

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas dan Diagram Alir Massa

1. Kapasitas perancangan= 100.000 Ton/Tahun
2. Waktu Operasi= 330 Hari
3. Satu Hari= 24 Jam
4. Basic Perhitungan = 1000 kg/jam
5. Produk yang diinginkan= Umpam 100.000 Ton/Tahun

$$= 100.000 \frac{\text{Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}}$$

$$= \mathbf{12626,263 \text{ Kg/Jam}}$$

Neraca massa tanpa reaksi:

$$\mathbf{\text{Akumulasi} = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}}$$

Asumsi proses dalam keadaan *steady state* sehingga akumulasi = 0. Karena tidak ada reaksi sehingga generasi dan konsumsi = 0, maka persamaan neraca massa menjadi:

$$\mathbf{0 = \text{input} - \text{output} + 0 - 0}$$

$$\mathbf{\text{Input} = \text{output}}$$

Neraca massa dengan reaksi:

$$\text{Akumulasi} = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}$$

Asumsi proses dalam keadaan *steady state*, sehingga akumulasi = 0 maka persamaan neraca massa menjadi:

$$\mathbf{0 = \text{input} - \text{output} + \text{generasi} - \text{konsumsi}}$$

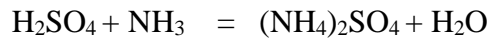
$$\mathbf{\text{Input} = \text{output} - \text{generasi} + \text{konsumsi}}$$

A. Neraca Massa Reaktor



Neraca Massa Reaktor

Input = Output



$$\text{H}_2\text{SO}_4 (98\%) = 0,98 \times 1000 \text{ kg/jam} = 980 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} (2\%) = 0,02 \times 1000 \text{ kg/jam} = 20 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{NH}_3 (99,5\%) = 0,995 \times 1000 \text{ Kg/jam} = 995 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} (0,005\%) = 0,005 \times 1000 \text{ Kg/jam} = 5 \text{ Kg/Jam}$$

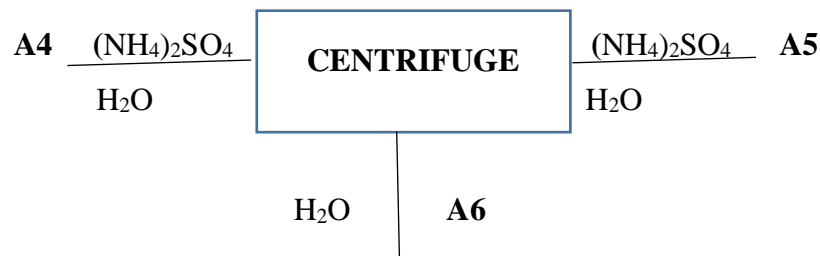
Reaksi :

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ Bereaksi} = 980 \text{ Kg/Jam} \times 0,98 = 960,4 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{NH}_3 \text{ Bereaksi} = 995 \text{ Kg/jam} \times 0,657 = 653,71 \text{ Kg/jam}$$

	$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2 \text{NH}_3$	→	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
M	980	995	0
R	960,4	653,71	
S	19,6	341,285	1614,115

B.Neraca Massa Centrifuge



Input = Output

$$\mathbf{A4 + A6 = A5}$$

$$\mathbf{A4} = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 1614,115 \text{ Kg/Jam}$$

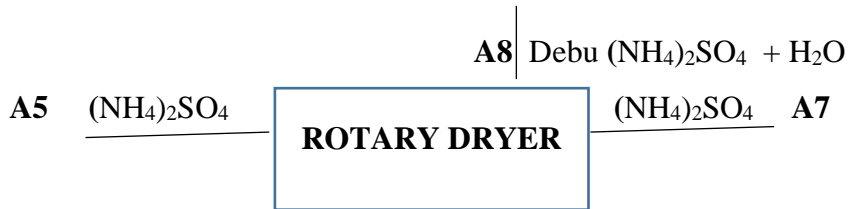
$$\text{H}_2\text{O} = 5 \text{ Kg/Jam}$$

$$\mathbf{A5} = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 1 \times 1614,115 \text{ Kg/Jam} = 1614,115 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,11 \times 5 \text{ Kg/Jam} = 0,55 \text{ Kg/Jam}$$

$$\mathbf{A6} = \text{H}_2\text{O} = 0,89 \times 5 \text{ Kg/Jam} = 4,45 \text{ Kg/Jam}$$

C.Neraca Massa Rotary Dryer



Input = Output

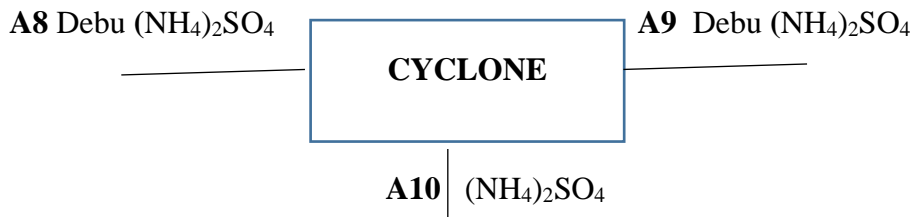
$$A5 = A7 + A8$$

$$A7 = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 0,99 \times 1614,115 \text{ Kg/Jam} = 1597,97 \text{ Kg/Jam}$$

$$A8 = \text{Debu } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 0,01 \times 1614,115 \text{ Kg/jam} = 16,14 \text{ Kg/Jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,02 \times 0,55 \text{ Kg/Jam} = 0,0118 \text{ Kg/Jam}$$

D.Neraca Massa Cyclone



Input = Output

$$A8 = A9 + A10$$

$$A9 = \text{Debu } (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 0,01 \times 16,14 \text{ Kg/Jam} = 0,1614 \text{ Kg/Jam}$$

$$A10 = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 0,99 \times 16,14 \text{ Kg/Jam} = 15,979 \text{ Kg/Jam}$$

E.Neraca Massa Silo



Input = Output

A7 = A11

$$\mathbf{A11} = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 1597,97 + 0,5381 = 1598,51 \text{ Kg/Jam}$$

Dalam perhitungan neraca massa dengan basis umpan 1000 Kg/Jam maka diperlukan faktor koreksi supaya produk yang diinginkan sesuai dengan kapasitas produksi yang diinginkan.

$$\begin{aligned} \text{Faktor Koreksi} &= \text{Produk yang diinginkan} / \text{Produk yang dihasilkan} \\ &= 12626,26 \text{ Kg/Jam} : 1598,51 \text{ Kg/Jam} \\ &= \mathbf{7,898} \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

1. Kapasitas Produksi = 100.000 Ton/Tahun
2. Basis Perhitungan = 1 Jam Operasi
3. Satuan Energi = Kilo Joule (KJ)
4. Satuan Massa = Kilogram (Kg)
5. Waktu Operasi = 330 Hari
6. Suhu Referensi = 25°C
7. Basis Neraca Massa = 1000 Kg/Jam
8. Produk yang diinginkan = 12626,26 Kg/Jam

Tabel B.1 Kapasitas Panas (Cp) Komponen dalam Kj/Kg°K

Komponen	Cp
H ₂ SO ₄	0,0166
NH ₃	0,1276
H ₂ O	1,87
(NH ₄) ₂ SO ₄	0,6211
Debu (NH ₄) ₂ SO ₄	0,6211

Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam perhitungan ini menggunakan teori Hukum Kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state* dengan persamaan umum berikut:

$$\text{Akumulasi energi di dalam sistem} = (\text{energi yang masuk}) - (\text{energi yang keluar})$$

$$\Delta(H + EP + EK) = \Delta E = Q + W$$

$$\Delta E = (U_1 + EK_1 + EP_1) - (U_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W + P_1 V_1 - P_2 V_2$$

$$\Delta E = ((U_1 + P_1 V_1) + EK_1 + EP_1) - ((U_2 + P_2 V_2) + EK_2 + EP_2) + Q + W$$

$$\Delta E = (H_1 + EK_1 + EP_1) - (H_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W$$

$$\Delta E = E_{t2} - E_{t1} = Q + W - \Delta(H + EK + EP)$$

Neraca Energi untuk proses kimia (*non flow system*) dan keadaan *steady state* :

Sistem non alir dianggap terjadi di dalam alat alat proses, seperti alat penukar panas (HE), reaktor, mixer, dan alat-alat transfer massa lainnya.

