APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Waktu Operasi	=	330	Hari
Kapasitas Produksi	=	400.000	Ton/Tahun
	=	50.505,05	kg/jam
	=	1.212,12	ton/hari
Basis Perhitungan	=	1	Jam
Kadar Air	=	1,5%	Produk

Tabel 1 BM Komponen

Komponen	Berat Molekul
K_2O	94,20
KCl	74,55
$(NH_4)_2HPO_4$	132,06
$CO(NH_2)_2$	60,06
$(NH_4)_2SO_4$	132,14
H_2SO_4	98,08
NH_3	17,03
H_3PO_4	98,00
$NH_4H_2PO_4$	115,03
N	14,10
P	31,00
K	39,10
S	32,07
H	1,01
O	16,00
C	12,01
K	35,45

Tabel 2. Fraksi Komponen

Komponen	Fraksi
NH_3	0,995
H_2O	0,005
H_2SO_4	0,980
H_2O	0,020
H_3PO_4	0,500
H_2O	0,500
$CO(NH_2)_2$	0,995
H_2O	0,005
$(NH_4)_2SO_4$	0,999
H_2O	0,001
KCl	0,980
H_2O	0,200

Tabel 3. Bahan Baku

Komponen	Massa (kg)	Massa (kg)	Massa (kg)
	Per 1 Ton	Per Hari	Per Jam
NH_3	140,8	170.609,86	7.108,74
H_2SO_4	149,0	180.590,21	7.524,59
H_3PO_4	515,5	624.841,77	26.035,07
$CO(NH_2)_2$	38,3	46.390,08	1.932,92
$(NH_4)_2SO_4$	133,3	161.560,13	6.731,67
KCl	268,8	325.774,47	13.573,94
Coating Powder	2,20	2.666,67	111,11
Coating oil	2,40	2.909,09	121,21
Total	1.250,16	1.515.342,28	63.139,26

(Manual Book Petrokimia, Tabel 6.3)

Pembagian massa NH_3

Masuk P*re Neutalizer Reactor*

Rasio N/P	=	0,90
Rasio N/S	=	1,80

(Manual Book Petrokimia, Page 113)

Untuk rasio N/P = 0,90

$$\frac{\text{mol } NH_3}{\text{mol } H_3PO_4} = \frac{9,00}{10,0}$$

Untuk Rasio N/S = 1,80

$$\frac{\text{mol } NH_3}{\text{mol } H_2SO_4} = \frac{9,00}{5,00}$$

Untuk mol NH_3 awal yaitu penjumlahan mol N dari N/P dan N/S karena H_2SO_4 bersifat cepat bereaksi jadi H_2SO_4 habis bereaksi terlebih dahulu

Reaksi 1 : $2\,NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\,NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	18,00	10,00	0,00
R	18,00	10,00	10,00
S	0,00	0,00	10,00

Reaksi 2 : $NH_3 + H_3PO_4 \longrightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	18,00	20,00	0,00
R	18,00	18,00	18,00
S	0,00	2,00	18,00

H_3PO_4 tidak habis bereaksi karena mol NH_3 tidak mencukupi sehingga akan disempurnakan didalam Granulator

Masuk Granulator

Di Granulator NH_3 ditambah untuk mereaksikan sisa H_3PO_4 dari Pre- Neutralizer dan untuk mereaksikan $NH_4H_2PO_4$ dari Preneutralizer dan yang terbentuk dalam Granulator

Reaksi 1 : $NH_3 + H_3PO_4 \longrightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	X	2,00	0,00
R	2,00	2,00	2,00
S	X-2	0,00	2,00

Reaksi 2 : $NH_3 + NH_4H_2PO_4 \longrightarrow (NH_4)_2HPO_4$

	NH_3	$NH_4H_2PO_4$	$(NH_4)_2HPO_4$
M	X-2	20,00	0,00
R	20,00	20,00	20,00
S	X-22	0,00	20,00

Dimana x adalah NH_3 yang masuk ke granulator

x = 10% x + 22 mol NH_3 yang dibutuhkan

$$x = \frac{22{,}0 \text{ mol}}{90\%}$$

x = 24,44 mol NH_3 yang masuk granulator

(10% NH_3 menguap menuju Granulator Scrubber)

(Manual Book Petrokimia, 2012)

Massa NH_3 yang masuk ke *Pre-Neutralizer Reactor*

$$= \frac{\text{Mol } NH_3 \text{ masuk Reaktor}}{\text{Mol Total } NH_3} \times \text{ Massa bahan baku total } NH_3$$

$$= \frac{18{,}0}{42{,}4} \times 7.108{,}74 \text{ kg/jam}$$

= 3.014,70 kg/jam

Massa NH_3 yang masuk ke Granulator

$$= \frac{\text{Mol } NH_3 \text{ masuk granulator}}{\text{Mol Total } NH_3} \times \text{ Massa bahan baku total } NH_3$$

$$= \frac{24{,}4}{42{,}4} \times 7.108{,}74 \text{ kg/jam}$$

= 4.094,04 kg/jam

Pembagian Massa H_2SO_4

Mol H_2SO_4 yang dibutuhan di *Pre-Neutralizer Reactor* = 10,0 mol

Kebutuhan H_2SO_4 untuk mereaksikan NH_3 yang masuk ke dalam Granulator Scrubber dan Tail Gas Scrubber.

NH_3 yang masuk ke Granulator Scrubber

= 10% x mol NH_3 yang masuk granulator

= 10% x 24,44 mol

= 2,44 mol

(10% NH_3 menguap menuju Granulator Scrubber)

(Manual Book Petrokimia, 2012)

Reaksi 1 : $2\,NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$ **(Konversi 98%)**

	$2\,NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	2,44	x	0,00
R	2,40	x	x
S	0,05	0,00	x

x merupakan H_2SO_4 yang di injeksikan ke Granulator Scrubber

$$x = \frac{NH_3 \text{ yang bereaksi}}{\text{koefisien } NH_3}$$

$$x = \frac{2,40}{2,00}$$

x = 1,20 mol H_2SO_4

NH_3 yang masuk ke Tail Gas = 0,05 mol

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$ **(Konversi 98%)**

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	0,0489	x	0,00
R	0,0479	x	x
S	0,0010	0,00	x

x merupakan H_2SO_4 yang di injeksikan ke Tail gas scrubber

$$x = \frac{NH_3 \text{ yang bereaksi}}{\text{koefisien } NH_3}$$

$$x = \frac{0,0479}{2,00}$$

x = 0,0240 mol H_2SO_4

Massa H_2SO_4 yang masuk ke Pre-Neutralizer Reactor

$$= \frac{\text{Mol } H_2SO_4 \text{ masuk Reaktor}}{\text{Mol Total } H_2SO_4} \times \text{Massa bahan baku total } H_2SO_4$$

$$= \frac{10,000}{11,222} \times 7.524,592 \text{ kg/jam}$$

= 6.705,374 kg/jam

Massa H_2SO_4 yang masuk ke Granulator Scrubber

$$= \frac{\text{Mol } H_2SO_4 \text{ masuk Granulator}}{\text{Mol Total } H_2SO_4} \times \text{Massa bahan baku total } H_2SO_4$$

$$= \frac{1,20}{11,22} \times 7.524,59 \text{ kg/jam}$$

= 803,15 kg/jam

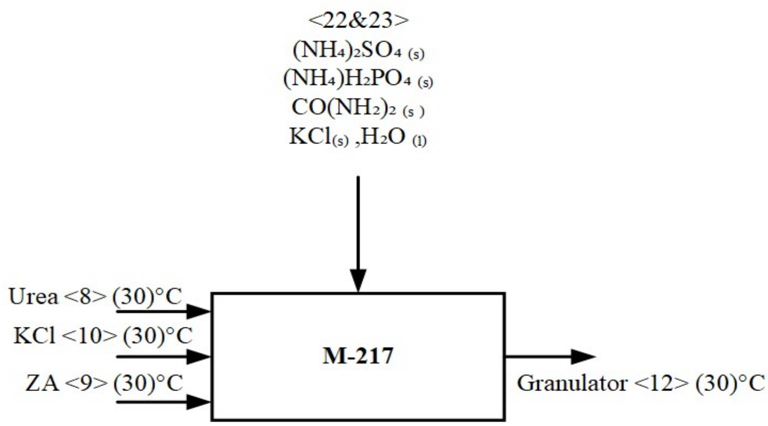
Massa H_2SO_4 yang masuk ke Tail Gas

$$= \frac{\text{Mol } H_2SO_4 \text{ masuk Tail Gas}}{\text{Mol Total } H_2SO_4} \times \text{Massa bahan baku total } H_2SO_4$$

$$= \frac{0,024}{11,22} \times 7.524,59 \text{ kg/jam}$$

= 16,06 kg/jam

1. Pug Mill



Aliran 8 Masuk dari Bin Urea ke Pug Mill

$CO(NH_2)_2$ masuk = 1.932,92 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ murni = $CO(NH_2)_2$ masuk x Fraksi
= 1.932,92 kg/jam x 0,995
= 1.923,26 kg/jam

H_2O = $CO(NH_2)_2$ masuk - $CO(NH_2)_2$ murni
= 1.932,92 kg/jam - 1.923,26 kg/jam
= 9,66 kg/jam

Aliran 9 Masuk dari Bin ZA ke Pug Mill

$(NH_4)_2SO_4$ masuk = 6.731,67 kg/jam

$(NH_4)_2SO_4$ murni = $(NH_4)_2SO_4$ masuk x Fraksi
= 6.731,67 kg/jam x 0,999
= 6.724,94 kg/jam

H_2O = $(NH_4)_2SO_4$ masuk - $(NH_4)_2SO_4$ murni
= 6.731,67 kg/jam - 6.724,94 kg/jam
= 6,73 kg/jam

Aliran 10 Masuk dari Tangki KCl ke Pug Mill

KCl masuk = 13.573,94 kg/jam

KCl murni = KCl masuk x Fraksi
= 13.573,94 kg/jam x 0,98
= 13.302,46 kg/jam

H_2O = KCl masuk - KCl murni
= 13.573,94 kg/jam - 13.302,46 kg/jam
= 271,48 kg/jam

Aliran Masuk dari Recycle Belt

$(NH_4)_2SO_4$ = 4.188,44 kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$ = 4.415,79 kg/jam
$CO(NH_2)_2$ = 484,14 kg/jam
KCl = 3.348,63 kg/jam
H_2O = 189,40 kg/jam

Aliran Keluar

Aliran 13 Keluar dari Pug Mill menuju Granulator

$(NH_4)_2SO_4$ = $(NH_4)_2SO_4$ (bahan baku + recycle)
= 6.724,94 kg/jam + 4.188,44 kg/jam
= 10.913,38 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = $(NH_4)_2HPO_4$ (recycle)
= 4.415,79 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = $CO(NH_2)_2$ (bahan baku + recycle)
= 1.923,26 kg/jam + 484,14 kg/jam
= 2.407,40 kg/jam

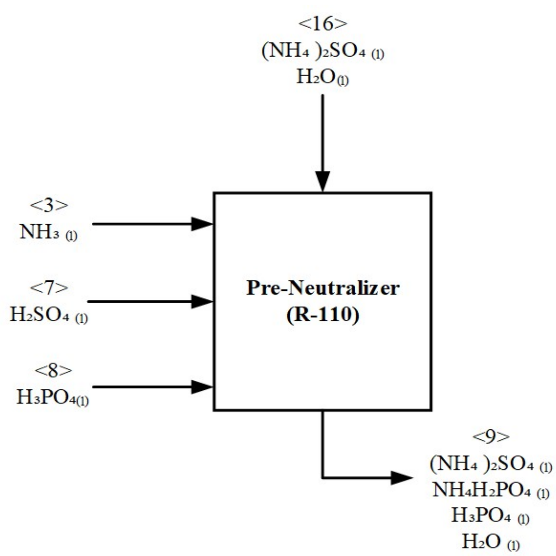
KCl = KCl (bahan baku + recycle)
= 13.302,46 kg/jam + 3.348,63 kg/jam
= 16.651,08 kg/jam

H_2O = H_2O (bahan + recycle)
= 287,87 kg/jam + 189,40 kg/jam
= 477,27 kg/jam

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 8 dari Bin Urea		Aliran 13 Keluar Pug Mill	
$CO(NH_2)_2$	1.923,26	$(NH_4)_2SO_4$	10.913,38
H_2O	9,66	$(NH_4)_2HPO_4$	4.415,79
	1.932,92	$CO(NH_2)_2$	2.407,40
Aliran 9 dari Bin ZA		KCl	16.651,08
$(NH_4)_2SO_4$	6.724,94	H_2O	477,27

H_2O	6,73		34.864,92
	6.731,67		
Aliran 10 dari Bin KCl			
KCl	13.302,46		
H_2O	271,48		
	13.573,94		
Aliran 22,23,27 dari Recycle			
$(NH_4)_2SO_4$	4.188,44		
$(NH_4)_2HPO_4$	4.415,79		
$CO(NH_2)_2$	484,14		
KCl	3.348,63		
H_2O	189,40		
	12.626,40		
Total	**34.864,92**	**Total**	**34.864,92**

2. Pre- Neutralizer Reactor (R-110)



Fungsi : Mereaksikan H_3PO_4 dan H_2SO_4 dengan NH_3 sehingga terbentuk ZA cair, MAP dan DAP serta membentuk rasio N/P = 0,9 N/S = 1,8 **(Manual Book Petrokimia, Page 113)**

Neraca Massa di Pre- Neutralizer Reactor (R-110)
Aliran Masuk
Aliran 1 Masuk dari Tangki Amonia
NH_3 masuk = 3.014,70 kg/jam

NH_3 murni = NH_3 masuk x Fraksi
= 3014,7 kg/jam x 0,995
= 2.999,63 kg/jam

H_2O = NH_3 masuk - NH_3 murni
= 3.014,7 kg/jam - 2.999,6 kg/jam
= 15,074 kg/jam

Mol NH_3 = $\frac{NH_3 \text{ murni}}{BM\ NH_3}$
= $\frac{2.999,63}{17,03}$ kg/jam
= 176,14 mol

Aliran 6 Masuk dari Tangki H_3PO_4

H_3PO_4 masuk = 26.035,07 kg/jam

H_3PO_4 murni = H_3PO_4 masuk x Fraksi
= 26.035,07 kg/jam x 0,50
= 13.017,54 kg/jam

H_2O = H_3PO_4 masuk - H_3PO_4 murni
= 26.035,07 kg/jam - 13.018 kg/jam
= 13.017,54 kg/jam

Mol H_3PO_4 = $\frac{H_3PO_4 \text{ murni}}{BM\ H_3PO_4}$
= $\frac{13.017,54}{98,00}$
= 132,83 mol

Aliran 4 Masuk dari tangki H_2SO_4

H_2SO_4 masuk = 6.705,37 kg/jam

H_2SO_4 murni = H_2SO_4 masuk x Fraksi
= 6.705,37 kg/jam x 0,98
= 6.571,27 kg/jam

H_2O = H_2SO_4 masuk - H_2SO_4 murni
= 6.705,37 kg/jam - 6571,3 kg/jam

= 134,11 kg/jam

$$\text{Mol } H_2SO_4 = \frac{H_2SO_4 \text{ murni}}{\text{BM } H_2SO_4} = \frac{6.571,27}{98,08} = 67,00 \text{ mol}$$

Reaksi di Pre-Neutralizer Reactor

Reaksi 1 : $2\,NH_3 + H_2SO_4 \rightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\,NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	176,14	67,00	0,00
R	134,00	67,00	67,00
S	42,14	0,00	67,00

Mula-mula

NH_3	=	176,1	kmol/jam	×	17,03	kg/kmol
	=	2999,6	kg/jam			
H_2SO_4	=	67,0	kmol/jam	×	98,08	kg/kmol
	=	6571,3	kg/jam			

Reaksi

NH_3	=	134,0	kmol/jam	×	17,03	kg/kmol
	=	2282,0	kg/jam			
H_2SO_4	=	67,0	kmol/jam	×	98,08	kg/kmol
	=	6571,3	kg/jam			
$(NH_4)_2SO_4$	=	67,0	kmol/jam	×	132,14	kg/kmol
	=	8853,3	kg/jam			

Konversi reaksi pada Reaktor Pre Neutralizer

Reaksi pertama

$$\text{Koversi (\%)} = \frac{\text{Jumlah reaktan mula-mula - Jumlah Produk}}{\text{Jumlah reaktan mula-mula}} \times 100\%$$

$$= \frac{134,00}{176,14} \times 100\%$$

$$= 76\%$$

Reaksi 2 : $NH_3 + H_3PO_4 \rightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	42,14	132,83	0,00
R	42,14	42,14	42,14
S	0,00	90,69	42,14

Mula-mula

NH_3	=	42,1	kmol/jam	×	17,0 kg/kmol
	=	717,6	kg/jam		
H_3PO_4	=	132,8	kmol/jam	×	98,0 kg/kmol
	=	13018	kg/jam		

Reaksi

NH_3	=	42,1	kmol/jam	×	17,0 kg/kmol
	=	717,6	kg/jam		
H_3PO_4	=	42,1	kmol/jam	×	98,0 kg/kmol
	=	4130	kg/jam		
$NH_4H_2PO_4$	=	42	kmol/jam	×	115 kg/kmol
	=	4847,35	kg/jam		

Reaksi kedua

$$\text{Konversi (\%)} = \frac{\text{Jumlah reaktan mula-mula - Jumlah Produk}}{\text{Jumlah reaktan mula-mula}} \quad x \quad 100\%$$

$$= \frac{42,14}{132,83} \quad x \quad 100\%$$

$$= \quad 32\%$$

Aliran 15 Masuk dari Granulator Scrubber

Mol $(NH_4)_2SO_4$ yang terbentuk di Granulator Scrubber sama dengan mol H_2SO_4 yang masuk karena didalam Scrubber, H_2SO_4 habis bereaksi Granulator.

$$(NH_4)_2SO_4 = \frac{\text{massa } H_2SO_4 \text{ x fraksi}}{\text{BM } H_2SO_4}$$

$$= \frac{803,15 \quad \text{kg x} \quad 0,98}{98,08}$$

$$= \quad 8,02 \quad \text{mol}$$

Massa $(NH_4)_2SO_4$ = mol $(NH_4)_2SO_4$ x BM $(NH_4)_2SO_4$
= 8,02 kg/jam x 132,14
= 1.060,42 kg/jam

massa air yang di recycle
H_2O dari H_2SO_4 = Massa H_2SO_4 x fraksi H_2O
= 1.060,42 kg/jam x 0,02
= 21,21 kg/jam

Aliran Keluar

Aliran 7 Keluar Reaktor menuju Granulator

H_3PO_4 = sisa mol H_3PO_4 x BM H_3PO_4
= 90,69 kg/jam x 98,00
= 8.887,83 kg/jam

$(NH_4)_2SO_4$ = $(NH_4)_2SO_4$ recycle + (mol hasil reaksi x BM)
= 1.060,42 kg/jam + (67,0 mol x 132,14) kg/jam
= 9.913,68 kg/jam

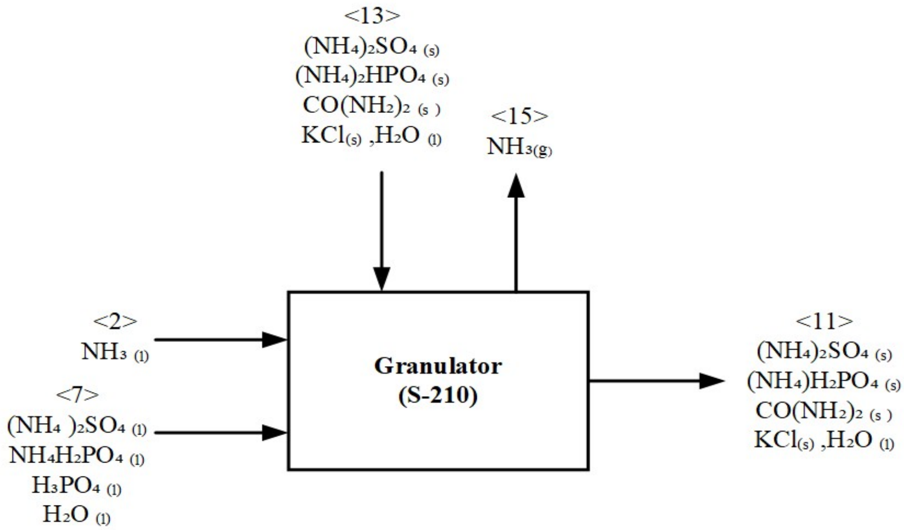
$NH_4H_2PO_4$ = $NH_4H_2PO_4$ yang terbentuk x BM
= 42,14 kg/jam x 115,03
= 4.847,35 kg/jam

H_2O = H_2O (NH_3 + H_2SO_4 + H_3PO_4 + Recycle)
= (15,07 + 134,11 + 13.017,54 + 21,21) kg/jam
= 13.187,93 kg/jam

Tabel neraca massa Reaktor Pre Neutralizer

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 1 dari Tangki Amonia		Aliran 7 menuju Granulator	
NH_3	2.999,63	$(NH_4)_2SO_4$	9.913,68
H_2O	15,07	$NH_4H_2PO_4$	4.847,35
	3.014,70	H_3PO_4	8.887,83
Aliran 4 dari Tangki Asam Sulfat		H_2O	13.187,93
H_2SO_4	6.571,27		
H2O	134,11		
	6.705,37		
Aliran 6 dari Tangki Asam Fosfat			
H_3PO_4	13.017,54		
H_2O	13.017,54		
	26.035,07		
Aliran 15 dari Granulator Scrubber			
$(NH_4)_2SO_4$	1.060,42		
H_2O	21,21		
	1.081,63		
Total	**36.836,78**	**Total**	**36.836,78**

3. Granulator



Fungsi : Mencampur padatan (urea, ZA, KCl) dan mereaksikan liquid (NH_3 dan H_3PO_4)

Neraca massa di granulator
Aliran Masuk
Aliran 7 Masuk dari Reaktor Pre Neutralizer

$(NH_4)_2SO_4$	=	9.913,68	kg/jam
$NH_4H_2PO_4$	=	4.847,35	kg/jam
H_3PO_4	=	8.887,83	kg/jam
H_2O	=	13.187,93	kg/jam

$$\text{Mol } NH_4H_2PO_4 = \frac{\text{Massa } NH_4H_2PO_4}{\text{BM } NH_4H_2PO_4} = \frac{4.847,35}{115,03} = 42,14 \text{ Mol}$$

$$\text{Mol } H_3PO_4 = \frac{\text{Massa } H_3PO_4}{\text{BM } H_3PO_4} = \frac{8.887,83}{98,00} = 90,69 \text{ Mol}$$

Aliran 2 Masuk dari Tangki NH_3 ke Granulator

NH_3 masuk = 4.094,04 kg/jam

NH_3 murni = NH_3 masuk x fraksi
= 4.094,0 kg/jam x 0,995
= 4.073,57 kg/jam

H_2O = NH_3 masuk - NH_3 murni
= 4.094,04 kg/jam - 4.073,57 kg/jam
= 20,47 kg/jam

$$\text{Mol } NH_3 = \frac{NH_3 \text{ murni}}{BM\ NH_3} = \frac{4.073,57}{17,03} = 239,20 \text{ mol}$$

Reaksi di granulator

Reaksi 1 : $NH_3 + H_3PO_4 \longrightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	239,20	90,69	0,00
R	90,69	90,69	90,69
S	148,51	0,00	90,69

Mula-mula

NH_3 = 239,2 kmol/jam × 17,0 kg/kmol
= 4073,6 kg/jam

H_3PO_4 = 90,7 kmol/jam × 98,0 kg/kmol
= 8888 kg/jam

Reaksi

NH_3 = 90,7 kmol/jam × 17,0 kg/kmol
= 1544,5 kg/jam

H_3PO_4 = 90,7 kmol/jam × 98,0 kg/kmol
= 8888 kg/jam

$NH_4H_2PO_4$ = 91 kmol/jam × 115 kg/kmol
= 10432 kg/jam

Reaksi pertama

$$\text{Koversi (\%)} = \frac{\text{Jumlah reaktan mula-mula - Jumlah Produl}}{\text{Jumlah reaktan mula-mula}} \times 100\%$$

$$= \frac{90,69}{90,69} \times 100\%$$

= 100%

Yield pada reaktor

$$\text{Yield (\%)} = \frac{\text{Produk}}{\text{Reaktan}} \times 100\%$$

$$= \frac{132{,}83}{132{,}83} \times 100\%$$

= 100%

Reaksi 2 : $NH_3 + NH_4H_2PO_4 \longrightarrow (NH_4)_2HPO_4$

	NH_3	$NH_4H_2PO_4$	$(NH_4)_2HPO_4$
M	148,51	132,83	0,00
R	132,83	132,83	132,83
S	15,68	0,00	132,83

Mula-mula

NH_3	=	148,5 kmol/jam	×	17,0 kg/kmol
	=	2529,1 kg/jam		
H_3PO_4	=	132,8 kmol/jam	×	98,0 kg/kmol
	=	13018 kg/jam		

Reaksi

NH_3	=	132,8 kmol/jam	×	17,0 kg/kmol
	=	2262,1 kg/jam		
H_3PO_4	=	132,8 kmol/jam	×	98,0 kg/kmol
	=	13017,5 kg/jam		
$(NH_4)_2HPO_4$	=	132,8 kmol/jam	×	132 kg/kmol
	=	17541,8 kg/jam		

Konversi reaksi pada Granulator

Reaksi kedua

$$\text{Koversi (\%)} = \frac{\text{Jumlah reaktan mula-mula - Jumlah Produl}}{\text{Jumlah reaktan mula-mula}} \times 100\%$$

$$= \frac{132{,}83}{148{,}51} \times 100\%$$

= 89%

Yield pada reaktor

$$\text{Yield (\%)} = \frac{\text{Produk}}{\text{Reaktan}} \times 100\%$$

$$= \frac{132{,}83}{132{,}83} \times 100\%$$

= 100%

Aliran 13 Masuk dari Pug Mill

$(NH_4)_2SO_4$	=	10.913,38	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	4.415,79	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	2.407,40	kg/jam
KCl	=	16.651,08	kg/jam
H_2O	=	477,27	kg/jam

Aliran 22, 23, dan 27 Recycle

A + B = C
A = Massa bahan masuk Granulator tanpa H_2O dan recycle
B = Produk recycle yang masuk ke Granulator
C = Produk keluar dari Granulator

Perhitungan massa bahan masuk Granulator (A)

A = Massa masuk Granulator tanpa H_2O dan recycle - 10% NH_3
= 49.673,08 kg/jam - 407,36 kg/jam
= 49.265,72 kg/jam

Perhitungan recycle

Sebagian kecil material dari granulator akan masuk ke cyclone, yaitu sebesar 0,1% dari total massa aliran granulator. Dari jumlah tersebut, sebesar 98% akan di recycle

X = Recycle dari Dryer, Screen, dan Cooler
= 98% x 0,1% x C
= 0,00098 C

Keterangan :
98% = Persentase yang akan di recycle kembali (efisiensi)
0,1% = massa granulator yang masuk ke cyclone
C = Produk keluar dari Granulator

Recycle dari Screen diperoleh dari 20% massa masuk screen, dimana 15% merupakan produk oversize dan 5% undersize
= 20% x 99,9% x C
= 0,1998 C

Keterangan :
20% = Persentase Recycle dari Screen
99,9% = Aliran Granulator yang masuk ke Screen
C = Produk keluar dari Granulator

Recycle dari unit Cooler berasal dari 98% partikel halus yang masuk cyclone dari 80% aliran screen, dengan efisiensi masuk screen sebesar 99,9%.
= 98% x 0,1% x 80% x 99,9% x C
= 0,0007832 C

Keterangan :

98%	=	Persentase efisiensi cyclone
0,1%	=	Dari Produk dari Rotary Cooler yang masuk ke Cyclone
80%	=	Aliran Screen menuju Rotary Cooler
99,9%	=	Aliran Granulator yang masuk ke Screen
C	=	Produk keluar dari Granulator

Total recycle

B = 0,2016 C

A + B = C

= 61.702,72 kg/jam tanpa air

B = 0,2016 C

= 12.437,00 kg/jam tanpa air

Total Massa dalam Granulator tanpa recycle dan H_2O

Total Bahan Granulator = $(NH_4)_2SO_4 + (NH_4)_2HPO_4 + KCl + CO(NH_2)_2$

= (16.639 + 17.542 + 13.302 + 1.923,3) kg/jam

= 49.406,13 kg/jam

$(NH_4)_2SO_4$ = $\frac{(NH_4)_2SO_4 \text{ dalam Granulator x B}}{\text{Total Bahan Granulator}}$

= $\frac{16.638,62 \text{ kg/jam} \times 12.437,00 \text{ kg/jam}}{49.406,13 \text{ kg/jam}}$

= 4.188,44 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = $\frac{(NH_4)_2HPO_4 \text{ dalam Granulator x B}}{\text{Total Bahan Granulator}}$

= $\frac{17.541,80 \text{ kg/jam} \times 12.437,00 \text{ kg/jam}}{49.406,13 \text{ kg/jam}}$

= 4.415,79 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = $\frac{CO(NH_2)_2 \text{ dalam Granulator x B}}{\text{Total Bahan Granulator}}$

= $\frac{1.923,26 \text{ kg/jam} \times 12.437,00 \text{ kg/jam}}{49.406,13 \text{ kg/jam}}$

= 484,14 kg/jam

KCl = $\frac{\text{KCL dalam Granulator x B}}{\text{Total Bahan Granulator}}$

= $\frac{13.302{,}46 \text{ kg/jam} \times 12.437{,}00 \text{ kg/jam}}{49.406{,}13 \text{ kg/jam}}$

= 3.348,63 kg/jam

H_2O = $\frac{0{,}02 \times B}{0{,}99}$

= $\frac{0{,}02 \times 12.437{,}00 \text{ kg/jam}}{0{,}99}$

= 189,40 kg/jam

Aliran Keluar

Aliran 11 Keluar dari Granulator menuju Rotary Dryer

$(NH_4)_2SO_4$ = $(NH_4)_2SO_4$ (bahan dari Pre Neutralizer + bahan dari Pug Mill
= 9.913,68 kg/jam + 10.913,38 kg/jam
= 20.827,06 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = $(NH_4)_2HPO_4$ (hasil reaksi + bahan dari Pug Mill)
= 17.541,80 kg/jam + 4.415,79 kg/jam
= 21.957,59 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = $CO(NH_2)_2$ (bahan baku + bahan dari Pug Mill)
= 2.407,40 kg/jam

KCl = KCl (bahan baku + bahan dari Pug Mill)
= 16.651,08 kg/jam

H_2O = H_2O (total dari semua bahan + bahan dari Pug Mill)
= (477,27 + 20,47 + 13.187,93) kg/jam
= 13.685,67 kg/jam

Aliran 14 Keluar ke Granulator Scrubber

NH_3 = (Sisa mol Amonia x Berat Molekul) x Fraksi
= 265,620 kg/jam

H_2O = (Sisa mol Amonia x Berat Molekul) - Sisa massa Amonia
= 1,335 kg/jam

Komposisi keluar Granulator

$(NH_4)_2SO_4$	=	20.827,06	kg/jam	=	0,21	N				
$(NH_4)_2HPO_4$	=	21.957,59	kg/jam	=	0,46	P	=	0,21	N
$CO(NH_2)_2$	=	2.407,40	kg/jam	=	0,46	N				
KCl	=	16.651,08	kg/jam	=	0,60	K				
H_2O	=	13.685,67	kg/jam							
Total NPK	=	75.528,79	kg/jam							

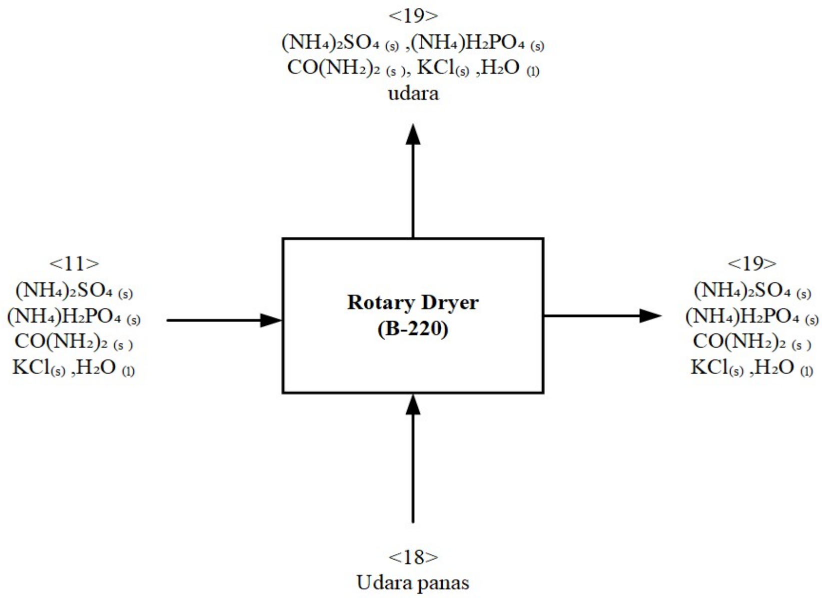
Massa N = 10.174,31 kg/jam
Massa P = 10.100,49 kg/jam
Massa K = 9.990,65 kg/jam

% N = 13,471%
% P = 13,373%
% K = 13,228%
% H_2O = 18,120%

Tabel neraca massa Granulator

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 7 dari Reaktor		Aliran 11 ke Rotary Dryer	
$(NH_4)_2SO_4$	9.913,68	$(NH_4)_2SO_4$	20.827,06
$NH_4H_2PO_4$	4.847,35	$(NH_4)_2HPO_4$	21.957,59
H_3PO_4	8.887,83	$CO(NH_2)_2$	2.407,40
H_2O	13.187,93	KCL	16.651,08
	36.836,78	H_2O	13.685,67
Aliran 2 dari Tangki Amonia			75.528,79
NH_3	4.073,57	Aliran 14 ke Granulator Scrubber	
H_2O	20,47	NH_3	265,62
	4.094,04	H_2O	1,33
Aliran 13 dari Pug Mill			266,95
$(NH_4)_2SO_4$	10.913,38		
$(NH_4)_2HPO_4$	4.415,79		
$CO(NH_2)_2$	2.407,40		
KCL	16.651,08		
H_2O	477,27		
	34.864,92		
Total	**75.795,747**	**Total**	**75.795,747**

4. Rotary Dryer



Fungsi : Mengurangi kadar air pupuk hingga 1,5% dari produk
Asumsi : debu yg terikut ke cyclone = 2% ***(Ludwig; Hal-259)***
Kadar air yang terkandung dalam produk (x)

$$\frac{x}{(x + \text{Produk})} = 1{,}5\%$$

$$x = 1{,}5\%\ x + 1{,}5\%\ \text{Produk Kering}$$

$$x - 1{,}5\%\ x = 1{,}5\%\ \text{Produk Kering}$$

$$98{,}5\%\ x = 1{,}5\%\ \text{Produk Kering}$$

$$x = \frac{1{,}5\%}{98{,}5\%} \times \text{Produk Kering}$$

$$x = 1{,}5\% \times 61.843{,}12\ \text{kg/jam}$$

$$x = 941{,}77\ \text{kg/jam}$$

Jadi kadar air yang terkandung di dalam produk = 941,77 kg/jam

Debu yang terikut menuju Cyclon = 2%
(0.02-0.2%; Ludwig Hal-264)
produk yang lolos ke cyclone = 2% x Produk Kering
= 2% x 61.843,12 kg/jam
= 1.236,86 kg/jam

