-1,9794e-8	5,8336e-12
N ₂	7,0082	-8,4540e-4	2,4066e-6	-1,0298e-9	6,1945e-14
O ₂	7,0522	-0,0021	9,0960e-6	-7,7933e-9	2,1163e-12
H ₂ O	8,1048	-0,0020	7,1429e-6	-4,2574e-9	8,8215e-13
HNO ₃	4,7184	-3,2041e-4	1,4597e-5	-2,9481e-9	2,6526e-12

(Reff : Carl L. Yaws, 1973)

Kapasitas Panas Cairan

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

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

$$\int C_p dT = A(T - 298) + \frac{B(T^2 - 298^2)}{2} + \frac{C(T^3 - 298^3)}{3} + \frac{D(T^4 - 298^4)}{4}$$

C_p = Kapasitas panas gas (kkal)

A,B,C,D = Konstanta

T = Temperatur cairan saat operasi (°K)

To = Temperatur referensi (°K)

Tabel B.2. Data Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
NH ₃	-43,5075	0,0080	-0,0034	4,8655e-6
NO	2,3551e3	-50,8981	0,3608	-8,2576e-4
NO ₂	-218,9187	2,1627	-0,0062	6,0325e-6
N ₂	18,2602	-0,0841	-6,3748e-4	1,1956e-5
O ₂	11,0901	0,0944	-0,0017	9,5292e-6
H ₂ O	22,1004	-0,0095	-5,0404e-5	1,2771e-7
HNO ₃	51,2272	-0,1833	3,5755e-4	-7,2151e-8

(Reff : Carl L. Yaws, 1973)

Tekanan Uap Murni

Dihitung dengan persamaan Antoine :

$$\ln P_o = A - \frac{B}{(T + C)}$$

P_o = Tekanan Uap Murni (mmHg)

A,B,C = Konstanta Antoine

T = Temperatur (°K)

Tabel B.3. Data Konstanta Antoine

KOMPONEN	A	B	C
NH ₃	16,9481	2.132,5	-32,98
NO	20,1314	1.572,52	-4,88
NO ₂	20,5324	4.141,29	3,65
N ₂	14,9542	588,72	-6,6
O ₂	15,4075	734,55	-6,45
H ₂ O	18,3036	3.816,44	-46,13

(Reff : Coulson vol 6 Appendix D)

Titik Embun (Dew Point) Dan Titik Gelembung (Bubble Point)

Untuk menghitung dew point dan bubble point, menggunakan persamaan – persamaan sebagai berikut :

$$K = \frac{Po}{Pt}$$

Po, dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine pada temperatur yang diinginkan.

$$\sum xi = \sum \frac{yi}{Ki}$$

Jika $\sum xi = 1$, maka temperatur tersebut merupakan titik embunnya, dimana :

$$\sum yi = \sum Ki \cdot xi$$

Jika $\sum yi = 1$, maka temperatur tersebut merupakan titik gelembungnya,

Panas Penguapan

Dihitung dengan menggunakan persamaan Watson:

$$Hv_2 = Hv_1 \left[\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right]^{0.38}$$

Dengan:

Hv_2 = Panas penguapan pada suhu T (kkal/ kmol)

Hv_1 = Panas penguapan pada suhu didih normal (kkal/kmol)

Tr_2 = Suhu reduksi pada T ($^{\circ}K$) = $\left(\frac{T}{T_c} \right)$

Tr_1 = Suhu reduksi pada suhu didih normal = $\left(\frac{T_d}{T_c} \right)$

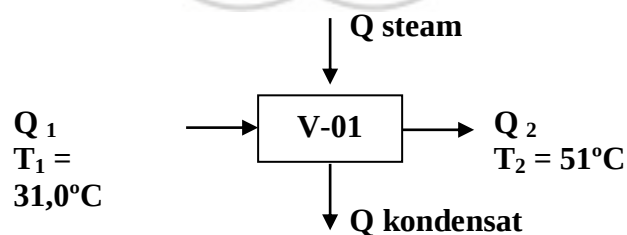
B. Perhitungan

1. Vaporizer (V-01)

Fungsi : Menguapkan NH_3 cair

Tujuan :

- Menghitung panas yang harus disuplai ke Vaporizer
- Menghitung massa pemanas



Ammonia cair masuk dalam keadaan cair jenuh $P = 8,5 \text{ atm}$ dan $T = 31,0$
 $^{\circ}\text{C}$

1. Menghitung Bubble Point

Komponen	Po	$K = P^0 / P$	X	$Y = K \cdot X$
NH3	8.813,41	1,36	1,00	1,36
H2O	33,53	0,01	0,01	0,00
Jumlah				1,36

Dari hasil trial diperoleh T bubble 31°C

2. Menentukan panas masuk Vaporizer

Komponen	n (Kmol)	Cp dT	Q ₁ (kkal)
NH3	115,42	118,74	13.705,18
H2O	0,58	110,88	64,31
Jumlah			13.769,49

3. Menghitung Dew Point

Komponen	Y	Po	$K = P^0 / P$	$X = Y / K$
NH3	1,0	15.126,4	2,3	0,4
H2O	0,0	97,2	0,0	0,3
Jumlah				0,8

Dari hasil trial diperoleh T dew 51°C

4. Menentukan panas yang keluar dari vaporizer pada $T = 51\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	m (Kmol)	Cp dT	Q ₂ (kkal)
NH ₃	115,42	226,62	26.156,95
H ₂ O	0,58	210,62	122,16
Jumlah			26.279,11

5. Panas Sensibel Amonia

Komponen	m (kmol)	Cp dT	Q _s (kkal)
NH ₃	115,42	52,95	6.110,96
H ₂ O	0,58	49,45	28,68
Jumlah			6.139,64

6. Menghitung panas penguapan Amonia (Hv)

Komponen	m (kmol)	Hv	Q _v (kkal)
NH ₃	115,42	17,58	2.028,63
H ₂ O	0,58	41,64	24,15
Jumlah			2.052,78

$$\begin{aligned}
 \text{Panas yang keluar dari vaporizer (} Q_{2a} \text{)} &= Q_2 + Q_v \\
 &= 26.279,11 + 2.052,78 \\
 &= 28.331,89 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung massa pemanas yang dibutuhkan.

- Panas yang disuplay (Qs)

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_{2a} - Q_1 \\
 &= 28.331,89 - 13.769,49 \\
 &= 14.562,40 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Saturated steam pada suhu 51 °C, 12,96 kPa , Hv : 2593,9 kJ/kg Hl : 213,4 kJ/kg (Smith, Van Ness)

- Steam (λ) = 2593,9 - 213,4
= 2.380,5 kJ/kg = 568,9 kkal/kg
- Kebutuhan steam $m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{14.562,40}{568,9} = 25,59 \text{ kg/jam}$
- Panas steam masuk

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= 25,59 \times 2593,9 \\
 &= 66.377,90 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$
- Panas steam keluar

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{condensat}} &= 25,59 \times 213,4 \\
 &= 5.460,91 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

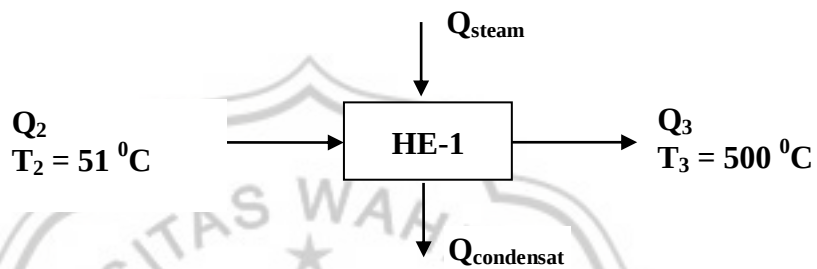
Komponen	Input	Output
Q_1	13.769,49	-
Q_2	-	26.279,11
Q_v		2.052,78
Q_s	14.562,40	

Total	28.331,89	28.331,89
--------------	------------------	------------------

2. Heat Exchanger Heater (HE-01)

Tujuan : menghitung kebutuhan steam

- Diagram alir



1. Panas gas masuk HE-01 pada suhu 51 °C

Komponen	mi (kmol)	CpdT	Q ₂ (kkal)
NH ₃	115,42	226,62	26.156,95
H ₂ O	0,58	210,62	122,16
Jumlah			26.279,11

2. Panas gas keluar HE-01 pada suhu 500 °C

Komponen	mi (kmol)	∫ Cp dT	Q ₃ (kkal)
NH ₃	115,42	4.875,91	562.776,96
H ₂ O	0,58	4.055,82	2.352,38
Jumlah			565.129,33

- Panas yang disuplay (Q_{steam})

$$Q_{\text{steam}} = Q_3 - Q_2$$

$$= 565.129,33 - 26.279,11$$

$$= 538.850,22 \text{ kkal}$$

Superheated steam pada suhu 500 °C, 8 atm, λ steam = 3481,05 kJ/kg

- Steam (λ) = 3481,05 kJ/kg

$$= 831,99 \text{ kkal/kg}$$

- Kebutuhan steam $m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{538.850,22}{831,99} = 647,66 \text{ kg/jam}$

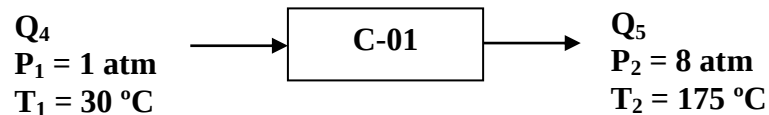
Komponen	Input	Output
Q ₂	26.279,11	-
Q ₃	-	565.129,33
Q _{steam}	538.850,22	
Jumlah	565.129,33	565.129,33

3. Kompresor (C-01)

Fungsi = menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 8 atm

Tujuan =

1. Menentukan jenis kompresor
2. Menghitung kenaikan panas akibat dikompresi



$$\text{Rasio Kompresi} = P_2/P_1 = 8/1 = 8$$

Rasio kompresi tiap stage maksimal 4, maka digunakan kompresor double stage

(Reff : Perry's, 6th ed, 6-26)

$$\text{Rasio kompresi} = \sqrt{\frac{P_2}{P_1}} = \sqrt{\frac{8}{1}} = 2,8$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_{f1} = 2,8 \text{ atm}$$

$$P_2 = 2,8 \text{ atm}$$

$$P_{f2} = 8 \text{ atm}$$

1. Menghitung panas masuk kompresor T= 30 °C

Komponen	m (kmol)	$\int C_p dT$	Q ₄ (kkal)
N ₂	807,33	35,76	28.871,68
O ₂	214,65	36,30	7.791,66
H ₂ O	22,03	41,41	912,24
Jumlah			37.575,58



2. Menghitung suhu yang keluar stage 1

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_{f1} = 2,8 \text{ atm}$$

$$T_1 = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	ΣX_i	ΣC_{pi}	$\Sigma X_i \cdot C_{pi}$
N ₂	807,33	0,77	6,94	5,37
O ₂	214,65	0,21	7,05	1,45
H ₂ O	22,03	0,02	8,04	0,17
Jumlah	1.044,01			6,99

$$C_p \text{ campuran} = 6,99 \text{ kkal / kmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$R = 1,987 \text{ kkal / kmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$C_v \text{ campuran} = C_p \text{ campuran} - R$$

$$= 6,99 - 1,987$$

$$= 5,0 \text{ kkal / kmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

Rasio Kapasitas Gas (γ) :

$$\gamma = \frac{C_{p \text{ campuran}}}{C_{v \text{ campuran}}} = \frac{6,99}{5,0} = 1,39$$

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_{f1}}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = 303,15 \times \left(\frac{2,83}{1} \right)^{\frac{1,39-1}{1,39 \times 0,86}} = 427,47 \text{ } ^\circ\text{K}$$

3. Menghitung panas yang keluar stage 1 $T = 427,47 \text{ } ^\circ\text{K}$

Komponen	m (kmol)	Cp dt	Q (kkal)
N2	807,33	902,67	728.754,26
O2	214,65	926,39	198.849,31
H2O	22,03	1.053,34	23.205,16
Jumlah			950.808,74

4. Menghitung kebutuhan air pendingin intercooler

Menghitung panas udara masuk intercooler $T = 427,47^{\circ}\text{K}$

Komponen	m (kmol)	Cp dT	Qui (kkal)
N2	807,33	902,67	728.754,26
O2	214,65	926,39	198.849,31
H2O	22,03	1.053,34	23.205,16
Jumlah			950.808,74

Menghitung panas udara keluar intercooler pada $318,15^{\circ}\text{K}$

Komponen	m (kmol)	Cp dT	Quo (kkal)
N2	807,33	139,98	113.006,21
O2	214,65	142,26	30.535,21
H2O	22,03	162,21	3.573,51
Jumlah			147.114,93

Panas yang harus diambil oleh pendingin

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{uo} - Q_{ui} \\
 &= 147.114,93 - 950.808,74 = -803.693,81 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin di intercooler

Sebagai pendingin digunakan air dengan $T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$ dan $T_{out} = 45^{\circ}\text{C}$.

$$C_p \text{ air} = 1,0 \text{ kkal/kg.K}$$

$$Q = m.C_p.dT$$

$$m = \frac{Q}{C_p.\Delta T} = \frac{803.693,81}{1,0 \times (45 - 30)} = 53.579,58 \text{ kg/jam}$$

5. Menghitung suhu keluar stage 2

$$P_1 = 2,83 \text{ atm}$$

$$P_2 = 8 \text{ atm}$$

$$T_1 = 318,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = 318,15 \times \left(\frac{8}{2,83} \right)^{\frac{1,39-1}{1,39 \times 0,86}} = 448,62^{\circ}\text{K}$$

6. Menghitung panas keluar dari kompresor $T = 448,62^{\circ}\text{K}$

Komponen	kmol	$C_p dT$	Q_5 (kkal)
N2	807,33	1.051,06	848.551,28
O2	214,65	1.080,81	231.995,22
H2O	22,03	1.228,35	27.060,59
Jumlah			1.107.607,10

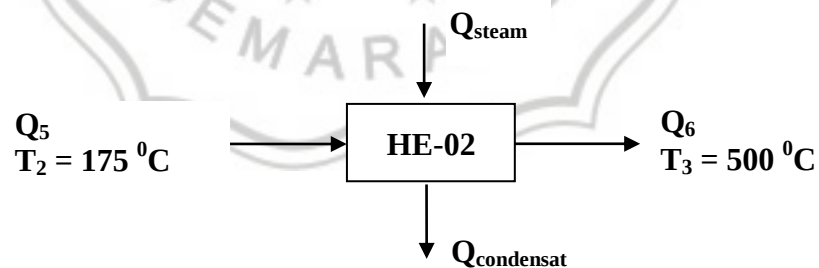
7. Menghitung panas yang timbul karena kenaikan tekanan

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kompresi}} &= Q_5 - Q_4 \\
 &= 1.107.607,10 - 37.575,58 \\
 &= 1.070.031,52 \text{ kkal / jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Input	Output
Q_4	37.575,58	-
Q_5	-	1.107.607,10
Q_{kompresi}	1.070.031,52	-
Jumlah	1.107.607,10	1.107.607,10

4. Heat Exchanger Heater (HE-02)

Tujuan : menghitung kebutuhan steam



1. Panas gas masuk HE-02 pada suhu 175 °C

Komponen	kmol	CpdT	Q_5 (kkal)
N2	807,33	1.051,06	848.551,28

O ₂	214,65	1.080,81	231.995,22
H ₂ O	22,03	1.228,35	27.060,59
Jumlah			1.107.607,10

2. Panas gas keluar HE-02 pada suhu 500⁰ C

Komponen	mi (kmol)	$\int C_p dT$	Q ₆ (kkal)
N ₂	807,33	3.377,76	2.726.964,64
O ₂	214,65	3.572,60	766.859,53
H ₂ O	22,03	4.055,82	89.349,78
Jumlah			3.583.173,95

- Panas yang disuplay (Q_{steam})

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_6 - Q_5 \\
 &= 3.583.173,95 - 1.107.607,10 \\
 &= 2.475.566,85
 \end{aligned}$$

Superheated steam pada suhu 500 °C, 8 atm, λ steam = 3481,05 kJ/kg

- Steam (λ) = 3481,05 kJ/kg
= 831,99 kkal/kg

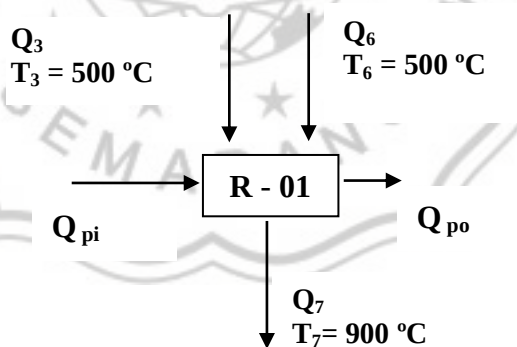
$$\text{Kebutuhan steam } m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{2.475.566,85}{831,99} = 2.975,47 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Input	Output
Q ₅	1.107.607,10	-
Q ₆	-	3.583.173,95
Q _{steam}	2.475.566,85	
Jumlah	3.583.173,95	3.583.173,95

5. Reaktor (R - 01)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi oksidasi amonia

Tujuan : Menentukan beban panas yang dilepaskan



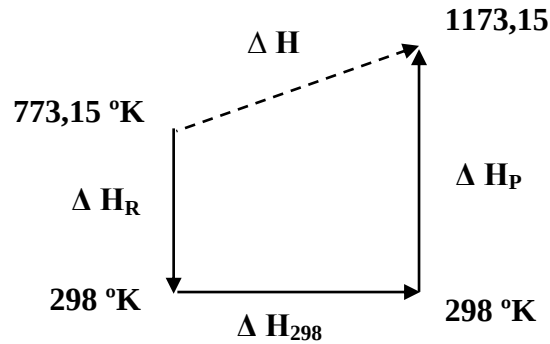
Keterangan :

Q₃ = Umpan masuk Ammonia (NH₃, H₂O)

Q₆ = Umpan masuk Udara (N₂, H₂O, O₂)

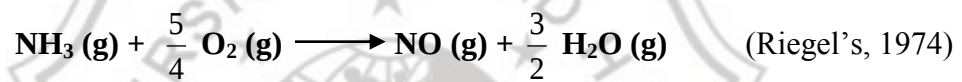
Q₇ = Produk (NH₃, NO, H₂O, O₂, N₂)

Profil Neraca Panas :



1. Perhitungan panas yang dihasilkan oleh reaksi

- Reaksi utama :



$$\Delta H_{f298} \text{ NO} = 21,6 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ NH}_3 = -11,0 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ H}_2\text{O} = -57,8 \text{ kkal/mol}$$

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

$$= (21,6 + (\frac{3}{2} \times (-57,8))) - (-11,0 + 0)$$

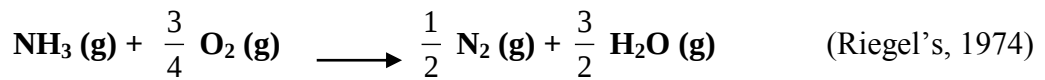
$$= -54,1 \text{ kkal/mol}$$

Jumlah mol NH_3 yang bereaksi di neraca massa = 115,42 kmol = 115.420 mol

$$\Delta H_{298} = 0,98 \times 0,98 \times 115.420 \text{ mol} \times (-54,1) \text{ kkal/mol}$$

$$= -5.996.950,81 \text{ kkal}$$

- Reaksi samping :



$$\Delta H_{f298} \text{N}_2 = 0 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{O}_2 = 0 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{NH}_3 = -11,0 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{H}_2\text{O} = -57,8 \quad \text{kkal/mol}$$

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

$$= (0 + (\frac{3}{2} \times (-57,8))) - (-11,0 + 0)$$

$$= -75,6 \text{ kkal / mol}$$

Jumlah mol NH_3 yang bereaksi di neraca massa = 115,42 kmol = 115.420

$$\text{mol } \Delta H_{298} = 0,98 \times 0,02 \times 115.420 \text{ mol} \times (-75,6) \text{ kkal / mol}$$

$$= -171.024,7 \text{ kkal}$$

$$\text{Sehingga } \Delta H_{298 (\text{total})} = (-5.996.950,81) + (-171.024,7) \text{ kkal}$$

$$= -6.167.975,5 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{298} = -Q_{\text{reaksi}}$$

$$= 6.167.975,5 \text{ kkal}$$

2. Menghitung Panas Sensible Reaktan

Panas Sensible Amonia masuk $T = 500^\circ\text{C}$

Komponen	m (kmol)	Cp dT	Q ₃ (kkal)
NH ₃	115,42	4.875,91	562.776,96
H ₂ O	0,58	4.055,82	2.352,38
Jumlah			565.129,33

Panas Sensible Udara masuk $T = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	m_i (kmol)	$\int C_p dT$	Q_6 (kkal)
N_2	807,33	3.377,76	2.726.964,64
O_2	214,65	3.572,60	766.859,53
H_2O	22,03	4.055,82	89.349,78
Jumlah			3.583.173,95

3. Menghitung panas sensible produk pada $T = 900\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	m (kmol)	$C_p dT$	Q_7 (kkal)
NH_3	2,32	10.211,67	23.691,07
H_2O	192,41	7.970,69	1.533.634,21
N_2	808,49	6.404,88	5.178.252,49
O_2	74,40	6.899,55	513.343,07
NO	110,84	6.764,30	749.754,69
			7.998.675,53