Pada sistem ini, biasanya EP dan EK \lll Q dan W, sehingga EP dan EK dapat diabaikan sehingga neraca energinya menjadi :

$$\Delta U + \Delta PV = Q + W$$

$$\Delta H = \Delta U + \Delta PV = Q + W$$

$$\Delta H = Q + W$$

$$H_{out} - H_{in} = Q + W$$

Untuk beberapa proses, biasanya nilai W sangat kecil, sehingga:

$$H_{out} - H_{in} = Q = \Delta H$$

Dengan H_{in} = entalpi arus masuk

H_{out} = entalpi arus keluar

Aliran Energi Input Sistem

$$\Delta H_{input} = \text{mol masuk (kmol)} \times C_p \text{ (Kj/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Aliran Energi Onput Sistem

$$\Delta H_{onput} = \text{mol keluar (kmol)} \times C_p \text{ (Kj/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Panas Sensible

$$Q = H = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T - T_{ref})$$

Panas Laten

$$Q = m \cdot \lambda$$

$$Q = m.(H_v - h_l)$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi:

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{rxn}}^{298.15}$$

$$\Delta H_{\text{rxn}}^{298.15} = \Delta H_{\text{rxn}}^{298.15} \text{ Produk} - \Delta H_{\text{rxn}}^{298.15} \text{ Reaktan}$$

A. Neraca Panas Reaktor

Panas Masuk:

Suhu Masuk : 30°C : 303°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT: 5°K

Tabel B.2 Neraca Panas Reaktor Q1

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄	7740,784667	0,0166	5	642,4851274
NH ₃	7859,266065	0,1276	5	5014,21175
H ₂ O	197,4689966	1,87	5	1846,335118
(NH ₄) ₂ SO ₄		0,6211	5	0
Jumlah	15797,51973			7503,031995

Q Masuk : M.Cp,dT

: 7503,03 Kj

Panas Keluar :

Suhu Keluar : 80°C : 353°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT : 55°K

Tabel B.3 Neraca Panas Reaktor Q2

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄	154,8156933	0,0166	55	141,346728
NH ₃	2695,72826	0,1276	55	18918,62093
H ₂ O	197,4689966	1,87	55	20309,6863
(NH ₄) ₂ SO ₄	12749,50678	0,6211	55	34,1605
Jumlah	15797,51973			39403,81446

Q Keluar : M.Cp,dT

: 39403,81 Kj

Menghitung panas yang diserap:

Q pendingin : Q Masuk – Q Keluar

: 7503,03 - 39403,81 Kj

: -31900,78 Kj

Menghitung kebutuhan pendingin

Input Air masuk : 30 °C : 303°K

Output Air masuk : 110°C : 383°K

dT: 80°K

Q Pendingin : $-(31900,78 \text{ Kj}) / (1,87 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{K} \times 80^\circ\text{K})$

: 213,24 Kg

B. Neraca Panas Centrifuge

Panas Masuk:

Suhu Masuk : 110°C : 383°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT: 85°K

Tabel B.4 Neraca Panas Centrifuge Q1

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄		0,0166	85	0
NH ₃		0,1276	85	0
H ₂ O	39,49379932	1,87	85	6277,539402
(NH ₄) ₂ SO ₄	12749,50678	0,6211	85	673091,0861
jumlah	12789,00058			679368,6255

Q Masuk : M.Cp,dT

: 679368,62 Kj

Panas Keluar :

Suhu Keluar : 80°C : 353°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT : 55°K

Tabel B.5 Neraca Panas Centrifuge Q2

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄		0,0166	55	0
NH ₃		0,1276	55	0
H ₂ O	39,49379932	1,87	55	4061,93726
(NH ₄) ₂ SO ₄	12749,50678	0,6211	55	435529,5263
jumlah	12789,00058			439591,4636

Q Keluar : M.Cp.dT

: 439591,46 Kj

Menghitung panas yang diserap:

Q pendingin : Q Masuk – Q Keluar
 : 679368,62 – 439591,46 Kj
 : 239777,162 Kj

Menghitung kebutuhan pendingin

Input Air masuk : 30 °C : 303°K

Output Air masuk : 50°C : 323°K

dT: 20°K

Q Pendingin : (439591,46Kj) *(0,6211 Kj/Kg°K x 20°K)

: 16440720,74 Kg

C. Neraca Panas Rotary Dryer

Panas Masuk:

Suhu Masuk : 80°C : 353°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT: 55°K

Tabel B.6 Neraca Panas Rotary Dryer Q1

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄	0	0,0166	55	0
NH ₃	0	0,1276	55	0
H ₂ O	4,344317926	1,87	55	446,8130986
(NH ₄) ₂ SO ₄	12749,50678	0,6211	55	435529,5263
Jumlah	12753,8511			435976,3394

Q Masuk : M.Cp,dT

: 435976,33 Kj

Panas Keluar :

Suhu Keluar : 100°C : 373°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT : 75°K

Tabel B.7 Neraca Panas Rotary Dryer Q2

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄	0	0,0166	75	0
NH ₃	0	0,1276	75	0
H ₂ O	4,344317926	1,87	75	609,2905891
(NH ₄) ₂ SO ₄	12622,01171	0,6211	75	587964,8605
Debu (NH ₄) ₂ S	127,4950678	0,6211	75	5939,038995
Jumlah	12753,8511			594513,1901

Q Keluar : M.Cp.dT
: 594513,1901 Kj

Menghitung panas yang diserap:

Q pendingin : Q Masuk – Q Keluar
: 435976,33 – 594513,1901 Kj
: -158536,85 Kj

Menghitung kebutuhan pendingin

Input Air masuk : 30 °C : 303°K

Output Air masuk : 100°C : 373°K

dT: 70°K

Q Pendingin : (594513,19) * (1,87 Kj/Kg°K x 70°K)
: 77821776,59 Kg

D. Neraca Panas Cyclone

Panas Masuk:

Suhu Masuk : 100°C : 373°K

Suhu Referensi : 25°C : 298°K

dT: 75°K

Tabel B.8 Neraca Panas Cyclone Q1

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄		0,0166	75	0
NH ₃		0,1276	75	0
H ₂ O	0,093402835	1,87	75	13,09974766
(NH ₄) ₂ SO ₄	0	0,6211	75	0
Debu (NH ₄) ₂ S	127,4950678	0,6211	75	5939,038995
jumlah	127,5884706			5952,138743

Q Masuk : M.Cp,dT
: 5952,1387 Kj

Panas Keluar :