Neraca Massa di Rotary Dryer
Aliran Masuk
Aliran 11 Masuk dari Granulator

$(NH_4)_2SO_4$	=	20.827,06	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	21.957,59	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	2.407,40	kg/jam
KCl	=	16.651,08	kg/jam
H_2O	=	13.685,67	kg/jam

Aliran 18 Udara panas masuk Rotary Dryer
Berdasarkan neraca panas kebutuhan udara dryer untuk produk memerlukan udara kering yaitu = 32.256,76 kg/jam

Aliran Keluar
Aliran 17 Keluar Rotary Dryer menuju Rotary Cooler

$(NH_4)_2SO_4$	=	98,0%	x	20.827,06	kg/jam
	=	20.410,51	kg/jam		
$(NH_4)_2HPO_4$	=	98,0%	x	21.957,59	kg/jam
	=	21.518,44	kg/jam		
$CO(NH_2)_2$	=	98,0%	x	2.407,40	kg/jam
	=	2.359,25	kg/jam		
KCl	=	98,0%	x	16.651,08	kg/jam
	=	16.318,06	kg/jam		
H_2O	=	941,77	kg/jam		

Aliran 19 Keluar menuju Cyclone

$(NH_4)_2SO_4$	=	2,0%	x	20.827,06	kg/jam
	=	416,54	kg/jam		
$(NH_4)_2HPO_4$	=	2,0%	x	21.957,59	kg/jam
	=	439,15	kg/jam		
$CO(NH_2)_2$	=	2,0%	x	2.407,40	kg/jam
	=	48,15	kg/jam		
KCl	=	2,0%	x	16.651,08	kg/jam
	=	333,02	kg/jam		
H_2O	=	1,5% dari berat produk padat masuk cyclone			
	=	18,55	kg/jam		

Udara = Udara +Total H_2O masuk - (H_2O ke Cyclone + H_2O keluaran Dryer)
+ uap air = 13.685,67 kg/jam - (18,55 + 941,77) kg/jam
= 12.725,34 kg/jam

Komposisi keluar Rotary Cooler

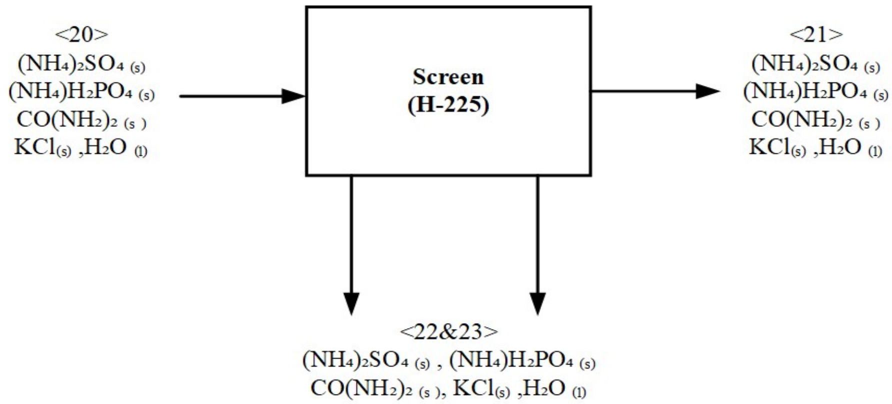
$(NH_4)_2SO_4$	=	20.410,51	kg/jam	=	0,21	N			
$(NH_4)_2HPO_4$	=	21.518,44	kg/jam	=	0,46	P	=	0,21	N
$CO(NH_2)_2$	=	2.359,25	kg/jam	=	0,46	N			
KCl	=	16.318,06	kg/jam	=	0,60	K			
H_2O	=	941,77	kg/jam						
Total NPK	=	61.548,04	kg/jam						

Massa N	=	9.970,82	kg/jam
Massa P	=	9.898,48	kg/jam
Massa K	=	9.790,84	kg/jam

% N	=	16,20%
% P	=	16,08%
% K	=	15,91%
% H_2O	=	1,53%

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam**
Aliran 11 dari Granulator		Aliran 17 ke Screen	
$(NH_4)_2SO_4$	20.827,06	$(NH_4)_2SO_4$	20.410,51
$(NH_4)_2HPO_4$	21.957,59	$(NH_4)_2HPO_4$	21.518,44
$CO(NH_2)_2$	2.407,40	$CO(NH_2)_2$	2.359,25
KCl	16.651,08	KCl	16.318,06
H_2O	13.685,67	H_2O	941,77
	75.528,79		61.548,04
Aliran 18 dari Burner		Aliran 19 ke Cyclone	
Udara	32.256,76	$(NH_4)_2SO_4$	416,54
		$(NH_4)_2HPO_4$	439,15
		$CO(NH_2)_2$	48,15
		KCl	333,02
		H_2O	18,55
		uap air	12.725,34
		Udara Kering	32.256,76
			46.237,52
Total	**107.785,55**	**Total**	**107.785,55**

5. Screen



Fungsi : Memisahkan produk menjadi 3 bagian, yaitu onsize (4-10 mesh) undersize dan overzise. Berdasarkan data dari **PT.Petrokimia Gresik,** diketahui bahwa batasan untuk produk onsize sebesar 80%, undersize 5% dan oversize sebesar 15%

Neraca Massa di Screen (H-225)
Aliran Masuk
Aliran 20 Masuk dari Rotary Dryer

$(NH_4)_2SO_4$	=	20.410,51	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	21.518,44	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	2.359,25	kg/jam
KCl	=	16.318,06	kg/jam
H_2O	=	941,77	kg/jam
Total	=	61.548,04	kg/jam

Aliran Keluar
Berdasarkan data dari **PT.Petrokimia Gresik**, diketahui bahwa batasan untuk produk onsize sebesar 80%, undersize 5% dan oversize sebesar 15%

Jumlah massa onsize	=	80%	x	61.548,04	kg/jam
	=	49.238,43	kg/jam		
Jumlah massa oversize	=	15%	x	61.548,04	kg/jam
	=	9.232,21	kg/jam		
Jumlah massa undersize	=	5%	x	61.548,04	kg/jam
	=	3.077,40	kg/jam		
Total Jumlah Massa	=	61.548,04	kg/jam		

Aliran 21 Keluar Produk Onsize menuju Rotary Cooler

$(NH_4)_2SO_4 = \frac{(NH_4)_2SO_4 \text{ masuk x total onsize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{20.410,51 \text{ kg/jam} \times 49.238,43 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 16.328,41$ kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4 = \frac{(NH_4)_2HPO_4 \text{ masuk x total onsize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{21.518,44 \text{ kg/jam} \times 49.238,43 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 17.214,75$ kg/jam

$CO(NH_2)_2 = \frac{CO(NH_2)_2 \text{ masuk x total onsize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{2.359,25 \text{ kg/jam} \times 49.238,43 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 1.887,40$ kg/jam

$KCl = \frac{KCl \text{ masuk x total onsize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{16.318,06 \text{ kg/jam} \times 49.238,43 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 13.054,45$ kg/jam

$H_2O = \frac{H_2O \text{ masuk x total onsize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{941,77 \text{ kg/jam} \times 49.238,43 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 753,42$ kg/jam

Aliran 23 Keluar Produk Oversize menuju Crusher

$(NH_4)_2SO_4 = \frac{(NH_4)_2SO_4 \text{ masuk x total oversize}}{\text{Total masuk}}$

$= \frac{20.410,51 \text{ kg/jam} \times 9.232,21 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

$= 3.061,58$ kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = $\frac{(NH_4)_2HPO_4 \text{ masuk x total oversize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{21.518,44 \text{ kg/jam} \times 9.232,21 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 3.227,77 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = $\frac{CO(NH_2)_2 \text{ masuk x total oversize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{2.359,25 \text{ kg/jam} \times 9.232,21 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 353,89 kg/jam

KCl = $\frac{\text{KCl masuk x total oversize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{16.318,06 \text{ kg/jam} \times 9.232,21 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 2.447,71 kg/jam

H_2O = $\frac{H_2O \text{ masuk x total oversize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{941,77 \text{ kg/jam} \times 9.232,21 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 141,27 kg/jam

Aliran 22 Keluar Produk Undersize menuju Recycle Belt

$(NH_4)_2SO_4$ = $\frac{(NH_4)_2SO_4 \text{ masuk x total undersize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{20.410,51 \text{ kg/jam} \times 3.077,40 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 1.020,53 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = $\frac{(NH_4)_2HPO_4 \text{ masuk x total undersize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{21.518,44 \text{ kg/jam} \times 3.077,40 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 1.075,92 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = $\frac{CO(NH_2)_2 \text{ masuk x total undersize}}{\text{Total masuk}}$

= $\frac{2.359,25 \text{ kg/jam} \times 3.077,40 \text{ kg/jam}}{61.548,04}$

= 117,96 kg/jam

$$KCl = \frac{\text{KCl masuk x total undersize}}{\text{Total masuk}}$$

$$= \frac{16.318,06 \text{ kg/jam} \times 3.077,40}{61.548,04} \text{ kg/jam}$$

$$= 815,90 \text{ kg/jam}$$

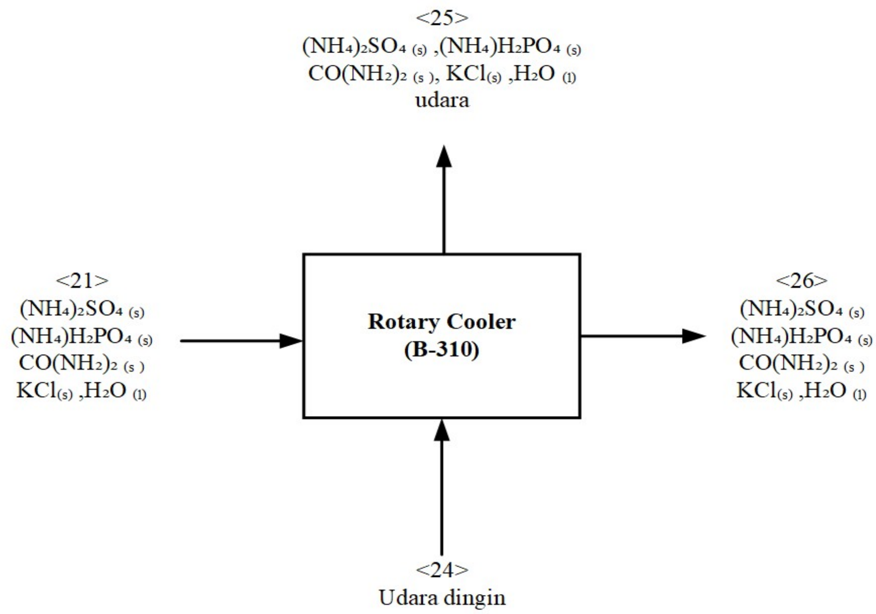
$$H_2O = \frac{H_2O \text{ masuk x total undersize}}{\text{Total masuk}}$$

$$= \frac{941,77 \text{ kg/jam} \times 3.077,40}{61.548,04} \text{ kg/jam}$$

$$= 47,09 \text{ kg/jam}$$

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 20 dari Rotary Dryer		Aliran 21 ke Rotary Cooler	
$(NH_4)_2SO_4$	20.410,51	$(NH_4)_2SO_4$	16.328,41
$(NH_4)_2HPO_4$	21.518,44	$(NH_4)_2HPO_4$	17.214,75
$CO(NH_2)_2$	2.359,25	$CO(NH_2)_2$	1.887,40
KCl	16.318,06	KCl	13.054,45
H_2O	941,77	H_2O	753,42
	61.548,04		49.238,43
		Aliran 23 ke Crusher	
		$(NH_4)_2SO_4$	3.061,58
		$(NH_4)_2HPO_4$	3.227,77
		$CO(NH_2)_2$	353,89
		KCl	2.447,71
		H_2O	141,27
			9.232,21
		Aliran 22 ke Recycle Belt	
		$(NH_4)_2SO_4$	1.020,53
		$(NH_4)_2HPO_4$	1.075,92
		$CO(NH_2)_2$	117,96
		KCl	815,90
		H_2O	47,09
			3.077,40
Total	**61.548,04**	**Total**	**61.548,04**

6. Rotary Cooler



Fungsi : Mendinginkan produk sebelum menuju ke proses coating
Asumsi: debu yg terikut ke cyclone = 1,0%

Neraca Massa di Rotary Cooler
Aliran Masuk
Aliran 21 Masuk dari Screen

$(NH_4)_2SO_4$	=	16.328,41	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	17.214,75	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	1.887,40	kg/jam
KCl	=	13.054,45	kg/jam
H_2O	=	753,42	kg/jam
		49.238,43	kg/jam

Aliran 24 Masuk Udara Kering
Berdasarkan neraca panas kebutuhan udara rotary cooler untuk produk
50,51 ton/jam memerlukan udara kering yaitu = 46.981,08 kg/jam

Aliran Keluar
Aliran 26 Keluar ke Coating Drum

$(NH_4)_2SO_4$	=	99%	x	16.328,41	kg/jam
	=	16.165,13	kg/jam		
$(NH_4)_2HPO_4$	=	99%	x	17.214,75	kg/jam
	=	17.042,60	kg/jam		

$CO(NH_2)_2$	=	99%	x	1.887,40	kg/jam
	=	1.868,52	kg/jam		
KCl	=	99%	x	13.054,45	kg/jam
	=	12.923,91	kg/jam		
H_2O	=	99%	x	753,42	kg/jam
	=	745,88	kg/jam		

Aliran 25 ke Cyclone

$(NH_4)_2SO_4$	=	1%	x	16.328,41	kg/jam
	=	163,28	kg/jam		
$(NH_4)_2HPO_4$	=	1%	x	17.214,75	kg/jam
	=	172,15	kg/jam		
$CO(NH_2)_2$	=	1%	x	1.887,40	kg/jam
	=	18,87	kg/jam		
KCl	=	1%	x	13.054,45	kg/jam
	=	130,54	kg/jam		
H_2O	=	1%	x	753,42	kg/jam
	=	7,53	kg/jam		

Komposisi keluar Rotary Cooler

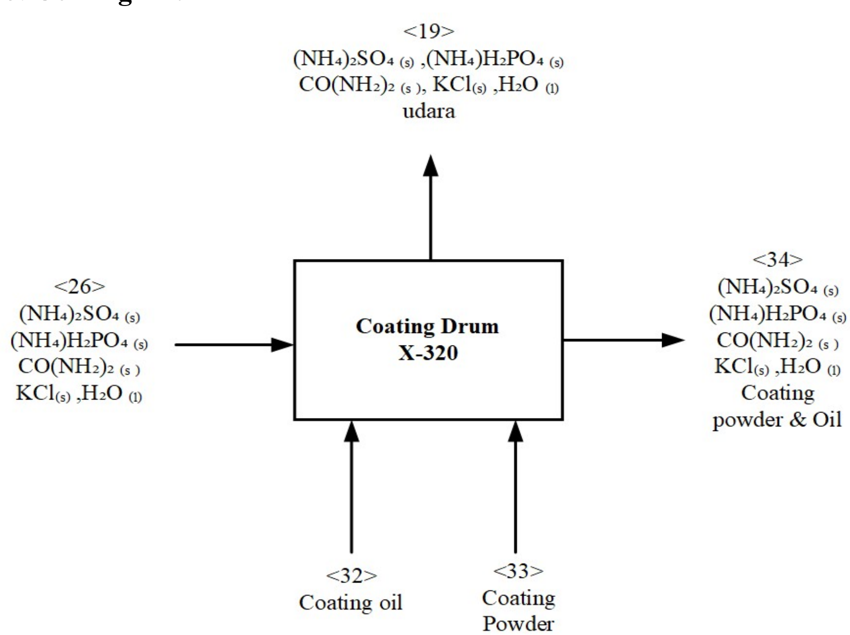
$(NH_4)_2SO_4$	=	16.165,13	kg/jam	=	0,21	N			
$(NH_4)_2HPO_4$	=	17.042,60	kg/jam	=	0,46	P	=	0,21	N
$CO(NH_2)_2$	=	1.868,52	kg/jam	=	0,46	N			
KCl	=	12.923,91	kg/jam	=	0,60	K			
H_2O	=	745,88	kg/jam						
Total NPK	=	48.746,04	kg/jam						

Massa N	=	7.896,89	kg/jam
Massa P	=	7.839,60	kg/jam
Massa K	=	7.754,34	kg/jam

% N	=	16,200%
% P	=	16,083%
% K	=	15,908%
% H_2O	=	1,530%

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 21 dari Screen		Aliran 26 ke Coating Drum	
$(NH_4)_2SO_4$	16.328,41	$(NH_4)_2SO_4$	16.165,13
$(NH_4)_2HPO_4$	17.214,75	$(NH_4)_2HPO_4$	17.042,60
$CO(NH_2)_2$	1.887,40	$CO(NH_2)_2$	1.868,52
KCl	13.054,45	KCl	12.923,91
H_2O	753,42	H_2O	745,88
	49.238,43		48.746,04
Aliran 24 dari Udara Kering		Aliran 25 ke Cyclone	
Udara	46.981,08	$(NH_4)_2SO_4$	163,28
		$(NH_4)_2HPO_4$	172,15
		$CO(NH_2)_2$	18,87
		KCl	130,54
		H_2O	7,53
		Udara Kering	46.981,08
			47.473,47
Total	**96.219,51**	**Total**	**96.219,51**

7. Coating Drum



Fungsi : Melapisi produk NPK dengan coating oil dan coating powder agar tidak terjadi caking. Coating oil yang ditambahkan 2,2 kg/ton produk sedangkan coating powder 2,4 kg/ ton produk **(Manual Book Petrokimia,2012)**

Aliran Masuk Udara kering

Berdasarkan neraca panas kebutuhan udara rotary drum untuk produk
50,51 ton/jam memerlukan udara kering yaitu = 152.295,15 kg/jam

Coating Powder = Massa Coating Powder
= 111,11 kg/jam

Coating Oil = Massa Coating Oil
= 121,21 kg/jam

Komposisi keluar Rotary Drum

$(NH_4)_2SO_4$	=	16.165,13	kg/jam	=	0,21	N			
$(NH_4)_2HPO_4$	=	17.042,60	kg/jam	=	0,46	P	=	0,21	N
$CO(NH_2)_2$	=	1.868,52	kg/jam	=	0,46	N			
KCl	=	12.923,91	kg/jam	=	0,60	K			
H_2O	=	745,88	kg/jam						
Total NPK	=	48.746,04	kg/jam						
		77%							
Massa N	=	7.896,89	kg/jam						
Massa P	=	7.839,60	kg/jam						
Massa K	=	7.754,34	kg/jam						

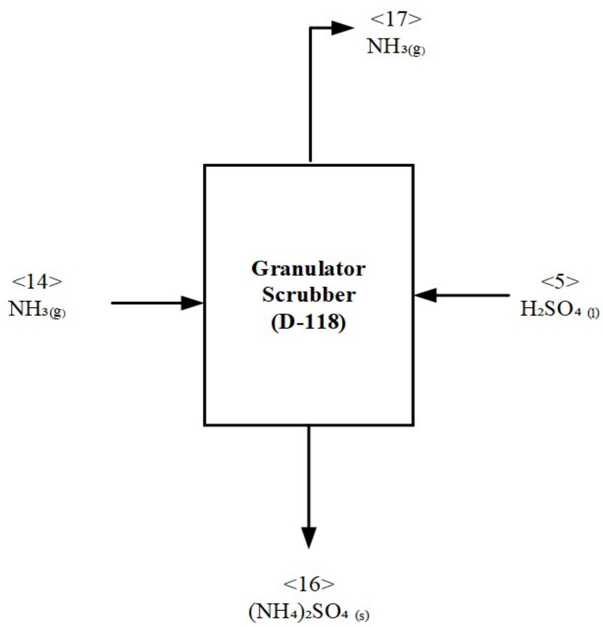
% N = 16,200%
% P = 16,083%
% K = 15,908%
% H_2O = 1,530%

Tabel Neraca Massa Coating Drum

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 26		Aliran 34	
$(NH_4)_2SO_4$	16.165,13	$(NH_4)_2SO_4$	16.165,13
$(NH_4)_2HPO_4$	17.042,60	$(NH_4)_2HPO_4$	17.042,60
$CO(NH_2)_2$	1.868,52	$CO(NH_2)_2$	1.868,52
KCl	12.923,91	KCl	12.923,91
H_2O	745,88	H_2O	745,88
	48.746,04	Coating Powder	111,11
Aliran 33		Coating Oil	121,21
C. Powder	111,11		48.978,37
		Aliran Udara Kering	

Aliran 32		Udara Kering	152.295,15
C. Oil	121,21		
Aliran Udara Kering			
Udara	152.295,15		
Total	**201.273,52**	**Total**	**201.273,52**

8. Granulator Scrubber



Fungsi : Menyerap gas NH_3 yang lepas dari granulator

Neraca Massa di Granulator Scrubber
Aliran Masuk
Aliran 14 Masuk NH_3 dari Granulator

NH_3 = 407,36 kg/jam

$$\text{Mol } NH_3 = \frac{\text{Massa } NH_3}{\text{BM } NH_3}$$

$$= \frac{407{,}36 \text{ kg/jam}}{17{,}03}$$

$$= 23{,}92 \text{ mol}$$

Aliran 5 Masuk Asam Sulfat dari Tangki Penyimpanan

H_2SO_4 Masuk = 803,15 kg/jam

H_2SO_4 murni = H_2SO_4 Masuk x fraksi
= 803,15 kg/jam x 0,98
= 787,09 kg/jam

BM H_2SO_4 = $\frac{H_2SO_4 \text{ murni}}{BM\ H_2SO_4}$
= $\frac{787,09}{98,08}$ kg/jam
= 8,02 mol

H_2O = H_2SO_4 Masuk - H_2SO_4 murni
= 803,15 kg/jam - 787,09 kg/jam
= 16,06 kg/jam

Reaksi di Granulator Scrubber

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	23,92	8,02	0,00
R	16,05	8,02	8,02
S	7,87	0,00	8,02

Mula-mula

NH_3 = 23,9 kmol/jam × 17,0 kg/kmol
= 407,4 kg/jam

H_2SO_4 = 8,0 kmol/jam × 98,1 kg/kmol
= 787,1 kg/jam

Reaksi

NH_3 = 16,0 kmol/jam × 17,0 kg/kmol
= 273,3 kg/jam

H_2SO_4 = 8,0 kmol/jam × 98,1 kg/kmol
= 787,1 kg/jam

$(NH_4)_2SO_4$ = 8,0 kmol/jam × 98 kg/kmol
= 787,1 kg/jam

Konversi reaksi pada Granulator Scrubber

Reaksi pertama

$$\text{Koversi (\%)} = \frac{\text{Jumlah reaktan mula-mula - Jumlah Produl}}{\text{Jumlah reaktan mula-mula}} \times 100\%$$

$$= \frac{16,05}{23,92} \times 100\%$$

$= 67\%$

maka, konversi reaksi di reaktor sebesar 67%

Aliran Keluar

Aliran 16 Keluar menuju Reaktor Pre Neutralizer

$(NH_4)_2SO_4$ = mol $(NH_4)_2SO_4$ terbentuk x BM $(NH_4)_2SO_4$
= 8,02 mol x 132,14
= 1.060,42 kg/jam

H_2O = H_2O dari H_2SO_4
= 16,06 kg/jam

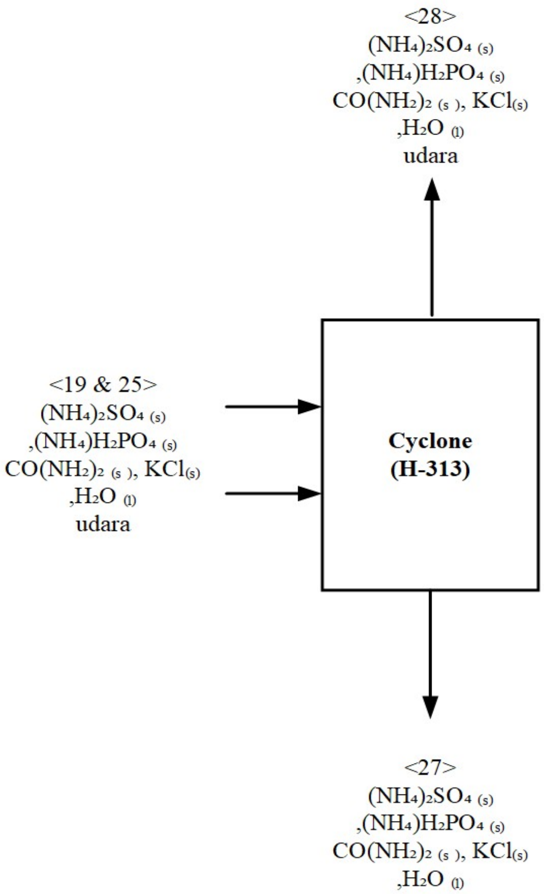
Aliran 17 Keluar menuju Tail Gas Scrubber

NH_3 = mol NH_3 sisa x BM NH_3
= 7,87 kg x 17,03
= 134,03 kg/jam

Tabel Neraca Massa Granulator Scrubber

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 14 dari Granulator		Aliran 16 ke Reaktor	
NH_3	407,36	$(NH_4)_2SO_4$	1.060,42
		H_2O	16,06
Aliran 5 dari Tangki Asam Sulfat			1.076,49
H_2SO_4	787,09	Aliran 17 ke Tail Gas Scrubber	
H_2O	16,06	NH3	134,03
	803,15		
Total	**1.210,51**	**Total**	**1.210,51**

9. Cyclone



Fungsi: Mereduksi debu dari rotary dryer

Asumsi debu lolos ke dryer scrubber	=	2%	***(Ludwig; 165)***
Maka, komponen produk solid	=	98%	***(Ludwig; 259)***

Aliran Masuk

Aliran 19 Masuk dari Rotary Dryer

$(NH_4)_2SO_4$	=	416,54	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	439,15	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	48,15	kg/jam
KCl	=	333,02	kg/jam
H_2O	=	18,55	kg/jam
Udara Kering	=	12.725,34	kg/jam

Aliran 25 Masuk dari Rotary Cooler

$(NH_4)_2SO_4$	=	163,28	kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$	=	172,15	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	18,87	kg/jam
KCl	=	130,54	kg/jam
H_2O	=	7,53	kg/jam
Udara Kering	=	46.981,08	kg/jam

Aliran Keluar

Aliran 27 Keluar menuju Recycle Belt

$(NH_4)_2SO_4$ = 98% x total $(NH_4)_2SO_4$ dalam cyclone
= 98% x (416,54 + 163,28) kg/jam
= 568,23 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = 98% x total $(NH_4)_2HPO_4$ dalam cyclone
= 98% x (439,15 + 172,15) kg/jam
= 599,07 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = 98% x total $CO(NH_2)_2$ dalam cyclone
= 98% x (48,15 + 18,87) kg/jam
= 65,68 kg/jam

KCl = 98% x total KCl dalam cyclone
= 98% x (333,02 + 130,54) kg/jam
= 454,29 kg/jam

H_2O = 98% x total H_2O dalam produk cyclone
= 98% x (18,55 + 7,53) kg/jam
= 25,57 kg/jam

Aliran 28 Keluar menuju Tail Gas Scrubber

$(NH_4)_2SO_4$ = 2% x total $(NH_4)_2SO_4$ dalam cyclone
= 2% x (416,54 + 163,28) kg/jam
= 11,60 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = 2% x total $(NH_4)_2HPO_4$ dalam cyclone
= 2% x (439,15 + 172,15) kg/jam
= 12,23 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = 2% x total $CO(NH_2)_2$ dalam cyclone
= 2% x (48,15 + 18,87) kg/jam
= 1,34 kg/jam

KCl = 2% x total KCl dalam cyclone
= 2% x (333,02 + 130,54) kg/jam
= 9,27 kg/jam

H_2O = sisa H_2O cyclone
= 2% x (18,55 + 7,53) kg/jam
= 0,52 kg/jam

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 19 dari Rotary Dryer		Aliran 27 ke Recycle Belt	
$(NH_4)_2SO_4$	416,54	$(NH_4)_2SO_4$	568,23
$(NH_4)_2HPO_4$	439,15	$(NH_4)_2HPO_4$	599,07
$CO(NH_2)_2$	48,15	$CO(NH_2)_2$	65,68
KCl	333,02	KCl	454,29
H_2O	18,55	H_2O	25,57
Udara Dryer	12.725,34		
	13.980,76		1.712,84
Aliran 25 dari Rotary Cooler		Aliran 28 ke Tail Gas Scrubber	
$(NH_4)_2SO_4$	163,28	$(NH_4)_2SO_4$	11,60
$(NH_4)_2HPO_4$	172,15	$(NH_4)_2HPO_4$	12,23
$CO(NH_2)_2$	18,87	$CO(NH_2)_2$	1,34
KCl	130,54	KCl	9,27
H_2O	7,53	H_2O	0,52
Udara Cooler	46.981,08	Udara Dryer	12.725,34
	47.473,47	Udara Cooler	46.981,08
			59.741,38
Total	**61.454,22**	**Total**	**61.454,22**

10. Tangki Pengenceran H_2SO_4

Fungsi : Mengencerkan H_2SO_4 98% menjadi larutan H_2SO_4 19% .

Aliran Air

Air yang digunakan untuk scrubber sekitar 0,67 - 1,4 m3/1000 m3 gas
(Othmer, Vol 1)

Air yang digunakan $= \dfrac{1{,}20 \times \text{Gas di scrubber}}{1.000{,}00}$

$= \dfrac{1{,}20 \times 59.741{,}38}{1.000{,}00}$

= 71,69 kg/jam

Maka kebutuhan total bahan baku H_2SO_4 murni :

Massa komponen H_2SO_4 98%	=	15,74 kg/jam
Massa komponen H_2O 2%	=	0,32 kg/jam
Total massa larutan H_2SO_4 98% + H_2O 2%	=	16,06 kg/jam

Mencari persen Pengenceran

$$\text{Konsentrasi Akhir} = \frac{\text{m H2SO4 murni}}{\text{m total}} \times 100\%$$

$$= \frac{15,74}{87,75} \times 100\%$$

$$= 18\%$$

Sehingga untuk memenuhi kebutuhan reaksi, Larutan H_2SO_4 diencerkan menjadi 66% (US Patent 3226188) berikut kebutuhannya :

(19% x Larutan H_2SO_4 98%) = (98% × Larutan H_2SO_4 98%)

$$\text{Larutan } H_2SO_4\ 19\% = \left(\frac{98\% \times \text{Larutan } H_2SO_4\ 98\%}{18\%} \right)$$

$$\text{Larutan } H_2SO_4\ 19\% = \left(\frac{98\% \times 16,06}{18\%} \right)$$

= 87,753 kg/jam

Dari perhitungan tersebut diketahui kebutuhan air pengencernya adalah :

massa H_2O 92% = 92% × larutan H_2SO_4 19%
= 80,733 kg/jam

massa air proses = massa H_2O 81% - massa 2% H_2O
= 80,733 kg/jar - 0,32 kg/jam
= 80,41 kg/jam

Neraca Massa Komponen H_2SO_4

M2 H_2SO_4 = M4 H_2SO_4
98% × M2 = 18% × M4
18% × M4 = 98% × 16,06
M4 = 87,753 kg/jam

Neraca Massa Komponen H2O

M2 H_2O + M3 H_2O = M4 H_2O
2% × M2 + 100% x M3 = 92% x M4
2% × 16,06 + M3 = 92% x 87,753
M3 = 80,411 kg/jam

Massa Masuk = **Massa Keluar**

M2 + M3 = M4

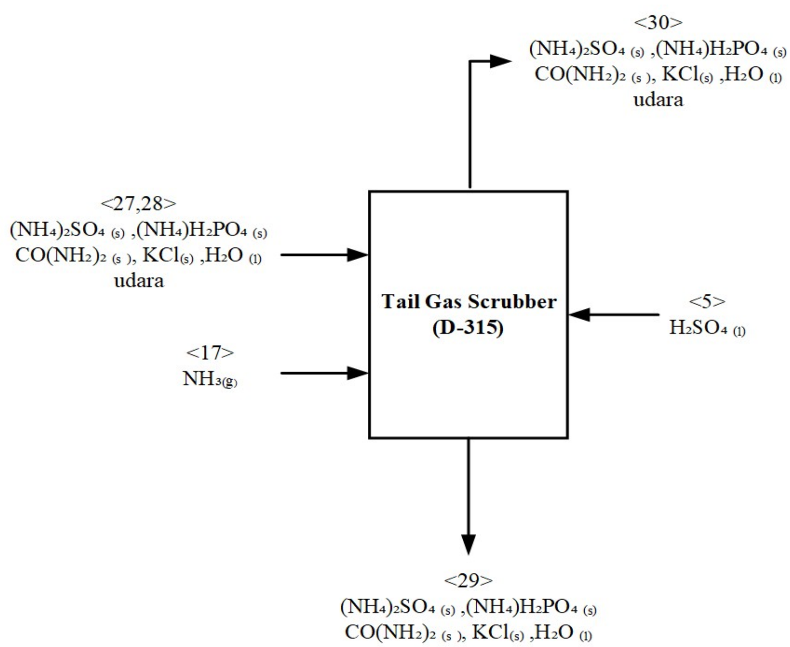
16,06 + 80,411 = 87,753

96,47 = 15,742 + 80,733

Neraca Massa Tangki Pengenceran (D-130) :

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Asam sulfat bahan baku (M2)		Asam sulfat ke Reaktor (M4)	
H_2SO_4 98%	15,7418	H_2SO_4 66%	15,7418
H_2O	0,3213	H_2O	80,7325
Air proses (M3)			
H2O	80,4113		
Total	**96,4744**	**Total**	**96,4744**

11. Tail Gas Scrubber



Fungsi : Menyerap gas NH_3 dari Granulator Scrubber dan debu dari Dryer Scrubber

Neraca Massa di Tail Gas Scrubber
Aliran Masuk
Aliran 17 Masuk dari Granulator Scrubber

NH_3 = 134,03 kg/jam

$$\text{Mol } NH_3 = \frac{\text{Massa } NH_3}{\text{BM } NH_3} = \frac{134{,}03}{17{,}03} = 7{,}87 \text{ mol}$$

Aliran 5 Masuk Asam Sulfat dari Tangki Pengenceran

H_2SO_4 masuk = 16,06 kg/jam

H_2SO_4 murni = H_2SO_4 masuk x fraksi
= 16,06 kg/jam x 0,98
= 15,74 kg/jam

H_2O = H_2SO_4 masuk - H_2SO_4 murni
= 16,06 kg/jam - 15,74 kg/jam
= 0,32 kg/jam

$$\text{Mol } H_2SO_4 = \frac{H_2SO_4 \text{ murni}}{\text{BM } H_2SO_4} = \frac{15{,}74}{98{,}08} = 0{,}16 \text{ mol}$$

Reaksi di Tail Gas Scrubber

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	7,8700	0,16	0,00
R	0,2889	0,16	0,16
S	7,5811	0,00	0,16