Panas yang harus diambil reaktor

$$\begin{aligned}
 Q_R &= \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} - \Delta H_{\text{produk}} \\
 &= (565.129,33 + 3.583.173,95) + 6.167.975,50 - 7.998.675,53 \\
 &= 2.317.603,25 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Kebutuhan Pendingin

$$T_{\text{masuk}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 120\text{ }^{\circ}\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 1,00 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = \frac{Q}{C_p dT} = \frac{2.317.603,25}{(1,00) \times (393,15 - 298,15)}$$

$$= 24.395,82 \text{ kg / jam}$$

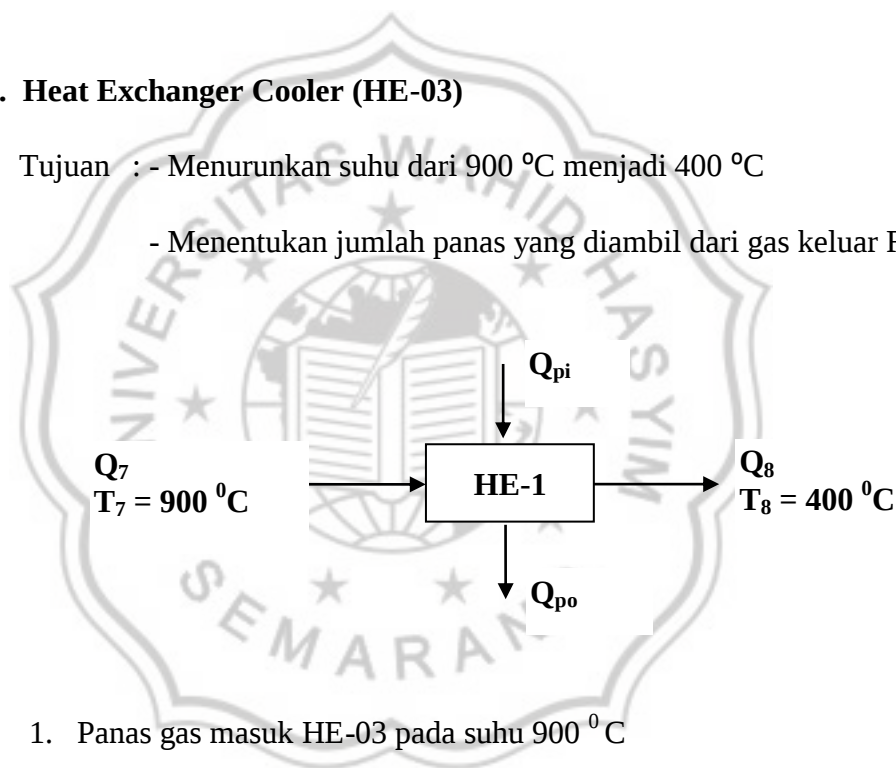
Tabel Neraca Panas di R-01

Komponen	Input	Output
$Q_3 + Q_6$	4.148.303,28	-
Q_{reaksi}	6.167.975,50	-
Q_7	-	7.998.675,53
Pendingin	-	2.317.603,25
Jumlah	10.316.278,78	10.316.278,78

6. Heat Exchanger Cooler (HE-03)

Tujuan : - Menurunkan suhu dari 900 °C menjadi 400 °C

- Menentukan jumlah panas yang diambil dari gas keluar R-01



1. Panas gas masuk HE-03 pada suhu 900 °C

Komponen	m (kmol)	$C_p dT$	Q_7 (kkal)
NH ₃	2,32	10.211,67	23.691,07
H ₂ O	192,41	7.970,69	1.533.634,21
N ₂	808,49	6.404,88	5.178.252,49
O ₂	74,40	6.899,55	513.343,07
NO	110,84	6.764,30	749.754,69
			7.998.675,53

2. Panas gas keluar HE-03 pada suhu 400⁰ C

Komponen	mi (kmol)	Cp dT	Q ₈ (kkal)
NH ₃	2,32	3.706,05	8.598,04
N ₂	808,49	2.648,35	2.141.155,81
O ₂	74,40	2.779,34	206.789,71
H ₂ O	192,41	3.151,93	606.459,72
NO	110,84	2.747,71	304.550,23
Jumlah			3.267.553,50

- Panas yang harus diambil oleh pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_8 - Q_7 \\
 &= 3.267.553,50 - 7.998.675,53 \\
 &= - 4.731.122,03 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{\text{masuk}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 333,15 \text{ K}$$

$$C_p = 1,00 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan pendingin } m &= \frac{Q}{C_p dT} = \frac{4.731.122,03}{(1,00) \times (333,15 - 298,15)} \\
 &= 135.174,92 \text{ kg / jam}
 \end{aligned}$$

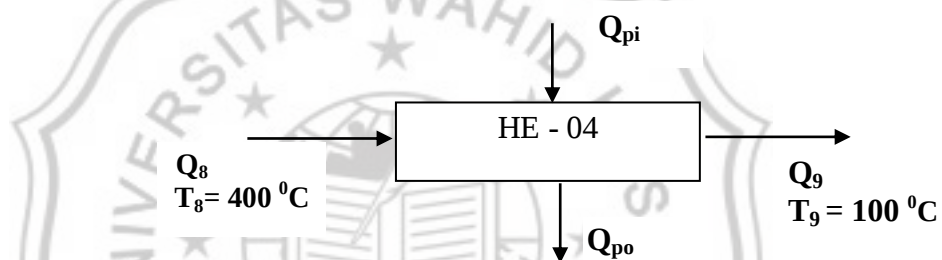
Komponen	Input	Output
Q ₇	7.998.675,53	-

Q_8	-	3.267.553,50
Q_{steam}		4.731.122,03
Jumlah	7.998.675,53	7.998.675,53

7. Heat Exchanger Cooler (HE-04)

Fungsi : Menurunkan suhu gas dari $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $100\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tujuan : - Menghitung panas yang dihasilkan



1. Menentukan panas yang masuk ke HE-04, pada $T = 400\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	m_i (kmol)	$C_{pd}T$	Q_8 (kkal)
NH_3	2,32	3706,05	8.598,04
N_2	808,49	2648,35	2.141.155,81
O_2	74,40	2779,34	206.789,71
H_2O	192,41	3151,93	606.459,72
NO	110,84	2747,71	304.550,23
Jumlah			3.267.553,50

2. Menentukan panas yang keluar dari HE-04 pada $T = 100\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	m_i (kmol)	$C_{pd}T$	Q_9 (kkal)
----------	--------------	-----------	--------------

NH ₃	2,32	662,45	1.536,88
N ₂	808,49	522,90	422.754,74
O ₂	74,40	533,97	39.728,678
H ₂ O	192,41	607,96	116.976,96
NO	110,84	539,19	59.763,09
Jumlah			640.760,3417

- Panas yang harus diambil oleh pendingin

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_9 - Q_8 \\
 &= 640.760,34 - 3.267.553,50 \\
 &= - 2.626.793,16 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan pendingin

$$T_{\text{masuk}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 1,00 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan pendingin } m &= \frac{Q}{C_p dT} = \frac{2.626.793,16}{(1,00) \times (323,15 - 298,15)} \\
 &= 105.071,73 \text{ kg / jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	Input	Output
Q ₈	3.267.553,50	-
Q ₉	-	640.760,34
Q _{steam}	-	2.626.793,16
Jumlah	3.267.553,50	3.267.553,50

8. Cooler Condensor (CC –01)

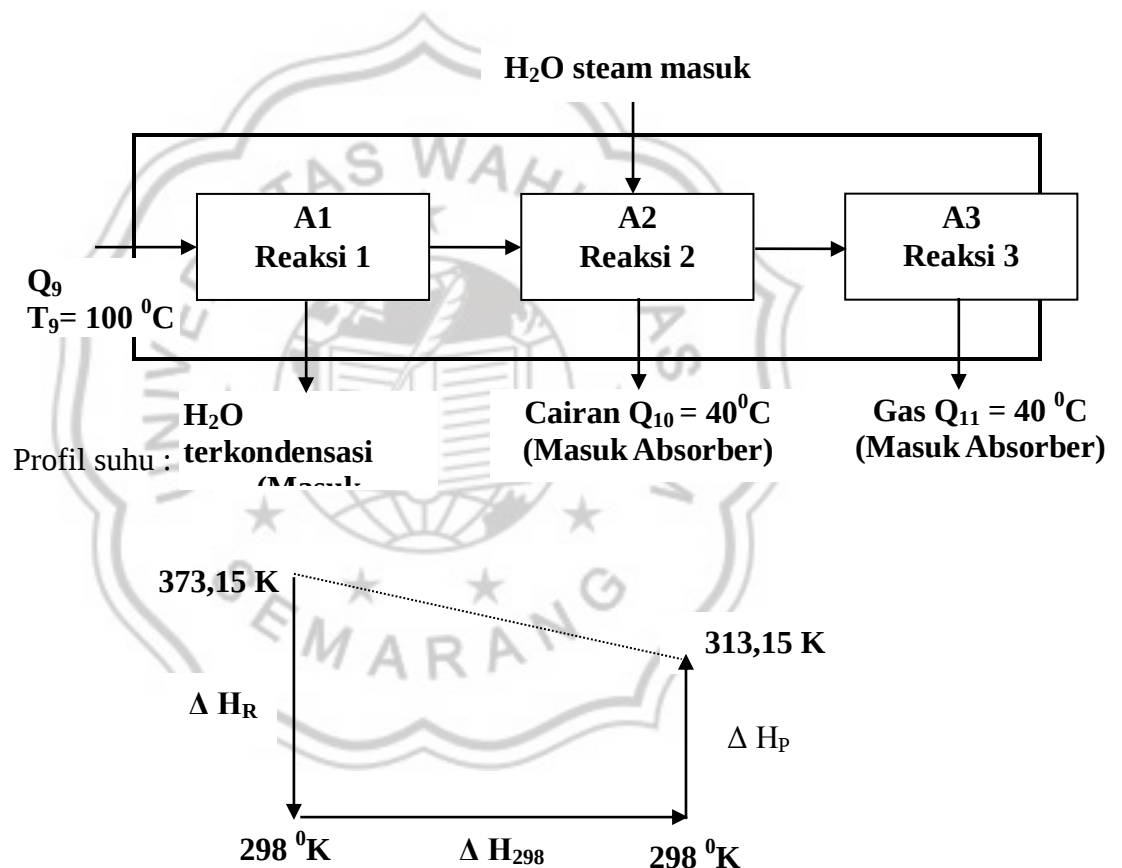
Fungsi : -Mendinginkan produk

-Memisahkan reaktan menjadi cairan dan gas

- Tempat terjadinya reaksi

Tujuan : Menentukan kebutuhan pendingin di Cooler Condensor

Gambar detail alat Cooler Condensor



1. Perhitungan Q reaktan yang masuk cooler condensor suhu 100 °C

Komponen	mi (kmol)	CpdT	Q ₉ (kkal)
NH ₃	2,32	662,45	1.536,88

N ₂	808,49	522,90	422.754,74
O ₂	74,40	533,97	39.728,678
H ₂ O	192,41	607,96	116.976,96
NO	110,84	539,19	59.763,09
Jumlah			640.760,34

2. Mencari Q H₂O steam yang masuk cooler condensor suhu 171,11 °C

Komponen	m _i (kmol)	∫ Cp dT	Q ₁₀ (kkal)
H ₂ O	35,84	1.192,18	42.727,61
Jumlah			42.727,61

Q in total (Q₉ + Q₁₀) = 640.760,34 + 42.727,61 = 683.487,95

3. Mencari Q produk yang keluar cooler condensor

- Keluar sebagai cairan pada suhu 40 °C

Komponen	m _i (kmol)	∫ Cp dT	Q ₁₁ (kkal)
HNO ₃	71,86	89,73	6.447,99
Jumlah			6.447,99

- Keluar sebagai gas pada suhu 40 °C

Komponen	m _i (kmol)	∫ Cp dT	Q ₁₂ (kkal)
NH ₃	2,32	130,81	303,49
N ₂	808,49	105,23	85.076,13
O ₂	1,57	106,90	167,83
NO	0,37	108,65	40,20
NO ₂	36,59	134,80	4.932,31
Jumlah			90.519,96

4. Kondensasi dari H₂O

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O yang terkondensasi} &= (\text{H}_2\text{O masuk} - \text{H}_2\text{O keluar}) \\ &= ((3.463,37 + 645,19) - (3.463,37)) \\ &= 645,19 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Panas latent dari H₂O pada suhu keluar kondensor 40 °C = 614,9 kkal/kg

$$\begin{aligned}\text{Panas dari kondensasi H}_2\text{O} &= m \times \lambda \\ &= 645,19 \text{ kg/jam} \times 614,9 \text{ kkal/kg} \\ &= 396.727,33 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

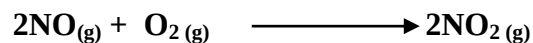
$$\begin{aligned}\text{Panas sensible untuk pendinginan kondensat} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 645,19 \times 1 \times (40 - 25) \\ &= 9.677,85 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{maka total panas kondensasi dan pendinginan} &= (396.727,33 + 9.677,85) \\ &= 406.405,18 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Q out total (Q}_{11} + \text{Q}_{12} + \text{Q}_{\text{H}_2\text{O terkondensasi}}) &= 6.447,99 + 90.519,96 + 406.405,18 \\ &= 503.373,13\end{aligned}$$

- Reaksi 1 (Oksidasi dari NO menjadi NO₂)

Konversi reaksi oksidasi NO menjadi NO₂ sebesar 99%



$$\Delta H_{f_{298}} \text{ NO} = 21,6 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f_{298}} \text{O}_2 = 0 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f_{298}} \text{NO}_2 = 8,17 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= (2 \times 8,17) - ((2 \times 21,6) + 0) \\ &= - 26,86 \text{ kkal / mol} \end{aligned}$$

Jumlah mol NO₂ yang terbentuk dari neraca massa = 109,72 kmol = 109.720 mol

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= 0,99 \times 109.720 \text{ mol} \times (- 26,86) \text{ kkal / mol} \\ &= -2.917.608,41 \text{ kkal} \end{aligned}$$

- Reaksi 2 (Pembentukan Asam Nitrat)



$$\Delta H_{f_{298}} \text{NO} = 21,6 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f_{298}} \text{HNO}_3 = - 49,47 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f_{298}} \text{H}_2\text{O} = - 57,8 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f_{298}} \text{NO}_2 = 8,27 \quad \text{kkal/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= ((2 \times (-49,47)) + 21,6) - ((3 \times 8,27) + (-57,8)) \\ &= (-77,34) - (-32,99) \\ &= - 44,35 \text{ kkal / mol} \end{aligned}$$

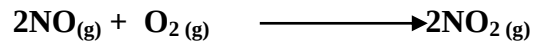
HNO₃ yang terbentuk, dari neraca massa = 71,86 kmol/jam = 71.860 mol

$$\Delta H_{298} = 71.860 \text{ mol} \times (- 44,35) \text{ kkal / mol}$$

$$= -3.186.991,00 \text{ kkal}$$

- Reaksi 3

Konversi reaksi oksidasi NO menjadi NO₂ sebesar 99%



$$\Delta H_{f298} \text{ NO} = 21,6 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ O}_2 = 0 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ NO}_2 = 8,17 \text{ kkal/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= (2 \times 8,17) - ((2 \times 21,6) + 0) \\ &= -26,86 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Jumlah mol NO₂ yang terbentuk dari neraca massa = 36,59 kmol = 36.590 mol

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= 0,99 \times 36.590 \text{ mol} \times (-26,86) \text{ kkal / mol} \\ &= -972.979,33 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$Q_{R(\text{total})} = (-2.917.608,41) + (-3.123.251,18) + (-972.979,33) = -7.013.838,92$$

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{\text{standart}} = -(-7.013.838,92) = 7.013.838,92$$

Panas yang harus diambil cooler kondensor

$$\begin{aligned} Q_C &= Q_{\text{reaktan}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{produk}} \\ &= 683.487,95 + 7.013.838,92 - 503.373,13 = 7.193.953,74 \end{aligned}$$

Kebutuhan Pendingin :

$$T_{\text{masuk}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ K} , \quad C_p \text{ air} = 1,00 \text{ kkal/kg}$$

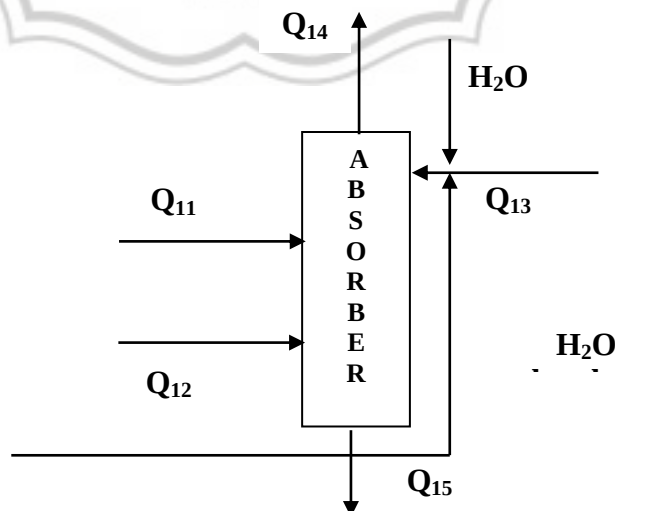
$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{7.193.953,74}{(1,00) \times (313,15 - 298,15)} = 479.596,92 \text{ kg/ jam}$$

Komponen	Input (kkal)	Output (kkal)
Q_{in}	683.487,95	-
Q_{out}		503.373,13
Q_R	7.013.838,92	
Q_C	-	7.193.953,74
Total	7.697.326,87	7.697.326,87

9. Absorber

Fungsi : - Menyerap gas NO_2 yang terdapat dalam umpan masuk absorber hingga terjadi pembentukan HNO_3

Tujuan : - Menentukan beban panas di absorber
- Menentukan suhu cairan keluar absorber



Keterangan :

Q_{11} = panas larutan masuk dari cooler condensor

Q_{12} = panas gas masuk dari cooler condensor

Q_{13} = panas air masuk (H_2O terkondensasi+ H_2O masuk)

Q_{14} = panas tail gas keluar absorber

Q_{15} = panas produk HNO_3 keluar dari absorber

1. Menghitung Q_{11} (panas cairan masuk dari cooler condensor)

Komponen	m_i (kmol)	CpdT	Q_{11} (kkal)
HNO ₃	71,86	89,73	6.447,99
Jumlah			6.447,99

2. Menghitung Q_{12} (panas gas masuk dari cooler condensor)

Komponen	m_i (kmol)	CpdT	Q_{12} (kkal)
NH ₃	2,32	130,81	303,49
N ₂	808,49	105,23	85.076,13
O ₂	1,57	106,90	167,83
NO	0,37	108,65	40,20
NO ₂	36,59	134,80	4.932,31
Jumlah			90.519,96

3. Menghitung Q_{13} (panas air masuk ke absorber)

Komponen	m_i (kmol)	CpdT	Q_{13} (kkal)
H ₂ O	236,41	99,95	23.628,00

4. Menghitung Q_{14} (panas tail gas keluar dari absorber)

Komponen	m_i (kmol)	CpdT	Q_{14} (kkal)
NH ₃	2,32	129,51	300,47
N ₂	808,49	104,19	84.233,47
O ₂	1,57	105,84	166,17
NO	12,32	120,70	1.487,05
NO ₂	1297,77	107,57	139.604,07
H ₂ O	223,06	133,46	29.768,90
Jumlah			255.560,13

5. Menghitung Q_{15} (panas produk keluar dari absorber) suhu 40 °C

Komponen	m_i (kmol)	CpdT	Q_{15} (kkal)
HNO ₃	96,20	97,63	9.392,02
H ₂ O	223,06	132,54	29.563,92
Jumlah			38.955,94

Reaksi di Absorber :



$$\Delta H_{f298} \text{NO} = 21,6 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{HNO}_3 = -49,47 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{H}_2\text{O} = -57,8 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{NO}_2 = 8,27 \text{ kkal/mol}$$

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

$$= ((2 \times (-49,47)) + 21,6) - ((3 \times 8,27) + (-57,8))$$

$$= (-77,34) - (-32,99)$$

$$= -44,35 \text{ kkal / mol}$$

HNO₃ yang terbentuk, dari neraca massa = 96,20 kmol/jam = 96.200 mol

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= 96.200 \text{ mol} \times (-44,35) \text{ kkal / mol} \\ &= -4.266.470 \text{ kkal}\end{aligned}$$

6. Panas pelarutan dari HNO₃ 60 %

HNO₃ yang terbentuk, dari neraca massa = 6060,52/ 63 = 96,20 kmol/jam

Panas pelarutan dapat dihitung dari *diagram enthalpy-concentration* (Perry's Chemical Engineers Handbook, 7th ed. P. 2.184, Table. 2.209).

Temperatur referensi untuk diagram ini yaitu 32 °F (0 °C). Dari diagram didapat :

$$\text{Enthalpy dari 100 \% HNO}_3 = 0$$

$$\text{Enthalpy dari 60 \% HNO}_3 = -170 \text{ Btu/lb larutan}$$

$$\text{Spesific Heat 60 \% HNO}_3 = 0,64$$

Panas yang terjadi pada pelarutan 0 °C (32 °F) = 170 Btu/lb larutan

$$(\text{Faktor konversi dari 1 btu/lbm}^0 \text{ F ke kj/kg K}) = 170 \times \frac{4,186}{1,8}$$

$$= 395,34 \text{ kJ/kg K larutan}$$

$$= 94,49 \text{ kkal/kg}$$

Panas pelarutan pada suhu 40 °C = Cp x (40 – 0) x 4,186 (faktor konversi)

$$= 0,64 \times 40 \times 4,186$$

$$= 107,16 \text{ kJ/kg} = 25,61 \text{ kkal/kg}$$

jadi, panas yang dihasilkan pada pelarutan 40 °C :

$$94,49 \text{ kkal/kg} - 25,61 \text{ kkal/kg} = 68,88 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Berat larutan HNO}_3 \text{ per 1 kmol 100 \% HNO}_3 = \frac{BM \text{ HNO}_3}{60} \times 100$$

$$= \frac{63}{60} \times 100 = 105 \text{ kg}$$

$$\text{Panas yang terbentuk dari pelarutan per 1 kmol} = 105 \times 68,88$$

$$= 7.232,40$$

kkal/jam

$$\text{Maka, total panas yang terbentuk} = 7.232,40 \times 69,20$$

$$= 695.756,88$$

$$= 695.756,88$$

kkal/jam

$$Q_R \text{ total} = 4.266.470 + 695.756,88 = 4.962.226,88 \text{ kkal}$$

7. Menghitung beban panas di Absorber

$$Q = (Q_{11} + Q_{12} + Q_{13} + Q_R) - (Q_{14} + Q_{15})$$

$$= (6.447,99 + 90.519,96 + 23.628,00 + 4.962.226,88) - (255.560,13 + 38.955,94)$$

$$= 4.788.306,76 \text{ kkal}$$

Kebutuhan Pendingin :

Tmasuk = 25 °C = 298,15 K

Tkeluar = 40 °C = 313,15 K

Cp air = 1,00 kkal/kg

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{4.788.306,76}{(1,00) \times (313,15 - 298,15)} = 319.220,45 \text{ kg / jam}$$

Komponen	Input	Output
Q ₁₁	6.447,99	-
Q ₁₂	90.519,96	-
Q ₁₃	23.628,00	-
Q _R	4.962.226,88	
Pendingin		4.788.306,76
Q ₁₄		255.560,13
Q ₁₅	-	38.955,94
Jumlah	5.082.822,83	5.082.822,83

1. Tangki Penyimpanan Amonia



Kode : T – 01

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku Ammonia selama 14 hari

Tujuan : 1. Menentukan type tangki
2. Menentukan bahan konstruksi tangki
3. Menghitung dimensi utama tangki

Langkah perancangan :

1. Menentukan type tangki

Dalam perancangan ini dipilih tangki silinder horisontal dengan kepala berbentuk torispherical pada kedua sisinya, berdasarkan pada pertimbangan :

- Kondisi operasi

Keterangan	Aktual	Yang diijinkan
Fase bahan yang disimpan	Cair jenuh	Cair jenuh
Waktu tinggal	14 hari	Max 30 hari

Tekanan	8,5 atm	Max 15 bar (14,802 atm)
Range suhu	31 °C	-20 - 600 °C

- Tangki diletakkan di udara terbuka sehingga tekanan angin menjadi lebih besar bila digunakan tangki horisontal
- Tangki digunakan sebagai penyimpanan bahan baku

2. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon Steel Grade B dengan pertimbangan

- Mempunyai allowable stress yang cukup besar
- Bahan tahan korosi
- Harga lebih murah

3. Menghitung dimensi utama tangki

a. Menghitung kebutuhan bahan baku ammonia

Direncanakan tangki digunakan untuk menyimpan ammonia selama 14 hari.