Suhu Keluar : 100°C : 373°K
 Suhu Referensi : 25°C : 298°K
 dT : 75°K

Tabel B.9 Neraca Panas Cyclone Q2

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Cp (Kj/Kg. K)	dT (K)	Q (kJ) = M.Cp.d T
H ₂ SO ₄	0	0,1276	75	0
NH ₃	0	1,87	75	0
H ₂ O	0,093402835	1,87	75	13,09974766
(NH ₄) ₂ SO ₄	126,2201171	0,6211	75	5879,648605
Debu (NH ₄) ₂ S	1,274950678	0,6211	75	59,39038995
Jumlah	127,5884706			5952,138743

Q Keluar : M.Cp.dT
 : 5952,138 Kj

Menghitung panas yang diserap:

Q pendingin : Q Masuk – Q Keluar
 : 5952,138 – 5952,138 Kj : 0 kj

Menghitung kebutuhan pendingin

Input Air masuk : 30 °C : 303°K

Output Air masuk : 100°C : 373°K

dT: 70°K

Q Pendingin : (5952,138) *(1,87 Kj/Kg°K x 70°K)
 : 779134,96 Kj

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kode alat : R-01

Jenis : *Bubble Column Reactor*

Fungsi : Mereaksikan amonia dan asam sulfat menjadi Amonium Sulfat

Kondisi Operasi:

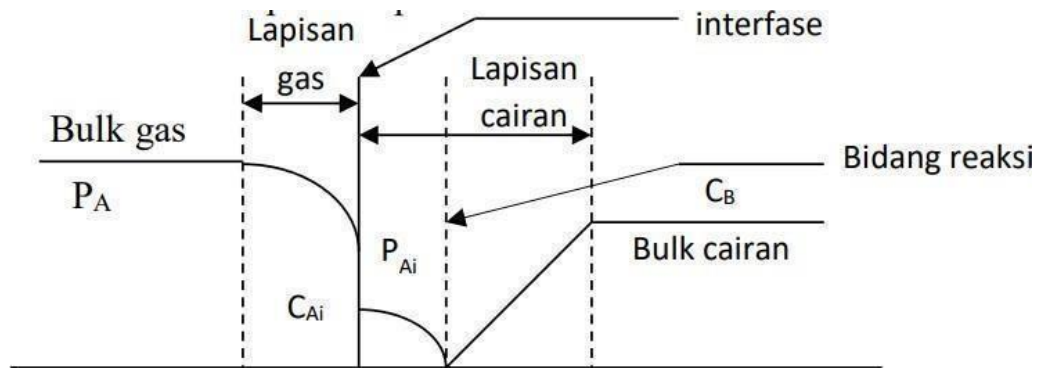
- a. Suhu : 110°C
- b. Tekanan : 1 atm
- c. Sifat reaksi : Eksotermis

Pada tahun 1923 G.N Lewis, mengajukan empat kriteria untuk reaksi asam basa:

- a. Reaksi asam dan basa adalah reaksi yang cepat
- b. Suatu asam kuat atau basa kuat dapat mengganti asam yang lebih lemah atau basa yang lebih lemah dan suatu senyawa
- c. Indikator dapat digunakan untuk menentukan titik ekivalensi reaksi asam basa
- d. Asam dan basa dapat berfungsi sebagai katalis yang penting

Seperti halnya reaksi netralisasi yang lain, reaksi antara H_2SO_4 dan NH_3 berlangsung sangat cepat. Pembentukan fase lain dalam suatu reaksi kimia biasa mempengaruhi kecepatan reaksi. Dalam kasus dimana terjadi padatan, fenomena

pembentukan inti kristal, agregasi, dan aglomerasi menentukan ukuran dan struktur partikel padatan.



Mekanisme Reaksi :

Gas A berdifusi masuk ke bidang batas (interface gas-cair) melalui lapisan gas dan terus berdifusi masuk ke lapisan cairan. Karena kecepatan reaksi kimia berjalan cukup cepat maka reaksi terjadi di *liquid-film*, sehingga tidak ada A yang berdifusi masuk ke dalam larutan dan bereaksi dengan B di fase larutan (tidak ada A yang masuk ke main body of liquid untuk bereaksi). (Levenspiel, Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition, 1972)

Dimana :

P_A : Konsentrasi bahan didalam fase gas yang dinyatakan dengan tekanan

P_{Ai} : Konsentrasi bahan di dalam interface yang dinyatakan dengan tekanan

C_{Ai} : Konsentrasi gas pada bidang batas gas-cair yang setimbang dengan konsentrasi gas.

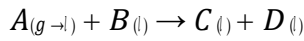
C_B : Konsentrasi bahan asam sulfat di dalam larutan

Kesetimbangan pada interface dinyatakan dengan Henry Law's :

$$P_{Ai} = H_A \times C_{Ai}$$

Dimana :

H_A = Koefisien Henry (Pa m³/mol)



- Zat A tidak dapat langsung bereaksi dengan zat B, zat A mengubah dahulu ke dalam fase cairan agar dapat bereaksi dengan zat B
- Reaksi terjadi pada kondisi A cair dan B cair sehingga terbentuk produk C

Persamaan umum kecepatan reaksi partikel A :

$$-r_A'' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Ai} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B)} \cdot f_i}$$

Dengan:

k_{Ag} : Koefisien transfer massa dalam lapisan gas

a : Luas permukaan per satuan volume

k_{Ai} : Koefisien transfer massa dalam cairan

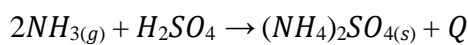
$k \cdot C_{B0}$: Koefisien transfer massa dalam padatan

X_B : Konversi mol

f_i : Fraksi mol cairan

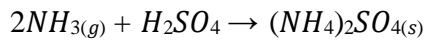
P_A : Tekanan parsial NH₃ di *bulk* gas, atm

Proses pembentukan Amonium Sulfat merupakan reaksi netralisasi yang terjadi antara gas amonia dan asam sulfat cair. Reaksi yang terjadi adalah:



Mekanisme reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:





Mekanisme ini adalah berdasarkan teori Bronsted-Lowry dimana asam merupakan proton donor dan basa merupakan proton akseptor

Dengan A : NH₃ B : H₂SO₄, dan C : (NH₄)₂SO₄, Maka langkah-langkah reaksi adalah sebagai berikut :

Persamaan stoikiometri komponen :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$F_B = F_{B0} - F_{A0} X_A$$

$$F_C = F_{C0} + F_{A0} X_A$$

Transfer massa NH₃ dari gas ke cairan

$$A(g) \rightarrow A(l) \quad r_A = K_l \cdot a (P_{Ag} - P_{Ag}^*)$$

Reaksi kimia di fase cair

$$A(l) \rightarrow B(l) \rightarrow C(l) \quad r_A = k_r \cdot C_{Al} \cdot C_{Bl}$$

Transfer masa ammonium sulfat dari cairan ke permukaan kristal

$$C(l) \rightarrow C(s) \quad r_C = k_c \cdot (C_c - C_c^*)$$

Langkah – langkah perancangan :

1. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi

Kecepatan reaksi :

$$k = A e^{-E/RT}$$

$$k = 1,1 \times 10^7 e^{-96,2/RT}$$

Dimana : T = 107°C = 380 K

R = 1,9872 cal/mol.K

Maka k pada kondisi operasi didapatkan sebesar :

$$k = 9,684,245,221 \text{ L/kmol.s}$$

(Sinnott, 1989)