Mula-mula

NH_3 = 7,87 kmol/jam × 17,0 kg/kmol
= 134,03 kg/jam

H_2SO_4 = 0,16 kmol/jam × 98,1 kg/kmol
= 15,74 kg/jam

Reaksi

NH_3	=	0,29	kmol/jam	× 17,0	kg/kmol
	=	4,92	kg/jam		
H_2SO_4	=	0,16	kmol/jam	× 98,1	kg/kmol
	=	15,74	kg/jam		
$(NH_4)_2SO_4$	=	0,16	kmol/jam	× 132	kg/kmol
	=	21,21	kg/jam		

Aliran 27,28 Masuk dari Cyclone

$(NH_4)_2SO_4$	=	11,60	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	12,23	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	1,34	kg/jam
KCl	=	9,27	kg/jam
H_2O	=	0,52	kg/jam
Udara Dryer	=	12.725,34	kg/jam
Udara Cooler	=	46.981,08	kg/jam

Aliran Keluar

$(NH_4)_2SO_4$ = 98% x total $(NH_4)_2SO_4$ masuk Tail gas
= 98% x 11,60 kg/jam
= 11,36 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = 98% x total $(NH_4)_2HPO_4$ masuk Tail gas
= 98% x 12,23 kg/jam
= 11,98 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = 98% x total $CO(NH_2)_2$ masuk Tail gas
= 98% x 1,34 kg/jam
= 1,31 kg/jam

KCl = 98% x total KCl masuk Tail gas
= 98% x 9,27 kg/jam
= 9,09 kg/jam

H_2O = H_2O dari water proses + total H_2O masuk Tail gas
= 71,69 kg/jam + 0,52 kg/jam
= 72,21 kg/jam

Aliran 28 Keluar menuju Atmosfer

$(NH_4)_2SO_4$ = 2% x total $(NH_4)_2SO_4$ masuk Tail gas
= 2% x 11,60 kg/jam
= 0,23 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = 2% x total $(NH_4)_2HPO_4$ masuk Tail gas
= 2% x 12,23 kg/jam
= 0,24 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = 2% x total $CO(NH_2)_2$ masuk Tail gas
= 2% x 1,34 kg/jam
= 0,03 kg/jam

KCl = 2% x total KCl masuk Tail gas
= 2% x 9,27 kg/jam
= 0,19 kg/jam

H_2O = sisa H_2O
= 0,0 kg/jam

Aliran 29 Keluar menuju Seal Tank

$(NH_4)_2SO_4$ = $(NH_4)_2SO_4$ (dryer scrub+reaksi-0,1%dryer scrub)
= 11,36 kg/jam + 21,21 kg/jam
= 32,57 kg/jam

H_2O = H_2O dari H_2SO_4
= 0,32 kg/jam

Aliran 30 ke Atmosfer

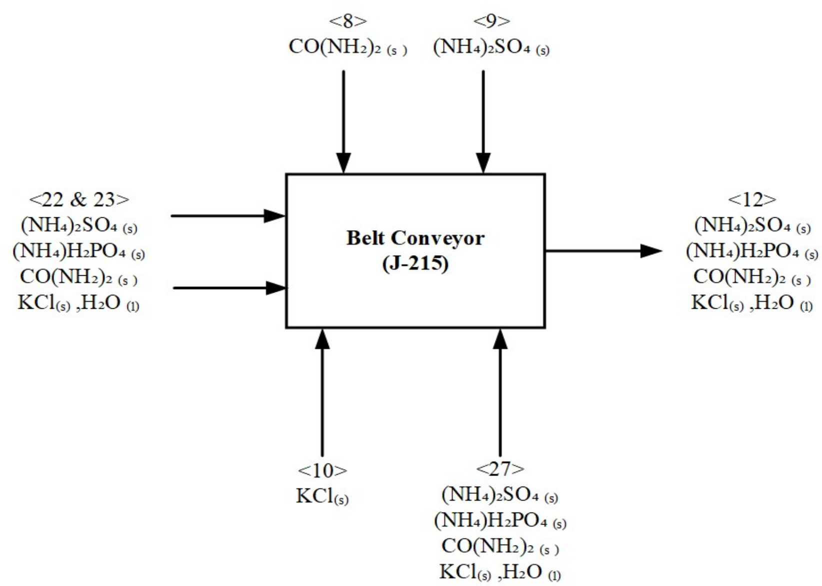
NH_3 = mol NH_3 sisa x BM NH_3
= 7,5811 mol x 17,03
= 129,11 kg/jam

H_2O = H_2O dari Dryer Scrubber (uap air)
= 0,000 kg/jam

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 17 dari Granulator Scrubber		Aliran 32 ke Seal Tank	
NH_3	134,03	$(NH_4)_2SO_4$	32,57
Aliran 31 dari Cyclone		$(NH_4)_2HPO_4$	11,98
$(NH_4)_2SO_4$	11,60	$CO(NH_2)_2$	1,31
$(NH_4)_2HPO_4$	12,23	KCl	9,09
$CO(NH_2)_2$	1,34	H_2O	72,53
KCl	9,27		127,49

H_2O	0,52	Aliran 33 ke Atmosfer	
Udara Dryer	12.725,34	NH_3	129,11
Udara Cooler	46.981,08	$(NH_4)_2SO_4$	0,23
	59.741,38	$(NH_4)_2HPO_4$	0,24
Aliran 5 dari Tangki Asam Sulfat		$CO(NH_2)_2$	0,03
H_2SO_4	15,74	KCl	0,19
H_2O	0,32	H_2O	0,00
	16,06	Udara Dryer	12.725,34
Aliran Water Process		Udara Cooler	46.981,08
H_2O	71,69		59.836,22
Total	**59.963,71**	**Total**	**59.963,71**

12. Belt Conveyor



Aliran Masuk
Aliran 8 Masuk dari Bin Urea

$CO(NH_2)_2$ = 1.923,26 kg/jam
H_2O = 9,66 kg/jam

Aliran 9 Masuk dari Bin ZA

$(NH_4)_2SO_4$ = 6.724,94 kg/jam
H_2O = 6,73 kg/jam

Aliran 10 Masuk dari Bin KCl

KCl = 13.302,46 kg/jam
H_2O = 271,48 kg/jam

Aliran 22 dan 23

Aliran 22 Keluar dari Undersize Screen

$(NH_4)_2SO_4$	=	1.020,53	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	1.075,92	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	117,96	kg/jam
KCl	=	815,90	kg/jam
H_2O	=	47,09	kg/jam

Aliran 23 Keluar dari Oversize Screen

$(NH_4)_2SO_4$	=	3.061,58	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	3.227,77	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	353,89	kg/jam
KCl	=	2.447,71	kg/jam
H_2O	=	141,27	kg/jam

Aliran 27 Masuk dari Cyclone

$(NH_4)_2SO_4$	=	568,23	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	599,07	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	65,68	kg/jam
KCl	=	454,29	kg/jam
H_2O	=	25,57	kg/jam

Penjumlahan Aliran 22, 23, dan 27 Recycle

$(NH_4)_2SO_4$ = Recycle dari produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= (1.020,53 + 3.061,58 + 568,23) kg/jam
= 4.650,33 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = Recycle dari produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= (1.075,92 + 3.227,77 + 599,07) kg/jam
= 4.902,76 kg/jam

$CO(NH_2)_2$ = Recycle dari produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= (117,96 + 353,89 + 65,68) kg/jam
= 537,53 kg/jam

KCl = Recycle dari produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= (815,90 + 2.447,71 + 454,29) kg/jam
= 3.717,91 kg/jam

H_2O = Recycle dari produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= (47,09 + 141,27 + 25,57) kg/jam
= 213,92 kg/jam

Aliran Keluar 12 Recycle ke Pug Mill

$(NH_4)_2SO_4$ = Aliran dari Tangki ZA + Recycle
= 6.724,94 kg/jam + 4.650,33 kg/jam
= 11.375,27 kg/jam

$(NH_4)_2HPO_4$ = Aliran recycle produk Undersize, Oversize, dan Cyclone
= 4.902,76 kg/jam

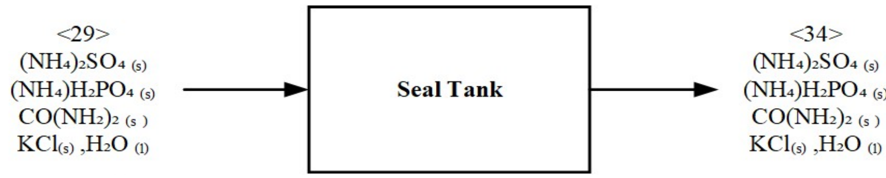
$CO(NH_2)_2$ = Aliran dari Tangki Urea + Recycle
= 1.923,26 kg/jam + 537,53 kg/jam
= 2.460,79 kg/jam

KCl = Aliran dari Tangki KCl + Recycle
= 13.302,46 kg/jam + 3.717,91 kg/jam
= 17.020,36 kg/jam

H_2O = Aliran Air yang masuk Recycle Belt
= (9,66 + 6,73 + 271,48 + 213,92) kg/jam
= 501,80 kg/jam

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 8 dari Bin Urea		Aliran 12 ke Pug Mill	
$CO(NH_2)_2$	1.923,26	$(NH_4)_2SO_4$	11.375,27
H_2O	9,66	$(NH_4)_2HPO_4$	4.902,76
	1.932,92	$CO(NH_2)_2$	2.460,79
Aliran 9 dari Bin ZA		KCl	17.020,36
$(NH_4)_2SO_4$	6.724,94	H_2O	501,80
H_2O	6,73		36.260,98
	6.731,67		
Aliran 10 dari Bin KCl			
KCl	13.302,46		
H_2O	271,48		
	13.573,94		
Aliran 22,23,27 Recycle			
$(NH_4)_2SO_4$	4.650,33		
$(NH_4)_2HPO_4$	4.902,76		
$CO(NH_2)_2$	537,53		
KCl	3.717,91		
H_2O	213,92		
	14.022,45		
Total	**36.260,98**	**Total**	**36.260,98**

13. Seal Tank (WWTP)



Aliran Masuk

Aliran 29 Limbah dari Tail Gas

$(NH_4)_2SO_4$	=	32,57	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	11,98	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	1,31	kg/jam
KCl	=	9,09	kg/jam
H_2O	=	72,53	kg/jam

Aliran Keluar

Aliran 34 Keluar menuju Seal Tank

$(NH_4)_2SO_4$	=	Aliran Limbah $(NH_4)_2SO_4$
	=	32,57 kg/jam
	=	
$(NH_4)_2HPO_4$	=	Aliran Limbah $(NH_4)_2HPO_4$
	=	11,98 kg/jam
	=	
$CO(NH_2)_2$	=	Aliran Limbah $CO(NH_2)_2$
	=	1,31 kg/jam
	=	
KCl	=	Aliran Limbah KCl
	=	9,09 kg/jam
	=	
H_2O	=	Aliran Limbah H_2O
	=	72,53 kg/jam

Tabel Neraca Massa Seal Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**Komponen**	**Massa (kg/jam)**
Aliran 32 Limbah Tail Gas		Aliran 34 ke Pengolahan Limbah	
$(NH_4)_2SO_4$	32,57	$(NH_4)_2SO_4$	32,57
$(NH_4)_2HPO_4$	11,98	$(NH_4)_2HPO_4$	11,98
$CO(NH_2)_2$	1,31	$CO(NH_2)_2$	1,31
KCl	9,09	KCl	9,09
H_2O	72,53	H_2O	72,53
	127,49		127,49
Total	**127,49**	**Total**	**127,49**

Produk Pupuk NPK

$(NH_4)_2SO_4$	=	16.165,13	kg/jam
$(NH_4)_2HPO_4$	=	17.042,60	kg/jam
$CO(NH_2)_2$	=	1.868,52	kg/jam
KCl	=	12.923,91	kg/jam
H_2O	=	745,88	kg/jam
Coating Powder	=	111,11	kg/jam
Coating Oil	=	121,21	kg/jam
Total NPK	=	48.978,37	kg/jam
		78%	

Perhitungan Persentase mencari N,P,K

1. $(NH_4)_2SO_4$

$$\% \text{ N} = \frac{\text{Massa unsur N}}{\text{massa molar senyawa}} \text{ x } 100\%$$

$$= \frac{28{,}20}{132{,}33} \text{ x } 100\%$$

$$= 21{,}31\% \text{ N}$$

2. $(NH_4)_2HPO_4$

$$\% \text{ N} = \frac{\text{Massa unsur N}}{\text{massa molar senyawa}} \text{ x } 100\%$$

$$= \frac{28{,}20}{129{,}25} \text{ x } 100\%$$

$$= 21{,}82\% \text{ N}$$

$$\% \ P = \frac{\text{Massa unsur N}}{\text{massa molar senyawa}} \times 100\%$$

$$= \frac{62,00}{142,00} \times 100\%$$

$$= 43,66\%$$

3. $CO(NH_2)_2$

$$\% \ N = \frac{\text{Massa unsur N}}{\text{massa molar senyawa}} \times 100\%$$

$$= \frac{28,20}{60,24} \times 100\%$$

$$= 46,81\%$$

4. KCl

$$\% \ K_2O = \frac{\text{Massa unsur K}}{\text{massa molar senyawa}} \times \frac{\text{Massa unsur K}}{\text{massa molar senyawa}} \times 100\%$$

$$= \frac{39,10}{74,55} \times \frac{94,20}{78,20} \times 100\%$$

$$= 63\%$$

Massa tiap Unsur

Massa N = (massa $(NH_4)_2SO_4$ x % N) + (massa $(NH_4)_2HPO_4$ x %N) + (massa $CO(NH_2)_2$ x % N)
= 3.444,74 + 3.718,44 + 874,68
= 8.037,87 kg/jam

Massa P = (massa $(NH_4)_2HPO_4$ x %P)
= 17.042,60 x 43,7%
= 7.441,14 kg/jam

Massa K = (massa $(NH_4)_2HPO_4$ x %P)
= 12.923,91 x 63,2%
= 8.165,20 kg/jam

Persentase Produk NPK

$$\% \ N = \frac{\text{Massa N}}{\text{Massa Total NPK}}$$

$$= \frac{8.037,87}{48.978,37} \times 100\%$$

$$= 16,411\%$$

$$\% \ P = \frac{\text{Massa P}}{\text{Massa Total NPK}}$$

$$= \frac{7.441,14}{48.978,37} \times 100\%$$

$$= 15,193\%$$

$$\% \ K = \frac{\text{Massa K}}{\text{Massa Total NPK}}$$

$$= \frac{8.165,20}{48.978,37} \times 100\%$$

$$= 16,671\%$$

$$\% \ H_2O = \frac{\text{Massa K}}{\text{Massa Total NPK}}$$

$$= \frac{745,88}{48.978,37} \times 100\%$$

$$= 1,523\%$$

APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	=	400.000	Ton/Tahun
	=	400.000.000	kg/tahun
	=	1.212.121	kg/hari
	=	50.505	kg/jam
Operasi	=	330	hari
	=	24	jam

Satuan Massa = kg/jam
Satuan Panas = kkal/jam
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Basis perhitungan = 1 jam operasi

Persamaan panas untuk kondisi aliran steady; $Q = \Delta H = H_2 - H_1$

$\Delta H = n \cdot Cp \cdot \Delta T = n \int_{Tref}^{T} Cp\ \Delta T$ **(Himmelblau : 386)**

Dengan :

H	=	panas	;	kkal
n	=	berat bahan	;	kmol
Cp	=	spesifik heat	;	kkal/kmol.Kelvin
T_{ref}	=	suhu reference	;	Kelvin
T	=	suhu bahan	;	Kelvin

Tabel Berat Molekul

Komponen	**Berat Molekul**
NH_3	17,03
H_2SO_4	98,08
H_3PO_4	98,00
KCl	74,55
H_2O	18,02
$NH_4H_2PO_4$	115,03
$(NH_4)_2HPO_4$	132,06
$(NH_4)_2SO_4$	132,14
$CO(NH_2)_2$	60,06
Udara Kering	28,97

Tabel Persamaan Kapasitas Panas dari Solid (J/mol K)

Komponen	**A**	**B**	**C**
NH_3	15,8490	0,142040	-0,0000946
H_2SO_4	-34,3530	0,702110	-0,0006115
KCl	46,4320	0,012844	0,0000007
H_2O	9,6950	0,074955	-0,0000156

(Yaws, 1999, Table 3-1 & 3-2)

Tabel Persamaan Kapasitas Panas dari Liquid (J/mol K)

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
NH_3	488,2000	3,3618	-0,01439800	0,00002037
H_2SO_4	26,0040	0,7034	0,00214320	0,00012745
KCl	188,9290	-0,1899	-0,00008787	-0,00000001
H_2O	92,0530	-0,0400	-0,00021103	0,00000053

(Yaws, 1999, Table 4-1 & 4-2)

Tabel Persamaan Kapasitas Panas dari Gas (J/mol K)

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**E**
NH_3	33,5730	-0,0126	8,89,E-05	-7,18,E-08	1,86,E-11
H_2O	33,9330	-0,0084	2,99,E-05	-1,78,E-08	3,69,E-12

(Yaws, 1999, Table 2-1 & 2-2)

Tabel Panas Pembentukan

Senyawa	**Delta Hf**		
	kJ/mol	**kJ/kgmol**	**Kkal/kgmol**
NH_3	-46,19	-46191	-11039,649
H_2SO_4	-811,32	-811320	-193905,480
$(NH_4)_2SO_4$	-1173,1	-1173100	-280370,900
H_3PO_4	-1278,0	-1278000	-305442,000
$NH_4H_2PO_4$	-1445,1	-1445070	-345371,730
$(NH_4)_2HPO_4$	-1566,9	-1566910	-374491,490
H_2O (l)	-285,84	-285840	-68315,760
H_2O (g)	-241,83	-241826	-57796,414

(Himmelblau, 1962, Appendiks Tabel F-1)

Tabel Kapasitas Panas (Cp) beberapa senyawa

Senyawa	Spesific Heat		
	Kkal/kg.C	Kkal/kgmol.C	J/Mol.K
$NH_4H_2PO_4$	0,6526	75,0442	314,0668
$(NH_4)_2HPO_4$	0,4125	54,4455	227,9035
$(NH_4)_2SO_4$	0,3906	51,5592	215,9525
$CO(NH_2)_2$	0,3200	19,2000	80,4131
H_3PO_4	0,6350	62,2300	260,3703
Udara kering	0,2400	6,9528	29,1074

$$\Delta H = n \int_{T1}^{T2} Cp\, dT$$ **(Himmeblau 5th Ed, Eq. 4.8)**

maka untuk penyederhanaan integrasi dari △H, untuk Solid

$$\Delta H = n\left(A\left(T - T_{ref}\right) + \frac{B}{2}\left(T^2 - T_{ref}^2\right) + \frac{C}{3}\left(T^3 - T_{ref}^3\right)\right)$$

maka untuk penyederhanaan integrasi dari △H, untuk liquid

$$\Delta H = n\left(A\left(T - T_{ref}\right) + \frac{B}{2}\left(T^2 - T_{ref}^2\right) + \frac{C}{3}\left(T^3 - T_{ref}^3\right) + \frac{D}{4}\left(T^4 - T_{ref}^4\right)\right)$$

dengan perhitungan Cp untuk Gas

$$Cp = A + BT + C\,T^2 + D\,T^3 + E\,T^4$$

maka untuk penyederhanaan integrasi dari △H, untuk gas

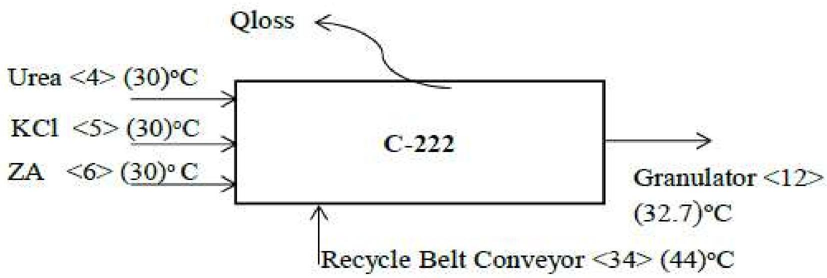
$$\Delta H = n\left(A\left(T - T_{ref}\right) + \frac{B}{2}\left(T^2 - T_{ref}^2\right) + \frac{C}{3}\left(T^3 - T_{ref}^3\right) + \frac{D}{4}\left(T^4 - T_{ref}^4\right) + \frac{E}{5}\left(T^5 - T_{ref}^5\right)\right)$$

Dengan :

△H	=	Entalpi	(Joule)
n	=	Mol	(mol)
Cp	=	Spesific heat	(Joule/mol K)
Treff	=	Suhu refferences	(K)
T	=	Suhu	(K)
A,B,C,D,E	=	Konstanta	

1. Pug Mill

Fungsi : untuk mencampur semua bahan baku padat dan hasil recycle sehingga menjadi homogen



Aliran 8 Masuk dari Bin Urea

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303 K

Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
$CO(NH_2)_2$	1923,2554	32,022	96,05008696	3075,7384
H_2O	9,6646001	0,5363	90,1783	48,364997
Total				3124,1034

Menghitung Ure: $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)
= 402,07 Joule/mol
= 96,05 Kkal/Kmol

Menghitung air H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-0,040}{2}$ J/mol K

(303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-0,0002}{3}$ J/mol K (303,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{\#\#\#\#\#\#}{4}$ J/mol K (303,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 377,4864 Joule/mol
= 90,1783 Kkal/Kmol

Aliran 9 Masuk dari Bin ZA

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303 K

Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	Cp dT (Kkal/Kmol)	ΔH (Kkal)
$(NH_4)_2SO_4$	6724,9404	50,8925	257,9461	13127,53
H_2O	6,7317	2,6769	90,1783	241,40
Total				13368,93

Menghitung Ammonium Sulfat $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)

= 1079,8 Joule/mol

= 258 Kkal/Kmol

Menghitung air H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-0,04}{2}$ J/mol K

(303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (303,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (303,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 377 Joule/mol

= 90 Kkal/Kmol

Aliran 12 Masuk dari Bin KCl

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303 K

Suhu reference = 25 °C = 298 K

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	Cp dT (Kkal/Kmol)	ΔH (Kkal)
KCl	13302,457	178,437	60,149	10732,878
H_2O	271,479	15,065	90,178	1358,573
Total				12091,451

Menghitung Kalium Klorida KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{1,3E-02}{2}$ J/mol K

(303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7E-07}{3}$ J/mol K (303,15 ³K

- 298,15 ³K)

= 251,786 Joule/mol

= 60,149 Kkal/Kmol

Menghitung air H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(303{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (303{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (303{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (303{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 377 Joule/mol

= 90 Kkal/Kmol

Aliran 13 Masuk dari Recycle

T ref = 25 °C = 298,15 K

T keluar = 50 °C = 323,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	Cp dT (Kkal/Kmol)	ΔH (Kkal)
$(NH_4)_2SO_4$	4188,438	31,697	1289,731	40880,55
$(NH_4)_2HPO$	4415,794	38,388	1361,106	52250,40
$CO(NH_2)_2$	484,141	8,061	480,250	3871,28
KCl	3348,626	44,918	301,540	13544,55
H_2O	189,396	10,510	449,838	4727,94
Total				115274,71

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$$\int Cp\,dt = 216 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 5398,8 Joule/mol

= 1289,7 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$$\int Cp\,dt = 228 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 5697,6 Joule/mol

= 1361,1 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$$\int Cp\,dt = 80 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 2010,3 Joule/mol

= 480,3 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

$$\int Cp\,dt = 46{,}4 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{1{,}3E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (323{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{7{,}0E\text{-}07}{3} \text{ J/mol K} (323{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K})$$

= 1262,2 Joule/mol

= 301,54 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(323,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (323,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (323,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (323,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 1883,0 Joule/mol
= 449,84 Kkal/Kmol

Aliran Keluar Pug Mill

Suhu bahan masuk = 40 °C = 313,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n (Kmol)	Cp dT (Kkal/Kmol)	ΔH (Kkal)
$(NH_4)_2SO_4$	10913,38	82,59	773,84	63910,93
$(NH_4)_2HPO$	4415,79	38,39	816,66	31350,24
$CO(NH_2)_2$	2407,40	40,08	288,15	11549,98
KCl	16651,08	223,35	180,69	40357,11
H_2O	477,27	26,49	270,18	7156,01
Total				154324,27

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$\int Cp\,dt$ = 216 J/mol K(313,15 K - 298,15 K)
= 3239,3 Joule/mol
= 773,8 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(313,15 K - 298,15 K)
= 3418,6 Joule/mol
= 816,7 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$\int Cp\,dt$ = 80 J/mol K(313,15 K - 298,15 K)
= 1206,2 Joule/mol
= 288,2 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

$\int Cp\,dt$ = 46,4 J/mol K(313,15 K - 298,15 K)+ $\frac{1,3E-02}{2}$ J/mol K (313,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (313,15 ³K - 298,15 ³K)

= 756,4 Joule/mol
= 180,69 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92,1 \text{ J/mol K}(313,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{-4E-02}{2} \text{ J/mol K} (313,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{-2E-04}{3} \text{ J/mol K} (313,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{5,3E-07}{4} \text{ J/mol K} (313,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

= 1131,0 Joule/mol
= 270,18 Kkal/Kmol

Neraca Panas Total Pug Mill

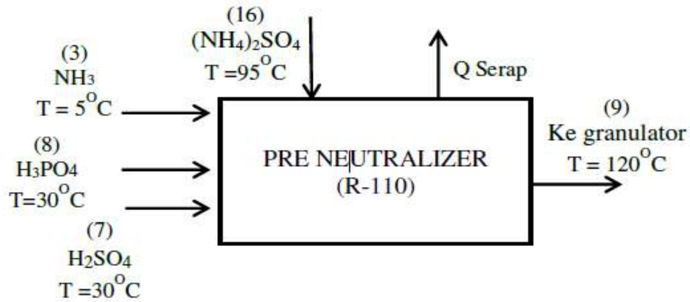
Neraca Panas Pug Mill

Panas Masuk = Panas Keluar
△Hin + Qsupply = △H out + Qloss
143859,196 + Qsupply = 154324,2665 + 5% Qsupply
0,95 Qsupply = 10465,07
Qsupply = 11015,86 kkcal
Qloss = 550,793 kkcal

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Bahan Pada			Bahan Keluar Pug Mill		
$CO(NH_2)_2$	=	3075,738433	$(NH_4)_2SO_4$	=	63910,93
$(NH_4)_2SO_4$	=	13.127,53	$(NH_4)_2HPO$	=	31350,24
KCl	=	10732,878	$CO(NH_2)_2$	=	11549,98
H_2O	=	1648,3364	KCl	=	40357,11
		28.584,49	H_2O		7156,01
					154324,27
Bahan Recycle					
$(NH_4)_2SO_4$	=	40.880,55	Qloss	=	550,79
$(NH_4)_2HPO$	=	52.250,40			
$CO(NH_2)_2$	=	3.871,28			
KCl	=	13.544,55			
H_2O	=	4.727,94			
		115.274,71			
Qsupply	=	11.015,86			
Total	**=**	**154.875,06**	**Total**	**=**	**154.875,06**

2. Pre Neutralizer Reactor

Fungsi : Menetralkan H_3PO_4 dan H_2SO_4 menggunakan NH_3, sehingga membentuk ZA cair dan MAP yang akan bereaksi lebih lanjut menjadi DAP



Aliran 1 Masuk dari Tangki Amonia

Suhu bahan masuk = 5 °C = 278,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
NH_3	2999,629	176,138	170,767	30078,509
H_2O	15,074	0,836	362,253	303,020
Total				30381,529

1 Menghitung entalpi NH_3

$\int Cp\,dt$ = 33,6 J/mol K(298,15 K - 278,15 K)+ $\frac{-1E-02}{2}$ J/mol K

= 298,15 ² K - 278,15 ² K) + $\frac{8,9E-05}{3}$ J/mol K (298,15 ³K

- 278,15 ³K) + $\frac{-7E-08}{4}$ J/mol K (298,15 ⁴ K - 278,15 ⁴K)

+ $\frac{1,9E-11}{5}$ J/mol K (298,15 ⁵ K - 278,15 ⁵K)

= 714,83 Joule/mol

= 170,7668 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(298,15 K - 278,15 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K

(298,15 ² K - 278,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (298,15 ³K

- 278,15 ³K) + $\frac{5E-07}{4}$ J/mol K (298,15 ⁴ K - 278,15 ⁴K)

= 1.516,39 Joule/mol

= 362,2531 Kkal/Kmol

Aliran 8 Masuk dari Tangki Asam Fosfat

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_3PO_4	13017,537	132,832	311,001	41310,9
H_2O	13017,537	722,394	90,178	65144,3
Total				106455,2

1 Menghitung entalpi H_3PO_4

∫Cp dt = 260 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)
= 1301,9 Joule/mol
= 311,0 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92,1 \text{ J/mol K}(303,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (303,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (303,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{5E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (303,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

= 377,49 Joule/mol
= 90,1783 Kkal/Kmol

Aliran 7 Masuk dari Tangki Asam Sulfat

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_2SO_4	6571,2667	66,9990	4652,4210	311707,78
H_2O	134,1075	7,4421	90,1783	671,12
Total				312378,90

1 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26 \text{ J/mol K}(303,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{7,0E\text{-}01}{2} \text{ J/mol K} (303,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{2E\text{-}03}{3} \text{ J/mol K} (303,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{1,3E\text{-}04}{4} \text{ J/mol K} (303,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

= 19475,0 Joule/mol
= 4652,4 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(303{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (303{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (303{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (303{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 377,49 Joule/mol

= 90,1783 Kkal/Kmol

Aliran 16

Suhu bahan masuk = 95 °C = 368,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
$(NH_4)_2SO_4$	1060,423	8,025	3611,246	28980,236
H_2O	21,208	1,177	1257,916	1480,492
Total				30460,728

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$$\int Cp\,dt = 216 \text{ J/mol K}(368{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 15116,7 Joule/mol

= 3611,2 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(368{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (368{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (368{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (368{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 5.265,64 Joule/mol

= 1257,9161 Kkal/Kmol

Aliran 9 Keluar Reaktor

Suhu bahan masuk = 120 °C = 393,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_3PO_4	8887,830	90,692	5909,025	535902,2
$(NH_4)_2SO_4$	9913,677	75,024	4900,976	367691,1
$NH_4H_2PO_4$	4847,348	42,140	7127,650	300358,2
H_2O	13187,926	731,849	1710,490	1251821,0
Total				2455772,5

1 Menghitung entalpi H_3PO_4

∫Cp dt = 260 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 24735,2 Joule/mol
= 5909,0 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 20515,5 Joule/mol
= 4901,0 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $NH_4H_2PO_4$

∫Cp dt = 314 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 29836,3 Joule/mol
= 7127,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-0{,}040}{2} \text{ J/mol K } (393{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K } (393{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K } (393{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 7160,1 Joule/mol
= 1710,5 Kkal/Kmol

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	176,14	66,999	0
R	134	66,999	66,999049
S	42,14	0	66,999049

T saat masuk reaktor = 120 °C = 120 + 273,15 = 393,15 K
T reference = 25 °C = 25 + 273,15 = 298,15 K
T saat keluar reaktor = 120 °C = 120 + 273,15 = 393,15 K

Panas reaksi :

Komponen	n	△Hf	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	133,9981	-11039,649	-1479291,958
H_2SO_4	66,999049	-193905,5	-12991482,66
$(NH_4)_2SO_4$	66,999049	-280370,9	-18784583,53

ΔH25 = (n x ΔHf produk) - (n x ΔHreaktan)
= -4313808,912 Kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	133,9981	843,5149	113029,3933
H_2SO_4	66,999049	133657,76	8954942,417
Total			9067971,811

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (393{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} \text{ J/mol K} (393{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{-7E\text{-}08}{4} \text{ J/mol K} (393{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K}) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} \text{ J/mol K} (393{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{K})$$

= 3.530,95 Joule/mol

= 843,5149 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{7E\text{-}01}{2} \text{ J/mol K} (393{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{2E\text{-}03}{3} \text{ J/mol K} (393{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{1{,}3E\text{-}04}{4} \text{ J/mol K} (393{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 559491,3627 Joule/mol

= 133657,7551 Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
$(NH_4)_2SO_4$	66,999049	4901,0	328360,7461
Total			328360,7461

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$$\int Cp\,dt = 216 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 20515,5 Joule/mol

= 4901,0 Kkal/Kmol

Reaksi 2 : $NH_3 + H_3PO_4 \longrightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	148,51	132,83201	0
R	132,83	132,83201	132,83201
S	15,676	0	132,83201

Panas reaksi :

Komponen	n	△Hf	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	132,83201	-11039,65	-1466418,763
H_3PO_4	132,83201	-305442,00	-40572474,72
$NH_4H_2PO_4$	132,83201	-345371,7	-45876421

ΔH25 = (n x ΔHf produk) - (n x ΔHreaktan)
= -3837527,521 kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	132,83201	843,5149	112045,7813
H_3PO_4	132,83201	5909,0	784907,7219
Total			896953,5032

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\, dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E-02}{2} \text{ J/mol K} (393{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E-05}{3} \text{ J/mol K} (393{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{-7E-08}{4} \text{ J/mol K} (393{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K}) + \frac{1{,}9E-11}{5} \text{ J/mol K} (393{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{K})$$

= 3.530,95 Joule/mol
= 843,5149 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_3PO_4

$$\int Cp\, dt = 260 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 24735,2 Joule/mol
= 5909,0 Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
$NH_4H_2PO_4$	132,83201	7127,6	946780,0452
Total			946780,0452

1 Menghitung entalpi $NH_4H_2PO_4$

$$\int Cp\, dt = 314 \text{ J/mol K}(393{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 29836,3 Joule/mol
= 7127,6 Kkal/Kmol

$\Delta H_{Reaktan}$ = (ΔH NH_3 + ΔH H_3PO_4) + (ΔH NH_3 + ΔH H_2SO_4)
= 9.964.925 kkal/jam (Entalpi bahan masuk)

ΔH_{Produk} = (ΔH $(NH_4)_2SO_4$) + (ΔH $NH_4H_2PO_4$)
= 1.275.141 kkal/jam (Entalpi bahan keluar)

$\triangle$Hrxn = $\Delta H_{R, Tref}$ + (ΔH_{Produk} - $\Delta H_{Reaktan}$)
= -8.151.336 + (1.275.141 - 9.964.925)
= -8.151.336 + -8.689.785 kkal
= -16.841.121 kkal/jam
(Reaksi bersifat eksotermis, menghasilkan panas)

$\triangle$Hrxn = Q **(Himmelblau, eq 5.11, page 452)**
Q = -16.841.121 kkal/jam

Menghitung kebutuhan air pendingin
T air pendingin masuk = 30 ℃ **(Ulrich, 1984)**
T air pendingin keluar = 40 ℃ **(Ulrich, 1984)**
Cp air pendingin = 0,9995 kal/gr ^oC **(App A.2-5, Geankoplis, 1997)**
= 0,9995 kkal/Kg ^oC
Q = m x Cp x $\triangle$T
15647394,55 = m x 1,0 x 10
m = 1565522,2 kg/jam
Sehingga didapatkan kebutuhan air pendingin sebanyak 1.565.522 kg/jam

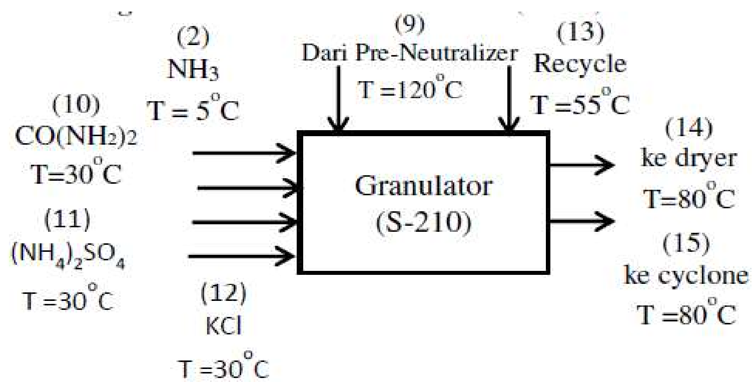
Tabel B.1 Neraca Panas Total Pre-Neutralizer (R-110)

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Reaktan dari Penyir			Produk Keluar reaktor		
NH_3	=	30078,5	H_3PO_4	=	535902,2
H_3PO_4	=	41310,9	$(NH_4)_2SO_4$	=	367691,1
H_2SO_4	=	311707,8	$NH_4H_2PO_4$	=	300358,2
H_2O	=	66118,4	H_2O	=	1251821,0
		449215,6			2455772,5
Recycle Granulator Scrubber					
$(NH_4)_2SO_4$	=	28980,2			
H_2O	=	1480,5			
		30460,7			
ΔH Reaksi	=	-15647394,5			
Total	**=**	**-15167718,2**	**Total**	**=**	**-15167718,2**

3. Granulator

Fungsi : Mencampur antara bahan padat dan bahan cair, sekaligus membentuk butiran produk pupuk NPK.