Kebutuhan ammonia per jam = 1972,58 kg

Kebutuhan ammonia untuk 14 hari = 662.786,88 kg

b. Menghitung densitas campuran pada suhu 30 °C

Komponen	A	B	N	Tc
NH ₃	0,23689	0,25471	0,28870	405,65
H ₂ O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

(Reff : Yaws, *Thermodynamic and Physical Data*)

Persamaan yang digunakan :

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

dimana : ρ = densitas (gr/ml)

A,B = konstanta

T_c = suhu kritis (°K)

Komponen	X_i	ρ	$\rho \times X_i$ (gr/cc)
NH3	0,995	0,59	0,591
H2O	0,005	1,02	0,005
Total			0,596

$$\text{Densitas campuran} = 0,596 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 596,427 \text{ kg/m}^3$$

$$= 37,234 \text{ lb/ft}^3$$

c. Menghitung volume bahan baku dalam tangki

$$\text{Volume Ammonia} = \frac{\text{Kebutuhan ammonia}}{\rho \text{ ammonia}}$$

$$= \frac{662.786,88 \text{ kg}}{596,427 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1.111,26 \text{ m}^3$$

$$= 39.243,89 \text{ cuft}$$

Dengan faktor keamanan 10 % maka volume tangki :

$$= 39.243,89 \text{ cuft} \times 110 \%$$

$$= 43.168,28 \text{ cuft}$$

$$= 1.222,41 \text{ m}^3$$

d. Menghitung panjang dan diameter tangki

Pada perancangan ini digunakan $L/D = 2$ untuk tangki torispherical head.

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head torispherical}$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} (\pi \times D^2 \times L)$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times D^3 \quad (\text{Brownell, p.88})$$

Maka,

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} (\pi \times D^2 \times (2D)) + 2 \times (0,000049 \times D^3)$$

$$39.243,89 \text{ ft}^3 = 1,5709 D^3$$

$$D^3 = 24.981,78$$

$$D = 29,23 \text{ ft} = 350,76 \text{ inch}$$

$$L = 58,51 \text{ ft} = 702,14 \text{ inch}$$

Berdasarkan Appendiks E item 1 Brownell, ukuran tangki standart yang mendekati hasil perhitungan adalah :

$$D = 30 \text{ ft} = 360 \text{ in}$$

$$L = 60 \text{ ft} = 720 \text{ in}$$

$$V = 7.550 \text{ barel}$$

e. Menghitung tebal dinding tangki (ts)

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell & Young yaitu :

$$ts = \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

dalam hubungan ini :

t_s = tebal shell minimum, in

P = Tekanan, psi = $8,5 \text{ atm} \times 1,1 = 9,35 \text{ atm} = 137,40 \text{ psi}$

r = jari – jari dalam shell, in = 180 in

f = tegangan maksimum yang diijinkan, psi = 17.500 psi

c = Faktor korosi = 0,125

$$t_s = \frac{137,40 \times 180}{17.500 \times 0,85 - 0,6 \times 137,40} + 0,125$$

$$t_s = 1,79 \text{ in}$$

Maka dipilih tebal shell plat standart = 2 in (Brownell, hal. 88)

f. Menghitung tebal head tangki (t_h)

Bahan konstruksi untuk head sama dengan bahan untuk shell, perhitungan dilakukan berdasarkan persamaan 7.56 dan 7.57 Brownell yaitu :

Untuk torispherical head $k = 1,0$ (Brownell, hal. 133)

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{6} \times (2 + k^2) \quad (\text{Brownell, pers. 7.56 hal.133}) \\ &= \frac{1}{6} \times (2 + 1^2) = 0,5 \end{aligned}$$

$$t_h = \frac{P \times D \times V}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + c \quad (\text{Brownell, pers 7.57 hal.133})$$

dimana :

t_h = tebal head, in

V = Faktor intensifikasi

E = Efisiensi pengelasan
 C = Faktor korosi
 f = tekanan yang diijinkan
 P = Tekanan design, psi
 D = Diameter tangki, in

$$t_h = \frac{137,40 \times 360 \times 0,5}{2 \times 17.500 \times 0,85 - 0,2 \times 137,40} + 0,125$$

$$t_h = 0,9571 \text{ in}$$

Sehingga digunakan tebal head standart 1 in (Brownell, tabel 5.6 hal 88).

g. Menghitung panjang head (Lh)

$$L_h = \frac{1}{2} D \text{ (karena ratio major axis = 2 : 1, Brownell hal. 133)}$$

$$L_h = \frac{1}{2} \times 360 = 180 \text{ in}$$

h. Menentukan tinggi head (Th)

$$ID \text{ Shell} = 301,595 \text{ in}$$

$$OD \text{ tangki} = ID \text{ shell} + 2 t_s$$

$$= 305,18$$

Dari Brownell tabel 5.7 hal 91 :

$$OD \text{ standart} = 240 \text{ in}$$

$$r \text{ (radius of dish)} = 180 \text{ in}$$

$$icr \text{ (inside corner radius)} = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

i. Menghitung panjang tangki total

$$\begin{aligned} L &= (2 \times L_h) + L_s \\ &= (2 \times 180) + 720 \quad \text{in} \\ &= 1080 \text{ in} \qquad \qquad \qquad = 27,42 \text{ m} \end{aligned}$$

j. Menghitung diameter pengeluaran dan pengisian

→ Menghitung diameter pipa pengeluaran

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, p. 496})$$

Dimana :

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

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

ρ = Density cairan (lb/ft^3)

→ Menentukan Q_f

$$\begin{aligned} Q_f &= 1972,58 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{622,33 \text{ kg}/\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ dt}} \times \frac{1 \text{ cuft}}{0,0283 \text{ m}^3} \\ &= 0,031 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

→ Menentukan $D_{i \text{ opt}}$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,031)^{0,45} \times (37,324)^{0,13} \\ &= 1,307 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix K item 2, Brownell spesifikasi pipa standart α dengan diameter dalam yang mendekati hasil perhitungan adalah :

Nominal size = 1 1/2 in

OD = 1,900 in

ID = 1,500 in

Schedule no. = 80

k. Menghitung diameter pipa pengisian

→ Menentukan Q_f

Direncanakan waktu pengisian = 24 jam

Volume tangki = 39.209,64 cuft

$$Q_f = 1972,58 \text{ kg/jam} \times \frac{43..168,28 \text{ cuft}}{24 \text{ jam} \times \frac{3600 \text{ dt}}{\text{jam}}} = 0,49 \text{ cuft/dt}$$

→ Menentukan $D_i \text{ opt}$

$$\begin{aligned} D_i \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,49)^{0,45} \times (37,324)^{0,13} \\ &= 4,52 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix K item 2, Brownell spesifikasi pipa standart α dengan diameter dalam yang mendekati hasil perhitungan adalah :

Nominal size = 5 in

OD = 5,563 in

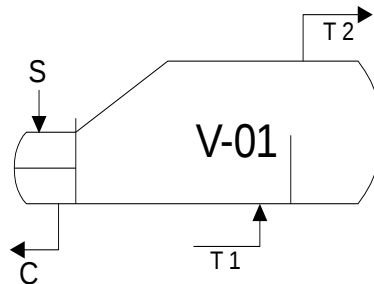
ID = 4,813 in

Schedule no. = 80



RESUME TANGKI	
Nama Alat	: Tangki Penyimpanan Bahan Baku Ammonia (T-01)
Tipe head	: Tanki silinder horizontal berbentuk torispherical head
Material konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade B
Kondisi penyimpanan	: Cair jenuh
Waktu penyimpanan	: 3 hari
Suhu penyimpanan	: 30 °C
Tekanan penyimpanan	: 8,5 atm
Jumlah tangki	: 1 buah
Kapasitas tangki	: 7550 barel
Diameter tangki	: 30 ft = 9,14 m
Lebar tangki	: 60 ft = 18,28 m
Panjang head tangki	: 360 in = 9,14 m
Panjang tangki total	: 27,42 m
Diameter pipa pengisian	: 5 in
Diameter pipa pengeluaran	: 1 ½ in

2. VAPORIZER



Kode : V - 01

Fungsi : Menguapkan ammonia cair menjadi uap

Tujuan :

1. Menentukan type vaporizer
2. Menentukan bahan konstruksi vaporizer
3. Menentukan spesifikasi vaporizer
4. Menghitung clean overall heat transfer coefficient (U_C)
5. Menentukan koefisien perpindahan panas (U_D)
6. Menghitung dirt factor (R_d)
7. Menghitung pressure drop (ΔP)

Langkah Perancangan :

1. Menentukan type vaporizer

Vaporizer yang dipilih adalah double pipe dengan pertimbangan :

Luas perpindahan panas diperkirakan $< 200 \text{ ft}^2$

2. Menentukan Bahan Konstruksi Vaporizer

Dalam perancangan ini menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA 283

Grade C dengan pertimbangan :

- Bahannya kuat
- Harga relatif murah
- Bahan tahan korosif

- Paling umum digunakan

3. Menentukan spesifikasi vaporizer

Data perancangan :

Dari neraca panas dan neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

Beban panas : 14.562,40 kkal/jam = 57.749,62 Btu/jam

Jumlah steam : 25,59 kg/jam = 56,41 lb/jam

Jumlah NH₃ yang diuapkan : 1.691,50 kg/jam = 3.729,12 lb/jam

a. Menentukan ΔT_{LMTD}

Fluida panas (°F)	Suhu	Fluida dingin (°F)	Selisih
248	Suhu tinggi	123,80	124,20
248	Suhu rendah	87,80	160,20
	Selisih	36	36

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{160,2 - 124,2}{\ln\left(\frac{160,2}{124,2}\right)} = 141,44 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{avg} = 248 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_{avg} = \frac{123,8 + 87,8}{2} = 105,8 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Menentukan harga koefisien perpindahan panas keseluruhan

Dari tabel 8 hal 840 Kern diperoleh harga $U_D = 5 - 50 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2) (^{\circ}\text{F})$.

Dalam perancangan ini dipilih harga $U_D = 5 \text{ Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^{\circ}\text{F})$.

c. Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{57.749,62 \text{ Btu} / \text{jam}}{5 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \times 141,44 \text{ }^{\circ}\text{F}} = 81,66 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi jenis *double pipe* karena $(A) < 200 \text{ ft}^2$. Double pipe yang digunakan 2 x 1¼ IPS panjang 20 hairpin.

Dari tabel 6.2 hal 110 Kern, untuk ukuran 2 x 1¼ IPS :

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

$$\text{Luas pipa} = 1,5 \text{ in}^2$$

Karena luas pipa lebih besar dibanding luas annulus, maka fluida yang laju alirnya besar terletak di dalam pipa.

4. Menghitung Clean Overall Heat Transfer Coefficient, U_c

➤ Fluida panas, *annulus*, steam

a. Menghitung flow area pipa

$$D_2 = 2,067/12 = 0,172 \text{ ft}$$

$$D_1 = 1,66/12 = 0,138 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (0,172^2 - 0,138^2)}{4} \\ &= 0,0083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= 0,0761 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menghitung kecepatan massa

$$G_a = \frac{W}{a_n} = \frac{56,41}{0,0083} = 6.796,38 \text{ lb / (jam) (ft}^2\text{)}$$

c. Menghitung bilangan reynold, N_{Re}

Pada $T_{avg} = 248 \text{ }^\circ\text{F}$:

$$\mu = 0,014 \times 2,42 = 0,034 \text{ lb/(ft).(jam)}$$

(Fig 14 hal 823, Kern)

$$Re_a = (D_e \times G_a) / \mu = (0,0761 \times 6.796,38) / 0,034 = 15.275$$

d. Harga j_H

$$Re_a = 15.275 \text{ didapat harga } j_H = 45 \quad (\text{Fig 24 hal 834, Kern})$$

e. Pada $T_{avg} = 248^\circ F$

$$c = 0,99 \text{ Btu} / (\text{lb}) (\text{ft}^2) \quad (\text{Fig 2 hal 805, Kern})$$

$$k = 0,028 \text{ Btu} / (\text{hr}) (\text{ft}^2) (^\circ F/\text{ft}) \quad (\text{tabel 4 hal 800, Kern})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,99 \times 0,034}{0,028} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,062$$

f. Menghitung harga h_o

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ &= 45 \times \frac{0,028}{0,076} \times 1,062 \times 1 \\ &= 17,57 \text{ Btu} / (\text{hr}) (\text{ft}^2) (^\circ F) \end{aligned}$$

➤ **Fluida dingin, inner pipe, ammonia**

a. Menghitung flow area pipa

$$D = 1,38 / 12 = 0,115 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 0,115^2}{4} \\ &= 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung kecepatan massa

$$G_p = \frac{W}{a_p} = \frac{3.729,11}{0,0104} = 359.050 \text{ lb} / (\text{jam}) (\text{ft}^2)$$

c. Menghitung bilangan reynold, N_{Re}

Pada $t_{avg} = 105,8 \text{ } ^\circ\text{F}$:

$$\mu = 0,05 \times 2,42 = 0,12 \text{ lb/(ft).(jam)}$$

(fig 14 hal 823, *Kern*)

$$Re_a = (D \times G_a) / \mu = (0,115 \times 359.050) / 0,12 = 341.232,21$$

d. Harga j_H

$$Re_a = 341.232,21 \text{ didapat harga } j_H = 700$$

(fig 24 hal 834, *Kern*)

e. Pada $T_{avg} = 105,8 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,52 \text{ Btu / (lb) (ft}^2\text{)}$$

(Fig 2 hal 805, *Kern*)

$$k = 0,41 \text{ Btu / (hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F/ft)}$$

(tabel 4 hal 800, *Kern*)

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,52 \times 0,12}{0,41} \right)^{\frac{1}{3}} = 0,54$$

f. Menghitung harga h_i

$$h_i = j_H \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 700 \times \frac{0,41}{0,115} \times 0,54 \times 1$$

$$= 1.331,73 \text{ Btu / (hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1.331,73 \times \frac{0,115}{0,138} = 1.107,10 \text{ Btu / (hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

g. Clean overall coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.107,10 \times 17,57}{1.107,10 + 17,57} = 17,30 \text{ Btu / (hr) (ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)}$$

5. Menghitung Design Overall Heat Transfer Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{17,30} + 0,002$$

$$U_D = 16,72 \text{ Btu} / (\text{hr}) (\text{ft}^2) (^\circ\text{F})$$

a. Luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{57.749,62 \text{ Btu} / \text{jam}}{16,72 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 141,44 ^\circ\text{F}} = 24,42 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 11 Kern, untuk 1 ¼ IPS, pipa standart memiliki luas permukaan luar tiap feet.

$$a'' = 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang} = \frac{24,42}{0,917} = 26,63 \text{ ft/in}$$

b. Menghitung luas permukaan yang digunakan

Digunakan hairpin dengan ukuran = 20 ft

$$A = 1 \times 2 \times 20 \times 0,917 = 36,68 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{57.749,62}{36,68 \times 141,44} = 11,13 \text{ Btu} / (\text{hr}) (\text{ft}^2) (^\circ\text{F})$$

6. Menghitung faktor kekotoran (R_d)

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = \frac{17,30 - 11,13}{17,30 \times 11,13} = 0,03$$

7. Menghitung Presurre Drop (ΔP)

- **Annulus**

$$\begin{aligned} D_e &= D_1 - D_2 \\ &= 0,172 - 0,138 \\ &= 0,034 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,035 + \frac{0,264}{(D.G/\mu)^{0,42}} \\ &= 0,01 \end{aligned}$$

$$s = 1$$

$$\rho = 62,5 \times 1 = 62,5 \text{ lb/ft}^3$$

(tabel 6 hal 808, *Kern*)

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4.f.G_a^2.L}{2.g.\rho^2.D_e} \\ &= \frac{4 \times 0,01 \times (6.796,38)^2 \times 160}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (62,5)^2 \times 0,034} \\ &= 0,0027 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_a}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{6.796,38}{3600 \times 62,5} \\ &= 0,03 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_t &= 4 \left(\frac{V^2}{2 \times g} \right) \\ &= 4 \left(\frac{0,03^2}{2 \times 32,2} \right) \\ &= 5,7 \cdot 10^{-5} \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_t)\rho}{144} \\ &= \frac{(0,0027 + 5,7 \cdot 10^{-5})62,5}{144} \end{aligned}$$

$$= 0,001 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable } \Delta P = 2 \text{ psi}$$

- **Inner pipe**

$$f = 0,035 + \frac{0,264}{(D.G/\mu)^{0,42}}$$

$$= 0,004$$

$$s = 1,8$$

$$\rho = 62,5 \times 1,8 = 112,5 \text{ lb/ft}^3$$

(tabel 6 hal 808, Kern)

$$\Delta F_p = \frac{4.f.G_a^2.L}{2.g.\rho^2.D}$$

$$= \frac{4 \times 0,005 \times (359.050)^2 \times 160}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (112,5)^2 \times 0,115} = 0,322$$

$$\Delta P_a = \Delta F_p \times \frac{\rho}{144}$$

$$= 0,322 \times \frac{112,5}{144}$$

$$= 0,252 \text{ psi ; Allowable } \Delta P = 10 \text{ psi}$$

RESUME VAPORIZER

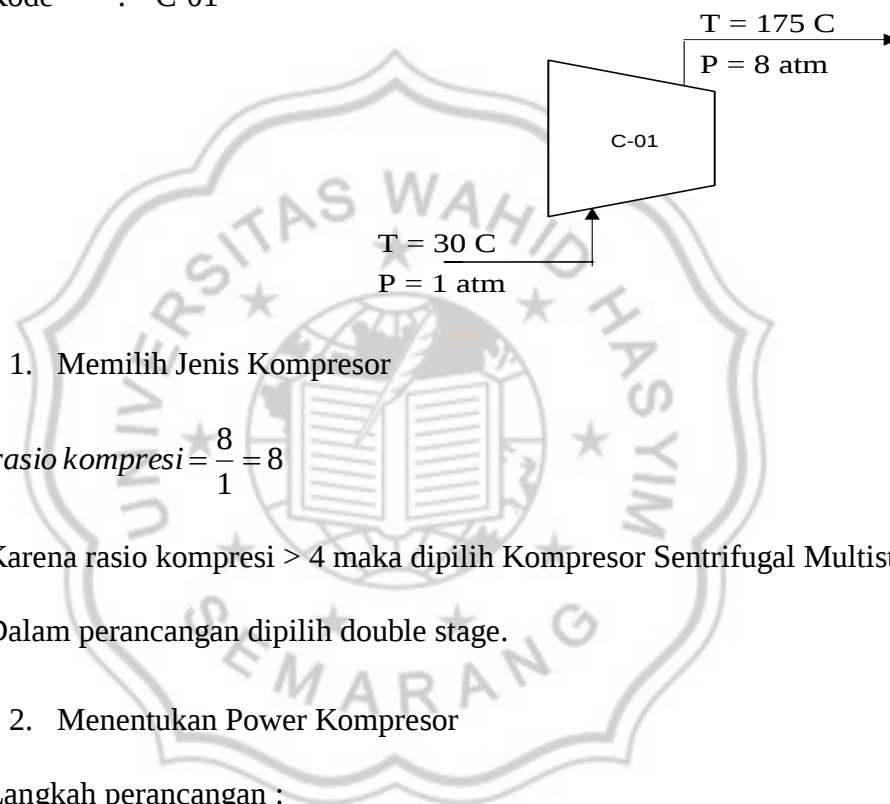
Fungsi	Menguapkan ammonia cair menjadi uap	
Jenis	Double Pipe	
h Outside Btu/(hr)(ft ²)(°F)	<u>Annulus</u>	<u>Inner Pipe</u>
	17,57	1.107,10
U _c	17,30	17,30
U _D	11,13	11,13
R _d Perhitungan	0,03	0,03
R _d minimum	0,001	0,001
ΔP perhitungan, psia	0,001	0,252
ΔP yang diijinkan, psia	2	10

3. KOMPRESOR

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 8 atm
supaya kondisi di reaktor
terpenuhi.

Tujuan : - Memilih jenis kompresor
- Menentukan power kompresor

Kode : C-01



1. Memilih Jenis Kompresor

$$\text{rasio kompresi} = \frac{8}{1} = 8$$

Karena rasio kompresi > 4 maka dipilih Kompresor Sentrifugal Multistage.

Dalam perancangan dipilih double stage.