2. Menentukan Kecepatan Laju Volumetric Umpan Masuk Ke Reactor

Komponen Pada Reaktor Saat Reaksi Netralisasi			
Fase Cair (kmol/jam)		Fase Gas (kmol/jam)	
H ₂ O	53,7	NH ₃	757,8
H ₂ SO ₄	378,9		

Komponen Pada Reaktor Saat Reaksi Netralisasi			
Fase Cair		Fase Gas	
H ₂ O	12%	NH ₃	100%
H ₂ SO ₄	88%		

Campuran Komponen Reaktor Saat Reaksi Netralisasi			
H ₂ O	966,6	Kg/jam	1%
H ₂ SO ₄	37.889,1	Kg/jam	49%
NH ₃	38.469,1	Kg/jam	50%
Total	77.324,8	Kg/jam	100%

Kecepatan laju volumetric umpan masuk reaktor:

$$F_v = \frac{m}{\rho}$$

Dimana:

m : Kecepatan umpan masuk reaktor, kg/jam

ρ : densitas komponen, kg/L

Menentukan densitas untuk fase cair:

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

Dimana :

$\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4}$: densitas H_2SO_4 , g/ml

$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$: densitas H_2O , g/ml

T : Temperatur operasi (380 K)

Tc : Temperatur kritis

Komponen	A	B	n	Tc (K)	T (K)	(1-(T/Tc))	ρ_l (gr/ml)	ρ_l (kg/l)
H_2SO_4	0,4217	0,1936	0,2857	925,00	380	0,8597	1,730	1,730
H_2O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	380	0,7766	0,949	0,949
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$							1,560	1,560

(Yaws, 1999)

Laju Volumetric umuan masuk fase cair

$$Q_L = 42,736 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_v = 52.553,394 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Menentukan konsentrasi komponen umpan masuk reaktor

$$C_{\text{Komponen}} = \frac{\text{mol komponen masuk}}{Fv}$$

$$C_{a_0} = 0,044 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{b_0} = 8,867 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menentukan Difusitas Gas

$$DAL = \frac{7.4 \cdot 10^{-8} (\theta_L \cdot Mb)^{0.5} (T)}{\mu_L \cdot V_A^{0.6}}$$

(Coulson, 1983) vol 6 : 332

θ_L (Faktor asosiasi)	: 1
BM (Berat Molekul)	: 98 gr/mol
μ_L (Viskositas cairan H ₂ SO ₄)	: 0,174 gr/cm.s
T (Suhu operasi)	: 38 K
VA (Volume molekular NH ₃)	: 25,8 cm ³ /mol
DAL (Difusitas gas ke cairan)	: 0,000860 cm ² /s

5. Menentukan Diameter Gelembung

$$D_b = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma}{g(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/3} \quad D_b < 0.078 \left[\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_G} \right]^{0.5}$$

DB (Diameter gelembung)	: 0,095 cm
DO (Diameter orifice)	: 0,002 cm
g (gravitasi bumi)	: 980 cm/s ²
ρ_L (densitas cairan)	: 0,909 gr/cm ³
ρ_G (densitas gas)	: 0,000732 gr/cm ³
σ_L (Tegangan muka)	: 0,063 N/m

6. Menentukan Koefisien Transfer Massa Fase Cair (Kal)

Untuk $D_b < 1$ mm (0,1 cm)

$$K_{AL} \cdot D_{AL} = 2.0 + 0.31 \left[\frac{D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L \cdot D_{AL}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

Untuk $D_b < 25$ mm (2,5 cm)

$$D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g$$

$$\frac{K_{AL} \cdot D_b}{D_{AL}} = 0.42 \left[\frac{D_b^3 \cdot \Delta\rho \cdot g}{\mu_L \cdot D_{AL}} \right]^{\frac{1}{3}}$$

KAL (Koefisien transfer massa) = 0,066 cm/s

D_b (Diameter gelembung) = 0,095 cm

DAL (Difusitas gas melalui cairan) = 0,000860 cm²/s

ρ_L (Densitas cairan) = 0,909 gr/cm³

ρ_G (Densitas gas) = 0,000732 gr/cm³

$\Delta\rho$ (Seisih gas) = 0,908 gr/cm.s

μ_L (Viskoitas solvent) = 0,174 gr/cm.s

g (gravitasi bumi) = 980 cm/s²

7. Menentukan Bilangan Hatta

$$MH^2 = \frac{\text{Konversi max dalam film}}{\text{Difusitas max melalui film}}$$

(Levenspiel, 1999)

$$MH^2 = \frac{k \cdot C_{H_2SO_4} \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

MH (Bilangan Hatta) = 129,254

k (Konstanta kecepatan reaksi) = 9.684.251,429 L/kmol.s

C_{bo} (Konsentrasi cairan H₂SO₄) = 0,00887 kmol/L

DAL (Difusitas gas ke cairan) = 0,000860 cm²/s

KAL (Koefisien transfer massa) = 0,066 cm/s

8. Kecepatan Linear Gelembung

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \cdot \pi \cdot g^{3/5}}{1.378 \cdot 6}$$

Q (Kecepatan volumetric gas tiap lubang orifice) = 0,038 cm³/s

Db (Diameter gelembung) = 0,095 cm

g (gravitasi bumi) = 980 cm/s²

Frekuensi Gelembung:

$$f_b = \frac{Q \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_g)}{\pi \cdot D_o \cdot \sigma}$$

(Perry, 2007) Ed. 5 P. 15-68

fb (frekuensi gelembung) (gelembung/s) = 86,777

ρ_L (Densitas cairan) = 0,909 gr/cm³

ρ_G (Densitas gas) = 0,000732 gr/cm³

Do (diamater orifice) = 0,002 cm

σ_L (Tegangan muka) = 62,857 dyne/cm

Q (Kecepatan volumetric gas tiap lubang orifice) = 0,00385 cm³/sg

(gravitasi bumi) = 980 cm/s²

Volume Satu Gelembung

$$V_o = \frac{\pi \cdot D^3}{6} = 0,000444 \text{ cm}^3$$

Menghitung Jumlah Orifice

$$N_b = \frac{Fvg}{V_o}$$

Nb (Jumlah orifice) = 118.468.846.880,092

Vo (Volume satu gelembung) = 0,000444 cm³

Fvg (Kec. Laju volumetric umpan masuk gas) = 52.553.393,552 cm³/s

Menghitung jumlah Lubang Orifice

$$N_{hole} = \frac{N}{\frac{b}{f_b}} = 1.365.206.158 \text{ lubang}$$

9. Kecepatan Linear Gelembung

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}}$$

Vt (Terminal velocity) = 260,291 cm/s

σL (Tegangan muka) = 62,857 dyne/cm

Db (Diameter gelembung) = 0,0946 cm

ρL (Densitas cairan) = 0,909 gr/cm³

g (gravitasi bumi) = 980 cm/s²

Reynold Gelembung:

$$Re = \frac{\rho_L \cdot D_b \cdot V_t}{\mu_L}$$

Re (Bilangan Reynold) = 128,598

ρL (Densitas cairan) = 0,909 gr/cm³

Db (Diameter gelembung) = 0,0946 cm

$$V_t \text{ (Terminal velocity)} = 260,291 \text{ cm/s}$$

$$\mu_L \text{ (Viskoitas solvent)} = 0,174 \text{ gr/cm.s}$$

10. Menentukan Diameter Sparger

$$P_t = 1.25 \cdot D_o$$

$$L_o = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o^2$$

$$P_t \text{ (jarak antara pusat lubang orifice)} = 0,0025 \text{ cm}$$

$$L_o \text{ (Luas lubang orifice)} = 0,00000314 \text{ cm}^2$$

Pada orifice susunan triangular pitch, diperoleh hubungan :

$$P_t^2 = C_D^2 + (1/2 P_t)^2$$

$$C_B^2 = C_D^2 + D_B^2$$

$$C_D = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t$$

$$L_{\Delta ABC} = \frac{1}{4} \sqrt{3} \cdot P_t^2$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} \cdot D_o^2 \cdot \frac{1}{4} \cdot \sqrt{3} \cdot P_t^2}{\frac{\pi}{8} \cdot D_o^2}$$