Diagram Neraca Panas Granulator (S-210)



Aliran 2 Masuk dari Tangki Amonia

Suhu bahan masuk = 5 °C = 278,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	4073,5709	239,1997	-170,7668	-40847,3577
H_2O	20,4702	1,1360	-362,2531	-411,5092
Total				-41258,8670

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(278{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (278{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} \text{ J/mol K} (278{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{-7E\text{-}08}{4} \text{ J/mol K} (278{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K}) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} \text{ J/mol K} (278{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{K})$$

$$= -714{,}83 \text{ Joule/mol}$$

$$= -170{,}7668 \text{ Kkal/Kmol}$$

2 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(278{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (278{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (278{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (278{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= -1516,4 Joule/mol

= -362,25 Kkal/Kmol

Aliran 13 Masuk dari Pug Mill

Suhu bahan masuk = 40 °C = 313,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$(NH_4)_2SO_4$	10913,3780	82,5895	773,8384	63910,9316
$(NH_4)_2HPO_4$	4415,7944	38,3882	816,6634	31350,2377
$CO(NH_2)_2$	2407,3963	40,0832	288,1503	11549,9813
KCl	16651,0837	223,3546	180,6863	40357,1071
H_2O	477,2709	26,4856	270,1847	7156,0088
Total				154324,2665

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$$\int Cp\,dt = 216 \text{ J/mol K}(313{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 3239,3 Joule/mol

= 773,8 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$$\int Cp\,dt = 228 \text{ J/mol K}(313{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 3418,6 Joule/mol

= 816,7 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$$\int Cp\,dt = 80 \text{ J/mol K}(313{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 1206,2 Joule/mol

= 288,2 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

$$\int Cp\,dt = 46{,}4 \text{ J/mol K}(313{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{1{,}3E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (313{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{7E\text{-}07}{3} \text{ J/mol K} (313{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K})$$

= 756,4 Joule/mol

= 180,69 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(313,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (313,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (313,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (313,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 1131,0 Joule/mol
= 270,18 Kkal/Kmol

Aliran 7 Masuk dari Reaktor

Suhu bahan masuk = 120 °C = 393,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
H_3PO_4	8887,8303	90,6921	5909,0254	535902,197
$(NH_4)_2SO_4$	9913,6774	75,0240	4900,9763	367691,067
$NH_4H_2PO_4$	4847,3485	42,1399	7127,6498	300358,189
H_2O	13187,9264	731,8494	1710,4899	1251821,023
Total				2455772,476

1 Menghitung entalpi H_3PO_4

$\int Cp\,dt$ = 260 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 24735,2 Joule/mol
= 5909,0 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$\int Cp\,dt$ = 216 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 20515,5 Joule/mol
= 4901,0 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $NH_4H_2PO_4$

$\int Cp\,dt$ = 314 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)
= 29836,3 Joule/mol
= 7127,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(393,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (393,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (393,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (393,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 7160,1 Joule/mol
= 1710,5 Kkal/Kmol

Aliran 11 Keluar dari Granulator

Suhu bahan masuk = 70 °C = 343,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	2407,3963	40,0832	864,4508	34649,944
$(NH_4)_2SO_4$	20827,0554	157,6136	2321,5151	365902,247
$(NH_4)_2HPO$	21957,5896	190,8858	2449,9903	467668,280
KCl	16651,0837	223,3546	544,2021	121550,040
H_2O	13685,6675	759,4710	808,6628	614155,955
Total				1603926,467

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)

= 3618,6 Joule/mol

= 864,5 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)

= 9717,9 Joule/mol

= 2321,5 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)

= 10255,7 Joule/mol

= 2450,0 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)+ $\frac{1,3E\text{-}02}{2}$ J/mol K

(343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7E\text{-}07}{3}$ J/mol K (343,15 ³K

- 298,15 ³K)

= 2278,0 Joule/mol

= 544,2 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-4E\text{-}02}{2}$ J/mol K

(343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E\text{-}04}{3}$ J/mol K (343,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E\text{-}07}{4}$ J/mol K (343,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 3385,1 Joule/mol

= 808,66 Kkal/Kmol

Aliran 14 Keluar Granulator menuju Cyclone

Suhu bahan masuk = 70 °C = 343,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	266,9545	15,6755	392,5399	6153,2761
Total				6153,2761

1 Menghitung entalpi NH_3

$\int Cp\,dt$ = 33,6 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-1E-02}{2}$ J/mol K

(343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{8,9E-05}{3}$ J/mol K (343,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{-7E-08}{4}$ J/mol K (343,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

+ $\frac{1,9E-11}{5}$ J/mol K (343,15 ⁵ K - 298,15 ⁵K)

= 1.643,17 Joule/mol
= 392,5399 Kkal/Kmol

Reaksi 1 : $NH_3 + H_3PO_4 \longrightarrow NH_4H_2PO_4$

	NH_3	H_3PO_4	$NH_4H_2PO_4$
M	239,2	90,692	0
R	90,692	90,692	90,692146
S	148,51	0	90,692146

T saat masuk Granul = 70 °C = 70 + 273,15 = 343,15 K
T reference = 25 °C = 25 + 273,15 = 298,15 K
T saat keluar Granula = 70 °C = 70 + 273,15 = 343,15 K

Panas reaksi (T=25°C):

Komponen	n (kgmol)	Delta Hf	N x Delta Hf
NH_3	90,692146	-11039,65	-1001209,462
H_3PO_4	90,692146	-305442	-27701190,53
$NH_4H_2PO_4$	90,692146	-345371,7	-31322503,45

ΔH25 = (n x ΔHf produk) - (n x ΔHreaktan)
= -2620103,451 Kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	90,692146	608,5388	55189,69288
H_3PO_4	90,692146	864,5	78398,8968
Total			133588,5897

1 Menghitung entalpi NH_3

$\int Cp\,dt$ = 33,6 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-1E-02}{2}$ J/mol K

(343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{8,9E-05}{3}$ J/mol K (343,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{5E-07}{4}$ J/mol K (343,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

+ $\frac{1,9E-11}{5}$ J/mol K (343,15 ⁵ K - 298,15 ⁵K)

= 2.547,34 Joule/mol

= 608,5388 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_3PO_4

$\int Cp\,dt$ = 80 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)

= 3618,6 Joule/mol

= 864,5 Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
$NH_4H_2PO_4$	90,692146	2450,0	222194,8819
Total			222194,8819

1 Menghitung entalpi $NH_4H_2PO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)

= 10255,7 Joule/mol

= 2450,0 Kkal/Kmol

Reaksi 2 : $NH_3 + NH_4H_2PO_4 \longrightarrow (NH_4)_2HPO_4$

	NH_3	$NH_4H_2PO_4$	$(NH_4)_2HPO_4$
M	148,51	132,83201	0
R	132,83	132,83201	132,83201
S	15,676	0	132,83201

Panas reaksi (T=25°C):

Komponen	n (kgmol)	Delta Hf	N x Delta Hf
NH_3	132,83201	-11039,65	-1466418,763
$NH_4H_2PO_4$	132,83201	-345371,73	-45876421
$(NH_4)_2SO_4$	132,83201	-374491,5	-49744457,25

ΔH25 = (n x ΔHf produk) - (n x ΔHreaktan)
= -2401617,48 Kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH_3	132,83201	608,5388	80833,43625
$NH_4H_2PO_4$	132,83201	2450,0	325437,1403
Total			406270,5766

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(343{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (343{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} \text{ J/mol K} (343{,}15^3 \text{ K} - 298{,}15^3 \text{ K}) + \frac{5E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (343{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{ K}) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} \text{ J/mol K} (343{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{ K})$$

= 2.547,34 Joule/mol
= 608,5388 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $NH_4H_2PO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)
= 10255,7 Joule/mol
= 2450,0 Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
$(NH_4)_2HPO_4$	132,83201	2450,0	325437,1403
Total			325437,1403

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(343,15 K - 298,15 K)
= 10255,7 Joule/mol
= 2450,0 Kkal/Kmol

$\Delta H_{Reaktan}$ = (ΔH NH_3 + ΔH H_3PO_4) + (ΔH NH_3 + $NH_4H_2PO_4$)
= 539.859,1662 kkal/jam (Entalpi bahan masuk)

ΔH_{Produk} = (ΔH $NH_4H_2PO_4$) + (ΔH $(NH_4)_2HPO_4$)
= 547.632,0222 kkal/jam (Entalpi bahan keluar)

△Hrxn = $\Delta H_{R, Tref}$ + (ΔH_{Produk} - $\Delta H_{Reaktan}$)
= -5.021.720,9 + (547.632,022 - 539.859) kkal
= -5.021.720,9 + 7.772,8560 kkal
= -5.013.948,1 kkal
(Reaksi bersifat eksotermis, menghasilkan panas)

Neraca Energi Total
Entalpi bahan masuk+Q supply = Entalpi bahan keluar+ΔH reaksi+Q loss
asumsi Q loss : 5% Q supply
(Kehilangan maksimum = 10%) **(Ulrich; 432)**

Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi + 5% Q supply

Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi
2.568.837,876 kkal/j + 95% Q supply = 1.610.079,7426 kkal/jam + -5.013.948,075 kkal/jam
95% Q supply = -5.972.706,208 kkal/jam

$$Q\ supply = \frac{-5.972.706,208}{95\%}\ kkal/jam$$

Q supply = -6.287.059,167 kkal/jam

Tabel B.2 Neraca Panas Total Granulator

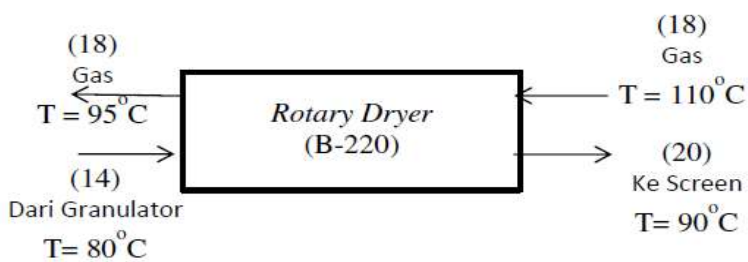
Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Bahan dari Reaktor			Produk Keluar reaktor		
H_3PO_4	=	535902,197	$CO(NH_2)_2$	=	34649,94
$(NH_4)_2SO_4$	=	367691,067	$(NH_4)_2SO_4$	=	365902,25
$NH_4H_2PO_4$	=	300358,189	$(NH_4)_2HPO$	=	467668,28
H_2O	=	1251821,023	KCl	=	121550,04
		2.455.772,48	H_2O	=	614155,95
					1603926,47
Bahan dari Penyimpanan			ΔH Reaksi	=	-5013948,08
NH_3	=	-40.847,36			
H_2O	=	-411,51	Gas NH3 menuju Scrubber		
		-41.258,87	NH3	=	6153,28

Bahan dari Pug Mill					
$(NH_4)_2SO_4$	=	63.910,93	Qloss	=	-314352,96
$NH_4H_2PO_4$	=	31.350,24			
$CO(NH_2)_2$	=	11.549,98			
KCl	=	40.357,11			
H_2O	=	7.156,01			
		154.324,27			
Qsupply	=	-6.287.059			
Total	**=**	**-3.718.221,3**	**Total**	**=**	**-3.718.221,3**

4. Rotary Dryer

Fungsi : Mengurangi kadar air di dalam pupuk NPK hingga mencapai 1,5%

Diagram Neraca Panas Rotary Dryer (B-220)



T saat bahan masuk :	Bahan	=	70	°C =	343	°K	=	158	°F
	Udara	=	110	°C =	383	°K	=	230	°F
T Reffrence		=	25	°C =	298	°K	=	77	°F
T saat bahan keluar :	Bahan	=	90	°C =	363	°K	=	194	°F
	Udara	=	90	°C =	363	°K	=	194	°F

Penentuan suhu panas keluar :

Tekanan	=	1	atm				
Suhu udara masuk	=	110	°C =	383	°K =	230	°F
Relative Humidity	=	2%					
Humidity udara masuk	=	0,02	lb H2O/ lb udara kering (Perry Fig.12-3)				

Perhitungan Suhu Wet Bulb :

Assumsi suhu wet bulb = 108 °C = 381 °K = 226 °F

Persamaan Badger hal 383 :

$$WW - WG = \frac{h_G}{29 \times \lambda \times k_G \times P} (t_G - t_W)$$

dimana,

W_W	=	humidity	226	°F =	0,02	lb H_2O/lb udara kering	
W_G	=	humidity	230	°F =	0,02	lb H_2O/lb udara kering	
h_G	=	heat transfer coefficient dari udara ke permukaan basah					
t_G	=	suhu udara panas masuk ke dryer = 230 °F					
t_W	=	suhu wet bulb = 226 °F					
k_G	=	mass transfer coefficient dari permukaan basah ke udara					
P	=	tekanan operasi					
λ	=	panas laten udara basah suhu = 226 °F = 2283 kj/kg					
		(Steam Table Smith Vannes) = 982 btu/lb					

Dari Badger hal 384 diketahui : $\frac{h_G}{29 \times k_G \times P} = 0,26$

$$W_W - W_G = \frac{h_G}{29 \times \lambda \times k_G \times P} (t_G - t_W)$$

$$= \frac{0,26 \times 3,96}{982}$$

$$= 0,00105$$

Ww - Wg = 0,00105

Ww - 0,02 = 0,00105 Ww - Wg = 0,00105

Ww = 0,00105 + 0,018

= 0,01915

Check : $W_W - W_G$ = 0,0191 - 0,0181

= 0,00105

Maka, asumsi t_W = 226 °F = 108 °C (Benar)

Perhitungan suhu udara panas masuk ke dryer (t_{G2}) :

$$NTU = \ln \left[\frac{(t_{G1} - t_W)}{(t_{G2} - t_W)} \right]$$ (Badger ; 508)

dimana, t_{G1} = suhu udara masuk (°I = 230 °F

t_{G2} = suhu udara keluar (°F)

t_W = suhu wet bulb 226 °F

NTU = total Number of Transfer Unit **(1,5 s/d 2; Badger,p.508),** ditetapkan = 1,5

Maka, $1,5 = \ln \left[\frac{230 - 226}{t_{G2} - 226} \right]$

$4,48 = \frac{230 - 226}{t_{G2} - 226}$

$t_{G2} = 226,924$ °F = 108,29 °C

Perhitungan enthalphy untuk padatan :

Aliran 11 Masuk dari Granulator

Padatan masuk

Suhu bahan masuk = 70 °C = 343,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$(NH_4)_2SO_4$	20827,0554	157,6136	2321,5151	365902,2473
$(NH_4)_2HPO_4$	21957,5896	166,2698	2449,9903	407359,3994
$CO(NH_2)_2$	2407,3963	40,0832	864,4508	34649,9439
KCl	16651,0837	223,3546	544,2021	121550,0403
H_2O	13685,6675	759,4710	808,6628	614155,9547
Total				1543617,586

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(343,15 K - 298,15 K

= 9717,9 Joule/mol

= 2321,5 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(343,15 K - 298,15 K

= 10255,7 Joule/mol

= 2450 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80 J/mol K(343,15 K - 298 K

= 3618,6 Joule/mol

= 864,45 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(343,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K

(343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (343,15 ³K

- 298,15 ³K)

= 2.278,03 Joule/mol

= 544,2021 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(343,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (343,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (343,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (343,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 3385,1 Joule/mol

= 808,66 Kkal/Kmol

Aliran 17 Keluar dari Rotary Dryer menuju Rotary Cooler

Suhu bahan masuk = 90 °C = 363,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$(NH_4)_2SO_4$	20410,5143	154,4613	3353,2995	517954,9589
$(NH_4)_2HPO_4$	21518,4378	162,9444	3538,8749	576639,8610
$CO(NH_2)_2$	2359,2484	39,2815	1248,6511	49048,9206
KCl	16318,0620	218,8875	788,1373	172513,4011
H_2O	941,7735	52,2627	1167,8900	61037,0593
Total				1377194,201

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$\int Cp\,dt$ = 216 J/mol K(363,15 K - 298,15 K

= 14036,9 Joule/mol

= 3353,3 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(363,15 K - 298,15 K

= 14813,7 Joule/mol

= 3538,9 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$\int Cp\,dt$ = 80 J/mol K(363,15 K - 298 K

= 5226,9 Joule/mol

= 1248,7 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

$\int Cp\,dt$ = 46,4 J/mol K(363,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K (363,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (363,15 ³K - 298,15 ³K)

= 3.299,14 Joule/mol

= 788,1373 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(363,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (363,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (363,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (363,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 4888,8 Joule/mol

= 1167,9 Kkal/Kmol

Aliran 19 Keluar ke Cyclone

Padatan keluar

Suhu bahan masuk = 90 °C = 363,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$(NH_4)_2SO_4$	416,5411	3,1523	3353,2995	10570,5094
$(NH_4)_2HPO_4$	439,1518	3,3254	3538,8749	11768,1604
$CO(NH_2)_2$	48,1479	0,8017	1248,6511	1000,9984
KCl	333,0217	4,4671	788,1373	3520,6817
H_2O	18,5529	1,0296	1167,8900	1202,4301
H_2O (g)	12725,3411	706,1788	525,2163	370896,6027
Total				398959,3826

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$\int Cp\,dt$ = 216 J/mol K(363,15 K - 298,15 K

= 14036,9 Joule/mol

= 3353,3 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

$\int Cp\,dt$ = 228 J/mol K(363,15 K - 298,15 K

= 14813,7 Joule/mol

= 3538,9 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$\int Cp\,dt$ = 80 J/mol K(363,15 K - 298 K

= 5226,9 Joule/mol

= 1248,7 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi KCl

$\int Cp\,dt$ = 46,4 J/mol K(363,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K (363,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (363,15 ³K - 298,15 ³K)

= 3.299,14 Joule/mol
= 788,1373 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O (l)

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(363{,}15\text{ K} - 298\text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2}\text{ J/mol K}(363{,}15^2\text{ K} - 298{,}15^2\text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3}\text{ J/mol K}(363{,}15^3\text{K} - 298{,}15^3\text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4}\text{ J/mol K}(363{,}15^4\text{ K} - 298{,}15^4\text{K})$$

= 4888,8 Joule/mol
= 1167,9 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi H_2O (g)

$$\int Cp\,dt = 33{,}9 \text{ J/mol K}(363{,}15\text{ K} - 298\text{ K}) + \frac{-8E\text{-}03}{2}\text{ J/mol K}(363{,}15^2\text{ K} - 298{,}15^2\text{ K}) + \frac{3{,}0E\text{-}05}{3}\text{ J/mol K}(363{,}15^3\text{K} - 298{,}15^3\text{K}) + \frac{-2E\text{-}08}{4}\text{ J/mol K}(363{,}15^4\text{ K} - 298{,}15^4\text{K}) + \frac{3{,}7E\text{-}12}{5}\text{ J/mol K}(363{,}15^5\text{ K} - 298{,}15^5\text{K})$$

= 2.198,56 Joule/mol
= 525,2163 Kkal/Kmol

Suhu udara masuk = 120 ºC = 393,2 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu 100ºC = 29,1074 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,1 Kj/ºK x (393 - 298)ºK
= 2765,2 kj
= 660,9 kkal

Suhu udara Keluar = 90 ºC = 363,15 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu = 29,1 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,1 Kj/ºK x (363 - 298)ºK
= 1891,9810 kj
= 452,1943 kkal

Neraca Panas Heater 2 Karbon Monoksida

	Panas Masuk	=	Panas Keluar		
△Hin	+ Qsupply	=	△H out	+	Qloss
1543617,5856	+ Qsupply	=	1776153,5834	+	5% Qloss
0,95	Qsupply	=	232535,9977		
	Qsupply	=	244774,7344	kkcal	
	Qloss	=	12238,7367	kkcal	

Neraca Energi Total =

Δ Bahan Masuk + Δ Udara Masuk		=	Δ Bahan Keluar + Δ Udara Keluar		
1543617,586 +	Δ Udara Masuk	=	1776153,5834 +	Δ Udara Keluar	
1543617,586 +	n ∫Cp dt	=	1776153,5834 +	n ∫Cp dt	
1543617,586 +	n 660,89938	=	1776153,5834 +	n 452,1943	
	208,70507 n	=	232535,9977		
	n udara	=	1114,1847	kmol	

Kebutuhan udara = 1114,1847 kmol/jam x 28,951 kg/kmol
= 32256,76199 kg/jam

Perhitungan Enthalpi udara :

Δ Udara Masuk = n ∫Cp dt
= 1114,1847 x 660,9
= 736363,993 kkal/jam

Δ Udara Keluar = n ∫Cp dt
= 1114,1847 x 452,194
= 503827,995 kkal/jam

Tabel B.3 Neraca Panas Total Rotary Dryer (B-220)

Energi Masuk (Kkal/jam)			**Energi Keluar (Kkal/jam)**		
Bahan dari Granulat			Produk Keluar Granulator		
$(NH_4)_2SO_4$	=	365902,247	$(NH_4)_2SO_4$	=	517954,96
$(NH_4)_2HPO$	=	407359,399	$(NH_4)_2HPO$	=	576639,86
$CO(NH_2)_2$	=	34649,944	$CO(NH_2)_2$	=	49048,92
KCl	=	121550,040	KCl	=	172513,40
H_2O	=	614155,955	H_2O	=	61037,06
		1.543.617,59			1377194,20

Udara Masuk = 736363,99	Debu ke Cyclone
	$(NH_4)_2SO_4$ = 10570,51
	$(NH_4)_2HPO$ = 11768,16
	$CO(NH_2)_2$ = 1001,00
	KCl = 3520,68
	H_2O = 1202,43
	370896,60
	398959,38
	Udara Keluar = 503828,00
Total = 2.279.981,6	**Total = 2.279.981,6**

5. Rotary Cooler (B-310)

Fungsi : Mendinginkan produk pupuk NPK sebelum ke proses coating dengan menggunakan udara

Aliran 21 Masuk dari Rotary Dryer

Suhu bahan masuk = 90 °C = 363,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	16328,4114	271,8683	1248,6511	339468,6879
KCl	17214,7502	230,9155	788,1373	181993,1255
$(NH_4)_2SO_4$	1887,3987	14,2833	3353,2995	47896,2709
$(NH_4)_2HPO_4$	13054,4496	98,8524	3538,8749	349826,3252
H_2O	753,4188	41,8101	1167,8900	48829,6474
Total				968014,057

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

$\int Cp\, dt$ = 80,4 J/mol K(363,15 K - 298,15 K

= 5226,9 Joule/mol

= 1248,7 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

$\int Cp\, dt = 46{,}4 \text{ J/mol K}(363{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (363{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{7{,}0E\text{-}07}{3} \text{ J/mol K} (363{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K})$

= 3.299,14 Joule/mol

= 788,1373 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(363,15 K - 298 K
= 14036,9 Joule/mol
= 3353,3 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(363,15 K - 298 K
= 14813,7 Joule/mol
= 3538,9 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(363,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K
(363,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (363,15 ³K
- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (363,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)
= 4888,8 Joule/mol
= 1167,9 Kkal/Kmol

Aliran 26 Keluar dari Rotary Cooler menuju Screen

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	1868,5247	31,1110	672,3506	20917,4781
KCl	12923,9051	173,3589	422,7123	73280,9293
$(NH_4)_2SO_4$	16165,1273	122,3333	1805,6228	220887,8686
$(NH_4)_2HPO_4$	17042,6027	129,0520	1905,5480	245914,7222
H_2O	745,8846	41,3920	629,2801	26047,1870
Total				587048,1853

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(333,15 K - 298,15 K
= 2814,5 Joule/mol
= 672,35 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K
(333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (333,15 ³K
- 298,15 ³K)
= 1.769,47 Joule/mol
= 422,7123 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7558,3 Joule/mol
= 1805,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7976,6 Joule/mol
= 1905,5 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (333,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (333,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)
= 2634,2 Joule/mol
= 629,28 Kkal/Kmol

Aliran 25 Keluar menuju Cyclone

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	18,8740	0,3143	672,3506	211,2877
KCl	130,5445	1,7511	422,7123	740,2114
$(NH_4)_2SO_4$	163,2841	1,2357	1805,6228	2231,1906
$(NH_4)_2HPO_4$	172,1475	1,3036	1905,5480	2483,9871
H_2O	7,5342	0,4181	629,2801	263,1029
Total				5929,7796

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(333,15 K - 298,15 K
= 2814,5 Joule/mol
= 672,35 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K (333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (333,15 ³K - 298,15 ³K)
= 1.769,47 Joule/mol
= 422,7123 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7558,3 Joule/mol
= 1805,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7976,6 Joule/mol
= 1905,5 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(333{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K}(333{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K}(333{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K}(333{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 2634,2 Joule/mol
= 629,28 Kkal/Kmol

Suhu udara masuk = 27 ºC = 300,2 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu 100ºC = 29,302 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,3 Kj/ºK x (300 - 298)ºK
= 58,603 kj
= 14,007 kkal

Suhu udara Keluar = 60 ºC = 333,15 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu = 29,3 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,3 Kj/ºK x (333 - 298)ºK
= 1025,5560 kj
= 245,1138 kkal

Neraca Energi Total =

Δ Bahan Masuk + Δ Udara Masuk = Δ Bahan Keluar + Δ Udara Keluar
968014,057 + Δ Udara Masuk = 592977,9650 + Δ Udara Keluar
968014,057 + n ∫Cp dt = 592977,9650 + n ∫Cp dt
968014,057 + n 14,00650 = 592977,9650 + n 245,1138
-231,10727 n = -375036,0920
n udara = 1622,7793 kmol

Kebutuhan udara = 1622,7793 kmol/jan x 28,951 kg/kmol
= 46981,08414 kg/jam

Perhitungan Enthalpi udara :
Δ Udara Masuk = n ∫Cp dt
= 1622,7793 x 14,007
= 22729,460 kkal/jam

Δ Udara Keluar = n ∫Cp dt
= 1622,7793 x 245,114
= 397765,552 kkal/jam

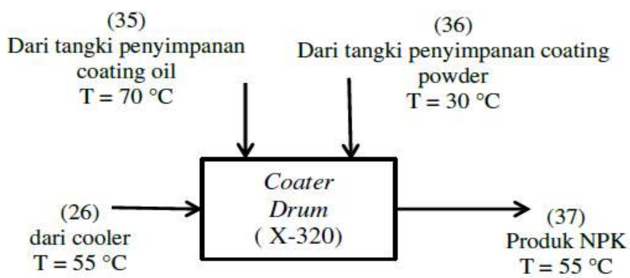
Tabel B.4 Neraca Panas Total Rotary Cooler (B-310)

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Bahan dari Rotary I			Produk Keluar		
$CO(NH_2)_2$	=	339468,688	$CO(NH_2)_2$	=	20917,48
KCl	=	181993,126	KCl	=	73280,93
$(NH_4)_2SO_4$	=	47896,271	$(NH_4)_2SO_4$	=	220887,87
$(NH_4)_2HPO$	=	349826,325	$(NH_4)_2HPO$	=	245914,72
H_2O	=	48829,647	H_2O	=	26047,19
		968.014,06			587048,19
Udara Masuk	=	22729,460	Debu ke Scrubber		
			$(NH_4)_2SO_4$	=	211,29
			$(NH_4)_2HPO$	=	740,21
			$CO(NH_2)_2$	=	2231,19
			KCl	=	2483,99
			H_2O	=	263,10
					5929,78
			Udara Keluar	=	397765,55
Total	**=**	**990.743,5**	**Total**	**=**	**990.743,5**

6. Coater Drum (X-320)

Fungsi : Melapisi produk NPK dengan coating oil dan coating powder agar tidak terjadi caking.

Diagram Neraca Panas Coater Drum (X-320)



Aliran 26 Masuk dari Rotary Cooler

Suhu bahan masuk = 60 °C = 333,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	16165,1273	269,1496	672,3506	180962,9236
KCl	17042,6027	228,6063	422,7123	96634,7055
$(NH_4)_2SO_4$	1868,5247	14,1405	1805,6228	25532,3967
$(NH_4)_2HPO_4$	12923,9051	97,8639	1905,5480	186484,3411
H_2O	745,8846	41,3920	629,2801	26047,1870
Total				515661,5539

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(333,15 K - 298,15 K
= 2814,5 Joule/mol
= 672,35 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{1E\text{-}02}{2}$ J/mol K

(333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7{,}0E\text{-}07}{3}$ J/mol K (333,15 ³K

- 298,15 ³K)
= 1.769,47 Joule/mol
= 422,7123 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7558,3 Joule/mol
= 1805,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 7976,6 Joule/mol
= 1905,5 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K
(333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (333,15 ³K
- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (333,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)
= 2634,2 Joule/mol
= 629,28 Kkal/Kmol

Aliran 36 Masuk dari Bin Coating Powder

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
Coating Powder	111,1111	0,4304	277,3531	119,3717

1 Menghitung entalpi Coating Powder

∫Cp dt = 232 J/mol K(303,15 K - 298 K
= 1161,0 Joule/he
= 277,35 Kkal/Kmol

Aliran 35 Masuk dari Tangki Coating Oil

Suhu bahan masuk = 70 °C = 343,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
Coating Oil	121,2121	0,5363	4867,6541	2610,7021

1 Menghitung entalpi Coating Oil

∫Cp dt = 453 J/mol K(343,15 K - 298 K
= 20376,0 Joule/mol
= 4867,7 Kkal/Kmol

Aliran 37 Keluar dari Rotary Drum

Suhu bahan masul = 35 °C = 308,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	16165,1273	269,1496	192,1002	51703,6925
KCl	17042,6027	228,6063	120,3782	27519,2277
$(NH_4)_2SO_4$	1868,5247	14,1405	515,8922	7294,9705
$(NH_4)_2HPO_4$	12923,9051	97,8639	544,4423	53281,2403
H_2O	745,8846	41,3920	180,2343	7460,2655
Coating Powder	111,1111	0,4304	277,3531	119,3717
Coating Oil	121,2121	0,5363	4867,6541	2610,702
Total				149989,470

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(308,15 K - 298 K

= 804,1 Joule/mc = 192,1 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

$$\int Cp\,dt = 46{,}4 \text{ J/mol K}(308{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (308{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{7{,}0E\text{-}07}{3} \text{ J/mol K} (308{,}15^3 \text{ K} - 298{,}15^3 \text{ K})$$

= 503,90 Joule/mol

= 120,3782 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(308,15 K - 298 K

= 2159,5 Joule/mol

= 515,89 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(308,15 K - 298 K

= 2279,0 Joule/mol

= 544,44 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(308{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (308{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (308{,}15^3 \text{ K} - 298{,}15^3 \text{ K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (308{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{ K})$$

= 754,5 Joule/mol

= 180,23 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi Coating Powder

∫Cp dt = 232 J/mol K(308,15 K - 298 K
= 2322,0 Joule/mol
= 554,71 Kkal/Kmol

7 Menghitung entalpi Coating Oil

∫Cp dt = 453 J/mol K(308,15 K - 298 K
= 4528,0 Joule/mol
= 1081,7 Kkal/Kmol

Suhu udara masuk = 45 ºC = 318,2 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu 100ºC = 29,302 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,3 Kj/ºK x (318 - 298)ºK
= 586,03 kj
= 140,07 kkal

Suhu udara Keluar = 55 ºC = 328,15 ºK
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K
Cp udara pada suhu = 29,3 Kj/ºK
Udara = Cp x ΔT
= 29,3 Kj/ºK x (328 - ####)ºK
= 879,0480 kj
= 210,0975 kkal

Neraca Energi Total =

Δ Bahan Masuk + Δ Udara Masuk		=	Δ Bahan Keluar + Δ Udara Keluar	
518391,6277 +	Δ Udara Masuk	=	149989,4704 +	Δ Udara Keluar
518391,6277 + n	∫Cp dt	=	149989,4704 + n	∫Cp dt
518391,6277 + n	140,06501	=	149989,4704 + n	210,0975
	-70,03250 n	=	-368402,1574	
	n udara	=	5260,4453	kmol

Kebutuhan udara = 5260,4453 kmol/jan x 28,951 kg/kmol
= 152295,1505 kg/jam

Perhitungan Enthalpi udara :
Δ Udara Masuk = n ∫Cp dt
= 5260,4453 x 140,07
= 736804,315 kkal/jam

Δ Udara Keluar = n ∫ Cp dt
= 5260,4453 x 210,098
= 1105206,472 kkal/jam

Tabel B.5 Neraca Panas Total Coater Drum (X-320)

Masuk (Kkal)		Keluar (Kkal)	
ΔH26	515661,554	ΔH37	149989,4704
ΔH36	119,372	Udara	1105206,4721
ΔH35	2610,702		
Udara	736804,315		
Total	1255195,942	Total	1255195,942

Energi Masuk (Kkal/jam)			**Energi Keluar (Kkal/jam)**		
Bahan dari Rotary (			Produk NPK		
$CO(NH_2)_2$	=	180962,924	$CO(NH_2)_2$	=	51703,69
KCl	=	96634,705	KCl	=	27519,23
$(NH_4)_2SO_4$	=	25532,397	$(NH_4)_2SO_4$	=	7294,97
$(NH_4)_2HPO$	=	186484,341	$(NH_4)_2HPO$	=	53281,24
H_2O	=	26047,187	H_2O	=	7460,27
		515.661,55	Coating Pov	=	119,37
			Coating Oil	=	2610,70
Coating Oil	=	2610,702			149989,47
Coating Pov	=	119,372	Udara Kelu	=	1105206,472
Udara Masu	=	736804,315			
Total	**=**	**1.255.195,9**	**Total**	**=**	**1.255.195,9**

7. Cooler (E-312)

Fungsi : Menurunkan suhu udara sebelum masuk Rotary Dryer
menghitung entalpi masuk heater
Suhu bahan masul = 0 °C = 273,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	7108,7441	417,4248	-4471,119	-1866355,780
Total				-1866355,780

1 Menghitung entalpi NH_3

∫Cp dt = 488 J/mol K(273,15 K - 298,15 K)+ $\frac{3E+00}{2}$ J/mol K

(273,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-1E-02}{3}$ J/mol K (273,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{2E-05}{4}$ J/mol K (273,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= -18.716,10 Joule/mol
= -4471,1188 Kkal/Kmol