2. Menentukan Power Kompresor

Langkah perancangan :

- a. Menghitung tekanan dan suhu keluar di setiap stage

Dari perhitungan neraca panas diperoleh suhu dan tekanan keluar dari tiap stage :

Kondisi	Stage 1	Stage 2
Suhu keluar (°K)	318	448,41
Tekanan keluar (atm)	2,83	8,00

b. Menghitung efisiensi dan power Kompresor

Dari perhitungan neraca panas didapatkan efisiensi Kompresor = 86 %.

Power Kompresor merupakan penjumlahan dari power yang dibutuhkan tiap stage.

- *Power Kompresor tiap stage*

Untuk menghitung power Kompresor digunakan persamaan :

$$W = Z \times R \times T \times \left(\frac{n}{n-1} \right) \times \left(\frac{P_2^{\left(\frac{n-1}{n} \right)}}{P_1} - 1 \right) \dots\dots\dots (3.31)$$

$$m = \frac{(\gamma - 1) \cdot E_p}{\gamma} \dots\dots\dots (3.37a)$$

$$n = \frac{1}{1 - m} \dots\dots\dots (3.38a)$$

$$\text{Power Kompresor} = \frac{\text{polytropic work}}{E_p}$$

(Coulson: 1983)

Dalam hubungan ini :

W = tenaga polytropic Kompresor

Z = faktor kompresibility

- P_1 = tekanan masuk Kompresor (atm)
 P_2 = tekanan keluar Kompresor (atm)
 R = konstanta gas universal $8,314 \text{ J K}^{-1} \text{ mol}^{-1}$
 n = spesifik head rasio
 C_p = kapasitas panas zat ($\text{kJ} / \text{kmol} \cdot \text{K}$)
 E_p = efisiensi Kompresor
 m = eksponen untuk kompresi

- Menentukan harga Z

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$T_c = \text{campuran} = T_{ci} \cdot X_i$$

Komponen	X_i	$T_c \text{ (K)}$	P_c	$T_c \cdot X_i$	$P_c \cdot X_i$
N_2	0,77	126,20	33,56	97,59	25,95
O_2	0,21	154,60	49,77	31,79	10,23
H_2O	0,02	647,10	217,67	13,65	4,59
Jumlah				143,03	40,77

$$T_r = \frac{318}{143,03} = 2,22$$

$$P_r = \frac{2,83}{40,77} = 0,007$$

Dari fig 3.8 Coulson didapatkan harga $Z = 0,99$

- Menghitung harga m dan n

$$m = \frac{(1,4 - 1) \times 0,86}{1,4} = 0,28$$

$$n = \frac{1}{1 - 0,28} = 1,14$$

- *Power Kompresor stage 1*

$$W = 0,99 \times 8,314 \times 318 \times \left(\frac{1,4}{1,4 - 1} \right) \times \left(\frac{2,83^{\frac{1,4-1}{1,4}}}{1} - 1 \right) = 180.259,33 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 67,15 \text{ HP}$$

- *Kerja aktual Kompresor*

$$\text{Power Kompresor} = \frac{\text{polytropic work}}{E_p}$$

$$= \frac{67,15}{0,86}$$

$$= 78,08 \text{ HP}$$

- *Power Kompresor stage 2*

$$W = 0,99 \times 8,314 \times 448,41 \times \left(\frac{1,4}{1,4 - 1} \right) \times \left(\frac{8^{\frac{1,4-1}{1,4}}}{2,83} - 1 \right) = 31.405,46 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 11,70 \text{ HP}$$

- *Kerja aktual Kompresor*

$$\text{Power Kompresor} = \frac{\text{polytropic work}}{E_p}$$

$$= \frac{11,70}{0,86} \text{ kJ/kmol}$$

$$= 13,60 \text{ HP}$$

- *Total power Kompresor :*

$$W_{\text{tot}} = 78,08 + 13,60$$

$$= 91,68 \text{ HP}$$



RESUME KOMPRESOR

Nama Alat : Kompresor (C-01)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 8 atm

Tipe : Kompresor Centrifugal Double Stage

Jumlah : 1 buah

Kondisi udara masuk : $T = 30^{\circ}\text{C}$, $P = 1 \text{ atm}$

Kondisi udara keluar : $T = 175^{\circ}\text{C}$, $P = 8 \text{ atm}$

Power kompresor : 91,68 HP



4. REAKTOR

Kode : R – 01

Fungsi : Tempat mereaksikan gas ammonia (NH_3) dengan udara (O_2) membentuk Natrium Oksida (NO).

Tujuan :

1. Menentukan Jenis dan Regim Reaksi
2. Menentukan Kondisi Operasi
3. Penentuan Jenis Reaktor dan Bahan Konstruksi Reaktor
4. Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas dalam reaktor
5. Menghitung Dimensi Reaktor
6. Menentukan Dimensi Koil Pendingin
7. Menghitung Tebal Shell
8. Menghitung Tebal Head
9. Menghitung Tinggi Head
10. Menghitung Tinggi Total Reaktor

1. Menentukan Jenis dan Regim Reaksi

Pembuatan asam nitrat dengan proses Du Pont adalah reaksi oksidasi katalitik. Oksidasi terjadi antara NH_3 dengan O_2 dengan katalis Pt – Rh. Reaksi oksidasi katalitik ini termasuk dalam reaksi homogen fase gas.

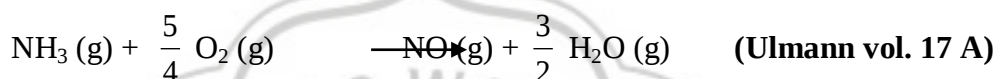
Regim reaksi ini tergolong dalam regim difusi Reaksi dibatasi oleh difusi gas O_2 pada permukaan katalis melalui mekanisme *chemisorbed*. Kemudian O_2

yang telah diadsorpsi oleh katalis bereaksi dengan gas ammonia membentuk suatu radikal bebas yang kemudian akan bereaksi kembali dengan O_2 membentuk NO. Reaksi juga berlangsung dengan cepat ditandai dengan waktu reaksi (*reaction time*) yang kecil, sekitar $3 \cdot 10^{-4}$ detik.

(*Kirk Othmer, 1952, Vol 9*).

2. Menentukan Kondisi Operasi

★ Reaksi :



★ Kondisi operasi :

- Suhu : 850 – 900 °C
- Tekanan : 8 atm
- Sifat reaksi : eksotermis non adiabatic, irreversible, non isothermal

★ Dimensi katalis

- Bentuk : serbuk Pt – Rh yang dibentuk menjadi lapisan screen
- Bed : bed katalis terdiri dari tumpukan beberapa screen katalis
- Diameter : 0,003 in
- Komposisi : 90% Pt dan 10% Rh

3. Menentukan Jenis Reaktor dan Bahan Konstruksi Reaktor

a. Penentuan Jenis Reaktor

Proses pembuatan asam nitrat dengan proses Du Pont menggunakan reaktor fixed bed katalitik (Rase, 1974, vol. I). Pemilihan ini didasarkan pada pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut ini :

- ★ Reaksi berlangsung dalam fase gas dengan katalis padat (katalis padat dapat disusun dalam sebuah bed katalis).
- ★ Katalis yang digunakan berumur panjang.
- ★ Reaksi bersifat eksotermis tinggi sehingga membutuhkan luas perpindahan panas yang besar.
- ★ Tidak diperlukan pemisahan katalis dari produk
- ★ Kehilangan katalis sangat kecil.
- ★ Pressure drop yang terjadi lebih kecil daripada Multi tube.
- ★ Abrasi pada dinding reaktor dapat diabaikan.
- ★ Konstruksi sederhana, sehingga biaya pembuatan, operasional dan perawatannya relatif lebih murah.

b. Penentuan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi reaktor yang digunakan adalah Stainless Steel type 304 SA 240 High Alloy steel for clading and corrosion resistance. Pemilihan ini dengan pertimbangan :

- ★ Memiliki allowable stress besar
- ★ Bahan tahan korosi
- ★ Harga relatif murah

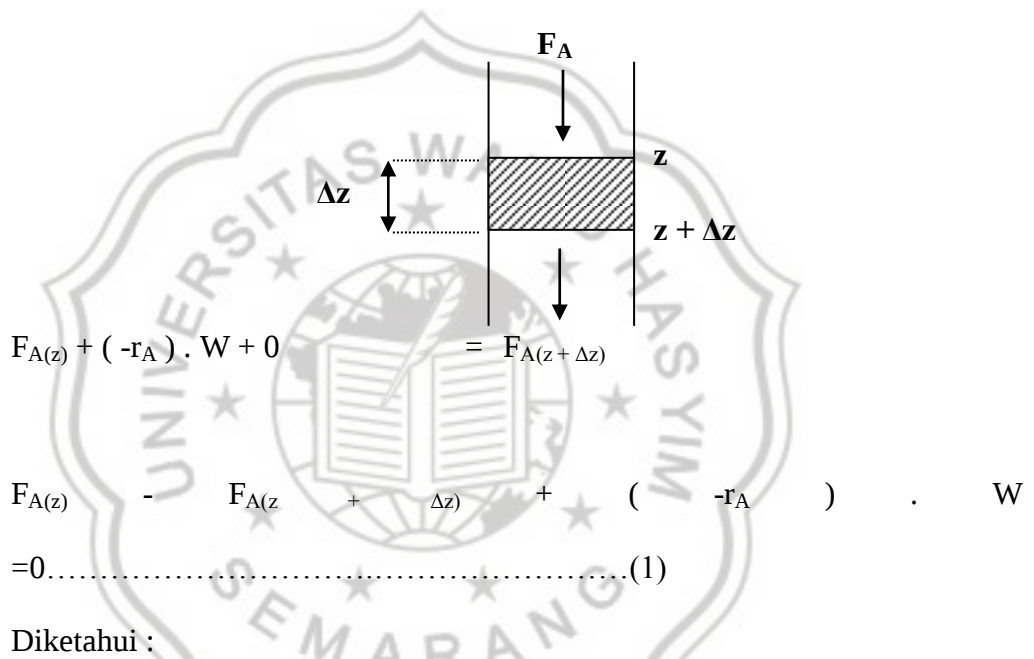
4. Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas dalam Reaktor

a. Menghitung Neraca Massa Sepanjang Reaktor

Neraca massa sepanjang reaktor dapat diilustrasikan dalam gambar berikut ini :

Persamaan neraca massa di dalam reaktor adalah sebagai berikut :

$$(\text{rate input}) + (\text{rate output}) + \text{accumulation} = \text{output}$$



$$(-r_A) = k_{gA} \cdot a_{Wr} \cdot P_A \quad (\text{Rase, 1977, vol. I, P. 119})$$

$$W = \Delta V \cdot \rho \cdot (1 - \epsilon)$$

$$= A \cdot \Delta z \cdot \rho \cdot (1 - \epsilon)$$

maka persamaan (1) menjadi :

$$F_{A(z)} - F_{A(z + \Delta z)} + k_{gA} \cdot a_{Wr} \cdot P_A \cdot A \cdot \Delta z \cdot \rho \cdot (1 - \epsilon) = 0 \dots\dots\dots (2)$$

Persamaan (2) dibagi dengan Δz , menjadi :

$$\frac{F_{A(z)} - F_{A(z=\Delta z)}}{\Delta z} = - (k_{gA} \cdot a_{wr} \cdot P_A \cdot A \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon))$$

Limit $\Delta z \rightarrow 0$

$$-\frac{dF_A}{dz} = k_{gA} \cdot a_{wr} \cdot P_A \cdot A \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) \dots \dots \dots (3)$$

karena :

$$A = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2$$

Maka persamaan diatas menjadi :

$$-\frac{dF_A}{dz} = k_{gA} \cdot a_{wr} \cdot P_A \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) \dots \dots \dots (4)$$

dimana :

$$F_A = F_{Ao} (1 - X_A)$$

$$\frac{dF_A}{dX_A} = F_{Ao} \cdot d(1 - X_A)$$

$$= - F_{Ao} \cdot 1$$

$$dF_A = - F_{Ao} \cdot dX_A$$

sehingga persamaan (4) menjadi :

$$F_{Ao} - \frac{dF_A}{dz} = k_{Ga} \cdot a_{wr} \cdot P_A \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{k_{gA} \cdot a_{wr} \cdot P_A \cdot D^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{4 \cdot F_{Ao}}$$

keterangan :

- W : berat katalis (gr)
- $(-r_A)$: kecepatan reaksi (grmol/det.cm^3)
- $F_{A(z)}$: laju alir masuk elemen volume (kmol/jam)
- $F_{A(z + \Delta z)}$: laju alir keluar elemen volume (kmol/jam)
- ρ : bulk density katalis (gr/cm^3)
- ε : porositas katalis dalam bed
- V : Volume shell (cm^3)
- D : Diameter shell (cm)
- z : panjang shell dihitung dari atas (cm)
- P_A : tekanan parsial NH_3 (atm)
- X_A : konversi reaksi

- Menghitung Berat Molekul Umpan

Untuk menghitung BM umpan digunakan persamaan

$$\text{BM} = \sum (y_i \cdot \text{Bmi})$$

Komponen	M (kg)	BM	gmol/dt	y_i	BM . y_i
NH_3	1.962,14	17	32,06	0,113	1,93
H_2O	406,95	18	6,28	0,022	0,40
O_2	5.925,22	32	51,43	0,182	5,81
N_2	19.487,96	28	193,33	0,683	19,12
Total	31.842,88		283,11		27,26

Dari perhitungan diatas diperoleh bahwa BM umpan = 27,26

- Menghitung Harga Z Umpan

Harga umpan dapat dihitung dengan persamaan di bawah ini :

$$Z = 1 + \left[\frac{(B \cdot P_c)}{(R \cdot T_c)} \times \frac{P_r}{T_r} \right]$$

Persamaan yang digunakan untuk menghitung P_c , T_c dan ω campuran dihitung dari persamaan 1.3-3 sampai 1.3-5 Byron Bird halaman 18.

$$P_c = \sum (y_i \cdot P_{ci})$$

$$T_c = \sum (y_i \cdot T_{ci})$$

$$\omega = \sum (y_i \cdot \omega_i)$$

Persamaan diatas disusun dalam tabel :

Komponen	Tci (K)	Pci (bar)	wi	yi	yi.Tci	yi.Pci	yi.Wi
NH ₃	405,7	112,8	0,253	0,113	45,94	12,77	0,03
H ₂ O	647,1	220,6	0,345	0,022	14,35	4,89	0,01
O ₂	154,6	50,4	0,22	0,182	28,09	9,16	0,04
N ₂	126,2	34	0,038	0,683	86,18	23,22	0,03
Total				1,000	174,57	50,043	0,102

(Reff : Carl, Yaws)

Dari tabel diatas diperoleh nilai :

$$T_c = 174,57 \text{ K}$$

$$P_c = 50,04 \text{ bar}$$

Sehingga didapatkan nilai :

$$T_r = T / T_c = 4,43 \text{ K}$$

$$P_r = P / P_c = 0,16 \text{ bar}$$

Nilai Z dihitung dengan virtual equation, persamaan 3.47 , 3.48 , 3.50 dan 3.51 Smith Van Ness, edisi 5th halaman 89

$$Z = 1 + \left[\frac{(B \cdot P_c)}{(R \cdot T_c)} \times \frac{P_r}{T_r} \right]$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} = 0,044$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} = 0,13$$

$$\left[\frac{(B \cdot P_c)}{(R \cdot T_c)} \right] = B^0 + \omega B^1 = 0,057$$

$$Z = 1 + \left[0,04 \times \frac{0,17}{5,31} \right] = 1,002$$

- Menghitung Densitas Umpan

$$\rho = \frac{BM \times P}{Z \times R \times T} = \frac{27,26 \frac{\text{gram}}{\text{mol}} \times 8,016 \text{ bar}}{1,002 \times 83,14 \times (300 + 273)^\circ K} = 0,022 \text{ gr / cc}$$

- Menghitung laju Volumetrik Umpan

$$\begin{aligned} n &= \text{mol total umpan} \times 1000/3600 \\ &= 283,11 \text{ mol/det} \end{aligned}$$

$$V = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{Reff : Smith, Van Ness})$$

$$= \frac{1,002 \times 322,46 \times 83,14 \times 573}{8,016}$$

$$= 2.249.263,33 \text{ cc/det}$$

- Menghitung Viskositas Umpan

Nilai viskositas (μ_f) diestimasi menggunakan persamaan (CS-9.4) :

$$\mu_f = (1,25 + 29,20 \times 10^{-3}T) \cdot 10^{-5} \quad (\text{Reff : Rase, Vol II, p.117})$$

p.117)

$$= (1,25 + 29,20 \times 10^{-3} \times 573) \cdot 10^{-5}$$

$$= 2 \cdot 10^{-4} \text{ g/cm.det}$$

- Menghitung Konduktivitas Panas

Nilai konduktivitas panas umpan dihitung dari persamaan (CS-9.3) :

$$\lambda_f = (3,31 + 12,77 \cdot 10^{-3} T) 10^{-6} \quad (\text{Reff : Rase, Vol II, p.117})$$

$$= (3,31 + 12,77 \cdot 10^{-3} \times 573) 10^{-6}$$

$$= 1,318 \cdot 10^{-5} \text{ kkal.C/m.det}$$

- Menghitung Luas Penampang Melintang Reaktor (A)

Ditentukan diameter reaktor (D) = 250 cm

$$A = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2$$

$$= 49.062,50 \text{ cm}^2$$

- Menghitung Laju Umpan Masuk (M)

$$M = 31.842,88 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.845,24 \text{ g/det}$$

- Menghitung Mass Velocity (G)

$$G = \frac{M}{A}$$

$$= \frac{8.845,24}{49.062,50} = 0,18 \text{ g / cm}^2 \cdot \text{det}$$

- Menentukan Nilai a_{wr}

Direncanakan nilai $N_w = 80 \text{ in}^{-1}$ dan $dw = 0,003 \text{ in}$ ($0,0076 \text{ cm}$)

$$a_{wr} = \pi \cdot (nw)^2 \cdot \sqrt{\left(\frac{2}{nw}\right)^2 + (dw)^2} \quad (\text{Reff : Rase, Vol II, p.121})$$

$$= \pi \cdot (80)^2 \cdot \sqrt{\left(\frac{2}{80}\right)^2 + (0,003)^2}$$

$$= 258,46 \text{ in}^2/\text{in}^3$$

$$= 101,76 \text{ cm}^2 / \text{cm}^3$$

- Menentukan Nilai ϵ_w (Reff : Rase, Vol II, p.121)

$$\begin{aligned} \epsilon_w &= 1 - \frac{a_{wr} \cdot dw}{4} \\ &= 1 - \frac{258,46 \times 0,003}{4} = 0,80 \end{aligned}$$

- Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D \cdot G}{\epsilon_w \cdot \mu} \\ &= \frac{250 \times 0,18}{0,81 \times 2 \cdot 10^{-4}} = 279.546,05 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold diatas menandakan bahwa aliran umpan didalam reaktor adalah turbulen. Untuk nilai $N_{Re} > 100$ maka aliran gas tersebut adalah turbulen (Froment & Bischoff, ed.1). Hal ini sangat menguntungkan bagi terjadinya reaksi dalam reaktor,

- Menghitung Difusifitas ($\mathcal{D}$)

Difusifitas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut ini :

$$\begin{aligned}
 (\mathcal{D}) &= 0,227 \times \left(\frac{T}{293} \right)^{3/2} \times \left(\frac{1}{P} \right) \\
 &= 0,227 \times \left(\frac{773}{293} \right)^{3/2} \times \left(\frac{1}{8,016} \right) \\
 &= 0,12 \text{ cm}^2/\text{det}
 \end{aligned}$$

- Menghitung Bilangan Scmidth

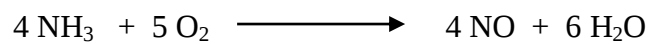
$$\begin{aligned}
 N_{Sc} &= \frac{\mathcal{D} \times \rho_f}{\mu_f} \\
 &= \frac{0,12 \times 0,0046}{2 \cdot 10^{-4}} \\
 &= 1,14
 \end{aligned}$$

- Menghitung Nilai Koefisien Transfer Massa (k_{gA})

$$\begin{aligned}
 k_{gA} &= \frac{0,865 \cdot N_{Re}^{-0,648} \cdot G}{P \cdot N_{Sc}^{2/3} \cdot M \cdot \epsilon_w} \\
 &= \frac{0,865 \times 379.546,05^{-0,648} \times 0,18}{8 \times \left(1,14^{2/3} \right) \times 27,26 \times 0,80} \\
 &= 2,4 \cdot 10^{-7}
 \end{aligned}$$

- Menghitung Tekanan Parsial NH_3 (P_A)

Tekanan Parsial NH_3 dihitung sebagai fungsi X_A



misal, konversi reaksi : X_A

$$\text{NH}_3 = 32,06 (1 - X_A)$$

$$O_2 = 51,43 - 1,25 (32,06 X_A)$$

$$H_2O = 6,28 + 1,5 (32,06 X_A)$$

$$N_2 = \frac{193,33 X_A}{283,11 + 8,02 X_A} +$$

$$P_{NH_3} = \frac{32,06 (1 - X_A) \times 8}{283,11 + 8,06 X_A}$$

$$= \frac{256,48 (1 - X_A)}{283,11 + 8,06 X_A} \text{ atm}$$

- Menghitung Persamaan Kecepatan Reaksi ($-r_A$)

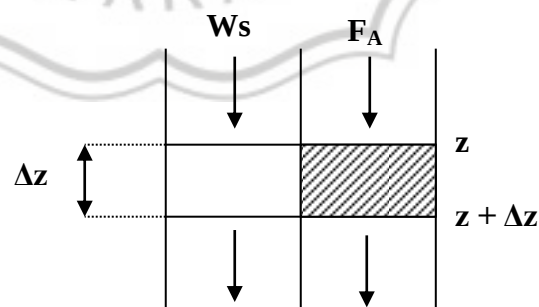
$$(-r_A) = k_{gA} \cdot a_{wt} \cdot P_A$$

$$= 3,36 \cdot 10^{-5} \frac{\text{gmol}}{\text{det.cm}^2 \cdot \text{atm}} \times 101,76 \text{ cm}^2 / \text{cm}^3 \times \frac{256,48 (1 - X_A)}{283,11 + 8,06 X_A} \text{ atm}$$

$$= \frac{8,7 \cdot 10^{-2}}{283,11 + 8,06 X_A} \frac{\text{gmol}}{\text{det.cm}^3}$$

b. Menghitung Neraca Panas di Sepanjang Reaktor

Neraca panas di sepanjang reaktor dapat digambarkan dalam sebuah skema berikut ini :