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2$$

$$A_n \text{ (Luas sparger yang diperlukantiap bulan)} = 0,00000541 \text{ cm}^2$$

$$P_t \text{ (Jarak antara pusat lubang orifice)} = 0,0025 \text{ cm}$$

$$A_{sp} \text{ (Luas sparger)} = 7389,395 \text{ cm}^2$$

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

$$V_{gs} = \frac{F_{vg}}{A_{sp}}$$

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

Dsp (Diameter sparger)	= 96,997cm
Asp (Luas sparger)	= 7389,395 cm ²
Vgs (Kecepatan supervisial gas)	= 7112,002 cm/s
Fvg (Kec. Laju volumetric umpan masuk gas)	= 52553393,55 cm ³ /s
Hg (Hold up gas)	= 0,965
Vt (Terminal velocity)	= 260,291 cm/s

11. Menentukn Koefisien Transfer Fase Gas (Kag)

$$\frac{K_{ag} \cdot Pt}{Gm} \cdot Sc^{0.56} = 0.281 Re^{0.4}$$

$$Gm = \frac{F_{mol} \cdot O_2}{Asp}$$

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g \cdot D_{AL}}$$

μ_g (Viskositas gas)	= 0,000131 gr/cm.s
ρ_g (Densitas gas)	= 0,000732 gr/cm ³
DAL (Difusitas gas ke cairan)	= 0,000860 cm ² /s

$F_{\text{mol NH}_3}$ (umpan masuk NH₃) = 2.263 kmol/jam
 A_{sp} (Luas sparger) = 7389,395 cm²
 P_a (Tekanan total) = 101.325 Pa
 Re (Bilangan Reynold) = 128,598
 G_m (Kecepatan Massal molar) = 3.062,344 kmol/jam.m²
 Sc (Schimidt Number) = 207,840
 K_{ag} (Koefisien transfer fase gas) = 29,841 mol/jam/m²/pa

12. Menentukan Konstanta Henry (H_A)

Table 23.2 Typical Values of $H_A = p_{A,i}/C_{A,i}$, Pa · m³/mol, for Common Gases in Water

	N ₂	H ₂	O ₂	CO	CO ₂	NH ₃
20°C	1.45×10^5	1.23×10^5	0.74×10^5	0.96×10^5	2600	0.020
60°C	2.16×10^5	1.34×10^5	1.13×10^5	1.48×10^5	6300	0.096

slightly soluble gas ←————→ highly soluble gas

H_A (Konstanta Henry) = 0,184 Pa.m³/mol

13. Menentukan Volume Dan Ukuran Reaktor

F_L (Kecepatan alir molar umpan cair) = 378.891,481 mol/m³
 C_{B0} (Konsentrasi B mula-mula umpan masuk) = 8,866 kmol/L
 F_{vL} (Kecepatan laju volumetric) = 42.736.150,51 L/jam
 X (konversi reaksi) = 0,98
 C_{A0} (konsentrasi A setelah mula) = 0,0431 kmol/m³
 K_{AL} (Koefisien transfer massa) = 2,394 m/jam
 K_{ag} (Koefisien transfer fase gas) = 0,0298 kmol/jam/m²

HA (Konstanta henry)	= 0,184 Pa.m ³ /mol
Pa (tekanan total)	= 101.325 Pa
k (Konstanta kecepatan reaksi)	= 9.684.251,429 L/kmol.s
E (Enhancement factor)	= 1
a (luas kontak gas dan cairan)	= 20 m ² /m ³
f _l (volume fraksi cairan)	= 0,98
R _a (Kecepatan reaksi A)	

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A$$

$$\frac{1}{K_{ag} \cdot a} = 0,00168 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{H_A}{K_{al} \cdot a \cdot E} = 0,00000383 \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l} = \frac{0,1835}{84141756,3381 (1xb)} = \frac{0,0000000022}{1-xb} \text{ m}^3 \cdot \text{jam} \cdot \text{Pa} / \text{mol}$$

$$\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l} = 0,00168 + \frac{0,0000000022}{1-xb}$$

$$-r_A''' = \frac{1}{\frac{1}{k_{Ag} \cdot a} + \frac{H_A}{k_{Al} \cdot a \cdot E} + \frac{H_A}{k \cdot C_{B0} \cdot (1 - X_B) \cdot f_l}} \cdot P_A = \frac{101.325}{0,001679398 + \frac{0,0000000022}{1-xb}}$$

$$y = f^{X_{B2}} \frac{101.325}{X_{B1} \left(0,0016794 + \frac{0,0000000022}{1-xb} \right)} \text{ mol} / \text{m}^3 \cdot \text{jam}$$

Dengan menggunakan matlab dengan metode simpson 3/8 dengan batas ;

$x_2 = 0,98$ dan $x_1 = 0$ adalah

Volume Reaktor:

$$V_r = C_{B0} \cdot F_{TL} \cdot \int_{C_{B1}}^{C_{B2}} \frac{dC_B}{-r_A} = 0,612 \text{ m}^3$$

14. Menentukan Waktu Tinggal Gelembung

$$\tau = \frac{V}{Fv_l}$$

t (Waktu tinggal gelembung) = 0,000860 menit

V (volume reaktor) = 612,261 L

FvL (Kec. Laju volumetric) = 42.736.150,51 L/jam

15. Volume Desain

$$V_t = \frac{V_{cairan}}{1 - Hg}$$

Vt (Terminal velocit) = 17.341,215 L

Hg (Hold up gas) = 0,965

V (Volume reaktor) = 612,261 L

Vdesain (Volum desain) = 20.809,458 L

D : H = 1 : 2

Volume silinder shell :

$$Vr = \frac{1}{4} \pi \cdot Dr^2 \cdot Hr$$

$$Vr = \frac{1}{4} \pi \cdot Dr^2 \cdot 2 \cdot Dr$$

Maka:

$$Dr = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Vr}{2 \cdot \pi}}$$

$$Dr \text{ (Diameter)} = 23,662 \text{ dm}$$

$$Hs \text{ (tinggi)} = 47,324 \text{ dm}$$

16. Menentukan Pressure Drop

Pressure drop gas melalui orifice (ΔP_o)

$$\Delta P_o = 0.5 \times \frac{\rho_g V_0^2}{0.9} = 0,00029 \text{ kg/m}^2$$

Pressure drop gas untuk mengetahui tegangan muka (ΔP_σ) :

$$\Delta P_\sigma = \frac{6 \times \sigma L}{Db} = 398,570 \text{ kg/m}^2$$

Pressure drop untuk mengetahui tegangan muka hidrostatik (ΔP_h)

$$\Delta P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 4.220,903 \text{ kg/m}^2$$

Pressure drop total (ΔP_t)

$$\Delta P_t = \Delta P_o + \Delta P_\sigma + \Delta P_h = 4.619,473 \text{ kg/m}^2 = 0,447 \text{ atm}$$