Aliran Keluar

Suhu bahan keluar = 5 °C = 278,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	7108,7441	417,4248	-170,7668	-71282,2780
Total				-71282,2780

1 Menghitung entalpi NH_3

∫Cp dt = 33,6 J/mol K(278,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-1E-02}{2}$ J/mol K

(278,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{8,9E-05}{3}$ J/mol K (278,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{-7E-08}{4}$ J/mol K (278,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

+ $\frac{1,9E-11}{5}$ J/mol K (278,15 ⁵ K - 298,15 ⁵K)

= -714,83 Joule/mol
= -170,7668 Kkal/Kmol

Neraca Panas Heater 2 Karbon Monoksida

Panas Masuk = Panas Keluar
△Hin + Qsupply = △H out + Qloss
-1866355,7796 + Qsupply = -71282,2780 + 5% Qsupply
0,95 Qsupply = 1795073,5016
Qsupply = 1889551,0543 kkcal
Qloss = 94477,5527 kkcal

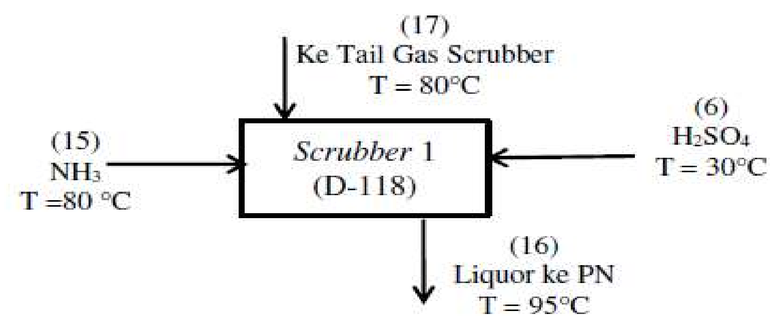
Tabel B.6 Neraca panas total pada Cooler (E-312)

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Larutan ammonia dari tangl			Larutan ammonia ke reakto		
H_2SO_4	=	-1.866.355,78	H_2SO_4	=	-71.282,28
Q supply	=	1.889.551,05	Q loss	=	94.477,55
TOTAL	**=**	**23.195,27**	**TOTAL**	**=**	**23.195,27**

8. Granulator Pre-Scrubber (D-118)

Fungsi : Menyerap gas NH3 yang lepas dari granulator

Diagram Neraca Panas Granulator Pre-Scrubber (D-118)



Aliran 15 Masuk dari Granulator

Suhu bahan masul = 70 °C = 343,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	407,3571	23,9200	392,5399	9389,5423
Total				9389,5423

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(343{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K}$$

$$(343{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} \text{ J/mol K } (343{,}15^3 \text{K}$$

$$- 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{-7E\text{-}08}{4} \text{ J/mol K } (343{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

$$+ \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} \text{ J/mol K } (343{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{K})$$

= 1.643,17 Joule/mol

= 392,5399 Kkal/Kmol

Aliran 6 Masuk dari Tangki Asam Sulfat

Suhu bahan masuk = 30 °C = 303,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
H_2SO_4	787,0917	8,0250	4652,4210	37335,6653
H_2O	16,0631	0,8914	90,1783	80,3853
Total				37416,0506

1 Menghitung entalpi H_2SO_4

$\int Cp\,dt$ = 26 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{7{,}0E\text{-}01}{2}$ J/mol K (303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{2E\text{-}03}{3}$ J/mol K (303,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{1{,}3E\text{-}04}{4}$ J/mol K (303,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 19475,0 Joule/mol
= 4652,4 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-4E\text{-}02}{2}$ J/mol K (303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E\text{-}04}{3}$ J/mol K (303,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5E\text{-}07}{4}$ J/mol K (303,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 377,49 Joule/mol
= 90,1783 Kkal/Kmol

Aliran 16 Keluar dari Granulator Scrubber

Suhu bahan keluar = 95 °C = 368,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$(NH_4)_2SO_4$	1060,4231	8,0250	3611,2457	28980,2361
H_2O	16,0631	0,8914	1257,9161	1121,3112
Total				30101,5473

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$\int Cp\,dt$ = 216 J/mol K(368,15 K - 298 K

= 15116,7 Joule/mol
= 3611,2 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(368,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K (368,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (368,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{5E-07}{4}$ J/mol K (368,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 5.265,64 Joule/mol

= 1257,9161 Kkal/Kmol

Aliran 17 Keluar Menuju Tail Gas Scrubber

Suhu bahan masul = 95 °C = 368,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	134,0257	7,8700	615,9830	4847,7710
Total				4847,7710

1 Menghitung entalpi NH_3

$\int Cp\,dt$ = 33,6 J/mol K(368,15 K - 298,15 K)+ $\frac{-1E-02}{2}$ J/mol K (368,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{8,9E-05}{3}$ J/mol K (368,15 ³K - 298,15 ³K) + $\frac{-7E-08}{4}$ J/mol K (368,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K) + $\frac{1,9E-11}{5}$ J/mol K (368,15 ⁵ K - 298,15 ⁵K)

= 2.578,50 Joule/mol

= 615,9830 Kkal/Kmol

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	23,92	8,025	0
R	16,05	8,025	8,0249971
S	7,87	0	8,0249971

T saat masuk reaktor = 95 °C = 95 + 273,15 = 368,15 K

T reference = 25 °C = 25 + 273,15 = 298,15 K

T saat keluar reaktor = 95 °C = 95 + 273,15 = 368,15 K

Panas reaksi pada keadaan standar (25°C) :

Komponen	n (kgmol)	Delta Hf	N x Delta Hf
NH_3	16,049994	-11039,65	-177186,3034
H2SO4	8,0249971	-193905,5	-1556090,924
(NH4)2SO4	8,0249971	-280370,9	-2249975,672

$\Delta H25 = (n \times \Delta Hf\ produk) - (n \times \Delta Hreaktan)$
$= -516698,4453$ Kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH3	16,049994	615,9830	9886,52315
H2SO4	8,0249971	88021,4	706371,2283
Total			716257,7515

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33,6 \text{ J/mol K}(368,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{-1E-02}{2} \text{ J/mol K} (368,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{8,9E-05}{3} \text{ J/mol K} (368,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{-7E-08}{4} \text{ J/mol K} (368,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K}) + \frac{1,9E-11}{5} \text{ J/mol K} (368,15^5 \text{ K} - 298,15^5 \text{K})$$

$= 2.578,50$ Joule/mol
$= 615,9830$ Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26 \text{ J/mol K}(368,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{7,0E-01}{2} \text{ J/mol K} (368,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{2E-03}{3} \text{ J/mol K} (368,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{1,3E-04}{4} \text{ J/mol K} (368,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

$= 368457,4472$ Joule/mol
$= 88021,3682$ Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
(NH4)2SO4	8,0249971	3611,2	28980,23614
Total			28980,23614

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(368,15 K - 298,15 K)
= 15116,7 Joule/mol
= 3611,2 Kkal/Kmol

$\Delta H_{Reaktan}$ = $(\Delta H\ NH_3 + \Delta H\ H_3PO_4) + (\Delta H\ NH_3 + \Delta H\ H_2SO_4)$
= 716.257,7515 kkal/jam (Entalpi bahan masuk)

ΔH_{Produk} = $(\Delta H\ (NH_4)_2SO_4) + (\Delta H\ NH_4H_2PO_4)$
= 28.980,2361 kkal/jam (Entalpi bahan keluar)

△Hrxn = $\Delta H_{R,\ Tref} + (\Delta H_{Produk} - \Delta H_{Reaktan})$
= -516.698,4 + (28.980,236 - 716.258)
= -516.698,4 + -687.277,5153 kkal
= -1.203.976,0 kkal
(Reaksi bersifat eksotermis, menghasilkan panas)

Neraca Energi Total

Entalpi bahan masuk+Q supply = Entalpi bahan keluar+ΔH reaksi+Q loss
asumsi Q loss : 5% Q supply
(Kehilangan maksimum = 10%) **(Ulrich; 432)**

Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi + 5% Q supply

Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi
46.805,593 kkal/j + 95% Q supply = 34.949,3183 kkal/jam + -1.203.975,961 kkal/jam
95% Q supply = -1.215.832,235 kkal/jam

$$Q\ supply = \frac{-1.215.832,235}{95\%}\ kkal/jam$$

Q supply = -1.279.823,405 kkal/jam

Tabel B.7 Neraca Panas Total Granulator Scrubber (D-118)

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Bahan dari Granula			Recycle ke Reaktor		
NH_3	=	9389,542	$(NH_4)_2SO_4$	=	28980,24
			H_2O	=	1121,31
Bahan dari Penyimpanan					30101,55
H_2SO_4	=	37335,665			
H_2O	=	80,385	Sisa ammonia ke Tail Gas		
		37416,051	NH_3	=	4847,771
Qsupply	=	-1279823,405			
			ΔH Reaksi	=	-1203975,961
			Qloss	=	-63991,170
Total	**=**	**-1.233.017,8**	**Total**	**=**	**-1.233.017,8**

1. TANGKI PENGENCERAN

Laruatan H2SC 98%	MIXER	Larutan H2SO4 66%
Air Proses		

Kondisi operasi :
Tekanan opera = 1 atm
Suhu operasi = 30 °C
Entalpi bahan masuk + ΔH pelarutan = Entalpi bahan keluar
T saat masuk tang = 30 °C = 303,15 °K
T reference = 25 °C = 298,15 °K

Entalpi Bahan Masuk

1. Entalpi Larutan H_2SO_4 98% dari tangki penyimpanan pada suł 30 ^oC

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_2SO_4	3246,6639	33,1022	4652,4210	154005,38
H_2O	66,2584	3,6769	90,1783	331,58
Total				154336,96

2 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26 \text{ J/mol K}(303,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K}) + \frac{7E\text{-}01}{2} \text{ J/mol K} (303,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{2E\text{-}03}{3} \text{ J/mol K} (303,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{1,3E\text{-}04}{4} \text{ J/mol K} (303,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

$= 19475,03434$ Joule/mol

$= 4652,421009$ Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92,1 \text{ J/mol K}(303,15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (303,15^2 \text{ K} - 298,15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (303,15^3 \text{K} - 298,15^3 \text{K}) + \frac{5,3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (303,15^4 \text{ K} - 298,15^4 \text{K})$$

$= 377,5$ Joule/mol

$= 90,178$ Kkal/Kmol

Entalpi total = ΔH H_2SO_4 + ΔH H_2O

= 154.005,38 + 331,58

= 154.336,96 Kkal/jam

2. Entalpi air proses pada suhu 30 ^oC

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_2O	1606,2654	16,3771	90,1783	1476,86
Total				1476,86

5 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\,dt$ = 92,1 J/mol K(303,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K

(303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (303,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (303,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 377,5 Joule/mol
= 90,178 Kkal/Kmol

Entalpi total = ΔH H_2SO_4 + ΔH H_2O
Bahan masuk = 154.336,96 + 1.476,86
= 155.813,82 Kkal/jam

Panas pengenceran bahan ΔHs
Berdasarkan **Perry 8[ed] tabel 2-14**7 diketahui :
Panas pengenceran H_2SO_4 (ΔHs) = 2360 Kkal/kmol

ΔHs H_2SO_4 = $\frac{m\ H_2SO_4}{BM\ H_2SO_4}$ x ΔHs

= $\frac{3246,66 \text{ kg/jam}}{98,08 \text{ kg/kmol}}$ x 2360 Kkal/kmol
= 78121,195 Kkal/jam

Q loss = 5% x Entalpi total bahan masuk
= 5% x 155.813,82 **(Ulrich, 423)**
= 7790,690755 kkal/jam

Entalpi Bahan Keluar
Entalpi larutan H_2SO_4 keluar tangki
Data neraca massa :

Komponen	Massa	n	Cp dT	ΔH
	(Kg)	(Kmol)	(Kkal/Kmol)	(Kkal)
H_2SO_4	3246,6639	33,1022	4652,4210	154005,38
H_2O	1672,5238	92,8149	90,1783	8369,89
Total				162375,26

ΔH bahan keluar :
T ref = 25 °C = 298,15 K
T = 30 °C = 303,15 K

2 Menghitung entalpi H_2SO_4

$\int Cp\,dt$ = 26 J/mol K(303,15 K - 298,15 K)+ $\frac{7E-01}{2}$ J/mol K

(303,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{2E-03}{3}$ J/mol K (303,15 ³K

$- \; 298{,}15^3 \; K) + \frac{1{,}3E\text{-}04}{4} \; J/mol\,K \; (303{,}15^4 \; K - 298{,}15^4 \; K)$

= 19475,03 Joule/mol

= 4652,421009 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \; J/mol\,K(303{,}15 \; K - 298 \; K) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \; J/mol\,K \; (303{,}15^2 \; K - 298{,}15^2 \; K) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \; J/mol\,K \; (303{,}15^3 \; K - 298{,}15^3 \; K) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \; J/mol\,K \; (303{,}15^4 \; K - 298{,}15^4 \; K)$$

= 377,5 Joule/mol

= 90,178 Kkal/Kmol

Entalpi total = ΔH H_2SO_4 + ΔH H_2O

= 154.005,38 + 8.369,89

= 162.375,26 Kkal/jam

Neraca Energi Total

Entalpi total bahan masuk + ΔH r = Entalpi total bahan keluar + Q serap

155.813,82 + 78.121,19 = 162.375,26 + Q serap

233.935,01 = 162.375,26 + Q serap

Q serap = 71.559,75 kkal/jam

Sehingga, Jumlah panas yang diserap oleh air pendingin adalah :

Q serap = 71.559,75 kkal/jam

Kebutuhan Air Pendingin:

Suhu air pendingin mas	= 30	°C	**(Ulrich : 427)**
Suhu air pendingin kelu	= 45	°C	**(Ulrich : 427)**
Cp air pendingin	= 0,9987	kkal/kg.°C	**(Perry 6^ed^; fig 3-11)**

Q serap = m . Cp . ΔT

$$M \text{ air pendingin} = \frac{Q\ serap}{Cp\ .\ \Delta T} = \frac{71.559{,}75}{0{,}9987 \times 15} = 4.776{,}86 \text{ Kg/jam}$$

NERACA ENERGI TANGKI PENGENCERAN ASAM SULFAT

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Larutan H_2SO_4 98% dari tangki			Larutan H_2SO_4 66% ke HE		
H_2SO_4	=	154.005,38	H_2SO_4	=	154.005,38
H_2O	=	331,58	H_2O	=	8.369,89
Air Proses					
H_2O	=	1.476,86			
Panas pelarutan			Q serap	=	71.559,75
H_2SO	=	78.121,19			
TOTAL	**=**	**233.935,01**	**TOTAL**	**=**	**233.935,01**

9. Tail Gas Scrubber (D-315)

Fungsi : Menyerap gas ammonia yang lepas dari pre-Scrubber dan debu dari dryer scrubber

Diagram Neraca Panas Tail Gas Scrubber (D-315)

Aliran 31 Masuk dari Cyclone

Suhu bahan masul = 50 °C = 323,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	1,3404	0,0223	480,2504	10,7184
KCl	9,2713	0,1244	301,5404	37,5007
$(NH_4)_2SO_4$	11,5965	0,0878	1289,7306	113,1858
$(NH_4)_2HPO_4$	12,2260	0,0926	1361,1057	126,0098
H_2O	0,5217	0,0290	449,8376	13,0244
Udara Dryer	12725,3411	439,2593	173,8378	76359,8623
Udara Cooler	46981,0841	1621,7150	173,8378	281915,359
Total				358575,661

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(323,15 K - 298 K

= 2010,3 Joule/mol

= 480,25 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46,4 J/mol K(323,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K

(323,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (323,15 ³K

- 298,15 ³K)

= 1.262,25 Joule/mol

= 301,5404 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(323,15 K - 298 K
= 5398,8 Joule/mol
= 1289,7 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(323,15 K - 298 K
= 5697,6 Joule/mol
= 1361,1 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (323{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (323{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (323{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 1883,0 Joule/mol
= 449,84 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi Udara

∫Cp dt = 29,1 J/mol K(323,15 K - 298 K
= 727,7 Joule/mol
= 173,84 Kkal/Kmol

Aliran 17 Masuk dari Granulator Scrubber

Suhu bahan masul = 95 °C = 368,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	134,0257	7,8700	615,9830	4847,7710
Total				4847,7710

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\,dt = 33{,}6 \text{ J/mol K}(368{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (368{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} \text{ J/mol K} (368{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{-7E\text{-}08}{4} \text{ J/mol K} (368{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K}) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} \text{ J/mol K} (368{,}15^5 \text{ K} - 298{,}15^5 \text{K})$$

= 2.578,50 Joule/mol
= 615,9830 Kkal/Kmol

Aliran 5 Masuk dari Tangki Pengenceran

Suhu bahan masul = 30 °C = 303,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
H_2SO_4	15,7418	0,1605	4652,4210	746,7133
H_2O	72,0109	3,9962	90,1783	360,3675
Total				1107,0808

1 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26\ \text{J/mol K}(303{,}15\ \text{K} - 298{,}15\ \text{K}) + \frac{7{,}0E\text{-}01}{2}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^2\ \text{K} - 298{,}15^2\ \text{K}) + \frac{2E\text{-}03}{3}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^3\text{K} - 298{,}15^3\text{K}) + \frac{1{,}3E\text{-}04}{4}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^4\ \text{K} - 298{,}15^4\text{K})$$

= 19475,0 Joule/mol
= 4652,4 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1\ \text{J/mol K}(303{,}15\ \text{K} - 298{,}15\ \text{K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^2\ \text{K} - 298{,}15^2\ \text{K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^3\text{K} - 298{,}15^3\text{K}) + \frac{5E\text{-}07}{4}\ \text{J/mol K}\ (303{,}15^4\ \text{K} - 298{,}15^4\text{K})$$

= 377,49 Joule/mol
= 90,1783 Kkal/Kmol

Aliran 32 Keluar Menuju Dust Tank

Suhu bahan masul = 85 °C = 358,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	1,3136	0,0219	1152,6010	25,2096
KCl	9,0859	0,1219	727,0340	88,6084
$(NH_4)_2SO_4$	32,5730	0,2465	3095,3534	763,0170
$(NH_4)_2HPO_4$	11,9815	0,0907	3266,6538	296,3751
H_2O	72,5327	4,0251	1077,9733	4338,9719
Total				5512,1820

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 4824,8 Joule/mol
= 1152,6 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46 J/mol K(358,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K
(358,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (358,15 ³K
- 298,15 ³K)
= 3.043,36 Joule/mol
= 727,0340 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 12957,1 Joule/mol
= 3095,4 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 13674,2 Joule/mol
= 3266,7 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(358,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K
(358,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (358,15 ³K
- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (358,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)
= 4512,4 Joule/mol
= 1078 Kkal/Kmol

Aliran 33 Keluar menuju Atmosfer

Suhu bahan masul = 85 °C = 358,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
NH_3	129,1057	7,5811	526,1256	3988,5977
Udara Dryer	12725,3411	439,2593	417,2107	183263,6696
Udara Cooler	46981,0841	1621,7150	417,2107	676596,8627
Total				863849,1300

1 Menghitung entalpi NH_3

∫Cp dt = 33,6 J/mol K(358,15 K - 298,15 K)+ -1E-02 J/mol K

$(358{,}15^2 K - 298{,}15^2 K) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3} J/mol K (358{,}15^3 K - 298{,}15^3 K) + \frac{-7E\text{-}08}{4} J/mol K (358{,}15^4 K - 298{,}15^4 K) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5} J/mol K (358{,}15^5 K - 298{,}15^5 K)$

= 2.202,36 Joule/mol
= 526,1256 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 4824,8 Joule/mol
= 1152,6 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi KCl

$\int Cp\, dt = 46 J/mol K(358{,}15 K - 298 K) + \frac{1E\text{-}02}{2} J/mol K (358{,}15^2 K - 298{,}15^2 K) + \frac{7{,}0E\text{-}07}{3} J/mol K (358{,}15^3 K - 298{,}15^3 K)$

= 3.043,36 Joule/mol
= 727,0340 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 12957,1 Joule/mol
= 3095,4 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 13674,2 Joule/mol
= 3266,7 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi H_2O

$\int Cp\, dt = 92{,}1 J/mol K(358{,}15 K - 298 K) + \frac{-4E\text{-}02}{2} J/mol K (358{,}15^2 K - 298{,}15^2 K) + \frac{-2E\text{-}04}{3} J/mol K (358{,}15^3 K - 298{,}15^3 K) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} J/mol K (358{,}15^4 K - 298{,}15^4 K)$

= 4512,4 Joule/mol
= 1078 Kkal/Kmol

7 Menghitung entalpi Udara

∫Cp dt = 29 J/mol K(358,15 K - 298 K
= 1746,4 Joule/mol

= 417,21 Kkal/Kmol

Reaksi 1 : $2\ NH_3 + H_2SO_4 \longrightarrow (NH_4)_2SO_4$

	$2\ NH_3$	H_2SO_4	$(NH_4)_2SO_4$
M	7,87	0,16	0,00
R	0,29	0,16	0,16
S	7,58	0,00	0,16

T saat masuk reaktor = 50 °C = 50 + 273,15 = 323,15 K
T reference = 25 °C = 25 + 273,15 = 298,15 K
T saat keluar reaktor = 50 °C = 50 + 273,15 = 323,15 K

Panas Reaksi pada keadaan standar (25°C):

Komponen	n (kgmol)	Delta Hf	N x Delta Hf
NH_3	0,2888999	-11039,65	-3189,353462
H_2SO_4	0,1604999	-193905,5	-31121,81847
$(NH_4)_2SO_4$	0,1604999	-280370,9	-44999,51344

ΔH25 = (n x ΔHf produk) - (n x ΔHreaktan)
= -10688,34151 Kkal

Perhitungan Entalpi Reaksi

1. Reaktan yang bereaksi

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
NH3	0,2888999	216,5977	62,57504835
H2SO4	0,1604999	25552,0	4101,094187
Total			4163,669235

1 Menghitung entalpi NH_3

$$\int Cp\ dt = 33{,}6\ \text{J/mol K}(323{,}15\ \text{K} - 298{,}15\ \text{K}) + \frac{-1E\text{-}02}{2}\ \text{J/mol K}\ (323{,}15^2\ \text{K} - 298{,}15^2\ \text{K}) + \frac{8{,}9E\text{-}05}{3}\ \text{J/mol K}\ (323{,}15^3\ \text{K} - 298{,}15^3\ \text{K}) + \frac{-7E\text{-}08}{4}\ \text{J/mol K}\ (323{,}15^4\ \text{K} - 298{,}15^4\ \text{K}) + \frac{1{,}9E\text{-}11}{5}\ \text{J/mol K}\ (323{,}15^5\ \text{K} - 298{,}15^5\ \text{K})$$

= 906,68 Joule/mol
= 216,5977 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi H_2SO_4

$$\int Cp\,dt = 26 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K}) + \frac{7{,}0E\text{-}01}{2} \text{ J/mol K}$$

$$(323{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{2{,}1E\text{-}03}{3} \text{ J/mol K} (323{,}15^3 \text{K}$$

$$- 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{1{,}3E\text{-}04}{4} \text{ J/mol K} (323{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 106960,6628 Joule/mol
= 25551,9978 Kkal/Kmol

2. Produk yang hasilkan

Komponen	n	Cp dT	△Hf
	(kmol)	(Kkal/kmol)	(Kkal)
(NH4)2SO4	0,1604999	1289,7	207,0016867
Total			207,0016867

1 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

$$\int Cp\,dt = 216 \text{ J/mol K}(323{,}15 \text{ K} - 298{,}15 \text{ K})$$

= 5398,8 Joule/mol
= 1289,7 Kkal/Kmol

$\Delta H_{Reaktan}$ = $(\Delta H\ NH_3 + \Delta H\ H_3PO_4) + (\Delta H\ NH_3 + \Delta H\ H_2SO_4)$
= 4.163,6692 kkal/jam (Entalpi bahan masuk)

ΔH_{Produk} = $(\Delta H\ (NH_4)_2SO_4) + (\Delta H\ NH_4H_2PO_4)$
= 207,0017 kkal/jam (Entalpi bahan keluar)

△Hrxn = $\Delta H_{R,\ Tref} + (\Delta H_{Produk} - \Delta H_{Reaktan})$
= -10.688,3 + (207,002 - 4.163,6692)
= -10.688,3 + -3.956,6675 kkal
= -14.645,0 kkal
(Reaksi bersifat eksotermis, menghasilkan panas)

Neraca Energi Total

Entalpi bahan masuk+Q supply = Entalpi bahan keluar+ΔH reaksi+Q loss
asumsi Q loss : 5% Q supply
(Kehilangan maksimum = 10%) **(Ulrich; 432)**

Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi + 5% Q supply

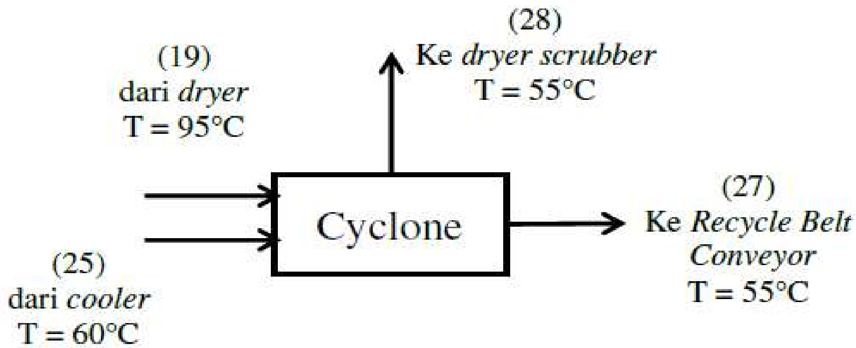
Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + ΔH reaksi

364.530,513 kkal/j +	95% Q supply	=	869.361,3120	kkal/jam +	
			-14.645,009	kkal/jam	
	95% Q supply	=	490.185,790	kkal/jam	
	Q supply	=	490.185,790 / 95%	kkal/jam	
	Q supply	=	515.985,042		kkal/jam

Tabel B.8 Neraca Panas Total Dryer Scrubber (D-314)

Energi Masuk (Kkal/jam)			**Energi Keluar (Kkal/jam)**		
Bahan dari Rotary I			Produk Keluar		
$CO(NH_2)_2$	=	10,718	$CO(NH_2)_2$	=	25,21
KCl	=	37,501	KCl	=	88,61
$(NH_4)_2SO_4$	=	113,186	$(NH_4)_2SO_4$	=	763,02
$(NH_4)_2HPO$	=	126,010	$(NH_4)_2HPO$	=	296,38
H_2O	=	13,024	H_2O	=	4338,97
Udara Drye	=	76359,862			5512,18
Udara Cool	=	281915,359			
		358575,661	Debu ke Scrubber		
			NH_3	=	3988,60
			Udara Drye	=	183263,67
NH_3	=	4847,771	Udara Cool	=	676596,86
					863849,13
H_2SO_4	=	746,71	ΔH Reaksi	=	-14645,009
H_2O	=	360,37			
		1107,08	Qloss	=	25799,252
Qsupply	=	515985,04			
Total	**=**	**880.515,6**	**Total**	**=**	**880.515,6**

10. Cyclone (H-313)
Fungsi : Mereduksi kandungan debu dari rotary dryer dan Rotary cooler
Diagram Neraca Panas Cyclone (H-313)



Aliran 19 Masuk dari Rotary Dryer
Suhu bahan masul = 90 °C = 363,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	48,1479	0,8017	1248,6511	1000,9984
KCl	333,0217	4,4671	788,1373	3520,6817
$(NH_4)_2SO_4$	416,5411	3,1523	3353,2995	10570,5094
$(NH_4)_2HPO_4$	439,1518	3,3254	3538,8749	11768,1604
H_2O	18,5529	1,0296	1167,8900	1202,4301
Udara Dryer	12725,3411	439,2593	4043,0174	1775932,878
Total				1803995,658

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(363,15 K - 298 K
= 5226,9 Joule/mol
= 1248,7 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46 J/mol K(363,15 K - 298 K)+ $\frac{1E\text{-}02}{2}$ J/mol K
(363,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7{,}0E\text{-}07}{3}$ J/mol K (363,15 ³K
- 298,15 ³K)
= 3.299,14 Joule/mol
= 788,1373 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(363,15 K - 298 K
= 14036,9 Joule/mol
= 3353,3 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(363,15 K - 298 K)
= 14813,7 Joule/mol
= 3538,9 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1\ \text{J/mol K}(363{,}15\ \text{K} - 298\ \text{K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2}\ \text{J/mol K}\ (363{,}15^2\ \text{K} - 298{,}15^2\ \text{K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3}\ \text{J/mol K}\ (363{,}15^3\ \text{K} - 298{,}15^3\ \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4}\ \text{J/mol K}\ (363{,}15^4\ \text{K} - 298{,}15^4\ \text{K})$$

= 4888,8 Joule/mol
= 1167,9 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi Udara Dryer

∫Cp dt = 260 J/mol K(363,15 K - 298 K
= 16924,1 Joule/mol
= 4043 Kkal/Kmol

Aliran 25 Masuk dari dari Rotary Cooler

Suhu bahan masul = 60 °C = 333,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	18,8740	0,3143	672,3506	211,2877
KCl	130,5445	1,7511	422,7123	740,2114
$(NH_4)_2SO_4$	163,2841	1,2357	1805,6228	2231,1906
$(NH_4)_2HPO_4$	172,1475	1,3036	1905,5480	2483,9871
H_2O	7,5342	0,4181	629,2801	263,1029
Udara Cooler	46981,0841	1621,7150	243,3729	394681,503
Total				400611,283

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(333,15 K - 298 K
= 2814,5 Joule/mol
= 672,35 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

$$\int Cp\,dt = 46\ \text{J/mol K}(333{,}15\ \text{K} - 298\ \text{K}) + \frac{1E\text{-}02}{2}\ \text{J/mol K}$$

(333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7{,}0E\text{-}07}{3}$ J/mol K (333,15 ³K

- 298,15 ³K)

= 1.769,47 Joule/mol

= 422,7123 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(333,15 K - 298 K)

= 7558,3 Joule/mol

= 1805,6 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(333,15 K - 298 K)

= 7976,6 Joule/mol

= 1905,5 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(333,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E\text{-}02}{2}$ J/mol K

(333,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E\text{-}04}{3}$ J/mol K (333,15 ³K

- 298,15 ³K) + $\frac{5{,}3E\text{-}07}{4}$ J/mol K (333,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)

= 2634,2 Joule/mol

= 629,28 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi Udara Kering

∫Cp dt = 29 J/mol K(333,15 K - 298 K)

= 1018,8 Joule/mol

= 243,37 Kkal/Kmol

Aliran 28 Keluar ke Tail Gas Scrubber

Suhu bahan masul = 50 °C = 323,15 K

Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	1,3404	0,0223	480,2504	10,7184
KCl	9,2713	0,1244	301,5404	37,5007
$(NH_4)_2SO_4$	11,5965	0,0878	1289,7306	113,1858
$(NH_4)_2HPO_4$	12,2260	0,0926	1361,1057	126,0098
H_2O	0,5217	0,0290	449,8376	13,0244
Udara Dryer	12725,3411	439,2593	173,8378	76359,8623
Udara Cooler	46981,0841	1621,7150	173,8378	281915,359
Total				358575,661

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(323,15 K - 298 K
= 2010,3 Joule/mol
= 480,25 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

∫Cp dt = 46 J/mol K(323,15 K - 298 K)+ $\frac{1E-02}{2}$ J/mol K
(323,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{7,0E-07}{3}$ J/mol K (323,15 ³K
- 298,15 ³K)
= 1.262,25 Joule/mol
= 301,5404 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(323,15 K - 298 K)
= 5398,8 Joule/mol
= 1289,7 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(323,15 K - 298 K)
= 5697,6 Joule/mol
= 1361,1 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

∫Cp dt = 92,1 J/mol K(323,15 K - 298 K)+ $\frac{-4E-02}{2}$ J/mol K
(323,15 ² K - 298,15 ² K) + $\frac{-2E-04}{3}$ J/mol K (323,15 ³K
- 298,15 ³K) + $\frac{5,3E-07}{4}$ J/mol K (323,15 ⁴ K - 298,15 ⁴K)
= 1883,0 Joule/mol
= 449,84 Kkal/Kmol

6 Menghitung entalpi Udara

∫Cp dt = 29,1 J/mol K(323,15 K - 298 K)
= 727,7 Joule/mol
= 173,84 Kkal/Kmol

Aliran 27 Keluar menuju Recycle Belt

Suhu bahan masul = 55 °C = 328,15 K
Suhu reference = 25 °C = 298,15 K

Komponen	Massa (Kg)	n	Cp dT	ΔH
	Kg	Kmol	Kkal/kmol	Kkal
$CO(NH_2)_2$	568,2287	9,4610	576,3005	5452,3894
KCl	599,0733	8,0359	362,0866	2909,6771
$(NH_4)_2SO_4$	65,6815	0,4971	1547,6767	769,2878

$(NH_4)_2HPO_4$	454,2948	3,4401	1633,3269	5618,7490
H_2O	25,5654	1,4187	539,5759	765,5086
Total				15515,6118

1 Menghitung entalpi $CO(NH_2)_2$

∫Cp dt = 80,4 J/mol K(328,15 K - 298 K)
= 2412,4 Joule/mol
= 576,3 Kkal/Kmol

2 Menghitung entalpi KCl

$$\int Cp\,dt = 46 \text{ J/mol K}(328{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{1E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (328{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{7{,}0E\text{-}07}{3} \text{ J/mol K} (328{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K})$$

= 1.515,69 Joule/mol
= 362,0866 Kkal/Kmol

3 Menghitung entalpi $(NH_4)_2SO_4$

∫Cp dt = 216 J/mol K(328,15 K - 298 K)
= 6478,6 Joule/mol
= 1547,7 Kkal/Kmol

4 Menghitung entalpi $(NH_4)_2HPO_4$

∫Cp dt = 228 J/mol K(328,15 K - 298 K)
= 6837,1 Joule/mol
= 1633,3 Kkal/Kmol

5 Menghitung entalpi H_2O

$$\int Cp\,dt = 92{,}1 \text{ J/mol K}(328{,}15 \text{ K} - 298 \text{ K}) + \frac{-4E\text{-}02}{2} \text{ J/mol K} (328{,}15^2 \text{ K} - 298{,}15^2 \text{ K}) + \frac{-2E\text{-}04}{3} \text{ J/mol K} (328{,}15^3 \text{K} - 298{,}15^3 \text{K}) + \frac{5{,}3E\text{-}07}{4} \text{ J/mol K} (328{,}15^4 \text{ K} - 298{,}15^4 \text{K})$$

= 2258,7 Joule/mol
= 539,58 Kkal/Kmol

Panas Masuk = Panas Keluar
△Hin + Qsupply = △H out + Qloss
2204606,941 + Qsupply = 374091,2727 + 5% Qsupply
0,95 Qsupply = -1830515,7
Qsupply = -1926858,6 kkcal
Qloss = -96342,930 kkcal

Tabel B.10 Neraca Panas Total Cyclone (H-313)

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Produk dari Rotary			Produk Keluar		
$CO(NH_2)_2$	=	1000,998	$CO(NH_2)_2$	=	10,718
KCl	=	3520,682	KCl	=	37,501
$(NH_4)_2SO_4$	=	10570,509	$(NH_4)_2SO_4$	=	113,186
$(NH_4)_2HPO$	=	11768,160	$(NH_4)_2HPO$	=	126,010
H_2O	=	1202,430	H_2O	=	13,024
Udara Drye	=	1775932,878	Udara Drye	=	76359,862
		1803995,658	Udara Cool	=	281915,359
					358575,661
Produk dari Rotary					
$CO(NH_2)_2$	=	211,288	Produk ke Recycle I		
KCl	=	740,211	$CO(NH_2)_2$	=	5452,389
$(NH_4)_2SO_4$	=	2231,191	KCl	=	2909,677
$(NH_4)_2HPO$	=	2483,987	$(NH_4)_2SO_4$	=	769,288
H_2O	=	263,103	$(NH_4)_2HPO$	=	5618,749
Udara Cool	=	394681,503	H_2O	=	765,509
		400611,283			15515,612
Qsupply	=	-1926858,60	Qloss	=	-96342,930
Total	**=**	**277.748,3**	**Total**	**=**	**277.748,3**

11. Heater

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1 atm			
Suhu Operasi	=	70	°C =	343,15	K
T udara masuk heater	=	30	°C =	303,15	K
T Reffrence	=	25	°C =	298,15	K
T udara keluar heater	=	70	°C =	343,15	K

Neraca Energi Total :

Energi udara masuk + Q supply = Entalpi udara keluar + Q loss

Entalpi udara masuk :

mol udara = 5260,4453 kmol (Perhitungan dryer)

cp udara pada suhu = 30 °C = 29,2 kJ/Kmol.K

ΔT = T - Tref
= 303,15 - 298,15
= 5,00 ºK

ΔH udara masuk = n x cp x ΔT
= 5260,45 x 29,2 x 5,00
= 768025 kj
= 183558 kkal

Enthalpi bahan keluar :
ΔH udara keluar = 1105206,472 kkal/jam (dari perhitungan dryer)

Neraca Energi Total
Energi udara masuk + Q supply = Entalpi udara keluar + Q loss
Kehilangan maksimum = 10% (Ulrich 432)
Assumsi Qloss = 5% dari Qsupplay
Energi udara masuk + Q supply = Entalpi udara keluar + Q loss
183557,98 + Q supply = ######### + 5% Q supply
95% Q supply = 921648,50 kkal/jam
Q supply = 970156,31 kkal/jam
Q Loss = 48507,816 kkal/jam

Kebutuhan steam =
digunakan steam dengan low pressure pada suhu 148 ºC
dari figure 12 hal 815 (D.Q Kern) diperoleh :
λ = 910 Btu/lb = 2119,5 kj/kg
= 505,5560 kkal/kg **(dari smit vanesh 6ed, app F)**

jadi jumlah steam yang dibutuhkan sebesar:

$$\text{Massa Steam} = \frac{\text{Q Steam}}{\lambda\ \text{steam}} = \frac{970156{,}31\ \text{kkal/jam}}{505{,}5560\ \text{kkal/kg}} = 1918{,}989\ \text{kg/jam}$$

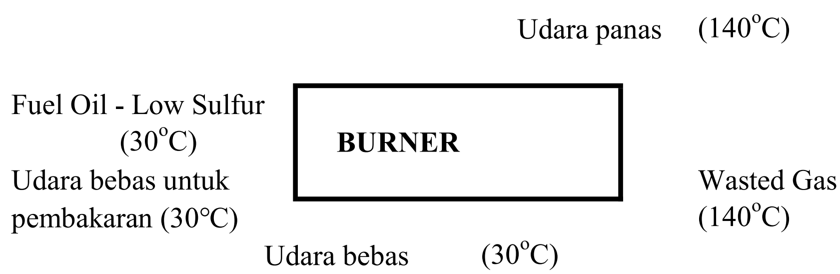
Neraca Energi

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Udara Masuk			Udara Keluar		
Udara	=	183.557,98	Udara	=	1.105.206,47
Q supply	=	970.156,31	Q loss	=	48.507,82
TOTAL	**=**	**1.153.714,29**	**TOTAL**	**=**	**1.153.714,29**

12. BURNER ROTARY DRYER

Fungsi : Memanaskan udara bebas menjadi udara panas dengan pembakaran Fuel Oil.