Persamaan Neraca panas disusun berdasarkan persamaan :

$$Q_{\text{input}} + Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{akumulasi}} + Q_{\text{diserap pendingin}} = Q_{\text{output}}$$

Pada keadaan steady state, akumulasi = 0

$$\begin{aligned} \sum H_{i(z)} + [(\sum H_r)(F_{A(z)} + F_{A(z+\Delta z)})] + 0 + [Q_s \cdot \Delta z] &= [\Delta H_{(z+\Delta z)}] \\ \sum H_{i(z)} - [\Delta H_{(z+\Delta z)}] &= -[(\sum H_r)(F_{A(z)} + F_{A(z+\Delta z)})] + [Q_s \cdot \Delta z] \end{aligned}$$

Persamaan dibagi dengan Δz , menjadi :

$$\frac{\sum H_{i(z)} - [\Delta H_{(z+\Delta z)}]}{\Delta z} = \frac{-[(\sum H_r)(F_{A(z)} + F_{A(z+\Delta z)})] + [Q_s \cdot \Delta z]}{\Delta z}$$

limit $\Delta z \rightarrow 0$

$$-\frac{dH_i}{dz} = -(Q_s) - (-\Delta H_r) \frac{dF_A}{dz}$$

dimana :

$$H_i = F_i \cdot C_{pi} \cdot \Delta T$$

$$F_A = F_{A0} \cdot X_A$$

Substitusi nilai H_i dan F_{A0} ke dalam persamaan menjadi :

$$-F_i \cdot C_{pi} \frac{dT}{dz} = -(Q_s) - (-\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX_A}{dz}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(Q_s) - (-\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX_A}{dz}}{F_i \cdot C_{pi}}$$

Keterangan :

U_d = konversi kalor (BTU/jam.ft² F)

D = diameter sheel

T_s = suhu pada sisi koil pendingin

T = suhu pada sisi reaktor

$-\Delta H_r$ = panas reaksi total

- Menentukan Nilai $\Sigma (F_i \cdot C_{pi})$

$$\begin{aligned}\Sigma (F_i \cdot C_{pi}) &= [32,06 (1 - X_A)_3]C_{p_{NH_3}} + [51,43 - (1,25 \times 32,06 \times X_A)]C_{p_{O_2}} + \\ &[6,28 + 1,5 \times 32,06 \times X_A]C_{p_{H_2O}} + [193,33 C_{p_{N_2}}] + [32,06 \times X_A]C_{p_{NO}} \\ &= (275 - 275,46 X_A) + (362,33 - 282,32 X_A) + \\ &(50,48 + 386,53 X_A) + 1.342,35 + 229,96 X_A \\ &= 2.030 + 58,71 X_A\end{aligned}$$

5. Menentukan panjang reaktor

Panjang reaktor dihitung berdasarkan perhitungan neraca massa didalam reaktor

$$h : \frac{X_A \cdot (4 \cdot F_{A0})}{(5,22 \cdot 10^{-2}) \cdot (1 - X_A) \cdot \pi \cdot D^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}$$

X_A	$4 \cdot F_{A0}$	Π	D^2	ρ	$1 - \varepsilon$	h (cm)
0.000	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	0.00
0.098	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	3.14
0.196	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	7.04
0.294	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	12.03
0.392	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	18.62
0.490	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	27.75
0.588	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	41.22
0.686	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	63.10
0.784	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	104.83
0.882	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	215.89
0.980	128.24	3.14	62,500	0.0022	0.1938	1,415.26

Dari penyelesaian persamaan diatas didapatkan :

Panjang reactor : 1.415,26 cm

: 14,15 m

6. Menghitung Volume Reaktor

$$V_{\text{reaktor}} = A \cdot h$$

$$= 49.062,50 \cdot 1.415,26$$

$$= 69.436.014,82 \text{ cm}^3$$

$$= 69,44 \text{ m}^3$$

7. Menghitung waktu Tinggal dalam Reaktor

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{\text{Volume Reaktor}}{V (\text{laju alir masuk})} \\ &= \frac{69.436.014,82}{2.249.263,33} = 30,87 \text{ detik} \end{aligned}$$

8. Menghitung Berat Katalis

$$\frac{W}{F_{A0}} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)} = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{\left(\frac{8,7 \cdot 10^{-2} (1 - X_A)}{283,11 + 8,06 X_A} \right)}$$

Integral di atas diselesaikan dengan metode Simphson Rule (aturan simphson sepertiga).

$$H (\text{interval}) = 0,098$$

$$X^0 = 0$$

$$X^A = 0,98$$

X_A	$(-r_A)$	$(1/-r_A)$	n	$n * (1/-r_A)$
0.000	2.21E-06	451,775.10	1	451,775.10
0.098	1.99E-06	502,248.97	4	2,008,995.89
0.196	1.77E-06	565,027.42	2	1,130,054.83
0.294	1.55E-06	645,234.44	4	2,580,937.76
0.392	1.33E-06	751,297.67	2	1,502,595.35
0.490	1.11E-06	898,122.46	4	3,592,489.85
0.588	8.97E-07	1,114,795.94	2	2,229,591.88
0.686	6.82E-07	1,466,717.83	4	5,866,871.31
0.784	4.68E-07	2,137,976.25	2	4,275,952.49
0.882	2.55E-07	3,924,206.27	4	15,696,825.09
0.980	4.31E-08	23,215,490.55	1	23,215,490.55
Total				62,551,580.10

$$\begin{aligned} \frac{W}{F_{Ao}} &= \frac{0,098}{32,06} \times 62,551,580.10 \\ &= 19.110,13 \text{ gr / mol} \\ W &= F_{Ao} \times 19.110,13 \text{ gr / mol} \\ &= 32,06 \text{ mol} \times 19.110,13 \text{ gr / mol} \\ &= 612.690,76 \text{ gr} \\ &= 612,69 \text{ kg (katalis)} \end{aligned}$$

9. Menentukan Dimensi Koil Pendingin

a. Menentukan panjang koil pendingin

- $$\begin{aligned} Q \text{ yang dilepaskan} &= 2.317.603,25 \text{ kkal/jam} \\ &= 9.196.993,65 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

- Menentukan ΔT_{LMTD}

Pendingin	Umpan Reaktor
-----------	---------------

T (°C)	T (°F)		T (°C)	T (°F)	ΔT
120	273.6	Suhu tinggi	900	1677.6	1404.00
25	102.6	Suhu rendah	500	957.6	855.00
171		Selisih	720		549.00

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$= \frac{1040 - 855}{\ln\left(\frac{1040}{855}\right)}$$

$$= 1106,90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Tabel 8 Kern, $U_d = 60 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

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

$$= \frac{2.317.603,25}{60 \cdot 1106,90}$$

$$= 166,18 \text{ ft}^2$$

$$= 15,44 \text{ m}^2$$

- Menentukan kecepatan volumetrik pendingin

$$\frac{1}{\rho} = 0,00044 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Jumlah feed = 31.842,88 kg/jam

$$Q = 0,00044 \times 31.842,88$$

$$= 14,24 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 502,93 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,14 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

- Menentukan flow area yang dibutuhkan

Ditentukan kecepatan pendingin sebesar = 2 ft/dt

$$\text{Flow area} = \frac{0,14}{2} = 0,07 \text{ ft}^2$$

- Menentukan panjang koil

Berdasarkan appendix K, Brownell p. 386, nilai – nilai yang diperlukan adalah

:

$$A_f = 0,234$$

$$\text{Sch} = 80$$

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

$$\text{OD} = 0,84 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,546 \text{ in}$$

$$A_o = 0,22 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang koil} = \frac{A}{A_o} = \frac{166,18}{0,22} = 755,34 \text{ ft}$$

b. Menentukan volume koil pendingin

$$V_{\text{koil}} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot L$$

$$= \frac{1}{4} \times \pi \times \left(\frac{0,84}{12} \right)^2 \times 755,34$$

$$= 2,9054 \text{ ft}^3$$

$$= 0,0823 \text{ m}^3$$

10. Menghitung Tebal Shell

Bahan shell yang digunakan adalah *Stainless Steel type 304 SA 240 High Alloy steel for cladding and corrosion resistance*.

$$P_{\text{operasi}} = 8 \text{ atm}$$

$$= 117,6 \text{ psi}$$

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

$$P_{\text{perancangan}} = 110 \% \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 110 \% \times 117,6 \text{ psi}$$

$$= 129,3 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable working stress (f)} = 14.850$$

$$\text{Effisiensi pengelasan (E)} = 80 \%$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125$$

$$\text{Jari – jari reaktor (r}_c\text{)} = 1,25 \text{ m} = 49,2 \text{ in}$$

$$T_s = \frac{P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,6 \cdot P}$$

$$= \frac{129,3 \cdot 49,2}{14850 \cdot 80\% - 0,6 \cdot 129,3}$$

$$= 0,5390 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standart = 1 in

11. Menghitung Tebal Head dan Bottom

Karena tekanan operasi 117,6 psi, maka dipilih head torispherical yang dapat digunakan untuk rang

e tekanan antara 15 – 200 psia (Brownell & Young).

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar, OD} &= (2 \times 49,2) + (2 \times \frac{1}{2}) \\ &= 99,4 \text{ in}\end{aligned}$$

$$icr = 6,125$$

$$r = 96$$

$$\frac{icr}{r} = \frac{6,125}{96} = 0,0638$$

karena $\frac{icr}{r} > 6\%$, maka digunakan rumus :

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{E \cdot f - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Reff Brownell \& Young})$$

Faktor intensitas regangan, W :

$$W = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = 1,74$$

$$th = 1,1 \text{ in}$$

oleh karena itu dipilih tebal head standart = $1\frac{1}{4}$ in

12. Menghitung Tinggi Head

Perhitungan tinggi reaktor berdasarkan persamaan-persamaan berikut ini :

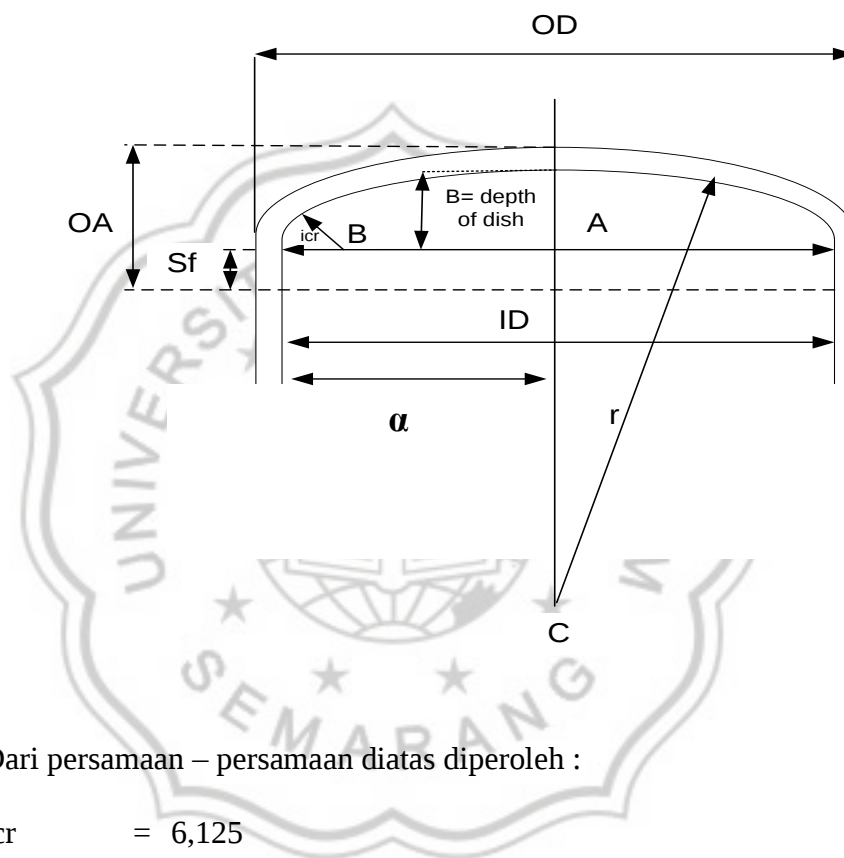
$$\alpha = \frac{ID}{2}$$

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

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$OA = t + b + Sf$$



Dari persamaan – persamaan diatas diperoleh :

$$icr = 6,125$$

$$r = 96$$

$$\alpha = 49,1 \text{ in}$$

$$AB = 42,96 \text{ in}$$

$$BC = 89,9 \text{ in}$$

$$AC = 78,9 \text{ in}$$

$$b = 17,1 \text{ in}$$

tebal standart $1\frac{1}{4}$ in, maka $S_f = 1\frac{1}{2} - 4$, dipilih $S_f = 3$

$$OA = 21,31 \text{ in} = 0,54 \text{ m}$$

13. Menghitung Tinggi Total Reaktor

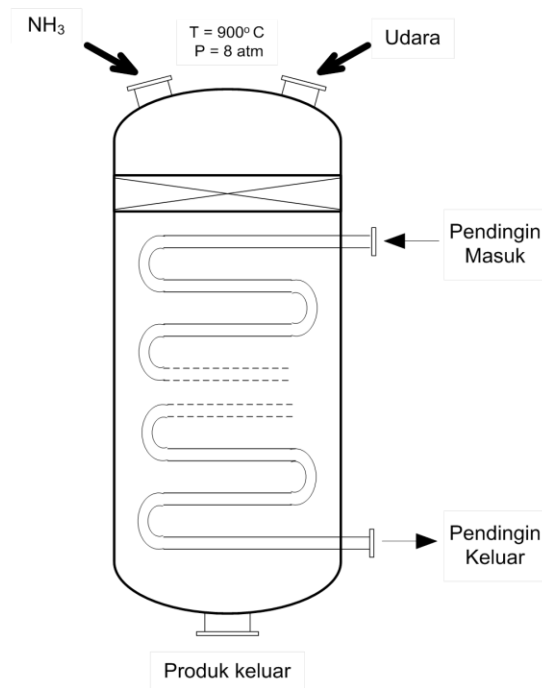
$$\text{Tinggi total} = (2 \times \text{tinggi head}) + \text{tinggi reaktor}$$

$$= (2 \times 0,54) + 14,15$$

$$= 15,23 \text{ m}$$



RESUME REAKTOR

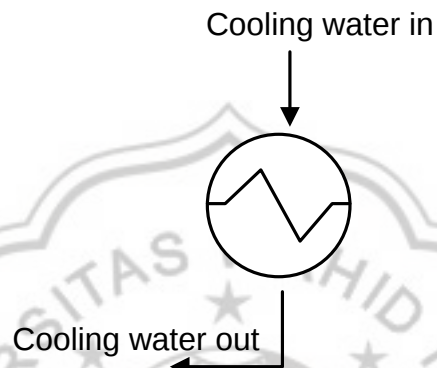


Kode	: R-01
Fungsi	: tempat berlangsungnya reaksi antara NH_3 dan udara menjadi NO
Tipe	: Fixed bed katalitik
Bahan konstruksi	: Stainless Steel Type 304 SA 240 High Alloy Steel for Cladding and Corrosion
Jumlah	: 1 buah
Temperatur	: 900 °C
Tekanan	: 8 atm
Fase reaksi	: reaktan gas dengan katalis padat
Katalis	: Pt-Rh
Berat Katalis	: 612,69 Kg
Tinggi reaktor	: 14,15 m
Volume reaktor	: 69,44 m ³
Diameter reaktor	: 2.5 m

5. HEAT EXCHANGER COOLER

Kode : HE-03

Fungsi : mendinginkan produk dari R-01



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 $> 200 \text{ ft}^2$.

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

4.1. Menentukan ΔT_{LMTD}

- Fluida panas : Produk Reaksi

$$T_1 = 900\text{ }^{\circ}\text{C} = 1652\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 400\text{ }^{\circ}\text{C} = 752\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Massa steam} = 27.450,77\text{ Kg/jam} \times 2,20462\text{ lb/Kg} = 60.518,52\text{ lb/jam}$$

- Fluida dingin : Air

$$t_1 = 60\text{ }^{\circ}\text{C} = 140\text{ }^{\circ}\text{F}$$

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

$$\text{Massa} = 35.353,62\text{ Kg/jam} \times 2,20462\text{ lb/Kg} = 77.941,30\text{ lb/jam}$$

$$\text{Beban panas exchanger (Q)} = 4.731.122,03\text{ kkal/jam} = 18.762.053,70\text{ Btu/jam}$$

fluida panas	Suhu	fluida dingin	ΔT
1652	Suhu tinggi	140	1512
752	Suhu rendah	77	675
900	ΔT	63	837

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)} = 1.037,85^{\circ}\text{ F}$$

4.2. Menghitung Luas Perpindahan Panas

Dari tabel 8 kern, untuk fluida panas gas produk reaktor dan fluida dingin cairan (air), $U_D = 40-100 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$, misal $U_D = 80 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$.

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{18.762.053,70 \text{ Btu / jam}}{80 \text{ Btu / jam.ft}^2.F \times 1.037,85^\circ F} = 225,97 \text{ ft}^2$$

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

4.3. Menentukan Jenis dan Ukuran Pipa

Dari tabel 10 Kern direncanakan tube dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Shell side

ID = 23,25 in

Baffle space = 6 in

Passes = 1

- Tube side

Panjang tube = 15 ft

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

ID = 0,67

Flow area per tube at' = 0,639 in²

a''t = 0,2618 ft

Passes = 6

4.4. Menghitung Design Overall Heat transfer Coefficient, U_D

- Menentukan jumlah tube (Nt)

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = 57,54$$

Dari tabel 9 Kern, dipilih heat exchanger dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$A_{\text{terkoreksi}} = Nt \times a'' \times L$$

$$= 56.934,27 \times 0,2618 \times 15$$

$$= 284.45 \text{ ft}^2$$

$$U_{D_{\text{terkoreksi}}} = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{18.762.053,70}{284,45 \times 1.037,85} = 63,55$$

No	Fluida panas; Shell side; Produk reaksi	Fluida dingin; Tube side; Air
1	Flow area: $a_s = ID \times C'B / 144 \cdot P_T$ $= (23,25 \times 0,25 \times 6) / (144 \times 1,25)$ $= 0,19 \text{ ft}^2$	Flow area: $a_t = N_t \times a_t / 144 \times n$ $= (72,43 \times 0,64) / (144 \times 6)$ $= 0,05 \text{ ft}^2$
2	$G_s = W / a_s$ $= 60.518,52 / 0,19$ $= 312.353,63 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2$	$G_t = W / a_t$ $= 77.941,30 / 0,0535$ $= 1.454.896,34 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2$
3	$T_c = 1202 ^\circ\text{F}$ $\mu = 0,097 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{hr}$ $D_e = 0,060 \text{ ft}$ $Re_s = 193.607,62$	$T_c = 108,50 ^\circ\text{F}$ $\mu = 0,363 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{hr}$ $D_e = 0,0558 \text{ ft}$ $Re_t = 223.778,82$
4	$jH = 690$ $c = 0,27 \text{ btu} / \text{lb} \cdot \text{F}$ $k = 0,0138 \text{ btu} \cdot \text{ft} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$ $\theta_s = 1$	$jH = 950$ $c = 0,46 \text{ btu} / \text{lb} \cdot \text{F}$ $k = 0,09 \text{ btu} \cdot \text{ft} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$ $\theta_t = 1$
5	$h_o = (jH \cdot k / D_e)(c \cdot \mu / k)^{(1/3)} \times (\theta_s)$ $= 196,35$	$h_i = (jH \cdot k / D_e)(c \cdot \mu / k)^{(1/3)} \times (\theta_t)$ $= 1881,68$ $h_{io} = h_i \times (ID / OD)$ $= 1260,73$

- Clean Overall Coefficient U_c :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1260,73 \times 196,35}{1260,73 + 196,35} = 169,89 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Dirt factor (Rd)

$$Rd = \frac{169,89 - 63,55}{169,89 \times 63,55} = 0,0985 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} / \text{Btu}$$

4.5. Menghitung Pressure Drop

No	Fluida panas; Shell side; Produk reaksi	Fluida dingin; Tube side; Air
----	---	-------------------------------

1	Untuk Re = 224.708,18 $f = 0,0008 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \dots \text{fig 29}$ $= 0,1983 \text{ ft}^2$	Untuk Re = 223.777,79 $f = 0,00015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$
2	$s = 1$ $N + 1 = 12 \text{ L / B}$ $= 12 \times 15 / 6$ $= 30$ $D_s = ID/12$ $= 1,94 \text{ ft}$	$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 D_t (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \theta_t}$ $= \frac{0,00015 \times 1.454.883,142 \times 15 \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0558 \times 1 \times 1}$ $= 9,80 \text{ psi}$
3	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e \theta_s}$ $= \frac{0,0008 \times 362.529,20^2 \times 1,94 \times 30}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 1 \times 1}$ $= 1,95 \text{ psi}$	$G_t = 1.454.896,34 ; V^2/2g' = 0,008$ $\Delta P_r = (4n/s) (V^2/2g')$ $= (4 \times 6 / 1) (0,008^2 \times (62,5/144))$ $= 0,08333$ $\Delta P_{total} = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 9,80 + 0,0833$ $= 9,89 \text{ psi}$

RESUME HE-01

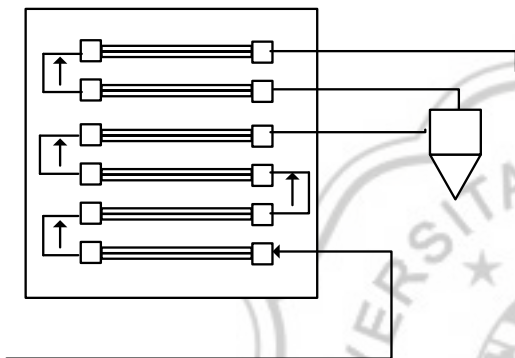
Fungsi Menurunkan Suhu Produk Reaksi

Jenis Shell And Tube

	<u>Shell</u>	<u>Tube</u>
Uc	169,89	169,89
U _D	63,55	63,55
Rd calculated	0,00985	0,00985
Rd required	0,002	0,002
ΔP perhitungan, psia	1,45	9,89

ΔP yang diijinkan, psia	2	10
---------------------------------	---	----

6. COOLER CONDENSOR



- Fungsi : Mengkondensasikan reaktan
- Tujuan :
- Menentukan tipe pendingin
 - Menentukan bahan konstruksi
 - Menghitung dimensi kondensor

A. Menentukan Tipe Pendingin .

Tipe kondensor yang di pilih adalah shell and tube condensor , dengan pertimbangan :

- Luas perpindahan panas $< 200 \text{ ft}^2$.
- Konstruksi sederhana , sehingga lebih ekonomis .