17. Volume Desain Reaktor

a. Penentuan Tipe Tangki

Dipilih tangki silinder vertikal tinggi dengan torispherical head, dengan pertimbangan $D : H = 1 : 2$ dan reaktor bertekanan dan mengandung reaktan gas.

b. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih material berupa stainless Steel SA-240 Grade 316 dengan pertimbangan bahwa reaktan di dalam bersifat basa sehingga akan terjadi kemungkinan korosi.

c. Menghitung Ketebalan Shell Reaktor

Kondisi operasi

$$P = 1,01325 \text{ bar} = 14,696 \text{ psia}$$

$$T = 380 \text{ K}$$

Dimensi overdesign 20%

$$V = 20,80946 \text{ m}^3$$

$$D = 2,36618 \text{ m}$$

$$H = 4,73235 \text{ m}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 (Brownell & Young, 1959), persamaan

ketebalan shell adalah :

$$ts = \frac{pr_i}{fE - 0,6p} + C$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 16.100 \text{ psia (Walas, 1988)}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,35 \text{ in (Walas, 1988)}$$

$$\text{Shell inside radius (ri)} = 46,57826 \text{ in}$$

Pressure in shell (P) = 20,81772 psia

Jenis sambungan (E) = single welded but joint with backing strip
(Brownell & Young, 1959) 5.7.

Efisiensi Sambungan = 80% (Walas, 1988)

Tebal shell reaktor (ts) = 0,425 in

Maka diambil ts = 4/9

Menghitung OD:

ID shell = 93,1565 in

OD shell = 94,6565 in

Berdasarkan (Brownell & Young, 1959) 5.7 , didapat nilai OD standar sebesar 96 in.

Maka didapatkan:

OD (outside diameter) = 96 in

ts (Tebal shell) = 7/16 in

icr (inside corner radius) = 5,875 in

r (radius head) = 90 in

E (efisiensi welding) = 90%

C (faktor korosi) = 0,35 in

F (allowable pressure) = 16.100 psia

d. Menghitung Ketebalan Head

Berdasarkan (Brownell & Young, 1959) 7.77

$$th = \frac{prw}{(2fE - 0.2p)} + C$$

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

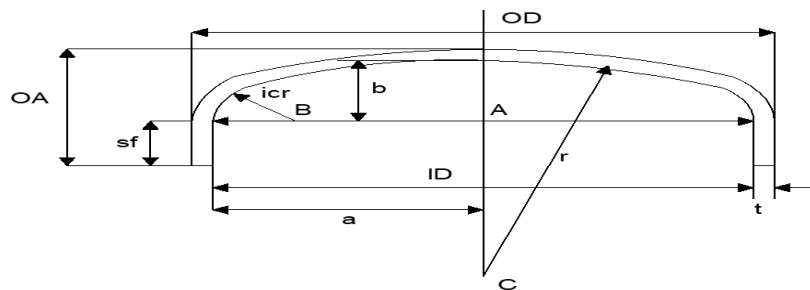
$$W = 1,72849$$

$$Th = 0,47574$$

e. Menghitung Tinggi Head

Berdasarkan 5.8 (Brownell & Young, 1959), ketebalan head standar ½ in.

standard straightflange berkisar antara 1.5-3.5 in.



Maka,

$$Sf = 2,5 \text{ in}$$

$$ID = 95,125 \text{ in}$$

$$a = 47,5625$$

$$AB = 41,6875 \text{ in}$$

$$BC = 84,125 \text{ in}$$

$$AC = 73,06961 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 16,9039 \text{ in}$$

$$h \text{ head} = f = sf + b + th = 0,50623 \text{ in}$$

f. Menghitung Volume Total dan Tinggi Total Reaktor

Volume reaktor = volume shell + 2. Volume head

Volume shell = 21,7 m³

Volume head = volume dish + volume straight flange

Volume dish = 0,000049d³

Maka, volume dish = 0,02440 ft³

Volume sf = 10,28195 ft³

Sehingga, volume reaktor = 786,88104 ft³ = 22,28178 m³

Tinggi total reaktor = tinggi shell + tinggi head

Tinggi shell = 4,73 cm

Tinggi head = 0,0506 m

Sehingga : Tinggi total reaktor = 5,745 m

g. Menentukan Jenis Sparger

Pada bagian bawah reaktor terdapat gas chamber berbentuk sama dengan head.

Di dalam gas *chamber* terdapat sparger gas CO₂ yang membatasi shell dengan bottom

Dengan kondisi dan dimensi reaktor yang telah dihitung, dipilih sparger Sieve

Tray, dengan pertimbangan sparger akan dibeli dengan spesifikasi:

- i. Diameter gelembung yang dihasilkan adalah 0,003 m
- ii. Tahan korosi
- iii. Efisiensi sebesar 90%

- iv. Distribusi gelembung yang homogen
- v. Sparger akan dipesan langsung ke manufaktur spesial
- vi. Sparger memiliki standar ISO:9001

h. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Media pendingin digunakan cooling tower dengan suhu masuk 30°C dan keluar pada suhu 45°C.

$$C_p \text{ air } 30^\circ\text{C} = 4,184 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_p \text{ air } 45^\circ\text{C} = 4,1842 \text{ kJ/kgK}$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 383,15 \text{ K}$$

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

Menghitung dH air

$$dH = 334,737 \text{ kJ/kg}$$

sehingga didapatkan kebutuhan air pendingin:

$$Q = 134.115 \text{ kJ/jam}$$

$$m = 400,659 \text{ kg/jam}$$

i. Menghitung dT LMTD

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk reaktor	119,85	393	247,73
Suhu fluida panas keluar reaktor	110	383,15	230
Suhu fluida dingin masuk reaktor	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar reaktor	45	318,15	113

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

No	Fluida panas	Fluida dingin	dT, F
1	247,73	113	134,73
2	230	86	144

Maka dT LMTD = 139,314°F

Lalu menghitung luas transfer panas

Berdasarkan tabel 8, halaman 840, (Kern, 1950)

Nilai UD untuk aqueous solution berkisar antara 100-500 btu/ft².F.jam

Jika dipilih UD = 300 btu/ft².F.jam

Didapatkan luas transfer panas kira-kira

Q = 134.115 kJ/jam

A = 3 ft²

Digunakan jenis pendingin coil

Dengan pertimbangan V reaktor > 300 gal.

j. Menghitung Jacket Pendingin

Jumlah air pendingin = 400,6589 kg/jam

Volume air pendingin = 0,4007 m³/jam

Diameter dalam jaket (D1) = diameter dalam + (2 x tebal dinding)

D1 = 96 in = 2,4384 m

Tinggi jaket = 4,73 m

Asumsi jarak jaket = 5 in

Diameter luar jaket (D2) = (D1) + (2 x jarak jaket)

$$D2 = 106 \text{ in} = 2,6924 \text{ in}$$

k. Menghitung Luas yang dilalui Air Pendingin

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = 1.585,7 \text{ in}^2 = 1,02303 \text{ m}^2$$

Kecepatan air pendingin v

$$V = 0,39164 \text{ m/jam}$$

Tebal dinding jaket (tj)

Bahan carbon steel Plate Sa-2

$$H\text{-jaket} = 4,73 \text{ m}$$

$$Ph = 6,12174 \text{ psi}$$

$$P \text{ design} = 20,81772 \text{ psi}$$

$$f = 12.650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

Corrosion allowance = 0,125 in

Umur alat = 10 tahun

$$t_j = \frac{P D}{f E - 0,6 P} + c$$

$$T_j = 0,32272 \text{ in}$$

Dipilih jaket tebal yang = 0.375 in (3/8)