Kondisi operasi : - Tekanan operasi = 1 atm (atmospheric pressure)
- Suhu operasi = 140^{o}C (berdasarkan suhu dryer)
- Waktu proses = kontinyu



Neraca energi total :

ΔH udara masuk burner + Q pembakaran = ΔH udara keluar burner

Berdasarkan perhitungan dryer :

ΔH Udara masuk dryer pada = 110 ^{o}C = 383,15 K

ΔH Udara masuk dryer = n 736363,99 kkal/kmol

Kebutuhan udara, n = 1114,18 kmol/jam
ΔH Udara masuk dryer = 736363,99 kkal/jam
ΔH Udara keluar burner = 736363,99 kkal/jam

Perhitungan entalpi udara masuk burner :

ΔH Udara masuk pada suhu 30 ^oC = 303,15 K
Cp udara pada suhu 30°C = 7 kkal/kmol°C **(Perry 6^{ed} ; Fig 3 - 12)**

ΔH Udara masuk = n 35 kkal/kmol
Kebutuhan udara, n = 1114,1847 kmol/jam
ΔH Udara masuk bur = 38996,4654 kkal/jam

Neraca energi total :

ΔH udara masuk burner + Q pembakaran = ΔH udara keluar burner
38.996 + Q pembakaran = 736.363,99
Q pembakaran = 697.367,53 kkal/jam

Kebutuhan Fuel Oil :

Digunakan Fuel Oil no.6 Low Sulfur **(Perry 7ed; 27-10)**
Panas yang dibutuhkan = 697.367,53 kkal/jam

Reaksi Pembakaran Fuel Oil : (mengandung sulfur)

1	$C_{(s)} + ½O_{2(g)} \rightarrow CO_{(g)}$	HV =	28.918 kkal/kg
2	$H_{2(g)} + ½O_{2(g)} \rightarrow H_2O_{(g)}$	HV =	2.418 kkal/kg
3	$S_{(s)} + O_{2(g)} \rightarrow SO_{2(g)}$	HV =	2.191 kkal/kg
			33.527 kkal/kg

Panas yang dibutuhkan = 697.367,53 kkal/jam
Heating Value Total = 33.527,00 kkal/kg
Kebutuhan fuel oil = 20,8002 kg/jam
= 45,8565 lb/jam (1 lb = 2.2046 kg)

Komposisi Fuel Oil no.6 Low Sulfur (Perry 7ed; 27-10)

Komponen	% Berat	Berat (kg)	Mol (kmol)
Carbon	87,26%	18,1502	1,5125
Hydrogen	10,49%	2,1819	1,0910
Sulfur	0,84%	0,1747	0,0055
Impuritis	1,41%	0,2933	0,0038
	100,00%	20,8002	2,6127

Perhitungan kebutuhan udara untuk proses pembakaran fuel oil pada burner :

1. Kebutuhan O_2 untuk bereaksi dengan C = 1,5125 kmol
(½ mol stoichiometry C)
2. Kebutuhan O_2 untuk bereaksi dengan H_2 = 0,5455 kmol
(½ mol stoichiometry H_2)
3. Kebutuhan O_2 untuk bereaksi dengan S = 0,0055 kmol
(1 mol stoichiometry S)

Kebutuhan O_2 untuk reaksi pembakaran = 2,0635 kmol

Digunakan O_2 berlebih 20% untuk menyempurnakan pembakaran.
Kebutuhan O_2 berlebih 20% = 2,4762 kmol
= 79,2370 kg (BM O_2 = 32 kg/kmol)

Digunakan udara kering yang sudah melewati dehumidifier, dengan komposisi 21% O_2 dan 79 N_2.
Kebutuhan O_2 berlebih 20% = 79,2370 kg
Berat total udara (21% O_2) = 377,3192 kg
Berat N_2 dalam udara = 298,0821 kg
Komposisi udara kering untuk pembakaran fuel oil :

Komponen	% Berat	Berat (kg)
O_2	21,00%	79,2370
N_2	79,00%	298,0821
	100,00%	377,3192

Kebutuhan Fuel Oil untuk pembakaran = 20,8 kg/jam
= 164737,4 kg/tahun
Kebutuhan udara untuk pembakaran = 377,32 kg/jam
Perbandingan flowrate fuel oil dan udara = 1 : 18,1

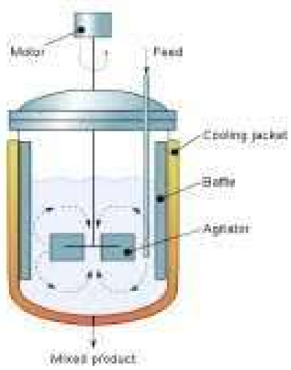
Neraca Energi Burner Rotary Dryer :

Masuk (kkal/jam)			Keluar (kkal/jam)		
Udara bebas			Udara Panas ke Rotary Dryer		
Udara	=	38996,4654	Udara	=	736.363,99
Panas Pembakaran					
Fuel Oil+Udara	=	697.367,53			
Total	**=**	**736.363,99**	**Total**	**=**	**736.363,99**

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPEKSIFIKASI ALAT

Kapasitas produks = 400.000 Ton/tahun
Waktu operasi = 24 jam/hari
330 hari/tahun
Satuan massa = kg/jam
Satuan panas = kkal/jam

1. Reaktor Pre-Neutrazlizer



Fungsi : Mereaksikan NH_3 dengan H_2SO_4 dan H_3PO_4
Type : Silinder tegak, tutup atas dan tutup bawah eliptical dished dilengkapi dengan pengaduk, jaket pendingin
Tekanan : 1 atm
Suhu : 120 °C
Waktu tinggal 30 menit = 0,5 jam
Tahap-tahap perencanaan reaktor dibagi 4 :
A. Dimensi Reaktor
B. Perencanaan Pengaduk
C. Perencanaan Jaket Pendingin
D. Perencanaan Nozzle Pipa

Feed Masuk Ammonia

Rate Massa = 3.014,70 kg/jam = 6.646,27 lb/jam

Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
NH_3	99,5%	2.999,63	0,72	45,12
H_2O	0,5%	15,07	1,00	62,43
Total	100,0%	3.014,70		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\dfrac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{0{,}995}{45{,}12} + \frac{0{,}005}{62{,}43}}$$

= 45,19 lb/cuft

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{6.646{,}27}{45{,}185557}$$

= 147,08847 cuft/jam

Feed Masuk Asam Sulfat

Rate Massa = 6.705,37 kg/jam = 14782,80 lb/jam

Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
H_2SO_4	98,0%	6705,37	1,83	114,00
H_2O	2,0%	134,11	1,00	62,43
Total	100,0%	6839,48		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{0{,}98}{114{,}00} + \frac{0{,}02}{62{,}43}}$$

= 112,15 lb/cuft

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{14.782{,}80}{112{,}15}$$

= 131,82 cuft/jam

Feed Masuk Asam Fosfat

Rate Massa = 26.035,07 kg/jam = 57397 lb/jam

Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
H_3PO_4	50,0%	13017,54	1,33	82,97
H_2O	50,0%	13017,54	1,00	62,43
Total	100,0%	26035,07		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

ρ campuran = 1

$$\frac{0{,}50}{82{,}97} + \frac{0{,}50}{62{,}43}$$

$= 71{,}25$ lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$

$= \frac{57.397{,}44}{71{,}24751}$

$= 805{,}61$ cuft/jam

Feed Masuk amonium sulfat

Rate Massa = 1.081,63 kg/jam = 2384,6 lb/jam

Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	99,9%	1.060,42	1,76	109,87
H_2O	0,1%	21,21	1	62,43
Total	100,0%	1.081,63		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{0{,}999}{109{,}87} + \frac{0{,}001}{62{,}43}}$$

$= 109{,}79$ lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$

$= \frac{2.384{,}59}{109{,}78977}$

$= 21{,}71957$ cuft/jam

Total Rate Volumetrik = 147,09 + 131,82 + 805,606 + 21,72
= 1106,2304 cuft/jam

Total ρ Campuran = 45,1856 + 112,15 + 71,248 + 109,79
= 228,58029 lb/cuft

Menentukan Tekanan Design

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + P hidrostatis

P design = 14,7 - 14,7 + P hidrostatis

P design = P hidrostatis

$$P\ design = \rho \times \frac{g}{gc} \times H\ liq$$

$$= 228{,}58\ \frac{lbm}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 7{,}50\ ft$$

$$= 1713{,}30\ \frac{lbf}{ft^2}$$

= 11,90 Psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 1,1 x 11,898

= 13,09 Psi

A. PERENCANAAN DIMENSI REAKTOR

Penentuan Volume Reaktor :

Volume Reaktor = Rate Volumetrik x Waktu Tinggal

= 1106,2304 cuft/jam x 0,5 jam

= 553,1152 cuft

Tutup atas dan bawah menggunakan elliptical dished, sehingga :

V tutup atas = 0,000076 Ds^3

V tutup bawah = 0,000076 Ds^3 **(Brownell & Young; Page 95)**

Volume reaktor = Vs + V tutup atas + V tutup bawah

553,12 = 1,18 + 0,000076 + 0,000076

553,12 = 1,18 Ds^3

Ds^3 = 468,68 cuft

Ds = 7,77 ft = 93,21 in = 2,37 m

Hs = 2 x Ds

= 2 x 7,77 ft

= 15,54 ft = 186,42 in = 4,74 m

Menentukan Tinggi Liquid dalam Shell (asumsi liquid memenuhi 80 %)

Volume reaktor = Vs + V tutup atas + V tutup bawah

442,49 = 1,18 + 0,000076 + 0,000076

442,49 = 1,18 Ds^3

Ds^3 = 374,95 cuft

Ds = 7,21 ft = 86,53 in = 2,20 m

Hs = 2 x Ds

= 2 x 7,21 ft

= 14,42 ft = 173,06 in = 4,40 m

Menentukan Dimensi Reaktor

Asumsi : H = 1,5 D

$Vs = 1/4\ \pi\ Ds^2\ Hs$

$Vs = (\pi/4) \times 1.5\ Ds^3$

$Vs = 1\ Ds^3$

Menentukan Tebal Shell Minimum

Tebal Shell berdasakan ASME code untuk cylindrical tank :

$t\ min = \dfrac{P \times ri}{f E - 0,6 P} + C$ **(Brownell, Persamaan 13-1, Page 254)**

Dengan

t min = Tebal shell minimum (in)

P = Tekanan tangki (psi)

ri = Jari-jari tangki (in) (1/2 D)

C = Faktor korosi (in) (digunakan 1/8 in) = 0,125 in

E = Faktor pengelasan, digunakan double weld, E : 1

f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C

maka f = 12,65 Psi **(Brownell, Tabel 13-1)**

$ri = \dfrac{1}{2} \times 93,212 = 46,61$ in

$t\ min = \dfrac{P \times ri}{f E - 0,6 P} + C$

$= \dfrac{13,088 \times 46,606}{10120 - 7,8526} + 0,125$

$= \dfrac{609,97}{10112} + 0,125$

$= 0,0603 + 0,125$

$= 0,1853$ in (Digunakan t = 1/4 in)

Menentukan Tebal Tutup Atas, Elliptical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2 ts

= 93,21 + 2 x 0,25 **(Hesse, Page 4-14)**

= 93,21 + 0,5

= 93,71 in = 7,81 ft

rc = 36,40 in = 3,03 ft

Tinggi tutup (h) = $r - \left[r2 - \left[\frac{D}{4}^2 \right] 0,5 \right]$

h = $3,03 - \left[3,03 \; 2 - \left[\frac{7,81}{4} \; 2 \right] \right] 0,5$

h = 3,03 - 0,26
= 2,77

Volume dishead = 1,1 x h2 (3rc - h)
= 1,1 x 2,77 x 2 x (9,10 - 2,77)
= 1,1 x 7,67 x 6,33
= 53,393 cuft

Bentuk : Flanged and Standart Dished Head

Tebal standar Elliptical Dished (Atas)

$t = \frac{Pd \times Di}{2.f.E-0,2.Pd} + C$

Dimana :
Pd = Tekanan desain (Psi)
Di = Diameter dalam (in)
E = Faktor pengelasan = 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)
f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C
maka f = 12,65 Psi **(Brownell, Tabel 13-1)**
C = Faktor korosi (in) (digunakan 1/8 in) = 0,125 in

$t = \frac{Pd \times Di}{2.f.E-0,2.Pd} + C$

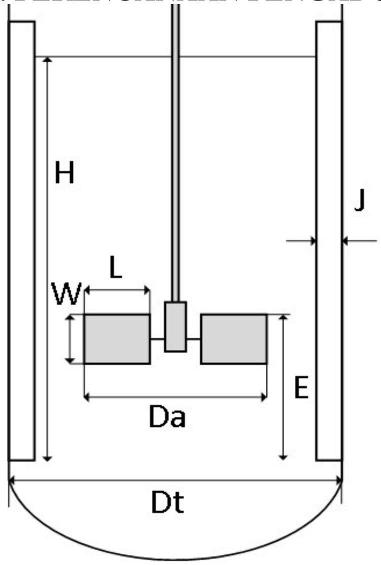
$t = \frac{13,09 \times 93,21}{2 \times 12,65 \times 0,80 - 0,20 \times 13,09} + \frac{1}{8}$

$= \frac{1219,94}{17622,45} + 0,125$

= 0,069 + 0,125
= 0,194 in (digunakan = 1/4 in

Asumsi : Tebal Tutup Atas = Tebal Tutup Bawah = 1/4 in

B. PERENCANAAN PENGADUK



Dipakai impeller jenis turbin dengan 6 buah flat blade dengan 4 baffle :
(Perry 6ed; 19-9)

Diameter impeller (Da) = 1/3 diameter shell	=	1/3	x	7,81	ft
	=	2,603	ft		
Lebar blade (W) = 1/5 diameter impeller	=	1/5	x	2,6031	ft
	=	0,5206	ft		
Panjang blade (L) = 1/4 diameter impeller =	=	1/4	x	2,6031	
	=	0,6508			
Lebar baffle (J) = 1/12 diameter tangki =	=	0,08	x	7,8094	ft
	=	0,6247	ft		

Penentuan Putaran Pengaduk :

V = π x Da x N **(Joshi : 389)**

Dimana :

V = Peripheral Speed (m/menit)

Untuk pengaduk jenis propeller

Peripheral speed = 190-900 **(Joshi : 389)**

Da = diameter pengaduk ; m

N = putaran pengaduk ; rpm

Diambil putaran pengaduk

N	=	100	rpm	=	1,67	rps
Da	=	2,6031	ft	=	0,79	m

V = π x Da x N
= 3,14 x 0,79 x 100
= 249,1376 m/menit **(Memenuhi)**

Penentuan Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}}$$ **(Joshi : 389)**

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{228{,}58 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$$

= 3,6614 = 4 buah

Maka

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{\text{tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}}$$

$$= \frac{7{,}4954 \times 3{,}66}{7{,}809368626}$$

3,5142 ≈ 4 buah

$$\frac{E}{Da} = 0{,}75\text{-}1{,}3$$

dipilih = 0,75

Jarak impeller E = 0,75 x Da
= 1,95 ft = 0,6 m

Bilangan Reynolds; NRe

Putaran Pengaduk = 100 rpm = 1,67 rps
ρ campuran = 228,58 lb/cuft
Dari **Kern T.6 Page 808** didapat sg reference 1
Dari **Kern Fig.14 Page 823** didapat μ reference = 1 Cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{Sg bahan}}{\text{Sg reference}} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{3{,}66}{1} \times 0{,}95$$

= 3,48 Cp
= 0,0023 lb/ft.dt

$$NRe = \frac{\rho \times Da2 \times N}{\mu}$$

$$= \frac{228{,}58 \times 6{,}78 \times 1{,}67}{0{,}0023}$$

$$= 1104430{,}9 \quad \text{(Aliran Turbulen)}$$

Karena NRe > 10000, maka digunakan baffle **[Perry 6ed : 19-18]**
Karena NRe > 10000, maka diperlukan 4 buah baffle, sudut 90° **[Perry 6ed : 19-18]**
Diperoleh nilai NRe > 10000, sehingga Np = Kτ
Kτ = Np = 6,3 **[Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]**

Power Pengaduk
Untuk NRe > 10000 perhitungan power digunakan persamaan 5.5
Dengan Persamaan : **(Ludwig : 299)**

$$P = \frac{K3}{g} \rho (N)^3 (Da)^5$$ **Ludwig, pers 5.5, hal 299**

dengan :
P = power ; HP
K3 = faktor mixer (turbin) 6,3
g = konstanta gravitas # ft/dt^2 x lbm/lbf
ρ = densitas lb/cuft
N = kecepatan putaran impeller rps
Da = diamter impeller ; ft

$$P = \frac{6{,}3}{32{,}3} \times 228{,}58 \times 4{,}63 \times 12{,}0$$

= 2467,154786 lb.ft/dt (1 lb.ft/dt = 2,E-03 hp)
= 4,49 hp
Untuk 1 buah impeller, maka power input = 4,00 x 4,49
= 17,94 hp

*Perhitungan losses pengaduk : **(Joshi : 424)**
Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros dan bearin = 0,10% **(Joshi : 399)**
Gland losses 10% = 0,1 x 17,943
= 1,7943 ≈ 4 hp
Powe input dengan gland losses 17,943 + 1,794
= 19,737
Transmission system losses = 0,200 **(Joshi : 399)**
= 0,200 x 19,737
= 3,947 hp

Power input dengan transmission system losse = 19,74 + 3,95
= 23,68 hp

Effisiensi motor = 0,85

Sehingga power motor = $\frac{23,685}{0,85}$ = 27,86 hp

C. MENGHITUNG TEBAL JAKET PENDINGIN

Diketahui dari perhitungan neraca panas, air pendingan yang dibutuhkan yaitu
m = 1565522,216 kg/jam

V pen = V jaket
= $\frac{\text{massa pendingin (air)}}{\text{Densitas air}}$ = $\frac{2E+06}{1000}$
= 1565,5222 m3
= 55285,947 ft³

Dimana Hj merupakan tinggi shell + tinggi head bottom

Vj+s = 1,180 Ds³ + 0,000076 Ds + 0,000076 Ds³
55285,947 = 1,1802
D³ = 46846,463 cuft
D = 36,049 ft = 432,59 in = 10,988 m

jarak shell dengan jaket = D- (OD)s
= 36,049 - 7,8094
= 28,24 ft = 338,875 in = 8,607 m
ri = 14,12 ft = 169,437 in = 4,304 m

Menentukan Tinggi air pendingin dalam shell :

Vj + s = Vs + Vtutup bawah
55285,947 = 1/4 π Ds² H + 0,000076
55285,947 = 0,785 x 1299,5 x H + 0,000076 Ds^3
55285,947 = 1020,1 x H + 3,5603312
55285,947 = 1023,7 x H
H = 54,007 ft = 648,08 in = 16,461236 m

Menghitung Tebal Jaket

Pdes = 1,05 x Phidrostatis
= 1,05 x (ρair x $\frac{\text{Hj}}{144}$)
= 1 x (62,4 x $\frac{54}{144}$)
= 24,573039 Psi

t jaket = $\frac{P \times ri}{f E - 0,6 P} + C$

= $\frac{24,573 \times 169,44}{10120 - 14,744} + 0,125$

= $\frac{4163,5897}{10105,256} + 0,125$

= 0,4120222 + 0,125

= 0,5370222 in (Digunakan t = 1/4 in)

D. MENGHITUNG NOZZLE PIPA

Lubang pemasukan H_2SO_4

Dasar perencanaan :

Rate masuk = 6.705,37 kg = 14.782,80 lb/jam

Densitas = 112,15 lb/cuft

Viskositas = 0,00 lb/ft.dt

Flowrate = $\frac{14.782,80}{112,15}$ = 131,82 cuft/jam

Qf = 0,04

Asumsi aliran turbulen, maka dari **[Peter and Timmerhous ed 3rd] hal 381**

ID optimum = 3,9 (Qr) ^{0,45} (ρ) ^{0,13}

= 3,90 x 0,04 ^{0,45} x 112,15 ^{0,13}

= 1,63 in

Diambil lubang = 2 ub sch 40 **….(Foust, App C-6a)**

ID = 2,07 in = 0,17 ft

OD = 2,38 in = 0,20 ft

A = 0,02 ft

Kecepatan aliran = flow rate = 0,04 cuft/jam
flow area = 0,02 ft

= 1,5715 ft/dt

Nre = $\frac{D V \rho}{\mu}$

= $\frac{0,1723 \times 1,5715 \times 112}{0,0012}$

= 25297 > 2100 ….(Aliran turbulen)

Jadi dipilih nozzle ukuran 2 in

Lubang pemasukan H_3PO_4

Dasar perencanaan :

Rate masuk = ρ komponen kg = 71,24751 lb/jam

Densitas = 805,61 lb/cuft

Viskositas = 0,0012 lb/ft.dt

Flowrate = $\frac{71,25}{805,61}$ = 0,088439602 cuft/jam

Qf = 2,457E-05

Asumsi aliran turbulen, maka dari [Peter and Timmerhous ed 3rd] hal 381 :

ID optimum = 3,9 (Qr) ^{0,45} (ρ) ^{0,13}

= 3,9 x 2,457E-05 ^{0,45} x 805,61 ^{0,13}

= 2,078 in

Diambil nozzle = : ub sch 4 **….(Foust, App C-6a)**

ID = 2,067 in = 0,1723 ft

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft

Kecepatan aliran = flow rate = 2E-05 cuft/jam / flow area = 0,0233 ft

= 0,0011 ft/dt

Nre = $\frac{D\ V\ \rho}{\mu}$

= $\frac{0,1723 \times 0,0011 \times 806}{0,0012}$

= 2121,9 > 2100 ….(Aliran turbulen)

Jadi dipilih nozzle ukura 2 in

Lubang pemasukan NH_3

Dasar perencanaan :

Rate masuk = 147,09 kg = 324,27419 lb/jam

Densitas = 228,58 lb/cuft

Viskositas = 0,0012 lb/ft.dt

Flowrate = $\frac{324,27}{228,58}$ = 1,419 cuft/jam

Qf = 0,0003941

Asumsi aliran turbulen, maka dari [Peter and Timmerhous ed 3rd] hal 381 :

ID optimum = 3,9 (Qr) ^{0,45} (ρ) ^{0,13}

= 3,9 x 0,0004 ^{0,45} x 228,58 ^{0,13}

= 2,2321 in

Diambil lubang = 2 ub sch 40 **….(Foust, App C-6a)**

ID = 2,067 in = 0,1723 ft

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft

Kecepatan alira = flow rate = 0,0004 cuft/jam / flow area = 0,0233 ft

= 0,0169 ft/dt

Nre = $\frac{D\ V\ \rho}{\mu}$

= $\frac{0,1723 \times 0,0169 \times 228,58}{0,0012}$

= 2554,9 > 2100 ….(Aliran turbulen)

Jadi dipilih nozzle ukuran 2 in

Lubang pemasukan Slurry

Dasar perencanaan :

Rate masuk = 4.847,35 kg = 10686,561 lb/jam

Densitas = 228,59 lb/cuft

Viskositas = 0,0023 lb/ft.dt

Flowrate = $\frac{10.686,56}{228,59}$ = 46,75062371 cuft/jam

Qf = 0,0129863

Asumsi aliran turbulen, maka dari [Peter and Timmerhous ed 3rd] hal 381 :

ID optimum = $3,9\ (Qr)^{0,45}\ (\rho)^{0,13}$

= $3,9 \times 0,013^{0,45} \times 228,59^{0,13}$

= 1,1189 in

Diambil lubang = 2 ub sch 40 **….(Foust, App C-6a)**

ID = 2,067 in = 0,1723 ft

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft

Kecepatan alira = $\frac{\text{flow rate}}{\text{flow area}} = \frac{0,013 \text{ cuft/jam}}{0,0233 \text{ ft}}$

= 0,5574 ft/dt

Nre = $\frac{D\ V\ \rho}{\mu}$

= $\frac{0,1723 \times 0,5574 \times 229}{0,0023}$

= 9541,4 > 2100 ….(Aliran turbulen)

Jadi dipilih nozzle ukuran 4 in

Spesifikasi :

Nama alat	:	Reaktor Pre-Neutralizer
Jenis	:	Reaktor continous dilengkapi pengaduk dan jaket pendingin
Fungsi	:	Mereaksikan NH3 dengan H2SO4 dan H3PO4 menjadi Ammonium Sulfat dan Mono Amonium fosfat
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head (torisperical dished head)

Bahan konstruksi	:	Steel SA - 283 Grade C				
Suhu operasi	:	120	°C			
Tekanan operasi	:	14,696	psi	=	1	atm
Waktu proses	:	30	menit	=	0,5	jam
Jumlah	:	1	buah			
Dimana,						
Tinggi total bejana	:	15,54	ft			
Diameter dalam bejana	:	7,767702	ft			
Tebal bejana	:	1/4	in			
Tebal tutup	:	1/4	in			
2. Pengaduk						
Jenis pengaduk	:	Propeller				
Diameter impeller	:	2,603	ft			
Lebar impeller	:	0,521	ft			
Panjang impeller	:	0,651	ft			
Putaran	:	100	ft			
Jumlah impeller	:	3,66	buah			
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel type 304				
3. Jaket						
Tebal jacket	:	1/4				
tinggi jacket	:	54,007	ft			
jacket spacing	:	169,437	ft			
4. Nozzle	:					
Nozzle inlet Ammonia	:	2,0	in			
Nozzle inlet asam sulfat	:	2,0	in			
Nozzle inlet asam fosfat	:	2,0	in			
Nozzle slurry	:	4,0	in			

2. Tangki Penampung Amoniak Cair (F-111)

Fungsi	:	Menampung larutan NH_3
Type	:	Silinder tegak dengan berbentuk Torispherical Head
Dasar Pemilihaan	:	Tangki bekerja pada suhu -5°C dan tekanan 1 atm
Waktu tinggal	:	5 hari

Rate NH3 masuk = 3014,703 kg/jam
= 72352,872 kg/hari
= 159510,59 lb/hari

sg NH3 masuk = 0,7228 **Perry's, ed 6, tabel 3-101**
ρ = 0,7228 x 62,4
= 45,124 lb.ft³

Rate volumetrik = $\frac{159510,59}{45,124404}$
= 3534,9074

Digunakan 4 buah tangki, volume bahan dalam tangki 80%

Volume NH3 selama 5 hari = 3534,9074 x 5
= 17674,537 ft³

Volume bahan tiap tangki = $\frac{17675}{4}$ = 4418,6 ft³

Volume tiap tangki = $\frac{1}{80\%}$ x 4418,6 = 5523,293 ft³

Asumsi : Rasio H = 2 D

H (tinggi tangki) = $\frac{4V}{D^2 \pi}$ **B & Y, pers 3-1**

$D^3 = \frac{4V}{\pi} = \frac{4 \times 5523,293}{2 \times 3}$

D^3 = 3518,0209

D = 15,2090 ft = 182,51 in = 4,6357 m

sehingga

didapat H = 2 x D
= 2 x 15,2090
= 30,418 ft = 365,01 in = 9,2714 m

A. Tebal Shell

a. Menentukan Tinggi Liquid pada Shell (h liquid)

Volume Liquid pada shell = Volume Total Liquid

$\frac{\pi}{4}$ Di² x h liq = 4418,6 ft

0,79 x 15,209 ² x h liq = 4418,6 ft
h liq = 24,334 ft
= 7,4171 m

b. Menentukan Tekanan Design

Bejana beroperasi pada tekanan atmosfir, maka tekanan perencanaan ditentukan oleh tekanan hidrostatiknya

P operasi = 4,5 atm = 66,132 psi

$$P\ hidrostatik = \frac{\rho \times h\ liquid}{144} = \frac{45{,}124 \times 24{,}334}{144} = 7{,}6255\ Psi$$

faktor keamanan = 1,05

Untuk keamanan diambil

P design = (P operasi + P hidrostatik) x Faktor keamanan

= 66,132 + 7,6255 x 1,05

= 74,138 Psi = 5,0448 atm

Bahan yang digunakan = Carbon Steel SA -283 Grade C

f = 12650 Psi **B & Y, tabel 13.1, hal 251**

Sambungan (Double Welded Butt Joint) 0,8

Faktor korosi (c) = 1/16 = 0,06

$$ts = \frac{P.\ Di}{2.\ f\ .\ e} + c$$ **B & Y, ASME Code, pers 3-16**

Keterangan :

ts = tebal shell, in

P = tekanan design, psi

f = maks allowable stress = 12650 Psi **B & Y, tabel 13.1, hal 251**

Di = Diameter dalam, in

e = joint effisiensi = 1

maka

$$ts = \frac{74{,}138 \times 182{,}51}{2 \times 12650 \times 1} + 0{,}0625$$

= 0,731 in

dari tabel 5.7 B & 7 dipilih tebal shell : **1 1/2**

OD = 222,9669

Menghitung tebal head berdasarkan pers 7.76 dan 7.7 hal 138 brownell (1959), tebal head diperoleh sbb :

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}}\right)$$

$$th = \frac{P \times r_c \times W}{2\ f.E - 0.2.P} + c$$

Dari tabel 5.7 hal.90 Brownell & young didapatkan

rc = r = 180

ri = icr = 14 4/9

W = 0,25 x (3 + 3,53)

= 1,6325 in

$$th = \frac{P \times r_{c} \times W}{2 f.E - 0.2.P} + c$$

$$= \frac{74,1383271 \times 180 \times 1,6325}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 74,138327} + 0$$

th = 1,13965015

Digunakan tebal shell sebesar = 1,50

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{182,5075}{2} = 91,25375$$

BC = rc-icr = 180 - 14,438 = 165,56 in

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 91,254 - 14,438 = 76,816 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 146,66 \text{ in}$$

b = rc-AC = 180 - 146,66 = 33,336 in

Dari tabel 5.6 hal. 88 Brownell (1959), untuk tebal head 2 3/4 in diperoleh

harga sf = 1 1/2 - 4 1/2 Dipilih = 4 1/2

Hh = th + b + sf

= 1,1397 + 33,336 + 4 1/2

= 39 in

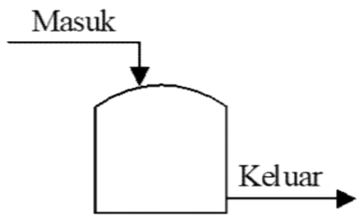
= 3,6209956 m

Spesifikasi :

Kode Alat	=	F-111
Fungsi	=	Menampung larutan NH_3
Type	=	Silinder tegak dengan berbentuk Torispherical Head
Jenis Sambungan	=	Double Welded Butt Joint
Kapasitas	=	5523,293 cuft
Tekanan	=	4,5 atm
Diameter tangki	=	15,21 ft
Tinggi Tangki	=	30,42 ft
Tebal Shell	=	1,5 in
Tebal Tutup	=	1,50 in
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah Tangki	=	4 unit

3. Tangki Penampungan Asam Sulfat

Fungsi : Menampung larutan H2SO4
Type : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan bawah datar
Dasar Pemilihan : Tangki bekerja pada suhu ruang dan tekanan atmosfer
Kondisi Operasi :
- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 ^{o}C
- Waktu tinggal : 5 hari



Perhitungan

Komposisi bahan :

Komposisi	% berat	Berat (kg/jam)	Densitas (g/cm^3)
H_2SO_4	100%	6.705,3742	1,83
Total	100%	6.705,3742	