B. Pemilihan Bahan Konstruksi .

Dalam perancangan ini , bahan konstruksi yang di gunakan adalah carbon steel , dengan pertimbangan tahan korosi .

C. Menentukan Dimensi Kondensor .

Data operasi :

Fluida panas

Suhu masuk : 212 °F

Suhu keluar : 104 °F

Laju alir massa (w) : 32.488,09 Kg / jam = 71.623,89 lb / hr

Fluida dingin

Suhu masuk : 25 °C = 77 °F

: 40 °C = 104 °F

Laju alir massa (w) : 479.596,92 Kg / jam = 1.057.328,96 lb/hr

Beban panas Q : 7.193.953,74 kkal / jam .

: 18.762.053,70 Btu / hr .

Menghitung Δt LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
212	Higher Temperatur	104	108	Δt_1
104	Lower Temperatur	77	27	Δt_2
108	Differences	27	81	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$= \frac{108 - 27}{\ln \left(\frac{108}{27} \right)}$$

$$= 58,43 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{Average}} = \frac{212 + 104}{2}$$

$$= 158,00^{\circ}\text{F}$$

$$t_{\text{Average}} = \frac{104 + 77}{2}$$

$$= 90,50^{\circ}\text{F}$$

Untuk fluida panas : Medium organik $\rightarrow$ (Pendingin) air

$$R_d = 0,003$$

$$UD = 50 - 125 \text{ Btu / hr ft}^2 (^{\circ}\text{F}) . \quad (\text{tabel 8, Kern})$$

Asumsi UD = 64 , Di rencanakan panjang tube 8 ft

- Memilih jenis dan ukuran tube

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$A_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_{t'} = 0,303 \text{ in}^2$$

$$ID = 0,620 \text{ in}$$

- Menghitung luas permukaan perpindahan panas .

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t_{LMTD}}$$

$$= \frac{18.762.053,70}{64 \times 58,43}$$

$$= 5.017,31 \text{ ft}^2$$

- Menghitung jumlah tube (Nt) , dalam shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot A_o} = \frac{5.017,31}{8 \times 0,1963} = 3.194,92$$

Dengan menggunakan tabel 9 kern , di pilih :

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$\text{Susunan} = \text{triangular pitch}$$

$$IDs = 35$$

$$BWG = 12$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Passes} = 6$$

$$\text{Jumlah tube} = 3.195$$

- Menghitung harga A koreksi

$$\begin{aligned} A \text{ koreksi} &= N_t \times L \times A_o \\ &= 3.194,92 \times 8 \times 0,1963 \\ &= 5.017,30 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- Menghitung UD koreksi

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t \cdot LMTD} = \frac{18.762.053,70}{5.017,30 \times 58,43} \\ &= 64,00 \text{ Btu / hr (ft}^2 \text{)}^0\text{F} \end{aligned}$$

Cold fluid : tube side ,air .

$$\begin{aligned} at &= \frac{N_t \times at'}{144 \times n} = \frac{3.194,92 \times 0,303}{144 \times 6} \\ &= 0,12 \text{ ft}^2 . \end{aligned}$$

- Menghitung kecepatan massa dalam tube

$$Gt = \frac{Wt}{at} = \frac{1.057.328,96}{0,12}$$

$$= 943.672,40 \text{ lb / hr ft}^2$$

$$\text{Velocity, } V = Gt / 3600 \rho$$

$$= \frac{943.672,40}{3600 \times 62,5}$$

$$= 4,19 \text{ fps}$$

$$\text{Pada } t_{avg} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F (dari grafik 14 kern)}$$

$$\mu = 0,27 \text{ cp} = 0,65 \text{ lb / (ft) hr}$$

$$Dt = 0,53 / 12$$

$$= 0,04$$

$$Re_t = \frac{Dt \cdot Gt}{\mu} = \frac{0,04 \times 943.672,40}{0,652}$$

$$= 63.787,67$$

$$h_i = 580 \text{ (Grafik 25 Kern)}$$

$$h_{io} = h_i \times ID / OD$$

$$= 580 \times \frac{0,53}{0,75} = 409,87 \text{ Btu / (hr) ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Hot fluid : Shell side

Luas aliran dalam shell .

$$as = \frac{IDs \times CB}{144 \text{ Pr}}$$

$$C = \text{jarak antar tube}$$

$$= PT - OD$$

$$= 1 \frac{1}{4} - \frac{3}{4} = 1,67$$

$$B = \frac{1}{5} \cdot ID_s$$

$$= \frac{1}{5} \cdot 35 = 7$$

$$as = \frac{35 \times 1,67 \times 7}{144 \times 1,25}$$

$$= 2,27 \text{ ft}^2.$$

- Menghitung kecepatan massa dalam shell

$$G_s = \frac{W_s}{as} = \frac{71.623,89}{2,27} = 31.509,96 \text{ lb / hr ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Loading, } G^1 &= \frac{W_s}{\pi \cdot N_t \cdot D} = \frac{71.623,89}{3,14 \times 3.194,92 \times 0,04} \\ &= 161,16 \text{ lb / (hr)in ft} \end{aligned}$$

$$\text{asumsi } h = h_o = 400$$

$$\begin{aligned} t_w &= t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \times (T_{avg} - t_{avg}) \\ &= 99,5 + \frac{400}{409,87 + 400} \times (155,30 - 99,5) \\ &= 127,06 ^\circ\text{F}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{1}{2} (T_{avg} + t_w) \\ &= \frac{1}{2} (155,30 + 127,06) ^\circ\text{F} = 141,18 ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$k_f = 0,079 \text{ (tabel 4 . Kern)}$$

$$s_f = 0,7 \text{ (tabel 6 . Kern)}$$

$$\mu_f = 0,2 \text{ cp (grafik 14 Kern .)}$$

$$h_o = 100 \text{ Btu / (hr) ft}^2 ^\circ\text{F} . \text{ (Fig . 12.9 Kern)}$$

- Menghitung clean overall coefficient , U_c

$$\begin{aligned}
 U_C &= \frac{h_{i o} \times h_o}{h_{i o} + h_o} \\
 &= \frac{409,87 \times 100}{409,87 + 100} \\
 &= 80,38 \text{ Btu / jam ft}^2 \text{ } ^\circ F
 \end{aligned}$$

- Menghitung faktor kekotoran , R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{80,38 - 64,00}{80,38 \times 64,00} = 0,0032$$

- Pressure Drop

Menghitung pressure drop dalam tube .

Untuk $Re_t = 17.060$ di dapat $f = 0,00025 \text{ ft}^2 / \text{in}^2$ (Fig.26 Kern)

$$\begin{aligned}
 D_t &= 0,53 / 12 \\
 &= 0,04 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_T &= \frac{f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \theta_t} \\
 &= \frac{0,00025 \times (943.672,40)^2 \times 8 \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0443 \times 1,0 \times 1,0} \\
 &= 4,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_T &= \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} \\
 &= \frac{V^2}{2g} = 0,012 \text{ (Fig 27 Kern)} \\
 &= \frac{4 \times 6}{1,0} \times 0,012
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_T + \Delta P_T \\ &= 4,64 + 0,28 \\ &= 4,92 \text{ psi} .\end{aligned}$$

Menghitung pressure drop dalam shell (ΔP_s)

$$D_e = 0,55 / 12 = 0,04 \text{ ft}$$

$$\text{Pada } T_{avg} = 155,3^\circ \text{F}$$

$$\mu = 0,15 \text{ cp} \times 2,42 = 0,36 \text{ lb} / (\text{ft}) \cdot \text{hr}$$

$$\text{Res} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} = \frac{0,04 \times 31.509,96}{0,36}$$

$$= 3.501,11$$

$$f = 0,0021 \text{ (grafik 29 kern)}$$

$$sf = 0,7 / 62,5 = 0,0112$$

$$D_s = 35/12 = 2,92 \text{ ft}$$

Jumlah persilangan

$$N + 1 = 12 (L / B)$$

$$= 12 (8 / 7) = 13,71$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{0,0021 \times (31.509,96)^2 \times 2,92 \times 13,71}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,06 \times 0,01 \times 1,0}$$

$$= 1,33 \text{ psi}$$

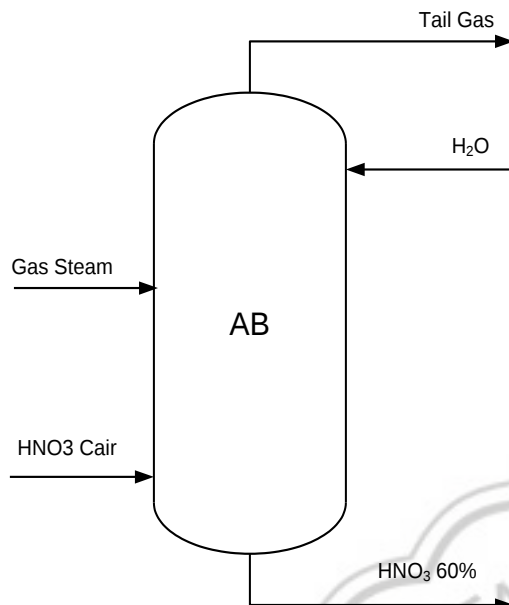


RESUME COOLER CONDENSOR

Fungsi	- Menurunkan Suhu reaktan - Tempat terjadinya reaksi		
Jenis	Shell And Tube		
<u>Shell</u>		<u>Tube</u>	
ID	: 35 in	Jumlah	: 3.195

Baffel Space	: 7 in	Panjang	: 8 ft
Phasses	: 1,67	OD	: $\frac{3}{4}$ in
Pressure drop	: 1,33	BWG	: 16
		Passes	: 6
		Pressure drop	: 4,92
Luas transfer panas	: 5.017,31 ft ²	5.017,31 ft ²	
Dirt faktor	: 0,0032	0,0032	
U _c	: 80,38	80,38	
U _D	: 64,00	64,00	
Rd calculated	: 0,0032	0,0032	
Rd required	: 0,002	0,002	
ΔP perhitungan, psia	: 1,33	4,92	
ΔP yang diijinkan, psia	: 2	10	

7. ABSORBER



Kode : AB - 01

Fungsi : Mengabsorpsi NO_2 menggunakan solvent H_2O menjadi HNO_3

Tujuan :

1. Memilih dan menentukan tipe absorber
2. Menentukan diameter absorber
3. Menentukan tinggi packing
4. Menentukan dimensi absorber
5. Menghitung tebal shell
6. Menghitung tebal head
7. Menghitung tinggi head
8. Menghitung tinggi absorber

Kondisi operasi :

Tekanan = 8 atm

Temperatur = 40 °C

Temperature masuk solvent (H_2O) = 30 °C

Temperature masuk Gas Mixture = 40 °C

1. Memilih dan menentukan tipe absorber :

Pada absorpsi NO₂ oleh air ini dipilih jenis absorber tipe packed tower. Pemilihan tipe ini dengan pertimbangan :

- aliran fluida di dalam kolom cukup besar
- dimensi absorber lebih kecil dan lebih murah

2. Menentukan Parameter Fluida Masuk dan Keluar Absorber

a. Menghitung Z dan ρ gas masuk absorber

$$P_c = \sum (y_i \cdot P_{ci})$$

$$T_c = \sum (y_i \cdot T_{ci})$$

$$\omega = \sum (y_i \cdot \omega_i)$$

Komponen	Laju alir gas		Y _i	W	T _c	P _c
	kg/jam	kmol/jam				
N ₂	22634,07	808,36	0,743	0,038	126,2	34,0
O ₂	50,11	1,57	0,001	0,022	154,6	50,4
NH ₃	39,44	2,32	0,002	0,253	405,7	112,8
NO	11,14	0,37	0,000	0,583	180,2	64,8
NO ₂	1762,65	38,32	0,035	0,849	431,4	101,3
H ₂ O	4255,34	236,41	0,217	0,345	647,1	220,6
Jumlah	28752,75	1087,34	1,000	2,090	1.298,1	583,9

$$T_r = T / T_c$$

$$P_r = P / P_c$$

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

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

$$\left[\frac{(B \cdot P_c)}{(R \cdot T_c)} \right] = B^0 + \omega B^1$$

$$Z = 1 + \left[\frac{(B \cdot P_c)}{(R \cdot T_c)} \times \frac{P_r}{T_r} \right]$$

Komponen	Tr	Pr	B ₀	B ₁	BP _c /RT _c	Pr/Tr	Z _i	Z _i * y _i
N ₂	2,5	0,2	0,0	0,1	0,0	0,1	1,0	0,7
O ₂	2,0	0,2	-0,1	0,1	-0,1	0,1	1,0	0,0
NH ₃	0,8	0,1	-0,6	-0,4	-0,6	0,1	0,9	0,0
NO	1,7	0,1	-0,1	0,1	0,0	0,1	1,0	0,0
NO ₂	0,7	0,1	-0,6	-0,5	-1,1	0,1	0,9	0,0
H ₂ O	0,5	0,0	-1,3	-3,5	-2,5	0,1	0,8	0,2
Jumlah								0,955

Sehingga diperoleh nilai z gas umpan masuk = 0,955

- Menentukan ρ_G masuk absorber

$$G = 28.752,75 \text{ kg/jam} = 1.087,34 \text{ kmol/jam}$$

$$= 63.388,96 \text{ lb/jam}$$

$$BM \text{ gas} = 28.752,75 / 1.087,34 = 26,44$$

ρ_G pada 8 atm; 40 °C

$$\rho_G = \frac{BM * P}{Z * R * T} = \frac{26,44 \frac{\text{gram}}{\text{mol}} * 8 \text{ atm}}{0,955 * 0,73 \text{ atm.cm}^3 / \text{mol.}^\circ K * 313,15^\circ K} = 0,97 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

b. Menentukan z dan ρ_G keluar absorber

komponen	laju alir gas		Y _i	Ω	T _c	P _c
	kg/jam	kmol/jam				
NH ₃	39,44	2,32	0,002	0,038	126,2	34,0
NO	369,58	12,32	0,012	0,022	154,6	50,4
H ₂ O	4040,40	224,47	0,214	0,253	405,7	112,8

O ₂	50,11	1,57	0,001	0,583	180,2	64,8
N ₂	22634,07	808,36	0,770	0,849	431,4	101,3
NO ₂	33,62	0,73	0,000	1,745	1.298,1	363,4
Jumlah	27167,22	1049,76	1,000			

Komponen	Tr	Pr	B ₀	B ₁	BPc/RT	Pr/Tr	Zi	Zi *yi
					c			
NH ₃	2,5	0,2	-0,1	0,0	-0,1	0,1	1,0	0,0
NO	2,0	1.761, 6	0,0	0,0	0,0	869,7	1,0	0,0
H ₂ O	0,8	1.187, 7	0,0	0,0	0,0	1.538,7	1,0	0,2
O ₂	1,7	531,0	0,0	0,0	0,0	305,5	1,0	0,0
N ₂	0,7	924,3	0,0	0,0	0,0	1.273,3	1,0	0,8
NO ₂	0,2	591,1	0,0	0,0	0,0	2.450,2	1,0	0,0
Jumlah								1,0

Sehingga diperoleh nilai z = 1,0

- Menentukan ρ_G keluar absorber

$$G = 27.167,22 \text{ kg/jam} = 1.049,76 \text{ kmol/jam}$$

$$= 59.893,47 \text{ lb/jam}$$

$$BM \text{ gas} = 27.167,22 / 1.049,76 = 25,88$$

$$\rho_G = \frac{BM \times P}{Z \times R \times T} = \frac{25,88 \times 8}{1 \times 0,73 \times 313,15} = 0,9 \text{ lb / ft}^3$$

c. Menghitung ρ dan μ cairan umpan absorber

$$\rho_L = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Komponen	A	B	N	Tc (K)	T	ρ
H ₂ O	0,3	0,3	0,3	647,1	313,2	1,0
HNO ₃	0,4	0,2	0,2	520,0	313,2	1,5

Komponen	kg/jam	kmol/jam	x	ρ	x · ρ
HNO ₃	4527,31	71,86	0,2	1,4	0,3
H ₂ O	4255,34	236,41	0,8	1,0	0,7
Jumlah	8782,65	308,27	1,0		1,056

$$\rho_L = 1,0 \text{ gr/cc} = 63,3 \text{ lb/cuft}$$

- Menghitung nilai μ larutan umpan masuk absorber

Komponen	Xi	BM	μ	Xi.μ.BM	Xi.BM
HNO ₃	0,2	63,0	1,4	19,8	14,7
H ₂ O	0,8	18,0	0,6	7,6	13,8
Jumlah	1,0			27,4	28,5

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum Xi \cdot \mu \cdot BM}{\sum Xi \cdot BM}$$

$$= \frac{27,4}{28,5} = 0,96 \text{ lb/ft.jam} = 0,00027 \text{ lb/ft.det}$$

- d. Menghitung ρ dan μ larutan produk absorber

- Menghitung nilai ρ larutan produk keluar absorber

Komponen	kg/jam	kmol/jam	x	ρ	x · ρ
		m			
HNO ₃	6060,52	96,20	0,3	1,4	0,4
H ₂ O	4040,40	224,47	0,7	1,0	0,7
Jumlah	10100,92	320,67	1,0		1,085

$$\rho_L = 1,1 \text{ g/cc} = 67,7 \text{ lb/cuft}$$

- Menghitung nilai μ larutan produk keluar absorber

Komponen	Xi	BM	μ	Xi.μ.BM	Xi.BM
----------	----	----	-------	---------	-------

HNO ₃	0,3	63,0	1,4	25,5	18,9
H ₂ O	0,7	18,0	0,6	6,9	12,6
Jumlah	1,0			32,4	31,5

$$\mu_{campuran} = \frac{Xi \cdot \mu \cdot BM}{Xi \cdot BM} = \frac{32,4}{31,5} = 1,0 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 0,0003 \text{ lb/ft.det}$$

3. Menghitung diameter menara

a. Dasar menara

Laju alir gas masuk (G₁) = 28.752,75 kg/jam = 63.388,97 lb/jam

Laju alir produk (L₂) = 10.100,92 kg/jam = 22.268,72 lb/jam

• Menghitung harga $\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{22.268,72}{63.388,97} \left(\frac{0,97}{67,71} \right)^{\frac{1}{2}} = 0,042$$

Menggunakan fig. 9-13 C Ludwig, dapat ditentukan apabila nilai absis sebesar 0,04 maka nilai ordinatnya = 0,6.

Jenis packing yang digunakan adalah jenis raschig ring dengan ukuran 2 inchi. Harga packing faktor untuk jenis packing ini adalah 65 (Ludwig, Tabel 9-23A p.164).

Apabila disubsitusikan ke dalam rumus ordinat, maka menjadi :

$$\text{Ordinat} = \frac{(G')^2 \cdot a \cdot \Psi^2 \cdot \mu^{0,2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c \cdot \varepsilon^3}$$

Dimana :

G' = laju alir, lb / (ft².jam)

a / ε³ = factor packing = 65

μ = viskositas campuran, lb / (ft.det) = 0,0003 lb/ft.det

ρ_G = densitas liquid campuran, lb / ft³ = 1,0

Ψ = densitas air / densitas larutan campuran = 63,3 / 67,7 = 0,9

$$g_c = 32,2 \text{ ft / det}$$

$$(G')^2 = \frac{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c \cdot \text{ordinat}}{\psi^2 \cdot \mu^{0,2} \cdot \left(\frac{a}{\epsilon^3}\right)} = 11,42$$

$$G' = \sqrt{11,42} = 3,38 \text{ lb / ft}^2 \text{ det}$$

Dalam perancangan kecepatan gas diambil 60 % kecepatan flooding sehingga didapatkan:

$$G' = 3,38 \times 60 \% \\ = 2,03 \text{ lb / ft}^2 \text{ det}$$

$$\text{Average gas rate} = 2,03 \text{ lb / ft}^2 \text{ det} \times 10,5 \\ = 21,29 \text{ lb/det}$$

$$\text{Gas flow rate} = \frac{\text{Average gas rate}}{\rho_G \cdot 3600} = \frac{21,29}{0,97} = 21,95 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung gas velocity (Vg) dengan persamaan :

$$Vg^2 = \frac{\rho_L \cdot g_c \cdot \text{ordinat}}{\rho_G \cdot \psi^2 \cdot \mu^{0,2} \cdot \left(\frac{a}{\epsilon^3}\right)} = 12,2$$

$$Vg = 3,5 \text{ ft /det}$$

$$\text{Operating velocity} = 0,06 \times 3,5 \\ = 0,21 \text{ ft / det}$$

$$A = \frac{\text{Gas flow rate}}{\text{operating velocity}} \\ = \frac{21,95}{0,21} = 104,52 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot 104,52} = 11,57 \text{ ft} = 3,53 \text{ m}$$

b. Bagian puncak menara

$$\text{Laju alir gas keluar (G}_2\text{)} = 27.167,22 \text{ kg/jam} \\ = 59.893,48 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju alir larutan masuk (L}_1\text{)} = 8.782,65 \text{ kg/jam} \\ = 19.362,43 \text{ lb/jam}$$

- Menghitung harga $\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}}$

$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{2}} = \frac{19.362,43}{59,893,48} \left(\frac{0,91}{65,95} \right)^{\frac{1}{2}} = 0,04$$

Menggunakan fig. 9-13 C Ludwig, dapat ditentukan apabila nilai absis sebesar 0,04 maka nilai ordinatnya = 0,6

Jenis packing yang digunakan adalah jenis raschig ring dengan ukuran 2 inchi. Harga packing faktor untuk jenis packing ini adalah 65 (Ludwig, Tabel 9-23A p.164)

Apabila disubsitusikan kedalam rumus ordinat, maka menjadi :

$$\text{Ordinat} = \frac{(G')^2 \cdot a \cdot \Psi^2 \cdot \mu^{0,2}}{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c \cdot \epsilon^3}$$

Dimana :

G' = laju alir, lb / (ft².jam)

a / ϵ^3 = factor packing = 65

μ = viskositas campuran, lb / (ft.jam) = 1,1

ρ_L = densitas liquid campuran, lb / ft³ = 63,5

ρ_G = densitas gas , lb / ft³ = 1,4

Ψ = densitas air / densitas larutan campuran = 63,3 / 63,5 = 1,0

g_c = 32,2 ft / det

$$(G')^2 = \frac{\rho_G \cdot \rho_L \cdot g_c \cdot \text{ordinat}}{\Psi^2 \cdot \mu^{0,2} \cdot \left(\frac{a}{\epsilon^3} \right)} = 9,99$$

$$G' = \sqrt{99,9} = 3,16 \text{ lb / ft}^2 \text{ det}$$

Dalam perancangan kecepatan gas diambil 60 % kecepatan flooding sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G' &= 3,16 \times 60 \% \\ &= 1,90 \text{ lb / ft}^2 \text{ det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Average gas rate} &= 1,90 \text{ lb / ft}^2 \text{ det} \times 10,5 \\ &= 19,91 \text{ lb / det} = 71.687,51 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Gas flow rate} = \frac{\text{Average gas rate}}{\rho_G} = \frac{19,91}{0,91} = 21,88 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung gas velocity (Vg) dengan persamaan :

$$Vg^2 = \frac{\rho_L \cdot g_c \cdot \text{ordinat}}{\rho_G \cdot \psi^2 \cdot \mu^{0,2} \cdot \left(\frac{a}{\epsilon^3} \right)} = 12,19$$

$$Vg = 3,49 \text{ ft /det}$$

$$\begin{aligned} \text{Operating velocity} &= 3,49 \times 0,06 \\ &= 0,21 \text{ ft / det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{\text{Gas flow rate}}{\text{operating velocity}} \\ &= \frac{21,99}{0,21} = 104,71 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \cdot 104,71} = 11,55 \text{ ft} = 3,53 \text{ m}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan diameter kolom packing sebesar 11,55 ft atau 3,53 m.