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI

1. Basic Perhitungan:

- a. Kapasitas Produksi : 100.000 kg/tahun
- b. Satu Tahun Operasi : 330 hari
- c. Tahun Evaluasi : 2024
- d. Kurs Mata Uang : 15.338 /US\$ (www.bi.go.id)

2. Hasil Perhitungan

A. Purchased Equipment Cost

Tabel D.1 *Purchased Equipment Cost*

Harga Alat (<i>Equipment Cost, EC</i>)	88685,26287
Biaya Pengangkutan (15% EC)	13302,78943
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	886,8526287
Provisi Bank (0,5 % EC)	443,4263144
Transportasi (1% EC)	886,8526287
EMKL (5% EC)	4434,263144
Pajak (15% EC)	13302,78943
Jumlah PEC	121942,2364
	Rp1.870.350.023

B. Equipment Installation Cost

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari material dan buruh.

$$\begin{aligned} \text{Material 11\% PEC} &= 0,11 \times 121942,2364 \\ &= \text{US\$ } 13413,64 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh 32\% PEC} &= 0,32 \times 121942,2364 \\ &= \text{US\$ } 39021,51 \end{aligned}$$

$$\text{Total} = \text{US\$ } 52435,16$$

$$1 \text{ man hour asing} = \text{US\$ } 15$$

$$1 \text{ man hour indonesia} = \text{Rp. } 30.000$$

Perbandingan man hour indonesia:asing adalah 3:1

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia

$$\text{Jumlah man/hour} = \text{US\$ } 252034,68$$

$$\text{Ongkos Buruh Asing} = \text{US\$ } 1951,075$$

Ongkos Buruh Indonesia= US\$ 37070,43

C. Piping Cost

Untuk system fluid process besarnya biaya pemipaan adalah 86% dari PEC (Aries & Newton, hal 78), terdiri dari:

Material 49 % PEC = 0,49 x 121942,2364
= US\$ 59751,69

Buruh 37% PEC = 0,37 x 121942,2364
= US\$ 45118,63

1 man hour asing = US\$ 15

1 man hour indonesia = Rp. 30.000

Perbandingan man hour indonesia:asing adalah 3:1

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia

Jumlah man/hour = US\$ 60164,16

Ongkos Buruh Asing = US\$ 2255,93

Ongkos Buruh Indonesia= US\$ 42862,69

Total = US\$ 104870,32

D. Instrumentation Cost

Besarnya biaya instrumentasi adalah 30% dari PEC yang terdiri dari:

Material 24 % PEC = 0,24 x 121942,2364
= US\$ 29266,13

Buruh 6% PEC = 0,06 x 121942,2364
= US\$ 7316,53

1 man hour asing = US\$ 15

1 man hour indonesia = Rp. 30.000

Perbandingan man hour indonesia:asing adalah 3:1

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia

Jumlah man/hour = US\$ 9761,371

Ongkos Buruh Asing = US\$ 365,826

Ongkos Buruh Indonesia= US\$ 6950,70

Total = US\$ 36582,67

E. Insulation Cost

Besarnya biaya insulasi adalah 8 % dari PEC yang terdiri dari:

Material 3 % PEC = $0,03 \times 121942,2364$
= US\$ 3658,26

Buruh 5 % PEC = $0,05 \times 121942,2364$
= US\$ 6097,11

1 man hour asing = US\$ 15

1 man hour indonesia = Rp. 30.000

Perbandingan man hour indonesia:asing adalah 3:1

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia

Jumlah man/hour = US\$ 8135,47

Ongkos Buruh Asing = US\$ 304,855

Ongkos Buruh Indonesia= US\$ 5792,256

Total = US\$ 9755,37

F. Electrical Cost

Besarnya biaya listrik adalah 15% dari PEC yang terdiri dari:

Material 10 % PEC = $0,10 \times 121942,2364$
= US\$ 12194,22

Buruh 5% PEC = $0,05 \times 121942,2364$
= US\$ 6097,11

1 man hour asing = US\$ 15

1 man hour indonesia = Rp. 30.000

Perbandingan man hour indonesia:asing adalah 3:1

Digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga indonesia

Jumlah man/hour = US\$ 8135,47

Ongkos Buruh Asing = US\$ 304,855

Ongkos Buruh Indonesia= US\$ 5792,25

Total = US\$ 18291,33

G. Bangunan

Luas bangunan diperkirakan = 12796 m^2

Harga rata-rata bangunan = $4.500.000 \text{ Rp/ m}^2$

$$\begin{aligned} \text{Harga} &= 12796 \times 4.500.000 \\ &= 57.582.000.000 \text{ Rupiah} \\ &= \mathbf{4282463,18 \text{ US\$}} \end{aligned}$$

H. Tanah dan Perbaikan

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah diperkirakan} &= 18.000 \text{ m}^2 \\ \text{Harga rata-rata bangunan} &= 3.250.000 \text{ Rp/ m}^2 \\ \text{Perbaikan tanah 15\% PEC} &= 0,15 \times 121942,2364 \\ &= \text{US\$ } 3814056,59 \\ \text{Total} &= \mathbf{\text{US\$ } 3832347,927} \end{aligned}$$

I. Utility

Besarnya biaya utilitas adalah 40% dari PEC yang terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{Utilitas 40\% PEC} &= 0,40 \times 121942,2364 \\ &= \mathbf{\text{US\$ } 48776,894} \end{aligned}$$

J. Environment Cost

Besarnya biaya lingkungan adalah 10-30% dari PEC yang terdiri dari:

$$\begin{aligned} \text{Environment 25\% PEC} &= 0,25 \times 121942,2364 \\ &= \mathbf{\text{US\$ } 30485,559} \end{aligned}$$

Tabel D.2 *Physical Plant Cost*

Jenis PPC	US \$
<i>Purchased Equipment Cost</i>	121942,2364
<i>Equipment Installation Cost</i>	52435,16167
<i>Piping Cost</i>	104870,3233
<i>Instrumentation Cost</i>	36582,67093
<i>Insulation Cost</i>	9755,378916
<i>Electrical Cost</i>	18291,33547
<i>Building, process, and auxiliary Cost</i>	4282463,186
<i>Land Cost</i>	3832347,927
<i>Utilities Cost</i>	48776,89458
<i>Environment Cost</i>	30485,55911
Jumlah PPC	8537950,673

K. Engineering and Construction

Besarnya biaya engineer dan konstruksi adalah 20% dari PPC yang terdiri dari:

$$\text{E \& C 20\% PPC} = 0,20 \times 121942,23$$

= US\$ 1707590,135

Sehingga Direct Plant Cost (DPC)= PPC + (E & C)

= US\$ 10245540,81

L. Contractor's Fee

Besarnya biaya kontraktor adalah 4-10% dari DPC yang terdiri dari:

Diambil 5% dari DPC = $0,05 \times 10245540,81$

= **US\$ 1024554,081**

M. Contingency

Besarnya biaya Kontigensi adalah 10-25% dari DPC yang terdiri dari:

Diambil 25% dari DPC = $0,25 \times 10245540,81$

= **US\$ 2561385,202**

Tabel D.3 *Fixed Capital Investment*

Jenis FCI	US \$	Rupiah
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	10245540,81	Rp157.146.104.916
<i>Contractor's Fee Cost</i>	1024554,081	Rp15.714.610.492
<i>Contingency Cost</i>	2561385,202	Rp39.286.526.229
Jumlah FCI	13831480,09	Rp212.147.241.637