(Perry 7ed ; T. 2-101)

Densitas = 114,2469 lb/cuft
Rate massa = 6705,374 kg/jam
= 14782,8 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{14.782,80 \text{ lb/jam}}{114,2469 \text{ lb/cuft}}$$

= 129,3935 cuft/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 5 hari proses 3 buah tangki
(mempermudah pengeluaran dan pengisian), sehingga volume bahan adalah

$$\text{Volume bahan} = \frac{129,39 \frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times \# \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \text{ hari}}{3 \text{ tangki}}$$

= 5.175,739 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)
Asumsi volume bahan = 80% volume tangki

$$\text{Maka volume tangki} = \frac{5.175,74 \text{ cuft}}{80\%}$$

= 6.469,673 cuft

Menentukan Dimensi Tangki

Asumsi Dimention ratio : H/D = 2 - 5 **(Ulrich : T.4-27)**

dipilih : H/D = 2

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

6.469,67 = 0,25 x 3,14 x D^2 x 2 D

6.469,67 = 1,57 D^3

D^3 = 4.120,811 H = 2 D

D = 16,0322 ft = 32,0645 ft

= 192,3869 in = 384,7738 in

= 4,8866 m = 9,7733 m

Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f\,E - 0{,}6\,P} + C$$ **[Brownell, pers. 13-1, hal 254]**

dengan:

ts_{min} = tebal shell minimum ; in

P = tekanan tangki ; psi

ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 0,25 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8

f = allowable stress, bahan konstruksi Carbon Steel SA -283 Grade C,
maka f = 12650 Psi **B & Y, tabel 13.1, hal 251**

P hidrostatis = $\rho \times \frac{g}{gc} \times H\,liq$ (H liq = 80% H tangki)

= 114,2469 $\frac{lbm}{cuft}$ x 1 $\frac{lbf}{lbm}$ x 25,652 ft

= 2.930,6141 lbf/ft^2

= 20,351 psi

P operasi = Pin - Pout + P hidrostatis

= 0,01 psi - 0,01 psi + 20,351 psi

= 20,351 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design = 20,351 x 1,1

= 22,387 psi

ri = 0,5 x D

= 0,5 x 192,39 in

= 96,193 in

Asumsi tebal shell = 1/2 in

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f\,E - 0{,}6\,P} + C$$

$$1/2 = \frac{22{,}387 \quad x \quad 96{,}193}{f \quad 0{,}8 \quad - \quad 0{,}6 \quad 22{,}387} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{2153{,}4462}{f \quad 0{,}8 \quad - \quad 13{,}432}$$

$$f = 10.784{,}021$$

f hitung lebih kecil dari *f* allowable, jadi tebal sh 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Atas

Tutup atas dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h
= 192,39 + 2 0,5
= 193,387 in

Berdasarkan **Brownell tabel 5.7**

OD = 193,39 in
t_{head} = 0,5 in
icr = 11,5 in
rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan persamaan 13.12
Brownell & Young hal. 258

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\,f.\,e - 0{,}2\,P} + C \qquad W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc\ /\ icr}\right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in
r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in
W = faktor stress intensif untuk torisph
P = tekanan tangki ; psia
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8
C = faktor korosi = 0,25 in
f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 12.650 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11{,}5}}\right)$$

$$= 1{,}7112$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\,f.\,e - 0{,}50} + C$$

$$1/2 = \frac{22,387 \times 170 \times 1,711}{2 \times f \times 0,8 - 0,2 \times 22,387} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{6511,596519}{1,6\ f - 4,4773}$$

f = 16.281,7896

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal h 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h
= 192,39 + 2,00 0,5
= 193,387 in

Berdasarkan Brownell tabel 5.7

OD = 192 in
t_h = 0,5 in
icr = 11,5 in
rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan **persamaan 13.12 Brownell & Young hal. 258**

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\ f.e - 0,2\ P} + C \qquad W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc / icr})$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in
r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in
W = faktor stress intensif untuk torisph
P = tekanan tangki ; psia
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8
C = faktor korosi = 0,25 in
f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

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

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{170}{11,5}} \right)$$

= 1,7112

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\ f.e - 0,2\ P} + C$$

$$1/2 = \frac{22,387 \times 170 \times 1,7112}{2 \times f \times 0,8 - 0,2 \times 22,387} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{4710{,}9636}{1{,}6 \; f \; - \; 3{,}2388}$$

f = 11.779,4333

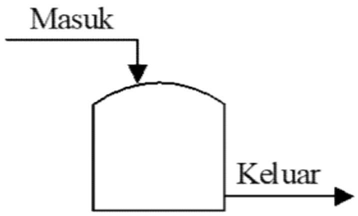
f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal hea 1/2 in dapat digunakan

Spesifikasi

Fungsi	:	Menampung larutan H_2SO_4
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menampung larutan
Volume tangki	:	129,393 cuft = 3,6618 m^3
Diameter tangki	:	16,0322 ft = 4,8866 m
Tinggi tangki	:	32,0645 ft = 9,7733 m
Tebal shell	:	1/2 in
Tebal tutup atas	:	1/2 in
Tebal tutup bawah	:	1/2 in
Waktu penyimpan	:	5 Hari
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	:	1 buah

4. Tangki Penampungan Asam Fosfat

Fungsi	:	Menampung larutan H_3PO_4
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan bawah datar
Dasar Pemilihan	:	Tangki bekerja pada suhu ruang dan tekanan atmosfer
Kondisi Operasi	:	
- Tekanan	:	1 atm
- Suhu	:	30 ^oC
- Waktu tinggal	:	5 hari



Perhitungan

Komposisi bahan :

Komposisi	% berat	Berat (kg/jam)	Densitas (g/cm^3)
H3PO4	100%	26.035,074	1,329
Total	100%	26.035,074	

(Perry 7ed ; T. 2-101)

Densitas = 82,9695 lb/cuft

Rate massa = 26035,07 kg/jam

= 57397,4 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{57.397,44 \text{ lb/jam}}{82,9695 \text{ lb/cuft}}$$

= 691,7899 cuft/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 5 hari proses 3 buah tangki (mempermudah pengeluaran dan pengisian), sehingga volume bahan adalah

$$\text{Volume bahan} = \frac{691,79 \frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 5 \text{ hari}}{3 \text{ tangki}}$$

= 27.671,598 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

Asumsi volume bahan = 80% volume tangki

$$\text{Maka volume tangki} = \frac{27.671,60 \text{ cuft}}{80\%}$$

= 34.589,497 cuft

<u>Menentukan Dimensi Tangki</u>

Asumsi Dimention ratio : H/D = 2 - 5 (Ulrich : T.4-27)

dipilih : H/D = 2

Volume tangki = $1/4 \pi D^2 H$

34.589,50 = 0,25 x 3,14 x D^2 x 2 D

34.589,50 = 1,57 D^3

D^3 = 22.031,527 H = 2 D

D = 28,0338 ft = 56,0675 ft

= 336,4053 in = 672,8105 in

= 8,5447 m = 17,0894 m

<u>Menentukan Tebal Minimum Shell</u>

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0,6 P} + C$$

[Brownell, pers. 13-1, hal 254]

dengan:

ts_{min} = tebal shell minimum ; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 0,25 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = allowable stress, bahan konstruksi Carbon Steel SA -283 Grade C, maka f = 12650 Psi **B & Y, tabel 13.1, hal 251**

P hidrostatis = $\rho \times \frac{g}{gc} \times H\ liq$ (H liq = 80% H tangki)

= $82{,}9695\ \frac{lbm}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 44{,}854\ ft$

= 3.721,5155 lbf/ft^2

= 25,842 psi

P operasi = Pin - Pout + P hidrostatis

= 0,01 psi - 0,01 psi + 25,842 psi

= 25,842 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design = 25,842 x 1,1

= 28,426 psi

ri = 0,5 x D

= 0,5 x 336,41 in

= 168,203 in

Asumsi tebal shell = 5/8 in

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f\,E - 0{,}6\,P} + C$$

$$5/8 = \frac{28{,}426 \times 168{,}2}{f\ 0{,}8 - 0{,}6\ 28{,}426} + 1/4$$

$$3/8 = \frac{4781{,}3992}{f\ 0{,}8 - 17{,}056}$$

f = 15.959,317

f hitung lebih kecil dari *f* allowable, jadi tebal sh 5/8 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Atas

Tutup atas dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h

= 336,41 + 2 0,63

= 337,655 in

Berdasarkan **Brownell tabel 5.7**

OD = 337,66 in

t_{head} = 0,625 in

icr = 11,5 in

rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan persamaan 13.12

Brownell & Young hal. 258

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.\, e - 0{,}2\, P} + C \qquad W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc / icr}\right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in

r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in

W = faktor stress intensif untuk torispł

P = tekanan tangki ; psia

E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8

C = faktor korosi = 0,25 in

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 12.650 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 5/8 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11{,}5}}\right)$$

$$= 1{,}7112$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.\, e - 0{,}50} + C$$

$$5/8 = \frac{28{,}426 \times 170 \times 1{,}711}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 28{,}426} + 1/4$$

$$3/8 = \frac{8268{,}393903}{1{,}6\, f - 5{,}6853}$$

$$f = 13.784{,}2098$$

f hitung lebih kecil dari *f* allowable, jadi tebal h 5/8 in dapat digunakan

<u>Menentukan Tebal Tutup Bawah</u>

Tutup bawah dipilih torispherical

$$OD = ID + 2\, t_h$$

$$= 336{,}41 + 2{,}00 \quad 0{,}625$$

$$= 337{,}655 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell tabel 5.7

OD = 192 in

t_h = 0,63 in

icr = 11,5 in

rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan **persamaan 13.12 Brownell & Young hal. 258**

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f . e - 0{,}2\, P} + C \qquad W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{rc / icr} \right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in

r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in

W = faktor stress intensif untuk torispł

P = tekanan tangki ; psia

E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8

C = faktor korosi = 0,25 in

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 5/8 in

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

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{170}{11{,}5}} \right)$$

$$= 1{,}7112$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f . e - 0{,}2\, P} + C$$

$$5/8 = \frac{28{,}426 \times 170 \times 1{,}7112}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 28{,}426} + 1/4$$

$$3/8 = \frac{4710{,}9636}{1{,}6\, f - 3{,}2388}$$

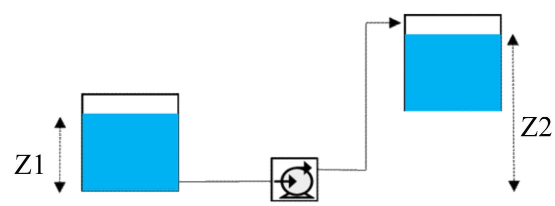
$$f = 7.853{,}6303$$

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal hea 5/8 in dapat digunakan

Spesifikasi

Fungsi	:	Menampung larutan H_3PO_4
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menampung larutan
Volume tangki	:	691,790 cuft = 19,5893 m^3
Diameter tangki	:	28,0338 ft = 8,5447 m
Tinggi tangki	:	56,0675 ft = 17,0894 m
Tebal shell	:	5/8 in
Tebal tutup atas	:	5/8 in
Tebal tutup bawah	:	5/8 in
Waktu penyimpan	:	5 Hari
Bahan konstruksi	:	stainless steel A193 grade B8
Jumlah	:	1 buah

5. POMPA AMMONIA CAIR (L-114)



Fungsi = Untuk Memompa Ammonia ke Reaktor *Pre-Neutralizer*
Type = Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan = Viskositas rendah

Kapasitas = 3014,703 kg/jam
= 6646,2745 lb/jam
ρ NH_3 99,5% = 40,51 lb/ft^3

$$Sg = \frac{\rho\ bahan}{\rho\ reference\ (H_2O)}$$

$$= \frac{40,51\ lb/cuft}{62,43\ lb/cuft}$$

= 0,6489

Dari **Tern T.6 Page 808** di dapat sg reference = 1

Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp
μ NH3 99,5% = 0,19 Cps
= 0,000133 lb/ft.s

Flow rate (Qf) = $\frac{6646,2745 \text{ lb/jam}}{40,51 \text{ lb/ft}^3}$
= 164,06503 ft^3/jam
= 0,0455736 ft^3/s
= 20,454863 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.
Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :
ID optimum = $3,9\ (Q_f)^{0,45}(\rho)^{0,13}$
= 3,9 x 0,2491 x 1,62
= 1,5721 in

Digunakan pipa 2 sch. 80
Dari Kern, tabel 11, didapatkan :
ID = 1,939 in
= 0,1616 ft
A = 2,95 in^2
= 0,0204 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :
V = $\frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$
= $\frac{0,0456 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0204 \text{ ft}^2}$
= 2,2389 ft/s
maka :
NRe = $\frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$
= $\frac{0,16 \times 2,24 \times 40,5}{0,000133}$
= 110191,88 > 2100 (Turbulen)

Digunakan pipa commercial steel, dengan :
ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**
ϵ/D = 0,0009283
Dengan NRe = 110191,88 diperoleh :
f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

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

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489

Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft

Panjang equivalent suction, Ls :

2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32

Ls = 2 x 32 x ID
= 2 x 32 x 0,162
= 10,341 ft

1 buah gate valve, L = 7

Ls = 1 x 7 x ID
= 1 x 7 x 0,16
= 1,1311 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 10,3 + 1,13
= 54,123 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \frac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \frac{2 \times 0,02 \times 5,01 \times 54,123}{32,174 \times 0,1616}$

= 2,5676 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \frac{{V_2}^2 - {V_1}^2}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

$V_1 <<< V_2$ maka V_1 dianggap = 0

$= \frac{5,01 - 0}{2 \times 1 \times 32,2}$

= 0,0779 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$F_3 = \dfrac{kc.\ V^2}{2.\ \alpha.\ gc}$ $A_1 >>> A_2$ maka kc = 0,55

$= \dfrac{0{,}55 \times 5{,}01 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}174}$

= 0,0428 ft. lbf/lbm

Maka,

ΣF = 2,57 + 0,08 + 0,04

= 2,688 ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 24,334 ft

Z_2 = H liq tangki pengencer = 7,4954 ft

g/gc = 1 lbf/lbm

$\Delta Z \dfrac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$

$= (7{,}4954 - 24{,}3343) \times \dfrac{1\ ft/dt^2}{ft.lb_m/dt^2.lb_f}$

$= -16{,}839\ \dfrac{ft\ .\ lb_f}{lb_m}$

$P_1 = 4{,}5\ atm + \dfrac{\rho\ g\ h}{gc}$

= 9514 lbf/ft^2 + 40,5 lbm/ft3 x 1 lbf/lbm x 6,56 ft

= 9779,74 lbf/ft^2

P_2 = 1 atm = 2114,2 lbf/ft^2

$\dfrac{\Delta P}{\rho} = \dfrac{P_1 - P_2}{\rho} = \dfrac{9779{,}7 - 2114{,}2}{40{,}51}$ = 189,2253 lbf/ft^2

V_1 = 0 ft/s

V_2 = 2,2389 ft/s

α = 1 (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta Wf = \frac{\Delta P}{\rho}\ \Delta Z\ \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\ \alpha\ gc} + \Sigma F$$

$= 189{,}23 + -16{,}839 + \dfrac{5{,}01 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 2{,}688$

= 175,15 ft. lbf/lbm

Dimana η < 1 **(Mc. Cabe, hal 74)**
Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:
Effisiensi pompa = 55%

$$Wp = \frac{175,15}{55\%}$$

$$= 318,45928 \text{ ft. lbf/lbm}$$

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**
= 40,51 x 2,2389 x 0,0204
= 1,8461874 lb/s

$$P = \frac{m . Wp}{550}$$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

$$= \frac{1,85 \times 318,46}{550}$$

$$= 1,069 \text{ hp}$$

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi motor : 80%

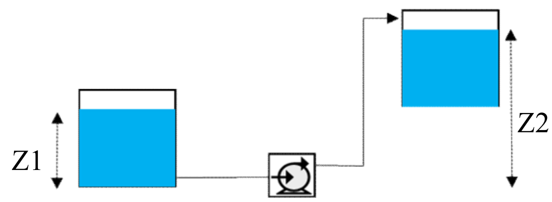
$$\text{Power sesungguhnya} = \frac{1,069}{80\%}$$

$$= 1,3362 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa

Fungsi	=	Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor	
Type	=	Centrifugal Pump	
Kapasitas	=	3014,7030	lb/jam
Kecepatan aliran (v)	=	2,2389	ft/detik
BHp	=	1,0690	Hp
Power Motor	=	1,3362	Hp
Rate volumetrik	=	20,4549	gpm
Total Dynamic Head	=	175,1526	ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	=	55%	
Effisiensi Motor	=	80%	
Bahan Konstruksi	=	Commercial Steal	
Jumlah	=	1 Buah	

6. POMPA ASAM SULFAT (L-115)



Fungsi = Untuk Memompa Asam Sulfat ke Reaktor *Pre-Neutralizer*
Type = Centrifugal Pump
Dasar = Viskositas rendah
Pemilihan

Kapasitas = 6705,3742 kg/jam
= 14782,802 lb/jam
ρ H2SO4 = 114,86 lb/ft^3

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{114{,}86 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$$

= 1,8398

Dari **Tern T.6 Page 808** di dapat sg reference = 1
Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp
μ H2SO4 = 26 Cps
= 0,0182 lb/ft.s

$$\text{Flow rate (Qf)} = \frac{14782{,}802 \text{ lb/jam}}{114{,}86 \text{ lb/ft}^3}$$

= 128,70279 ft^3/jam
= 0,0357508 ft^3/s
= 16,046063 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.
Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :

ID optimum = $3{,}9\,(Q_f)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$
= 3,9 x 0,2233 x 1,85
= 1,6139 in

Digunakan pipa 1 1/2 sch. 40
Dari Kern, tabel 11, didapatkan :

ID = 1,61 in
 = 0,1342 ft
A = 2,04 in^2
 = 0,0141 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :

$$V = \frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$$

$$= \frac{0{,}0358 \ ft^3/s}{0{,}0141 \ ft^2}$$

$$= 2{,}5398 \ ft/s$$

maka :

$$NRe = \frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}13 \times 2{,}54 \times 115}{0{,}0182}$$

$$= 2150{,}5436 > 2100 \ \text{(Turbulen)}$$

Digunakan pipa commercial steel, dengan :

ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**
ϵ/D = 0,001118

Dengan NRe = 2150,54 diperoleh :
f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

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

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489

Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft
Panjang equivalent suction, Ls :
2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32

Ls = 2 x 32 x ID
 = 2 x 32 x 0,134
 = 8,5867 ft

1 buah gate valve, L = 7

Ls = 1 x 7 x ID
= 1 x 7 x 0,13
= 0,9392 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 8,59 + 0,94
= 52,176 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \frac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \frac{2 \times 0{,}02 \times 6{,}45 \times 52{,}176}{32{,}174 \times 0{,}1342}$

= 3,8362 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \frac{V_2^{\ 2} - V_1^{\ 2}}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

V_1 <<< V_2 maka V_1 dianggap = 0

$= \frac{6{,}45 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2}$

= 0,1002 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$F_3 = \frac{kc.\ V^2}{2.\ \alpha.\ gc}$ A_1 >>> A_2 maka kc = 0,55

$= \frac{0{,}55 \times 6{,}45 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}174}$

= 0,0551 ft. lbf/lbm

Maka,

ΣF = 3,84 + 0,1 + 0,06
= 3,992 ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 0 ft
Z_2 = H liq tangki pengencer = 7,4954 ft
g/gc = 1 lbf/lbm

$\Delta Z \frac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$

$= (7{,}4954 - 0{,}0000) \times \frac{1 \ ft/dt^2}{ft.lb_m/dt^2.lb_f}$

$= 7{,}4954 \ \frac{ft \ . \ lb_f}{lb_m}$

$P_1 = 1 \ atm + \frac{\rho \ g \ h}{gc}$

$= 2114{,}2 \ lbf/ft^2 + 115 \ lbm/ft3 \times 1 \ lbf/lbm \times 6{,}56 \ ft$

$= 2867{,}70 \ lbf/ft^2$

$P_2 = 1 \ atm = 2114{,}2 \ lbf/ft^2$

$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{2867{,}7 - 2114{,}2}{114{,}86} = 6{,}5600 \ lbf/ft^2$

$V_1 = 0$ ft/s

$V_2 = 2{,}5398$ ft/s

$\alpha = 1$ (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta Wf = \frac{\Delta P}{\rho} \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

$= 6{,}5600 + 7{,}4954 + \frac{6{,}45 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 3{,}992$

$= 18{,}147$ ft. lbf/lbm

Dimana η < 1 **(Mc. Cabe, hal 74)**
Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:
Effisiensi pompa = 55%

$Wp = \frac{18{,}147}{55\%}$

$= 32{,}994977$ ft. lbf/lbm

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**

= 114,86 x 2,5398 x 0,0141

= 4,1063339 lb/s

$P = \frac{m \ . \ Wp}{550}$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

$= \frac{4{,}11 \times 32{,}995}{550}$

$= 0{,}2463$ hp

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi motor : 80%

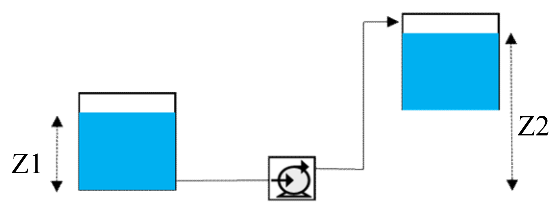
Power sesungguhnya $= \frac{0,2463}{80\%}$

$= 0,3079$ Hp

Spesifikasi Pompa

Fungsi	=	Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor	
Type	=	Centrifugal Pump	
Kapasitas	=	6705,3742	lb/jam
Kecepatan aliran (v)	=	2,5398	ft/detik
BHp	=	0,2463	Hp
Power Motor	=	0,3079	Hp
Rate volumetrik	=	16,0461	gpm
Total Dynamic Head	=	18,1472	ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	=	55%	
Effisiensi Motor	=	80%	
Bahan Konstruksi	=	Commercial Steal	
Jumlah	=	1 Buah	

7. POMPA ASAM FOSFAT (L-116)



Fungsi = Untuk Memompa Asam Fosfat ke Reaktor *Pre-Neutralizer*
Type = Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan = Viskositas rendah

Kapasitas = 26035,074 kg/jam
= 57397,445 lb/jam
ρ H_3PO_4 = 83,1600 lb/ft^3

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{83{,}16 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$$

= 1,3321

Dari **Tern T.6 Page 808** di dapat sg reference = 1

Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp

μ H3PO4 = 5 Cps
= 0,0035 lb/ft.s

$$\text{Flow rate (Qf)} = \frac{26035{,}074 \text{ lb/jam}}{83{,}16 \text{ lb/ft}^3}$$

= 313,07208 ft^3/jam
= 0,0869645 ft^3/s
= 39,032366 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.

Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :

ID optimum = $3{,}9\ (Q_f)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$
= 3,9 x 0,3332 x 1,78
= 2,3086 in

Digunakan pipa 2 1/2 sch. 80

Dari Kern, tabel 11, didapatkan :

ID = 2,323 in
= 0,0833 ft

A = 4,23 in^2
= 0,0292 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :

$$V = \frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$$

$$= \frac{0{,}087 \text{ ft}^3\text{/s}}{0{,}0292 \text{ ft}^2}$$

= 2,9796 ft/s

maka :

$$NRe = \frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}08 \times 2{,}98 \times 83{,}16}{0{,}0035}$$

= 5899,5321 > 2100 (Turbulen)

Digunakan pipa commercial steel, dengan :

ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**

ϵ/D = 0,0018

Dengan NRe = 5899,53 diperoleh :

f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

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

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489

Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft

Panjang equivalent suction, Ls :

2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32

Ls = 2 x 32 x ID

= 2 x 32 x 0,083

= 5,3333 ft

1 buah gate valve, L = 7

Ls = 1 x 7 x ID

= 1 x 7 x 0,08

= 0,5833 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 5,33 + 0,58

= 48,567 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \frac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \frac{2 \times 0{,}02 \times 8{,}88 \times 48{,}567}{32{,}174 \times 0{,}0833}$

= 7,9120 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \frac{V_2{}^2 - V_1{}^2}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

V_1 <<< V_2 maka V_1 dianggap = 0

$$= \frac{8,88 - 0}{2 \times 1 \times 32,2}$$

= 0,138 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$$F_3 = \frac{kc. V^2}{2. \alpha. gc} \quad A_1 >>> A_2 \quad \text{maka kc} = 0,55$$

$$= \frac{0,55 \times 8,88 - 0}{2 \times 1 \times 32,174}$$

= 0,0759 ft. lbf/lbm

Maka,

ΣF = 7,91 + 0,14 + 0,08
= 8,126 ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 0,0000 ft
Z_2 = H liq tangki pengencer = 7,4954 ft
g/gc = 1 lbf/lbm

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$$

$$= (7,4954 - 0,0000) \times \frac{1 \text{ ft/dt}^2}{\text{ft.lb}_m/\text{dt}^2.\text{lb}_f}$$

$$= 7,4954 \frac{\text{ft . lb}_f}{\text{lb}_m}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} + \frac{\rho \ g \ h}{gc}$$

= 2114,2 lbf/ft^2 + 83,2 lbm/ft^3 x 1 lbf/lbm x 6,56 ft
= 2659,75 lbf/ft^2

P_2 = 1 atm = 2114,2 lbf/ft^2

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{2659,7 - 2114,2}{83,16} = 6,5600 \quad lbf/ft^2$$

V_1 = 0 ft/s
V_2 = 2,9796 ft/s
α = 1 (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta Wf = \frac{\Delta P}{\rho}\ \Delta Z\ \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\ \alpha\ gc} + \Sigma F$$

$$= 6{,}56 + 7{,}4954 + \frac{8{,}88 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 8{,}126$$

= 22,319 ft. lbf/lbm

Dimana η < 1 **(Mc. Cabe, hal 74)**
Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:
Effisiensi pompa = 55%

$$Wp = \frac{22{,}319}{55\%}$$

= 40,580457 ft. lbf/lbm

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**
= 83,16 x 2,9796 x 0,0292
= 7,231965 lb/s

$$P = \frac{m\ .\ Wp}{550}$$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

$$= \frac{7{,}23 \times 40{,}58}{550}$$

= 0,5336 hp

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi mot 80%

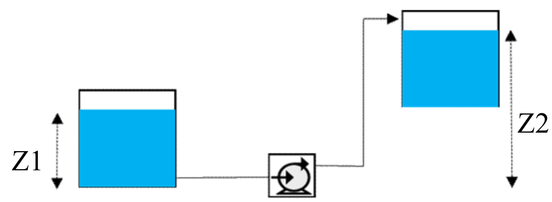
$$\text{Power sesungguhnya} = \frac{0{,}5336}{80\%}$$

= 0,667 Hp

Spesifikasi Pompa

Fungsi	=	Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor
Type	=	Centrifugal Pump
Kapasitas	=	26035,0739 lb/jam
Kecepatan aliran (v)	=	2,9796 ft/detik
BHp	=	0,5336 Hp
Power Motor	=	0,6670 Hp
Rate volumetrik	=	39,0324 gpm
Total Dynamic Head	=	22,3193 ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	=	55%
Effisiensi Motor	=	80%
Bahan Konstruksi	=	Commercial Steal
Jumlah	=	1 Buah

8. POMPA REAKTOR (L-117)



Fungsi = Untuk Memompa slurry dari Reaktor *ke Granulator*
Type = Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan = Viskositas rendah

Kapasitas = 36836,783 kg/jam
= 81211,108 lb/jam
ρ slurry reaktor = 88,0000 lb/ft^3

$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$

$= \frac{88 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$

= 1,4096

Dari **Tern T.6 Page 808** di dapat sg reference = 1
Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp
μ slurry reaktor = 60 Cps
= 0,042 lb/ft.s

Flow rate (Qf) = $\frac{81211,108 \text{ lb/jam}}{88 \text{ lb/ft}^3}$
= 922,8535 ft^3/jam
= 0,2563482 ft^3/s
= 115,05707 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.
Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :
ID optimum = $3,9\ (Q_f)^{0,45}(\rho)^{0,13}$
= 3,9 x 0,542 x 1,79
= 3,7829 in

Digunakan pipa 4 sch. 40
Dari Kern, tabel 11, didapatkan :

ID = 4,026 in
= 0,3355 ft
A = 12,7 in^2
= 0,0876 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :

$$V = \frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$$

$$= \frac{0{,}2563 \ ft^3/s}{0{,}0876 \ ft^2}$$

= 2,9253 ft/s

maka :

$$NRe = \frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}34 \times 2{,}93 \times 88}{0{,}042}$$

= 2056,3799 > 2100 (Turbulen)

Digunakan pipa commercial steel, dengan :

ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**
ϵ/D = 0,0004471

Dengan NRe = 2056,38 diperoleh :
f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

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

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489
Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft
Panjang equivalent suction, Ls :
2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32
Ls = 2 x 32 x ID
= 2 x 32 x 0,336
= 21,472 ft

1 buah gate valve, L = 7

Ls = 1 x 7 x ID
= 1 x 7 x 0,34
= 2,3485 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 21,5 + 2,35
= 66,471 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \frac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \frac{2 \times 0{,}02 \times 8{,}56 \times 66{,}471}{32{,}174 \times 0{,}3355}$

= 2,5927 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \frac{V_2{}^2 - V_1{}^2}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

V_1 <<< V_2 maka V_1 dianggap = 0

$= \frac{8{,}56 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2}$

= 0,133 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$F_3 = \frac{kc.\ V^2}{2.\ \alpha.\ gc}$ A_1 >>> A_2 maka kc = 0,55

$= \frac{0{,}55 \times 8{,}56 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}174}$

= 0,0731 ft. lbf/lbm

Maka,

ΣF = 2,59 + 0,13 + 0,07
= 2,799 ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 12,0625 ft
Z_2 = H liq tangki pengencer = 7,4954 ft
g/gc = 1 lbf/lbm

$\Delta Z \frac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$

$= (7,4954 - 12,0625) \times \frac{1 \text{ ft/dt}^2}{\text{ft.lb}_m/\text{dt}^2.\text{lb}_f}$

$= -4,5671 \frac{\text{ft . lb}_f}{\text{lb}_m}$

$P_1 = 1 \text{ atm} + \frac{\rho \; g \; h}{gc}$

$= 0 \text{ lbf/ft}^2 + 88 \text{ lbm/ft3} \times 1 \text{ lbf/lbm} \times 6,56 \text{ ft}$

$= 577,28 \text{ lbf/ft}^2$

$P_2 = 1 \text{ atm} = 0,0 \text{ lbf/ft}^2$

$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{577,3 - 0,0}{88} = 6,5600 \text{ lbf/ft}^2$

$V_1 = 0$ ft/s

$V_2 = 2,9253$ ft/s

$\alpha = 1$ (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta Wf = \frac{\Delta P}{\rho} \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\, \alpha\, gc} + \Sigma F$$

$= 6,56 + -4,5671 + \frac{8,56 - 0}{2 \times 1 \times 32,2} + 2,799$

$= 4,9247$ ft. lbf/lbm

Dimana η < 1 **(Mc. Cabe, hal 74)**

Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:

Effisiensi pompa = 55%

$Wp = \frac{4,9247}{55\%}$

$= 8,9540831$ ft. lbf/lbm

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**

= 88 x 2,9253 x 0,0876

= 22,558641 lb/s

$P = \frac{m \,.\, Wp}{550}$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

$= \frac{22,6 \times 8,9541}{550}$

$= 0,3673$ hp

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi motor : 80%

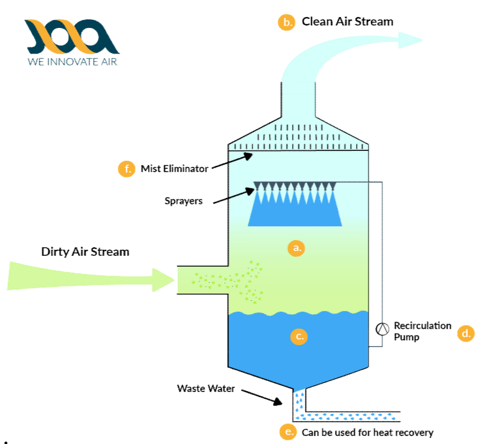
Power sesungguhnya = $\frac{0{,}3673}{80\%}$

= 0,4591 Hp

Spesifikasi Pompa

Fungsi	= Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor	
Type	= Centrifugal Pump	
Kapasitas	= 36836,7826	lb/jam
Kecepatan aliran (v)	= 2,9253	ft/detik
BHp	= 0,3673	Hp
Power Motor	= 0,4591	Hp
Rate volumetrik	= 115,0571	gpm
Total Dynamic Head	= 4,9247	ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	= 55%	
Effisiensi Motor	= 80%	
Bahan Konstruksi	= Commercial Steal	
Jumlah	= 1 Buah	

9. GRANULATOR PRE-SCRUBBER (D-118)



Perhitungan :

Liquid yang ada pada kolom L

Feed masuk liqud dari atas, L2:

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
H_2SO_4	787,09	98,08	8,025	0,9
H_2O	16,06	18	0,8924	0,1
Total	803,15		8,9174	1

Produk liquid keluar dari bawah, L1 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
$(NH_4)_2SO_4$	1.060,4	132,14	8,025	0,9
H_2O	16,06	18	0,8924	0,1
Total	1076,5		8,9174	1

L = 8,9174 + 8,9174 = 17,835 kmol

Gas yang berada pada kolom G

Feed gas masuk dari bawah, G1 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
NH_3	407,36	17,03	23,92	1
Total	407,36		23,92	1

Produk atas gas, G2 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
NH_3	134,03	17,03	7,87	1
Total	134,03		7,87	1

Gas terserap :

G_1 : 23,9 kmol/jam = 0,0066 kmol/detik

$$y_1 = \frac{G_1\,NH_3 - G_2\,NH_3}{G_1\,NH_3} = \frac{23{,}9200 - 7{,}8700}{23{,}91996995}$$

$= 0{,}6710$ kmol/kmol feed

$$y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0{,}6710}{1 - 0{,}6710}$$

$= 2{,}0394$ kmol/kmol feed

Laju alir NH_3 yang keluar

$Gs = G_1 \times (1 - y_1)$

$= 0{,}0066 \times (1 - 0{,}6710)$

$= 0{,}0021861$ kmol/detik

Dari perhitungan neraca massa diperoleh % penyisihan gas sebagai produk atas adalah

$$= \left(1 - \frac{G_2\ Total}{G_1\ Total}\right) \times 100\%$$

$= \left(1 - \frac{7,87}{23,92} \right) \times 100\%$

$= 67,1\%$

$y_2 = 67,1\% \times y_1$

$= 67,1\% \times 2,039$

$= 1,3684$ kmol/kmol feed

Media Penyerap :

Kandungan NH_3 = Fraksi mol NH_3 (X_2)

X_2 NH_3 = 0 kmol/kmol feed

$X_2 = \frac{0}{1 - 0} = 0$ kmol NH_3/kmol feed

Vapor pressure :