4. Menghitung tinggi packing

a. Menentukan nilai ΔP_{LM} (log mean pressure)

Diketahui :

$$\begin{aligned} Y_1 &= \frac{\text{Mol gas NO}_2 \text{ masuk}}{\text{Mol keluar total}} \times P_{total} \\ &= \frac{38,32}{1.087,34} \times 8 = 0,28 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Y_2 &= \frac{\text{Mol gas NO}_2 \text{ keluar}}{\text{Mol keluar total}} \times P_{total} \\ &= \frac{0,73}{1049,76} \times 8 = 0,006 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\Delta P_{LM} = \frac{Y_1 - Y_2}{\ln \left[\frac{Y_1}{Y_2} \right]} = 0,7 \text{ atm}$$

b. Menghitung bagian packing yang basah (fa)

$$f_a = 0,24 \left(\frac{L'}{G'} \right)^{1/4}$$

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$= \frac{22.268,72}{105,00} = 212,08 \text{ lb / ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$G' = \frac{G}{A}$$

$$= \frac{59.893,48}{105,00} = 570,41 \text{ lb / ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$f_a = 0,24 \times \left(\frac{212,08}{570,41} \right)^{1/4} = 0,19$$

c. Menghitung nilai kgA

$$kg_A = \frac{G''}{H_{OG} \cdot p}$$

$$Dv = \frac{0,069 \cdot T^{\frac{3}{2}} \left(\frac{1}{BM_A} + \frac{1}{BM_B} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left(V_A^{\frac{1}{3}} \cdot V_B^{\frac{1}{3}} \right)^2}$$

Menggunakan tabel 9.33 Ludwig, didapatkan nilai

$$V_{NO_2} = 31,4$$

$$V_{air} = 18,9$$

$$T = 40 \text{ C}$$

$$= 563,7 \text{ R}$$

$$BM_{NO_2} = 46$$

$$BM_{H_2O} = 18$$

$$Dv = \frac{0,069 \times 563,7^{\frac{3}{2}} \left(\frac{1}{46} + \frac{1}{18} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left(31,4^{\frac{1}{3}} \times 18,9^{\frac{1}{3}} \right)^2}$$

$$= 0,03 \text{ ft}^2 / \text{jam}$$

Karena perbandingan $\text{NO}_2 = 1:2$, maka

$$V_B \text{ campuran} = (1/3 \cdot 31,2) + (2/3 \cdot 25,6)$$

$$= 27,5$$

$$\text{Sehingga, } Dv = \frac{0,069 \times 563,7^{\frac{3}{2}} \left(\frac{1}{46} + \frac{1}{18} \right)^{\frac{1}{2}}}{P \left(31,4^{\frac{1}{3}} \times 27,5^{\frac{1}{3}} \right)^2}$$

$$= 0,02 \text{ ft}^2 / \text{jam}$$

Apabila dimasukkan kedalam persamaan G'' , menjadi

$$G'' = \frac{\text{average gas rate}}{10,5}$$

$$= \frac{71.687,51}{10,5} = 6.827,38$$

Dari fig 9.35 Ludwig didapatkan $Hog = 3,5 \text{ ft}$

BM campuran = 64

$$kg_A = \frac{\left(\frac{6.827,38}{64} \right)}{3,5 \times 8} = 3,81$$

$$kg_A \text{ campuran} = kg_A \left(\frac{T_1^{\frac{3}{2}} / P_1}{T_0^{\frac{3}{2}} / P_0} \right)^{0,56}$$

$$= 3,81 \left(\frac{563,7^{\frac{3}{2}} / 1,1}{528^{\frac{3}{2}} / 1} \right)^{0,56} = 3,81 \text{ lbmol} / \text{ft}^3 \cdot \text{jam}$$

$$Z = \frac{N}{\text{kg} \cdot \Delta P_{\text{lm}} \cdot f_a \cdot A}$$

$$= \frac{567,13}{3,81 \times 0,07 \times 0,19 \times 105,00} = 107,25 \text{ ft} = 32,69 \text{ m}$$

Untuk jenis packing rasching ring tinggi packing maksimum adalah tiga kali diameter menara.
Direncanakan tinggi packing dua kali diameter menara, sehingga didapatkan tinggi packing :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi packing} &= 2 \times 11,57 \\ &= 23,13 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bed} &= \frac{Z}{\text{tinggi packing}} \\ &= \frac{60,49}{23,13} = 2,62 \text{ buah} \end{aligned}$$

d. Menghitung tebal shell

Bahan shell yang digunakan adalah Stainless Steel type SA 240 High alloy steel for cladding and corrosion resistance.

$$P \text{ operasi} = 8 \text{ atm} = 117,57 \text{ psi}$$

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

$$\begin{aligned} P \text{ perancangan} &= 10 \% \times P \text{ operasi} \\ &= 1,1 \times 8 \text{ atm} \\ &= 8,80 \text{ atm} = 129,32 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Allowable working stress (f)} = 14.850$$

$$\text{Effisiensi pengelasan (E)} = 85 \%$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,125$$

$$\text{Jari – jari} = 11,57 \text{ ft} / 2 = 5,78 \text{ ft} = 69,39 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{P \cdot r_c}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot P)} + C \\ &= \frac{129,36 \times 5,78}{(14.850 \times 0,85) - (0,6 \times 129,36)} + 0,125 \\ &= 0,18 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar = 0,5 in

e. Menghitung Tebal Head

Karena tekanan operasi = 117,57 psi, maka dipilih head torispherical yang dapat digunakan untuk range tekanan antara 12 – 200 psia (Brownell & Young)

$$ID = 2r = 2 \times 69,39 = 138,78$$

$$OD = (2 \times 69,39) + (2 \times 0,5) \\ = 139,78 \text{ in}$$

digunakan OD shell = 144 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young didapatkan

$$icr = 8,8$$

$$r = 132$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \\ = 1,72$$

Untuk menghitung tebal head digunakan rumus :

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{(E \cdot F) - (0,6 \cdot P)} + C$$

$$th = 2,46 \text{ in}$$

Oleh karena itu dipilih tebal head = 3 in

f. Menghitung tinggi head

Perhitungan tinggi absorber berdasarkan persamaan – persamaan berikut ini :

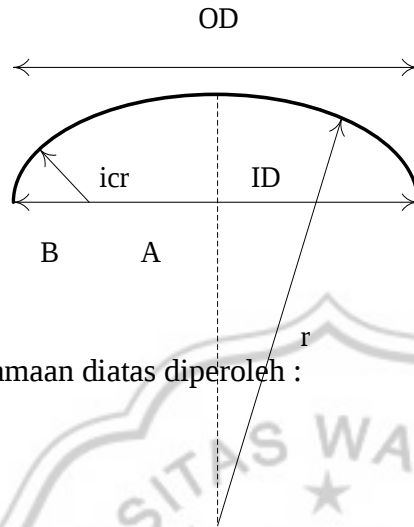
$$\alpha = \frac{ID}{2}$$

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

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$OA = t + b + Sf$$



Dari persamaan – persamaan diatas diperoleh :

$$icr = 8,8$$

$$r = 132$$

$$\alpha = 69,39 \text{ in}$$

$$AB = 60,59 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 123,20 \text{ in}$$

$$b = 24,73 \text{ in}$$

tebal standar 0,5 in, maka $Sf = 1\frac{1}{2} - 4$. Dipilih $Sf = 4$

Sehingga didapatkan tinggi head,

$$\begin{aligned} OA &= t + b + Sf \\ &= 31,19 \text{ in} = 2,59 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi total absorber

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 2 \cdot \text{tinggi head} + \text{tinggi reaktor} \\ &= (2 \times 2,59) + 60,49 \\ &= 65,69 \text{ ft} \\ &= 20,02 \end{aligned}$$

RESUME ABSORBER

Nama alat : Absorber

Kode : AB-01

Fungsi : Mengabsorpsi NO_2 menggunakan solvent H_2O menjadi HNO_3

Tipe : packed tower jenis raschig ring

Bahan konstruksi : Stainless steel type 304 SA 240 High Alloy Steel for cladding and corrosion

Jumlah : 1 buah

Temperatur : 40°C

Tekanan : 8 atm

Tinggi absorber : 20,02 m

Tinggi packing : 23,13 ft

Jumlah bed : 3 buah

Diameter dasar : 3,53 m

Diameter puncak : 3,53 m

Tinggi head : 31,19 in

Tebal head : 3 in

Dimensi shell

- OD : 138,78 in

- ID : 144 in

1. Biaya Produksi

A. Capital Investment :

1. Fixed Capital Investment
2. Working Capital Investment

B. Manufacturing Cost :

1. Direct Manufacturing Cost
2. Indirect Manufacturing Cost
3. Fixed Manufacturing Cost

C. General Expense :

1. Administrasi
2. Sales
3. Research & Patent
4. Finance

2. Analisa Kelayakan (Fit & Proper Test)

- A. Profit on Sales
- B. Return of Investment
- C. Pay Out Time
- D. Break Event Point
- E. Shut Down Point

1. PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI

CAPITAL INVESMENT

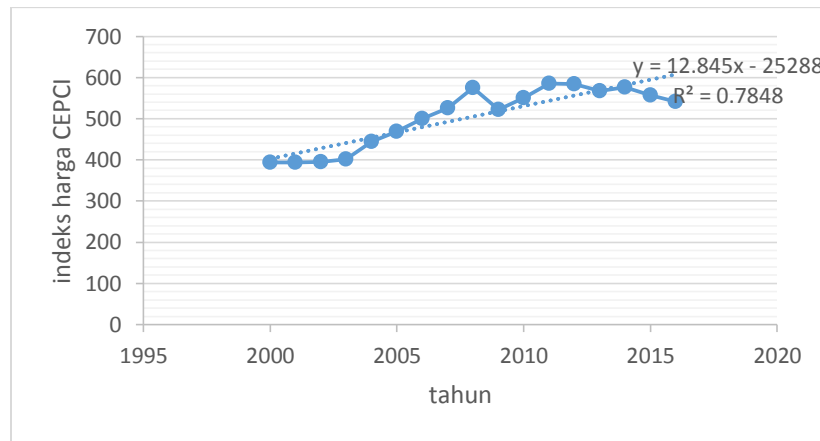
Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga suatu alat dari data peralatan serupa pada tahun lalu. Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga-harga peralatan yang ada saat ini, dapat diperkirakan dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Harga indeks tahun 2018 diperoleh dari persamaan least square dengan menggunakan data indeks dari tahun 2000 sampai dengan 2016.

Tabel D.1. Indeks CEP Tahun 2000 – 2016.

No.	Tahun	CEP
1	2000	394,1
2	2001	394,3
3	2002	395,6
4	2003	402
5	2004	444,2
6	2005	468,2
7	2006	499,6
8	2007	525,4
9	2008	575,4
10	2009	521,9
11	2010	550,8
12	2011	585,7
13	2012	584,6
14	2013	567,3
15	2014	576,1
16	2015	556,8
17	2016	541,7

Sumber : Chemical Engineering Magazine, 2012

Dari data tersebut diperoleh



Nilai CEPCI pada tahun 2023 didapat dengan cara ekstrapolasi dari grafik CEPCI dari grafik didapat persamaan linier :

$$y = 12,845 x - 25288$$

Dalam hubungan ini :

X = Tahun

Y = Indeks harga

Nilai indeks tahun 2023 dapat dicari dengan persamaan berikut ;

$$Y = mX + C$$

$$= 12,845x (2023) - 25288$$

$$Y = 684,59$$

Harga alat pada tahun 2023 dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$Ex = EyNxNy$$

Dalam hubungan ini : Ex : harga alat untuk tahun 2023

Ey : harga alat untuk tahun y

Nx : nilai indeks tahun 2023 = 684,59

Ny : nilai indeks tahun 2016

Jika alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak dijumpai, maka harga alat tersebut dapat diestimasi dengan cara membandingkan dengan alat sejenis yang telah diketahui kapasitas dan harganya melalui persamaan :

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana : E_a : harga pesawat a

E_b : harga pesawat b

C_a : kapasitas pesawat a

C_b : kapasitas pesawat b

(Aries & Newton R, Chemical Engineering Cost Estimation, page 15-16)

➤ **Dasar perhitungan**

Kapasitas produksi = 80.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Harga ammonia = Rp 6.397,11 / kg

Harga katalis = Rp 754.263 / kg

Kurs jual = Rp 14.877,15/ US\$ (17 september 2018)

Tabel D.2. Daftar Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga 2016 (US\$)	Harga 2023 (US\$)	Harga Total (US\$)
1	Vaporizer	V-01	1	55.059	69.582,50	69.582,50
2	Kompresor	C-01	1	70.400	88.970,16	88.970,16
3	Reaktor oksidasi Ammonia	R-01	1	294.200	371.804,28	371.804,28

4	Pemanas	HE-01	2	5.400	6.824,41	13.648,83
		HE-02				
5	Cooler	HE-03	2	14.200	17.945,68	35.891,37
		HE-04				
6	Cooler condensor	CC-01	1	25.600	32.352,79	32.352,79
7	Absorber	AB-01	1	175.650	221.983,08	221.983,08
8	Tangki Ammonia	T-01	1	3.800	4.802,37	4.802,37
9	Tangki Penyimpanan Produk	T-02	2	79.100	99.965,05	199.930,11
10	Pompa umpan ammonia	P-01	1	1.046	1.321,91	1.321,91
11	Pompa masuk absorber	P-02	1	928,70	1.173,67	1.173,67
12	Pompa air	P-03	1	833	1.115,92	1.115,92
13	Boiler	B	1	268.10	338.819,60	338.819,60
14	Expander	EX-01	1	10.773	13.614,71	13.614,71
TOTAL						US\$ 1.395.011,30
						Rp 20.753.583.082,99

A. Capital Investement

A.1 Fixed Capital Investement

A.1.1 Purchased Equipment Cost (PEC)

- Harga alat (Equipment Cost, EC) = US\$ 1.395.011,30
- Biaya angkut (15 % EC) = US\$ 209.251,69
- Asuransi pengangkutan (1 % EC) = US\$ 13.950,11
- Provisi Bank (0,5 % EC) = US\$ 6.975,06
- EMKL (0,5 % EC) = US\$ 6.075,06
- Pajak barang impor (20 % EC) = US\$ 279.002,26

Total Purchased Equipment Cost (PEC) = US\$ 1.911.165,48

Instalation

Biaya instalasi sebesar 25% - 55% PEC, ditentukan sebesar 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan tenaga 32% (*Tabel 16, Aries & Newton R*).

- Material = 11% PEC = US\$ 210.228,20

- Tenaga = 32% PEC = US\$ 611.572,95

(Indonesia : asing = 3 : 1)

1 man hour asing = US\$ 20

1 man hour Indonesia = Rp 20.000,00

Digunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia

$$\begin{aligned}\text{Jumlah man hour} &= 32\% \times \frac{\$ PEC}{\$ 20} \\ &= 32\% \times \frac{\text{US\$ } 1.911.165,48}{\$ 20} \\ &= 30.578,65\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Asing} &= 5\% \times \text{US\$ } 30.578,65 \times \$ 20 \times 1 \\ &= \text{US\$ } 30,578,65\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tenaga Indonesia} &= 95\% \times \text{US\$ } 30.578,65 \times 3 \times \text{Rp } 20.000; \\ &= \text{Rp } 1.742.982.916,40 \\ &= \text{US\$ } 117.159,57\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Instalasi} &= \text{US\$ } 210.228,20 + \text{US\$ } 30.578,65 + \text{US\$ } 117.159,57 \\ &= \text{US\$ } 357.966,42\end{aligned}$$

Piping

Untuk sistem *fluid process* biaya pemipaan ditentukan sebesar 86 % PEC (Tabel 17, *Aries & Newton*), terdiri dari :

- Material = 49 % PEC = US\$ 963.471,08
- Tenaga = 37 % PEC = US\$ 707.131,23

Pemasangan alat digunakan 100 % tenaga Indonesia :

$$1 \text{ man hour Asing} = \text{US\$ } 20$$

$$1 \text{ man hour Indonesia} = \text{Rp } 20.000;$$

$$\text{Jumlah man hour} = 37\% \times \frac{\text{US\$ PEC}}{\text{US\$ } 20}$$

$$= 37\% \times \frac{\text{US\$ } 1.911.165,48}{\text{US\$ } 20}$$

$$= \text{US\$ } 35.356,56$$

$$\text{Tenaga Indonesia} = 100\% \times 3 \times \text{US\$ } 35.356,56 \times \text{Rp } 20.000;$$

$$= \text{Rp } 2.121,393.618,14$$

$$= \text{US\$ } 142.595,53$$

$$\text{Total Biaya Pemipaan} = \text{US\$ } 963.471,08 + \text{US\$ } 142.595,53$$

$$= \text{US\$ } 1.079.006,61$$

Instrumentation

Besarnya 6 – 30 % PEC (Tabel 19, *Aries & Newton R*), diambil 30 % PEC, terdiri dari :

- Material = 24% PEC = US\$ 458.679,71
- Tenaga = 6% PEC = US\$ 114.669,93

(Indonesia : asing = 3 : 1)

Digunakan 5 % tenaga asing dan 95 % tenaga Indonesia

1 man hour Asing = US\$ 20

1 man hour Indonesia = Rp 20.000;

Jumlah man hour = $6\% \times \frac{US\$ PEC}{US\$ 20}$

$$= 6\% \times \frac{US\$ 1.911.165,48}{US\$ 20} = US\$ 5.733,50$$

Tenaga Asing = $5\% \times US\$ 5.733,50 \times \$ 20$
= US\$ 5.733,50

Tenaga Indonesia = $95\% \times US\$ 5.733,50 \times Rp 20.000$
= Rp 326.809.296,82
= US\$ 21.967,42

Total Biaya Instrumentasi = US\$ 458.679,71 + US\$ 5.733,50 + US\$ 21.967,42
= **US\$ 486.380,63**

Insulation

Besarnya 8% PEC (*Tabel 21, Aries & Newton R*), yang terdiri dari :

- Material = 3% PEC = US\$ 57.334,96
- Tenaga = 5% PEC = US\$ 95.558,27

Pemasangan alat digunakan 100% tenaga Indonesia :

Jumlah man hour = $5\% \times \frac{US\$ PEC}{US\$ 20}$

$$= 5\% \times \frac{US\$ 1.911.165,48}{US\$ 20} = US\$ 4.777,91$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \times 3 \times US\$ 4.777,91 \times \text{Rp } 20.000; \\ &= \text{Rp } 286.674.821,78 \\ &= US\$ 19.269,67 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Insulasi} &= US\$ 57.334,96 + US\$ 19.269,67 \\ &= \mathbf{US\$ 76.604,63} \end{aligned}$$

Electrical Auxiliaries

Besarnya biaya instalasi listrik 10 – 15 % PEC (*hal 102, Aries & Newton R*) ditentukan sebesar 12%, yang terdiri dari :

- Material = 7 % PEC = US\$ 133.781,58
- Tenaga = 5 % PEC = US\$ 95.558,27

Pemasangan alat digunakan 100% tenaga Indonesia :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= 5\% \times \frac{US\$ PEC}{US\$ 20} \\ &= 5\% \times \frac{US\$ 1.911.165,48}{US\$ 20} = US\$ 4.777,91 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= 100\% \times 3 \times US\$ 4.777,91 \times \text{Rp } 20.000; \\ &= \text{Rp } 286.674.821,78 \\ &= US\$ 19.269,67 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Listrik} &= US\$ 133.781,58 + US\$ 19.269,67 \\ &= \mathbf{US\$ 153.051,25} \end{aligned}$$

Building

Luas bangunan diperkirakan	=	7.500 m ²
Harga bangunan diperkirakan	=	Rp 5.000.000 / m ²
Total Biaya Bangunan	=	Rp 37.500.000.000
	=	US\$ 2.520.669,49

Yard & Improvement

Luas tanah diperkirakan	=	25.000 m ²
Harga tanah diperkirakan	=	Rp 2.500.000 / m ²
Total Biaya Tanah	=	Rp 62.500.000.000
	=	US\$ 4.201.115,82

Utilities

Besarnya 25 – 75 % PEC (*Tabel 31, Aries & Newton R*), diambil 50 % PEC.