N. Working Capital Investment

Tabel D.4 *Working Capital Investment*

Jenis WC	US \$	Rupiah
<i>Raw Material Inventory</i>	24219289,76	Rp371.475.466.379
<i>In Process Inventory</i>	826161912,3	Rp12.671.671.410.982
<i>Product Inventory</i>	45897884,02	Rp703.981.745.055
<i>Available Inventory</i>	45897884,02	Rp703.981.745.055
<i>Extended Inventory</i>	89646629,29	Rp1.375.000.000.000
Jumlah WC	1031823599	Rp15.826.110.367.470

O. Direct Manufacturing Cost

Tabel D.5 *Direct Manufacturing Cost*

Jenis DMC	US \$
<i>Raw Material Cost</i>	266412187,4
<i>Labor Cost</i>	225299,2567
<i>Supervision Cost</i>	109531,8816
<i>Maintenance Cost</i>	829888,8055
<i>Plant Supplies Cost</i>	124483,3208
<i>Royalties and Patent Cost</i>	10757595,51
<i>Utilities Cost</i>	1710962,097
Jumlah DMC	280169948,3

P. Indirect Manufacturing Cost

Tabel D.6 *Indirect Manufacturing Cost*

Jenis IMC	US \$	
<i>Payroll Overhead Cost</i>	45059,85135	
<i>Laboratory Cost</i>	45059,85135	
<i>Plant Overhead Cost</i>	191504,3682	
<i>Packaging and Transportation</i>	107575955,1	
<i>Shipping</i>	161363932,7	
Jumlah IMC	US \$	269221511,9
	Rupiah	Rp4.129.319.550.000

Q. Fixed Manufacturing Cost

Tabel D.7 *Fixed Manufacturing Cost*

Jenis FMC	US \$
<i>Depreciation Cost</i>	1106518,407
<i>Property and Taxes</i>	138314,8009
<i>Insurance Cost</i>	138314,8009
Jumlah FMC	1383148,009

R. Manufacturing Cost

Tabel D.8 *Manufacturing Cost*

Jenis MC	US \$
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	280169948,3
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	269221511,9
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	1383148,009
Jumlah MC	550774608,2

S. General Expenses (GE)

Tabel D.9 *General Expenses*

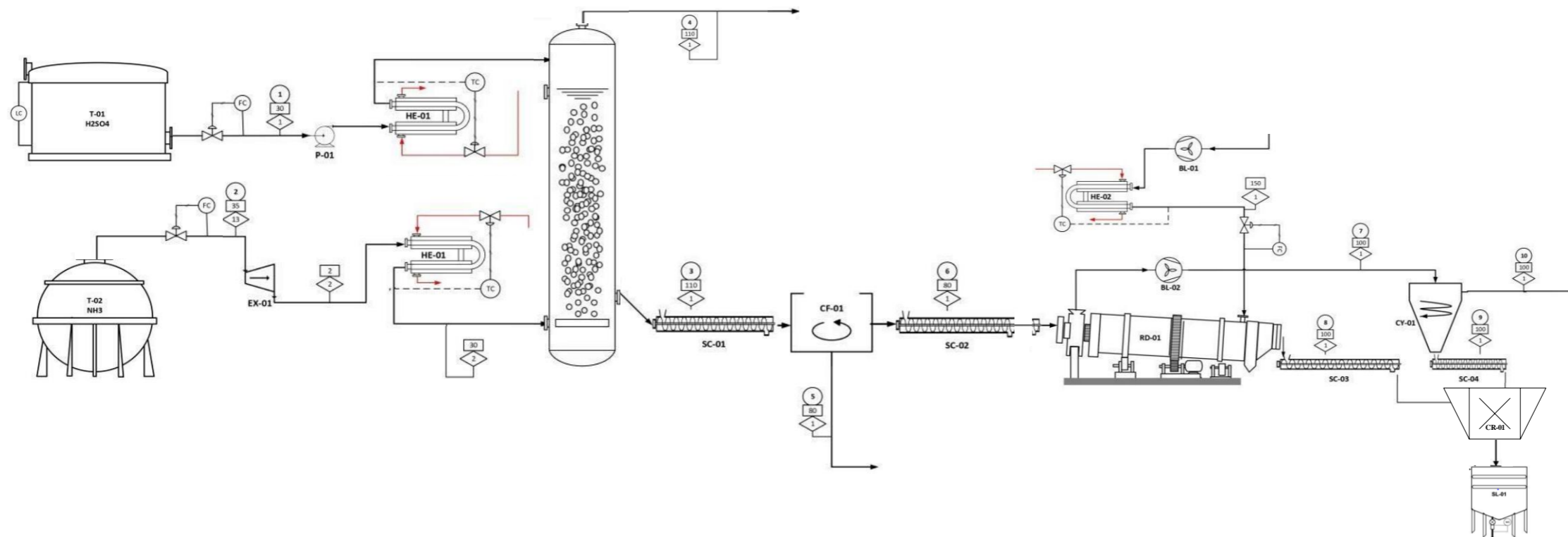
Jenis GE	US \$
<i>Administration Cost</i>	307263,0069
<i>Sales Cost</i>	53787977,57
<i>Research and Development Cost</i>	21515191,03
<i>Finance Cost</i>	31369652,38
Jumlah GE	106980084

T. Cost Production

Tabel D.10 *Cost Production*

Jenis PC	US \$
<i>Manufacturing Cost</i>	550774608,2
<i>General Expenses</i>	106980084
Jumlah PC	657754692,2

**PRA RANCANGAN PABRIK AMONIUM SULFAT DARI
AMONIA DAN ASAM SULFAT DENGAN PROSES NETRALISASI
Kapasitas 100.000 Ton/Tahun**



Komponen	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11
H ₂ SO ₄	7740,78		154,816								
NH ₃		7859,27	2695,73								
H ₂ O	157,975	39,4938	157,975	39,49379932	4,34432	35,1495	4,25092	0,0934	0,0934		
(NH ₄) ₂ SO ₄				12749,50678	12749,5		12622			126,22	12626,3
Debu (NH ₄) ₂ SO ₄								127,495	1,27495		
Total	7898,76	7898,76	3008,52	12789,00058	12753,9	35,1495	12626,3	127,588	1,36835	126,22	12626,3

KETERANGAN			
R	Reaktor	(FC)	Flow Controller
EX	Expander	(LC)	Level Controller
HE	Heater	(LI)	Level Indicator
CL	Cooler	(WC)	Weight Controller
CY	Cyclone	(TC)	Temp. Controller
CF	Centrifuge	(VR)	Volume Recorder
RD	Rotary Dryer	(O)	Nomor Arus
SL	Silo	(□)	Temperatur (°C)
SC	Screw Conveyor	(◇)	Tekanan (Atm.)
T	Tangki	(—)	Pipa
BL	Blower	(↔)	Udara Tekan
P	Pompa	(- - - -)	Sambungan Listrik

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS NAHDATUL ULAMA AL-GHAZALI CILACAP
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK AMONIUM SULFAT DARI AMONIA DENGAN PROSES NETRALISASI KAPASITAS 100.000 TON PER TAHUN	
Dikerjakan oleh: Rizky Try Rachma Dani 212124001	
Dosen Pembimbing: 1. Siti Khuzaimah, M. Pd., M.T. 2. Ichya Musytafizar Z, M. Si	