Total biaya utilities = 50% x US\$ 1.911.165,48 = **US\$ 955.582,36**

Environmental Cost

Besarnya 10 - 30 % PEC (*Tabel 31, Aries & Newton R*), diambil 10 % PEC.

Total biaya Environmental = 10 % x US\$ 1.911,165,48 = **US\$ 191.116,55**

Physical Plant Cost (PPC)

No.	Physical Plant Cost	Biaya (US\$)
1.	PEC	1.911.165,48
2.	Instalasi	357.966,42
3.	Pemipaan	1.079.066,61
4.	Instrumentasi	486.380,63
5.	Isolasi	76.604,63
6.	Listrik	153.051,25
7.	Bangunan	2.520.669,49
8.	Tanah dan perbaikannya	4.201.115,82
9.	Utilitas	955.582,74
10.	Environment	191.116,55
TOTAL PPC		11.932.719,62

Engineering & Construction

Adalah biaya design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection. Biaya tergantung dari besarnya plant serta kompleks tidaknya instalasi dan mudah tidaknya kondisi pembangunan plant tersebut. Besarnya 20% PPC (*Tabel 4, Aries & Newton R*)

Engineering & Construction = $20\% \times \text{US\$ } 11.932.719,62 = \text{US\$ } 2.386.543,92$

Direct Plant Cost (DPC)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	PPC	11.932.719,62
2	Engineering & Construction	2.386.543,92
DPC		14.319.263,54

Contractor's Fee

Tergantung dari ukuran / besarnya plant, kompleksitas dan lokasi dari plant. Besarnya 4 – 10 % DPC (*hal 4, Aries & Newton R*), diambil 10 % DPC.

$$\text{Contractor's Fee} = 10\% \times \text{US\$ } 14.319.263,54 = \text{US\$ } 1.431.926,35$$

Contingency

Dimaksudkan untuk kompensasi terhadap pengeluaran yang tidak terduga seperti perubahan proses meskipun kecil, perubahan harga, kesalahan dalam estimasi, dll.

Besarnya 10 – 25 % DPC (*Tabel 5, Aries & Newton R*), diambil 25 % DPC

$$\text{Contingency} = 25\% \times \text{US\$ } 14.319.263,54 = \text{US\$ } 3.579.815,88$$

Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Jenis	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
1.	Direct Plant Cost	14.319.263,54	213.027.683.661,31
2.	Contractor's fee	1.431.926,35	21.302.786.366,13
3.	Contingency	3.579.815,88	53.256.920.915,33
TOTAL FCI		19.331.005,78	287.587.372.942,77

A.2. Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha / modal serta biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama kurun waktu tertentu.

Raw Material Inventory

Persediaan bahan baku tergantung dari kecepatan konsumsinya, nilainya, ketersediannya, sumber dan kebutuhan storagenya (*hal 12, Aries & Newton R*).

- Ammonia, lama penyimpanan 14 hari, sebesar 662,79 ton

Harga Ammonia = US\$ 430 / ton

Total = US\$ 248.998,36

Katalis, lama penyimpanan 6 bulan, sebesar 612,69 kg

Harga katalis = US\$ 863 / kg

Total = US\$ 528.751,47

Total Biaya Raw Material = US\$ 248.998,36 + US\$ 528.751,47
= US\$ 813.749,83

In Process Inventory

Tergantung dari panjangnya siklus processing. Besarnya diperkirakan 0,5 dari manufacturing cost untuk waktu hold up tertentu.

$$\text{Biaya} = \frac{0,5 \times 1,5 \times 16.659.548,81}{24 \times 330} = \text{US\$ } 1.577,61$$

A.2.3. Product Inventory

Tergantung dari produk, ada produk yang dibuat dengan kecepatan produksi yang tetap tetapi dijual untuk waktu-waktu tertentu. Ada pula produk yang cepat rusak atau tidak begitu stabil dan memerlukan fasilitas penyimpanan tertentu. Besarnya dapat diperkirakan sama dengan 14 hari produksi untuk harga Manufacturing Cost.

$$\text{Biaya Product Inventory} = \frac{14}{30} \times 16.659.548,81 \times \frac{30}{330} = \text{US\$ } 706.768,74$$

A.2.4. Extended Credit

Merupakan persediaan barang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

Besarnya diperkirakan 14 hari dari Manufacturing Cost.

$$\text{Biaya Extended Credit} = \frac{14}{30} \times 16.659.548,81 \times \frac{30}{330} = \text{US\$ } 706.768,74$$

Available Cash

Merupakan persediaan barang untuk membayar tenaga, service dan material. besarnya dapat diperkirakan 14 hari dari Manufacturing Cost.

$$\text{Biaya Available Cash} = \frac{14}{30} \times 16.659.548,81 \times \frac{30}{330} = \text{US\$ } 706.768,74$$

Working Capital Investment (WCI)

No.	Working Capital	Biaya US\$
1.	Raw material inventory	813.749,83
2.	In-process inventory	1.577,61
3.	Product inventory	706.768,74
4.	Extended credit	706.768,74
5.	Avalaible cash	706.768,74
Total Working Capital :		2.935.633,65

Total capital Investment (TCI)

No	Jenis	Biaya US\$
1	FCI	19.331.005,78
2	WCI	2.935.633,65
TCI		22.266.639,43

MANUFACTURING COST

Adalah biaya yang dikeluarkan untuk pembuatan suatu barang produksi.

B.1. Direct Manufacturing Cost

Adalah pengeluaran khusus dalam pembuatan suatu produk. Terdiri dari :

B.1.1. Raw Material

- Ammonia

Kebutuhan = 15.622,83 ton

Harga = US\$ 430 / ton

Biaya 1 th = US\$ 6.717.818,45

- Katalis

Kebutuhan = 612,69 kg

Harga = US\$ 863 / ton

Biaya 1 th = US\$ 1.057.502,94

Total biaya bahan baku = **US\$ 7.775.321,39**

B.1.2. Tenaga Kerja (Labor)

Yang termasuk labor adalah karyawan dibawah departemen produksi dan teknik.

Jumlah = 73 orang

Gaji = Rp 5.000.000 / bulan

Biaya 1 th = Rp 4.380.000.000,00 = US\$ 294.414,20

B.1.3. Supervisi

Merupakan salaries untuk semua personal yang bertanggung jawab langsung terhadap operasi produksi.

➤ Kepala Seksi

Jumlah = 6 orang

Gaji = Rp 5.500.000 / bulan

Biaya 1 th = Rp 396.000.000,00 = US\$ 26.618,27

➤ Kepala Bagian

Jumlah = 4 orang

Gaji = Rp 6.500.000 / bulan

Biaya 1 th = Rp 312.000.000,00 = US\$ 20.971,97

Total biaya supervisi = Rp 708.000.000,00 = US\$ 47.590,24

B.1.4. Maintenance

Termasuk didalamnya biaya material dan labor untuk pemeliharaan rutin, penggantian insidentil, revisi peralatan dan bangunan. Besarnya 6 % – 8 % FCI (*Tabel 38, Aries & Newton*), diambil 8 %.

Total Biaya Maintenance = 8 % x FCI

= 8 % x US\$ 19.331.005,78 = **US\$ 1.546.480,46**

B.1.5. Plant Supplies

Besarnya 15 % dari maintenance

Total Biaya Plant Supplies = 15 % x US\$ 1.546.480,46 = **US\$ 231.972,07**

B.1.6. Royalties & Patents

Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Patents untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama patents berlaku). Besarnya 1 – 5 % dari harga penjualan produk (diambil 1 %).

Harga jual produk (asam nitrat per ton) = US\$ 420

Produksi per tahun = 80.000

Harga jual (sales) per tahun = US\$ 420 x 80.000
= 33.600.000

Total biaya royalties & patents = 1 % x US\$ 33.600.000 = US\$ 336.000

B.1.7. Utilitas

Besarnya 25 – 50 % terhadap nilai bangunan dan contingency.

Diambil 40 % = 40 % x (US\$ 3.579.815,88 + US\$ 2.520.669,49)
= US\$ 2.440.194,15

Direct Manufacturing Cost (DMC)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Raw material	7.775.321,39
2	Labor	294.414,20
3	Supervisi	47.590,24
4	Maintenance	1.546.480,46
5	Plant supplies	231.972,07
6	Royalty & patent	336.000
7	Utilities	2.440.194,15
DMC		12.671.972,51

B.2. Indirect Manufacturing Cost (Plant Overhead Cost)

Adalah pengeluaran yang tidak berkaitan langsung dengan proses produksi suatu barang.

B.2.1. Payroll Overhead

Merupakan pengeluaran untuk pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, keamanan dan sebagainya. Besarnya 15-20% dari labor cost. Di ambil 20 %

$$\text{Payroll Overhead} = 20 \% \times \text{US\$ } 294.414,20 = \text{US\$ } 58.882,84$$

B.2.2. Laboratorium

Diperlukan untuk menjamin quality control, karena itu besarnya tergantung dari produk yang dihasilkan. Besarnya 10 – 20 % dari labor cost, diambil 10 %

$$\text{Biaya} = 20 \% \times \text{US\$ } 294.414,20 = \text{US\$ } 58.882,84$$

B.2.3. Plant Overhead

Merupakan biaya untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, pergudangan dan engineering (termasuk safety dan protection). Besarnya 50 – 100 % dari labor cost, diambil 50 %.

$$\text{Plant overhead} = 70 \% \times \text{US\$ } 294.414,20 = \text{US\$ } 206.089,94$$

B.2.4. Packaging & transportasi produk.

Biaya container untuk packaging tergantung dari sifat-sifat fisis dan kimia produk dan nilainya. Biaya produk kimia yang dijual dengan basis FOB, karena itu shipping tidak perlu ditinjau. Tetapi apabila produk dijual sampai ditempat maka shipping harus

diperhitungkan seperti ongkos angkut dengan truk, kereta api, dll. Diperkirakan besarnya 4 % dari total harga penjualan produk selama 1 tahun.

$$\text{Biaya} = 4 \% \times \text{US\$ } 33.600.000 = \text{US \$ } \mathbf{1.344.000}$$

Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Payroll overhead	58.882,84
2	Laboratorium	58.882,84
3	Plant overhead	206.089,94
4	Packing dan shipping	1.344.000
IMC		1.667.855,62

B.3. Fixed Manufacturing Cost

Adalah pengeluaran yang berkaitan dengan *Fixed Capital Investment* dan harganya tidak tergantung jumlah produksi.

B.3.1. Depresiasi

Besarnya 8 – 10 % FCI (*hal 180, Aries & Newton*), diambil 10 %

$$\text{Biaya depresiasi} = 10 \% \times \text{US\$ } 19.331.005,78 = \text{US\$ } \mathbf{1.933.100,58}$$

B.3.2. Property Taxes

Tergantung dari lokasi dan situasi plant. Secara umum plant dalam kota harus membayar pajak yang lebih besar daripada di tempat yang populasi penduduknya jarang. Besarnya 1 – 2 % FCI (*Aries & Newton, hal 182*). Diambil 1 %.

$$\begin{aligned} \text{Property taxes} &= 1 \% \times \text{US\$ } 19.331.005,78 \\ &= \text{US\$ } \mathbf{193.310,06} \end{aligned}$$

B.3.3. Asuransi

Tergantung dari sifat plant (tingkat biaya), semakin berbahaya plant tersebut asuransinya semakin tinggi. Besarnya 1 % dari FCI (*Aries & Newton, hal 182*).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Asuransi} &= 1 \% \times \text{US\$ } 19.331.005,78 \\ &= \text{US\$ } 193.310,06\end{aligned}$$

Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Depresiasi	1.933.100,58
2	Property Taxes	193.310,06
3	Asuransi	193.310,06
FMC		2.319.720,69

Manufacturing Cost (MC)

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	DMC	12.671.972,51
2	IMC	1.667.855,62
3	FMC	2.319.720,69
Total MC		16.659.548,81

GENERAL EXPENSE

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi – fungsi perusahaan dan tidak termasuk manufacturing cost.

C.1. Administrasi

C.1.1. Management Salaries

No.	JABATAN	JUMLAH (Orang)	GAJI (Rp/bulan-orang)	GAJI (Rp/tahun)
1.	Direktur Utama	1	40.000.000,00	480.000.000,00

2.	Manajer	2	15.000.000,00	360.000.000,00
3.	Staff Ahli	2	7.000.000,00	168.000.000,00
4.	Sekretaris	2	5.000.000,00	120.000.000,00
5.	Kepala bagian	4	6.500.000,00	312.000.000,00
6.	Kepala Seksi	6	5.500.000,00	396.000.000,00
7.	Karyawan proses	45	5.000.000,00	2.700.000.000,00
8.	Karyawan non proses	28	5.000.000,00	1.680.000.000,00
9.	Paramedis	1	4.500.000,00	54.000.000,00
10	Sopir	4	4.500.000,00	216.000.000,00
11	Satpam	4	4.500.000,00	216.000.000,00
12	Cleaning service	4	4.000.000,00	192.000.000,00
TOTAL		103		6.894.000.000,00

Total Management Salaries = Rp 6,894,000,000.00 = **US\$ 463.399,88**

C.1.2. Legal & Fee Auditing

Disediakan setiap tahun = Rp 40.000.000 = **US\$ 2.688,71**

C.1.3. Peralatan Kantor & Komunikasi

Disediakan setiap tahun = Rp 80.000.000 = **US\$ 5.377,43**

No.	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (US\$)
1	Management salaries	6.894.000.000,00	463.399,88
2	Legal & fee auditing	40.000.000,00	2.688,71
3	Peralatan kantor	80.000.000,00	5.377,43
Biaya administrasi		7.014.000.000,00	471.466,02

C.2. Sales Expense

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, advertisement, dll.

Secara umum besarnya diperkirakan 3 - 12 % dari Manufacturing Cost, diambil 10% dari harga penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Sales expense} &= 10 \% \times 16.659.548,81 \\ &= \text{US\$ } 1.665.954,88\end{aligned}$$

C.3. Research

Besarnya diperkirakan 2 – 4 % dari penjualan produk atau 3,5 – 8 % Manufacturing Cost.

Diambil 4 % dari harga Penjualan.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya research} &= 4 \% \times 16.659.548,81 \\ &= \text{US\$ } 666.381,95\end{aligned}$$

C.4. Finance

$$\begin{aligned}\text{Diperkirakan besarnya} &= 6 \% \times \text{US\$ } 22.266.639,43 \\ &= \text{US\$ } 1.335.998,37\end{aligned}$$

General Expenses

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Administrasi	471.466,02
2	Sales	1.665.954,88
3	Research	666.381,95
4	Finance	1.335.998,37
GE		4.139.801,22

Production Cost

No.	Jenis	Biaya (US\$)
1	Manufacturing Cost	16.659.548,81
2	General Expenses	4.139.801,22
Total Production Cost		20.799.350,04

2. ANALISA KELAYAKAN

A. *Keuntungan (Profit)*

Biaya produksi = **US\$ 20.799.350,04**

Penjualan produk selama 1 th = **US\$ 33.600.000**

Keuntungan

- Keuntungan sebelum pajak = penjualan produk – biaya produksi
= **US\$ 12.800.649,96**
- Pajak pendapatan = 25 % dari keuntungan sebelum pajak
= 25 % x US\$ 12.800.649,96
= **US\$ 3.200.162,49**
- Keuntungan setelah pajak = keuntungan sebelum pajak – pajak pendapatan
= US\$ 12.800.649,96 - US\$ 3.200.162,49
= **US\$ 9.600.487,47**

Percent Profit on Sales (POS) = $\frac{\text{Profit}}{\text{Penjualan produk}} \times 100 \%$

- POS sebelum pajak = $\frac{\text{profit sebelum pajak}}{\text{Penjualan produk}} \times 100 \%$
= $\frac{12.800.649,96}{33.600.000} \times 100 \%$

$$= 38,10 \%$$

- POS setelah pajak $= \frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Penjualan produk}} \times 100 \%$

$$= \frac{9.600.487,47}{33.600.000} \times 100 \%$$

$$= 28,63 \%$$

B. Return of Investment (ROI)

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan

$$\text{Percent Return of Investment} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100 \%$$

- ROI sebelum pajak $= \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100 \%$

$$= \frac{12.800.649,96}{19.331.005,78} \times 100 \%$$

$$= 66,22 \%$$

- ROI setelah pajak $= \frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$

$$= \frac{9.600.487,47}{19.331.005,78} \times 100 \%$$

$$= 49,66 \%$$

C. Pay Out Time (POT)

$$\text{Pay Out Time} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

- POT sebelum pajak = $\frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = \mathbf{1,31 \text{ tahun}}$
- POT setelah pajak = $\frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} = \mathbf{1,68 \text{ tahun}}$

D. Break Even Point (BEP)

D.1. Fixed Manufacturing Cost (Fa)

- Depresiasi = US\$ 1.993.100,58
- Property Taxes = US\$ 193.310,06
- Asuransi = US\$ 193.310,06
- Total Fixed Manufacturing Cost = **US\$ 2.319.720,69**

D.2. Variable Cost (Va)

- Raw Material = US\$ 7.775.321,39
- Utilitas = US\$ 2.440.194,15
- Packaging & Shipping = US\$ 1.344.000,00
- Royalties & Patents = US\$ 336.000,00
- Total Variabel Cost = **US\$ 11.895.515,54**

D.3. Regulated Cost (Ra)

- Labor Cost = US\$ 294.414,20
- Payroll Overhead = US\$ 58.882,84
- Supervisi = US\$ 47.590,24
- Laboratorium = US\$ 58.882,84
- General Expense = US\$ 4.139.801,22

• Maintenance	= US\$ 1.546.480,46
• Plant Supplies	= US\$ 231.972,07
• Plant Overhead	= US\$ 206.089,94
Total Regulated Cost	= US\$ 6.548.113,81

D.4. Penjualan Produk (Sa)

Penjualan produk selama 1 tahun = **US\$ 33.600.000**

E. Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \% = 25,12 \%$$

F. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100 \% = 11,55 \%$$

G. Discounted Cash Flow (DCF)

Salah satu cara untuk menganalisa kelayakan ekonomi pabrik, dimana DCF didefinisikan sebagai jumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk mengembalikan pinjaman modal dan bunganya. Yang diperhatikan dari DCF adalah i (Rate of return), yaitu presentasi keuntungan pabrik yang dihitung dengan metode DCF. Harga i sering dibandingkan dengan suku bunga bank, dimana jika harga i lebih besar dari suku bunga bank, berarti investasi ke pabrik lebih menguntungkan daripada menyimpan uang di bank. Rumus:

$$(FC + WC) (1 + i)^n = \{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF\} + (WC + SV)$$

Dimana :

Working Capital (WC) = US\$ 2.935.633,65

Fixed Capital Investment (FC) = US\$ 19.331.005,78

$$\text{Depresiasi} = \text{US\$ } 1.993.100,58$$

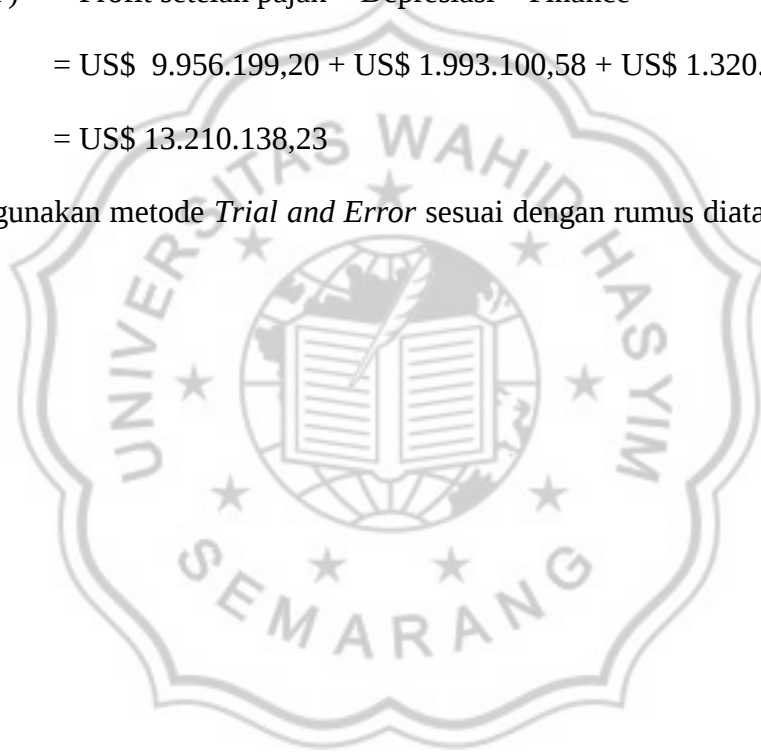
$$\begin{aligned} \text{Salvage Value (SV)} &= 9 \% \text{ FCI} \\ &= 9 \% \times \text{US\$ } 19.331.005,78 \\ &= \text{US\$ } 1.933.100,58 \end{aligned}$$

$$\text{Umur pabrik (n)} = \frac{\text{FCI} - \text{SV}}{\text{Depresiasi}} = \mathbf{9,10 \text{ tahun}}$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{Profit setelah pajak} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \text{US\$ } 9.956.199,20 + \text{US\$ } 1.993.100,58 + \text{US\$ } 1.320.838,45 \\ &= \text{US\$ } 13.210.138,23 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan metode *Trial and Error* sesuai dengan rumus diatas, maka diperoleh :

51 %



KESIMPULAN

No	Analisa Kelayakan	Hasil Perhitungan	Keterangan
1.	Percent profit on sales (POS)	A. Sebelum Pajak : 38,10 % B. Setelah Pajak : 28,17 %	-
2.	Return of investment (ROI)	A. Sebelum Pajak : 66,22 % B. Setelah Pajak : 49,66 %	Minimum 44 %
3.	Pay out time (POT)	A. Sebelum Pajak : 1,31 Tahun B. Setelah Pajak : 1,68 Tahun	Maximum 2 tahun
4.	Break event point (BEP)	25,12 %	-
5.	Shut down point (SDP)	11,55 %	-
6.	Umur pabrik	9,10 tahun	-
7.	Discounted cash flow (DCF)	51 %	-

GRAFIK ANALISA KELAYAKAN EKONOMI