$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$

Konstanta Antoine : **(Sherwood, Appendix C)**

Komponen	A	B	C
NH_3	16,948	2132,5	-32,98

Vapor pressure NH_3 pada suhu 30°C = 303,15 K

$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$

$= 16,948 - \frac{2132,5}{-32,98 + 303,15}$

$= 9,0549$

$P = 8560,5664$ mmHg

Total Vapor Pressure = 8560,5664 mmHg

Tekanan total pada kolom = 1 atm = 760 mmHg

$\frac{P^*}{Pt} = \frac{8560,6}{760} = 11,264$

Persamaan garis kesetimbangan

$\frac{P^*}{Pt} = \frac{P^* (X^*)}{Pt (1-X)}$ **(Treyball, Page 287)**

Persamaan garis operasi

$Gs \; (Y_1 - Y) = Ls \; (X_1 - X)$ **(Treyball, Page 287)**

$$\frac{Ls}{Gs} = \frac{(Y_1 - Y)}{(X_1 - X)}$$

Pada kondisi Ls minimum X_1 = 0,2
(Diambil dari salah satu titik kesetimbangan)

$$Ls\ min = \frac{Gs \times (Y_1 - Y_2)}{(X_1 - X)}$$

$$= \frac{0{,}002186 \times (2{,}0394 - 1{,}3684)}{(0{,}2 - 0)}$$

$$= 0{,}0073342 \text{ kmol/detik}$$

Asumsi : Ls operasi = 1,5 Ls minimum **(Treyball, Page 288)**

Ls operasi = 1,5 x 0,0073342 = 0,011001361 kmol/detik

$$X_1 = \frac{Gs\,(Y_1 - Y)}{Ls} + X_2$$

$$= \frac{0{,}002186 \times (2{,}0394 - 1{,}3684)}{0{,}011001361}$$

$$= 0{,}1333 \text{ kmol/detik}$$

$$\frac{Ls}{Gs} = \frac{0{,}0110014}{0{,}002186} = 5{,}0324$$

Dari grafik untuk x = 0,0005
Diperoleh y = 0,21
y* = 0,43

Number of transfer unit,

$$Ng = \int \frac{1}{y* - y}$$ **(Mc Ketta, Page 242)**

Digunakan, y x 0,21
Analisa data dengan menggunakan metode simpson, interval = 3
didapat :

Fungsi	y	$\frac{1}{y^* - y}$
f1	0,21	4,5455
f2	3,21	-0,3597
f3	6,21	-0,173
f4	9,21	-0,1139
f5	12,21	-0,0849

Metode Simpson :

$$\int_{x=a}^{x=b} F(x)dx = \frac{h}{3}[f0 + 4(f_1 + f_3) + 2(f_2 + f_4) + f_5]$$

Dimana h = Interval

$$Ng = \frac{3}{3} \times 16{,}458$$

$$= 16{,}458 = 16 \text{ Buah}$$

Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Berat (kg)	Fraksi Berat (Xi)	ρ (g/cm³)	ρ (g/cm³)	Xi/ρ
$(NH_4)_2SO_4$	1.060,42	0,985078215	1,769	110,44	0,0089
H_2O	16,06	0,014921785	1	62,428	0,0002
Total	1076,4862	1			0,0092

$$\frac{1}{\rho} = \sum \frac{xi}{\rho} = 0{,}0092$$

$$\rho = \frac{1}{0{,}0092} = 109{,}182 \text{ lb/cuft}$$

ρ gas = 0,0426

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{109{,}18 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 1{,}7489$$

Dari **Kern T.6 Page 808** di dapat sg referenc = 1

Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{Sg bahan}}{\text{Sg reference}} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{1{,}7489}{1} \times 0{,}95$$

$$= 1{,}6615 \text{ Cp}$$

$$\frac{L}{G}\left(\frac{\rho G}{\rho L}\right)^{0,5} = 5{,}0324\left(\frac{0{,}0426}{109{,}18221}\right)^{0,5}$$

$$= 0{,}09940$$

Dari **Perry 6ed, fig 18-38 hal 18-22** dengan asumsi approximate flooding didapat :

$$\frac{G^2}{\rho}\frac{Fp}{G}\frac{\Psi\ \mu^2}{\rho L\ g} = 0{,}3$$

Dimana :

G = Superficial gas mass flux

Fp = Konstanta packing : Untuk 1 in (25 mm) ra = 50
(Ulrich, hal 198)

$$\Psi = \frac{\rho}{\rho\ .\ L} = \frac{62{,}428}{109{,}182} = 0{,}572$$

m = Viskositas. Cp ; μ = 1,66 Cp

g = Konstanta grafitasi : 32,147 lb/ft det²

0,5 jam = 1800 detik

$$0{,}3 = \frac{G2\ x\ 50\ x\ 0{,}572\ x\ (1{,}6615)^2}{0{,}0426\ x\ 109{,}182\ x\ 32{,}147\ x\ 1800}$$

$$0{,}3 = \frac{G2\ x\ 78{,}951199}{269137{,}6406}$$

$$G2 = \frac{80741{,}29218}{78{,}95119897} = 1022{,}673414 \text{ lb/jam ft3}$$

G = 31,979265 lb/jam ft²

Asumsi = 85%

G_{actual} = 85% x G
= 85% x 31,979
= 27,18 lb/jam ft²

Dari produk atas gas G2 = 0,2213 kmol/jan = 221,3 mol/jam

Diameter tower, D = $\sqrt{\frac{4V.\,Mg}{\pi\ G}}$ **(Ulrich, Persamaan 4-88)**

Dimana :

V = gas flow rate = 0,2213 kmol/jam

Mg = Berat gas = 407,35709 kg = 898,06758 lb

Diameter tower = 77,580154 ft = 23,646431 m

Perhitungan tinggi tower :
Ulrich ; pers 4-88, didapat Height Equipment to Theoretical Plate, HETP = $D^{0,3}$

Maka HETP = $D^{0,3}$
= $77,58^{0,3}$
= 3,6891405 ft

Tinggi tower, I = Ng x ETP
= 16,458 x 3,6891
= 60,715 ft = 18,506 m
Stage Efisiensi = 60% **(Ulrich, tabel 4-82)**
Maka tinggi ko = $\frac{60,715}{60\%}$
= 101,19 ft = 30,843 m

Rate volumetri = $\frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$
= $\frac{1.210,51}{109,1855}$
= 11,086746 cuft/jam

Pada proses ini dipilih rashing rin **(Perry 6ed tabel 14-3)**
Ukuran ring = 25 mm
Tekanan = 0,97 atm
Tinggi kolo = 33,9 ft = 10,327 m
Diameter = 1,35 ft = 0,4115 m

Diameter tutup = Diameter tangk = 1,35 ft = 0,41 m
Rasio axis = 2 : 1
= 2

Tebal Dinding Tangki
Tekanan Operasi = 0,97 atm = 98,285 kPa
Faktor Keamanan = 5%
Maka Design = 1,05 x 98,285 kPa
= 103,2 kPa
Efisiensi Sambung = 0,8
Allowable Stress = 12,65 Psia = 87,219 kPa

Menentukan Tebal Shell Minimum

Tebal shell berdasarjan ASME code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times r_i}{f E - 0.6 P} + C$$

Dengan :

t_{min} = Tebal shell minimum (in)

P = Tekanan tangki (Psi)

r_i = Jari-jari tangki (in) (1/2 D)

C = Faktor korosi (in) (digunakan 1/8 in) = 0,125 in

E = Faktor pengelasan, digunakan double weld, E : 0,8

f = Stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C, maka : f = 12,65 Psi (**Brownell, Table 13-1)**

$$r_i = \frac{1}{2} \times 1,3477 = 0,6739 \text{ ft} = 8,0862 \text{ in}$$

$$t_{min} = \frac{P \times r_i}{f E - 0.6 P} + C$$

$$= \frac{14,968 \times 8,0862}{10120 - 8,9808} + 0,125$$

$$= \frac{121,03424}{10111,019} + 0,125$$

$= 0,1369705$ in (Digunakan t = 1/5 in)

Spesifikasi :

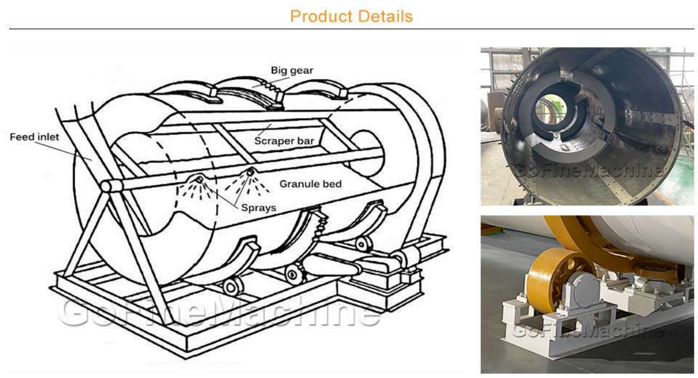
Fungsi	:	Menyerap sisa gas dari Granulator dengan bantuan Asam Sulfat
Type	:	Packed Bed
material	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Ukuran Ring	:	25 mm = 0,082 ft
Tinggi Kolom	:	33,9 ft = 10,327 m
Diameter tangki	:	1,35 ft = 0,4115 m
Diameter tutup	:	1,35 ft = 0,4115 m
Tebal shell	:	1/5 in
Tebal tutup atas	:	1/5 in
Tebal tutup bawah	:	1/5 in

10. GRANULATOR

Fungsi : Granulasi Pupuk NPK

Type : Rotary drum

Dasar Pemilihan : Sesuai dengan bahan dan granulasi berjalan cepat



Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	0,2748	20.827,06	1,769	110,43506
$NH_4H_2PO_4$	0,064	4.847,35	1,803	112,55761
$(NH_4)_2HPO_4$	0,0583	4.415,79	1,619	101,07087
H_3PO_4	0,1173	8.887,83	1,329	82,966759
$CO(NH_2)_2$	0,0318	2.407,40	1,335	83,341327
KCl	0,2197	16.651,08	1,998	124,73106
NH_3	0,0537	4.073,57	0,723	45,135415
H2O	0,1806	13.685,67	1	62,42796
Total	1	75795,74704		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\dfrac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\dfrac{0,2748}{110,44} + \dfrac{0,064}{112,56} + \dfrac{0,0583}{101,07} + \dfrac{0,1173}{82,967} + \dfrac{0,0318}{83,341} + \dfrac{0,2197}{124,73} + \dfrac{0,0537}{45,135} + \dfrac{0,1806}{62,428}}$$

$$= 88,719605 \text{ lb/cuft}$$

1. Dari neraca massa dan panas
   Feed masuk = 75795,747 kg/jam = 167100,82 lb/jam

Volume bahan dalam rotary drum 10 s/d 20%
Waktu Tinggal 1 s/d 5 menit, ditetapkan 5 menit
Sudut Kemiringan = 0 s/d 10, ditetapkan 5
L/D 2 s/d 5
Untuk kapasitas 75795,747 kg/jam 75,795747 ton/jam

Diameter 12 ft

Panjang drum (L) 36 ft

Kecepatan putaran 10 rpm **(Perry 7ed hal 20-75)**

Isolasi :

Batu isolasi dipakai 4 in **(Perry 7 ed ; 12-42)**

Diameter dalam rotary	=	12	ft				
Diameter luar rotary	=	12	+	2((3/8)/12	=	12,063	ft
maka diameter rotary terisolasi	=	12,063	+	2(4/12)	=	12,729	ft

Perhitungan power rotary

Perry 6ed, persamaan 20-44 = hp = $\frac{N \times (4{,}75\ dw + 0{,}1925\ DW + 0{,}33\ W)}{100000}$

N : putaran rotary	;	10	rpm
d : diameter shell	;	12	ft
w : berat bahan	;	15932	lb
D : d+2	;	14	ft
W : berat total	;		

`

Perhitungan berat total

a. Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana :

Do : Diameter luar shell	;	12,0625	ft
Di : Diameter dalam she	;	12	ft
L : Panjang drum	;	36	ft
ρ : density shell	;	487	lb/cuft

$$We = 0{,}785 \times (12{,}063^2 - 12^2) \times 36 \times 487$$
$$= 20698 \text{ lb}$$

b. Berat isolasi

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana :

Do : Diameter luar shell	;	12,729	ft
Di : Diameter dalam she	;	12,063	ft
L : Panjang drum	;	36	ft
ρ : density shell	;	19	lb/cuft

We = 1 x (12,729 ^{2} - 12,1 ^{2} x 36 x 19
= 8872,1 lb

Perhitungan Power Rotary

Perry 6ed, persamaan 20-44 =

$$hp = \frac{N \times (4,75\ dw + 0,1925\ DW + 0,33\ W)}{100000}$$

Dengan :

N : putaran rotary	;	10	rpm
d : diameter shell	;	12	ft
w : berat bahan	;	15932	lb
D : d+2	;	14	ft
W : berat total	;	45502	lb

hp = 10 x 5 x 12 x 15932 + 0,19 x 14 x 45502 / 100000
+ 0,3 x 45502)
= 104,28 hp

Dengan efisiensi motor = 75% **(Perry 6 ed; p.20-37)** maka :

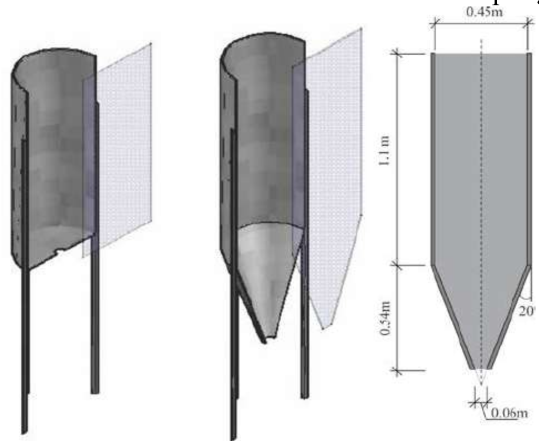
$$\text{Power motor} = \frac{104,28094}{75\%} = 139,04126 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Granulasi Pupuk NPK
Type	:	Rotary drum
Kapasitas	:	167101 lb/jam
Isolasi	:	Batu isolasi
Tebal Isolasi	:	4 in
Tebal Shell	:	0,0625 in
Diameter	:	12,063 ft
Panjang	:	36 ft
Sudut Rotary	:	5 °
Time of Passes	:	5 menit
Power	:	139,04 hp
Jumlah	:	1 Buah

11. BIN UREA

Fungsi : Menampung Urea
Type : Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Dasar Pemilihan : umum untuk menampung bahan



Perhitungan :

Tabel C.1 Densitas campuran ($CO(NH_2)_2$ dan air)

komponen	xi	ρ (g/cm³)	ρ.xi
$CO(NH_2)_2$	0,995	1,335	1,3283
H_2O	0,005	1	0,005
Total	1		1,3333

Rate massa = 1932,9 kg/jam
= 4261,4 lb/jam
= 102272,50 lb/hari

ρ campuran = 46,82 lb/ft³

Volumetrik bahan = $\frac{4261,3541}{46,8200}$ = 91,01568 ft3/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 1 buah tangki, sehingga :
volume bahan : 2184,4 cuft
Bahan mengisi tangki sebesar 80%
volume tangki : 2730,5 ft³

Menentukan ukuran tangki

Head dan digunakan dimensi Hs/Ds = 2
-volume silinder (Vs)

$Vs = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$Vs = (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$Vs = 1,57 \; Ds^3$

$$\text{Tan}(30) = \frac{\text{Radius}}{\text{Tinggi}} = \frac{Ds / 2}{Hk}$$

$$Hk = \frac{Ds / 2}{0{,}577}$$

$$= 0{,}8665511 \; Ds$$

$$V_{tutup\ bawah} = \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right) Ds^2 \; Hk$$

$$= \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right) Ds^2 \; 0{,}87 \; Ds$$

$$= (0{,}2617) \; Ds^2 \; (0{,}87 \; Ds)$$

$$= 0{,}2267 \; Ds^3$$

Vt = Vs + V tutup bawah

2730,5 = 1,57 Ds^3 + 0,23 Ds^3

Ds^3 = 1519,7

Ds = 11,497 ft = 3,5 m

H = 22,994 ft = 7,01 m

Hk = 9,9627 ft = 3,04 m

Htotal = 32,957 ft = 10 m

Volume Bahan = 2184,3763

Diameter dalam Tangki = 11,4970

Tinggi dan Volume Konis : Hk = 9,9627 ft

Vk = 344,5823 ft3

Vsilinder terisi = Vbahan - Vk

= 2184,38 - 344,58

= 1839,79

$$\text{Hbahan,silinder} = \frac{\text{Vsilinder terisi}}{\text{Luas Alas}}$$

$$= \frac{1839{,}7940}{103{,}76159}$$

$$= 17{,}730974$$

Htotal = hbahan, silinder + Hk

= 17,731 + 9,9627

= 27,6937

Menentukan tebal shell minimum :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$ts = \frac{P.\ ri}{f.\ e - 0{,}6\ P} + C$$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

dimana :

ts = tebal shell minimu in
P = tekanan tangki psi
ri = jari-jari tangki in = 68,982
C = faktor korosi in (digunakan 1/16)
E = faktor pengelasan = 0,8
f = stress bahan konstruksi Carbon Stell SA 283 grade C,
maka f : 12650 Psi

Tekanan lateral :

Ph (z) = k' x Pv (z)

Tekanan Vertikal :

$$Pv\ (z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'}\left(1 - e^{\frac{-4\ \mu'\ k'\ z}{Ds}}\right)$$

z = kedalaman dari puncak tumpukan material
Tekanan lateral maksimum pada bagian silinder terjadi di dasar silinder
Jadi, z = hbahan, silinder = 17,730974 ft
Ds = Diameter dalam = 11,4970 ft
μ' = Koefisien gesek = 0,35-0,55 **(Mc Cabe hal 299)**
diambil = 0,45
k' = ratio tekanan normal = 0,35-0,6

$$k' = \frac{1 - \sin\ \alpha}{1 + \sin\ \alpha}$$ **(Mc cabe ed 5 persamaan 26-17)**

diambil nilai k' = 0,41

maka :

$$Pv\ (z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'}\left(1 - e^{\frac{-4\ \mu'\ k'\ z}{Ds}}\right)$$

$$= \frac{47 \times 11{,}5}{4 \times 0{,}45}\left(1 - e^{\frac{-4 \times 0{,}45 \times 0{,}41 \times 17{,}7}{11{,}5}}\right)$$

$$= 299{,}04901\ (1 - e^{-1{,}127})$$

$$= 299{,}04901\ (1 - 0{,}3240)$$

$$= 202{,}16197$$

$$= 1{,}4039025 \text{ psi}$$

Ph max = k' x Pv (z)
= 0,41 x 202,16
= 82,077758
= 0,5699844 psi

Tebal shell, digunakan ASME code

$$ts = \frac{P.ri}{f. e - 0,6 P} + C$$

$$ts = \frac{0,57 \times 68,982}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 0,57} + 0,06$$

= 0,0664 in

Dipakai tebal shel 3/16 in

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah,
karena tutup bawah lebih banyak menerima beban

Tutup bawah conis :

$Pn = Pv \quad Cos^2 \alpha + Ph \quad sin^2 \alpha$
$= 1,4 \quad Cos^2 \# + 0,57 \quad sin^2 \quad 30$
$= 1,4 \times 0,75 + 0,57 \times 0,25$
$= 1,1954$ psi

Tebal conical :

$$\text{Tebal conical} = \frac{PD}{2 \cos \alpha (Fe - 0,6P)} + 0,06$$ **(B & Y hal 118; ASME Code)**

dengan α = cone angle = 30°

$$tc = \frac{1,1954 \times 11,4970 \times 12}{2 \times 0,87 \times (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 1,1954)}$$

= 0,0094097 = 3/16 in

Tinggi conical :

$$h = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$ **(Hesse, pers 4-17)**

keterangan : α = cone angle = 30°
D = diameter tangki = 11,497 ft
m = flat spot center = 12 in = 1 ft

$$Hk = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$

$$= \frac{11,5 - 1}{2 \times 0,58}$$

$$= 9,0906443 \text{ ft}$$

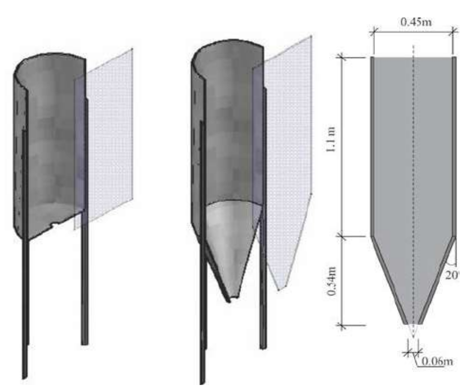
Tinggi Total Bin = Hs + Hk
= 22 + 9,09
= 31,091

Spesifikasi :

Fungsi	:	Menampung Urea
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Kapasitas Bin	:	2730,4704 ft^3
Diameter Bin	:	11,496972 ft
Tinggi Bin	:	31,090644 ft
Tebal Shell	:	3/16 in
Diameter atas conical	:	11,5 ft
Diameter bawah conical	:	1 ft
Tinggi conical	:	9,0906443 ft
Cone angle	:	30°
Tebal conical	:	3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 Buah

12. BIN AMMONIUM SULFAT

Fungsi	:	Menampung ZA
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Dasar Pemilihan	:	Umum untuk menampung bahan



Perhitungan :

Tabel C.1 Densitas campuran (($(NH_4)_2SO_4$ dan air)

komponen	xi	ρ (g/cm³)	ρ.xi
$(NH_4)_2SO_4$	0,999	1,769	1,7672
H_2O	0,001	1	0,001
Total	1		1,7682

Rate massa = 6731,7 kg/jam
= 14840,779 lb/jam
= 356179 lb/hari

ρ campuran = 65,5 lb/ft³

Volumetrik bahan = $\frac{14841}{65,5}$ = 226,58 ft³/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 1 buah tangki, sehingga :
volume bahan : 5437,8426 cuft3
Bahan mengisi tangki sebesar 80%
volume tangki : 6797,3033 ft3

Menentukan ukuran tangki

Head dan digunakan dimensi Hs/Ds = 2
-volume silinder (Vs)

$Vs = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$Vs = (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$Vs = 1,57 \ Ds^3$

$\text{Tan (30)} = \frac{\text{Radius}}{\text{Tinggi}} = \frac{Ds / 2}{Hk}$

$Hk = \frac{Ds / 2}{0,577}$

$= 0,8665511 \ Ds$

$V_{tutup\ bawah} = \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right) Ds^2 \ Hk$

$= \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4} \right) Ds^2 \ 0,87 \ Ds$

$= (0,2617) \ Ds^2 \ (0,87 \ Ds)$

$= 0,2267 \ Ds^3$

Vt	=	Vs + V tutup bawah						
6797,3	=	1,57	Ds^3	+	0,23	Ds^3		
Ds^3	=	3783,1						
Ds	=	15,582	ft	=	4,75	m		
H	=	31,164	ft	=	9,5	m		
Hk	=	13,502	ft	=	4,12	m		
Htotal	=	44,666	ft	=	13,6	m		

Volume Bahan = 5437,8426
Diameter dalam Tangki = 15,5818
Tinggi dan Volume Konis : Hk = 13,5024 ft
Vk = 857,8121 ft3

Vsilinder terisi = Vbahan - Vk
= 5437,84 - 857,81
= 4580,03

Hbahan,silinder = $\frac{\text{Vsilinder terisi}}{\text{Luas Alas}}$
= $\frac{4580{,}0305}{190{,}59114}$
= 24,030658

Htotal = hbahan, silinder + Hk
= 24,031 + 13,5024
= 37,5330

Menentukan tebal shell minimum :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$ts = \frac{P.\ ri}{f.\ e - 0{,}6\ P} + C$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

dimana :

ts = tebal shell minimu in
P = tekanan tangki psi
ri = jari-jari tangki in = 93,5
C = faktor korosi in (digunakan 1/16)
E = faktor pengelasan = 0,8
f = stress bahan konstruksi Carbon Stell SA 283 grade C,
maka f : 12650 Psi

Tekanan lateral :

Ph (z) = k' x Pv (z)

Tekanan Vertikal :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$$

z = kedalaman dari puncak tumpukan material
Tekanan lateral maksimum pada bagian silinder terjadi di dasar silinder
Jadi, z = hbahan, silinder = 24,030658 ft
Ds = Diameter dalam = 15,5818 ft
μ' = Koefisien gesek = 0,35-0,55 **(Mc Cabe hal 299)**
diambil = 0,45
k' = ratio tekanan normal = 0,35-0,6

$$k' = \frac{1 - \sin\ \alpha}{1 + \sin\ \alpha}$$ **(Mc cabe ed 5 persamaan 26-17)**

diambil nilai k' = 0,41

maka :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$$

$$= \frac{\#\ \times\ 15,6}{4\ \times\ 0,45} \left(1 - e^{-4 \times 0,45 \times 0,41 \times 24,0\ /\ 15,6}\right)$$

$$= 567,00296 \left(1 - e^{-1,127}\right)$$

$$= 567,00296 \left(1 - 0,3240\right)$$

= 383,30316
= 2,6618275 psi

Ph max = k' x Pv (z)
= 0,41 x 383,3
= 155,62108
= 1,080702 psi

Tebal shell, digunakan ASME code

$$ts = \frac{P.ri}{f.\ e - 0,6\ P} + C$$

$$ts = \frac{1,0807 \times 93,491}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 1,08} + 0,06$$

= 0,0725 in
Dipakai tebal shel 3/16 in

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah,
karena tutup bawah lebih banyak menerima beban

Tutup bawah conis :

Pn = Pv Cos ^{2} α + Ph sin ^{2} α
= 2,66 Cos ^{2} # + 1,08 sin ^{2} 30
= 2,66 x 0,75 + 1,08 x 0,25
= 2,2665 psi

Tebal conical :

$$\text{Tebal conical} = \frac{PD}{2 \cos \alpha (Fe - 0{,}6P)} + 0{,}06$$ **(B & Y hal 118; ASME Code)**

dengan α = cone angle = 30°

$$tc = \frac{2{,}2665 \times 15{,}5818 \times 12}{2 \times 0{,}87 \times (12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 2{,}2665)}$$

= 0,0241813 = 3/16 in

Tinggi conical :

$$h = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$ **(Hesse, pers 4-17)**

keterangan : α = cone angle = 30°
D = diameter tangki = 15,582 ft
m = flat spot center = 12 in = 1 ft

$$Hk = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$
$$= \frac{15{,}6 - 1}{2 \times 0{,}58}$$
= 12,628175 ft

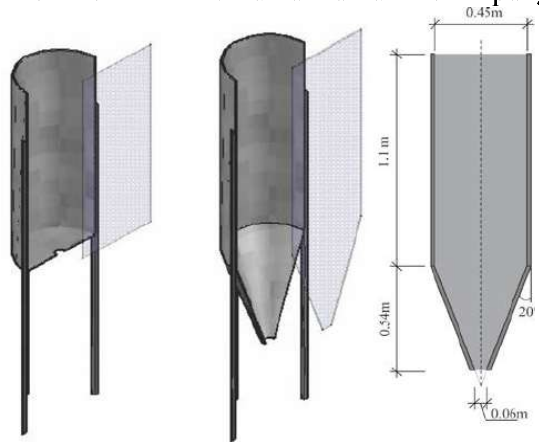
Tinggi Total Bin = Hs + Hk
= 22 + 12,6
= 34,628

Spesifikasi :

Fungsi	:	Menampung ZA
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Kapasitas Bin	:	6797,3033 ft³
Diameter Bin	:	15,581761 ft
Tinggi Bin	:	34,628175 ft
Tebal Shell	:	3/16 in
Diameter atas conical	:	15,6 ft
Diameter bawah conical	:	1 ft
Tinggi conical	:	12,628175 ft
Cone angle	:	30°
Tebal conical	:	3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C

13. BIN KALIUM KLORIDA

Fungsi : Menampung KCL
Type : Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Dasar Pemilihan : umum untuk menampung bahan



Perhitungan :

Tabel C.1 Densitas campuran (KCl dan air)

komponen	xi	ρ (g/cm³)	ρ.xi
KCl	0,98	1,998	1,958
H_2O	0,02	1	0,02
Total	1		1,978

Rate massa = 13573,9 kg/jam
= 29925,4 lb/jam
= 718208,91 lb/detik

ρ campuran = 68,7 lb/ft³

Volumetrik bahan = $\frac{29925}{68,7}$ = 435,5949 ft³/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 1 buah tangki, sehingga :
volume bahan : 10454,278 cuft3
Bahan mengisi tangki sebesar 80%
volume tangki : 13067,848 ft3

Menentukan ukuran tangki

Head dan digunakan dimensi Hs/Ds = 2
-volume silinder (Vs)

$Vs = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$Vs = (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$Vs = 1,57 \; Ds^3$

$$\text{Tan}(30) = \frac{\text{Radius}}{\text{Tinggi}} = \frac{Ds \;/\; 2}{Hk}$$

$$Hk = \frac{Ds \;/\; 2}{0{,}577}$$

$$= 0{,}8665511 \; Ds$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = \frac{1}{3}\left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^2 \;\; Hk$$

$$= \frac{1}{3}\left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^2 \;\; 0{,}87 \; Ds$$

$$= (\; 0{,}2617 \;)\; Ds^2 \;(\; 0{,}87 \; Ds \;)$$

$$= 0{,}2267 \; Ds^3$$

Vt = Vs + V tutup bawah

13068 = 1,57 Ds^3 + 0,23 Ds^3

Ds^3 = 7273,1

Ds	=	19,375	ft	=	5,91	m
H	=	38,75	ft	=	11,8	m
Hk	=	16,789	ft	=	5,12	m
Htotal	=	55,539	ft	=	16,9	m

Volume Bahan = 10454,2781

Diameter dalam Tangki = 19,3749

Tinggi dan Volume Konis : Hk = 16,7893 ft

Vk = 1649,1479 ft3

Vsilinder terisi = Vbahan - Vk

= 10454,3 - 1649,15

= 8805,13

$$\text{Hbahan,silinder} = \frac{\text{Vsilinder terisi}}{\text{Luas Alas}}$$

$$= \frac{8805{,}1302}{294{,}67796}$$

$$= 29{,}880518$$

Htotal = hbahan, silinder + Hk

= 29,881 + 16,7893

= 46,6698

Menentukan tebal shell minimum :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$ts = \frac{P.\ ri}{f.\ e - 0{,}6\ P} + C$$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

dimana :

ts = tebal shell minimu in
P = tekanan tangki psi
ri = jari-jari tangki in = 116
C = faktor korosi in (digunakan 1/16)
E = faktor pengelasan = 0,8
f = stress bahan konstruksi Carbon Stell SA 283 grade C,
maka f : 12650 Psi

Tekanan lateral :

Ph (z) = k' x Pv (z)

Tekanan Vertikal :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{\frac{-4\ \mu'\ k'\ z}{Ds}} \right)$$

z = kedalaman dari puncak tumpukan material
Tekanan lateral maksimum pada bagian silinder terjadi di dasar silinder
Jadi, z = hbahan, silinder = 29,880518 ft
Ds = Diameter dalam = 19,3749 ft
μ' = Koefisien gesek = 0,35-0,55 **(Mc Cabe hal 299)**
diambil = 0,45
k' = ratio tekanan normal = 0,35-0,6

$$k' = \frac{1 - \sin\ \alpha}{1 + \sin\ \alpha}$$ **(Mc cabe ed 5 persamaan 26-17)**

diambil nilai k' = 0,41

maka :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds} \right)$$

$$= \frac{\#\ \times\ 19{,}4}{4\ \times\ 0{,}45} \left(1 - e^{-4 \times 0{,}45 \times 0{,}41 \times 29{,}9\ /\ 19{,}4} \right)$$

$$= 739{,}47455 \left(1 - e^{-1{,}127} \right)$$

$$= 739{,}47455 \left(1 - 0{,}3240 \right)$$

$$= 499{,}89674$$

$$= 3{,}4715052 \text{ psi}$$

Ph max = k' x Pv (z)
= 0,41 x 499,9
= 202,95808
= 1,4094311 psi

Tebal shell, digunakan ASME code

$$ts = \frac{P.ri}{f.\,e - 0{,}6\,P} + C$$

$$ts = \frac{1{,}4094 \times 116{,}25}{12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 1{,}41} + 0{,}06$$

= 0,0787 in

Dipakai tebal shel 3/16 in

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah,
karena tutup bawah lebih banyak menerima beban

Tutup bawah conis :

$Pn = Pv\ \cos^2 \alpha + Ph\ \sin^2 \alpha$
$= 3{,}47\ \cos^2 30 + 1{,}41\ \sin^2 30$
$= 3{,}47 \times 0{,}75 + 1{,}41 \times 0{,}25$
$= 2{,}956$ psi

Tebal conical :

$$\text{Tebal conical} = \frac{PD}{2 \cos \alpha (Fe - 0{,}6P)} + 0{,}06$$ **(B & Y hal 118; ASME Code)**

dengan α = cone angle = 30°

$$tc = \frac{2{,}956 \times 19{,}3749 \times 12}{2 \times 0{,}87 \times (12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 2{,}9560)}$$

= 0,0392155 = 3/16 in

Tinggi conical :

$$h = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$ **(Hesse, pers 4-17)**

keterangan : α = cone angle = 30°
D = diameter tangki = 19,375 ft
m = flat spot center = 12 in = 1 ft

$$Hk = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$

$$= \frac{19{,}4 - 1}{2 \times 0{,}58}$$

= 15,913112 ft

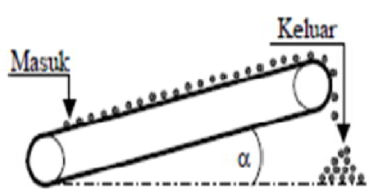
Tinggi Total Bin	=	Hs	+	Hk
	=	22	+	15,9
	=	37,913		

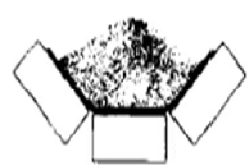
Spesifikasi :

Fungsi	:	Menampung KCL
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Kapasitas Bin	:	13067,848 ft3
Diameter Bin	:	19,374879 ft
Tinggi Bin	:	37,913112 ft
Tebal Shell	:	3/16 in
Diameter atas conical	:	19,4 ft
Diameter bawah conical	:	1 ft
Tinggi conical	:	15,913112 ft
Cone angle	:	30°
Tebal conical	:	3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 Buah

14. BELT CONVEYOR (J-214)

Fungsi	:	Memindahkan urea ke Bucket Elevator
Type	:	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	:	secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)





Rate massa masuk :

Berdasarkan kapasitas = 1932,9 kg/jam = 1,9329 ton/jam

Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**

Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max	=	32	ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers	=	0,44	hp
Speed	=	100	ft/menit
Faktor Koreksi Terminal	=	1,2	

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

Hp_{Lift} = 0 Hp

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}}\right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}}\right) \times 0{,}44$$

= 0,132 Hp

Hp_{Total} = Hp_{Lift} + $Hp_{Centers}$
= 0 + 0,132
= 0,132 Hp

$Hp_{Efektif}$ = Hp_{Total} x Faktor Terminal
= 0,132 x 1,2
= 0,1584 Hp

Effisiensi motor = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}16}{80\%}$$

= 0,2 hp
≈ 0,2 hp

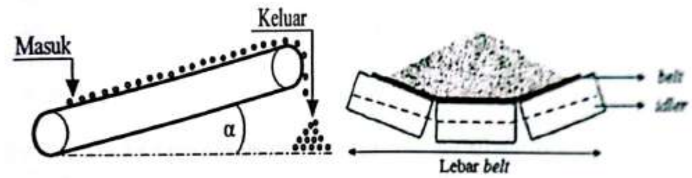
Spesifikasi :

Fungsi	= Memindahkan urea ke Bucket Elevator
Tipe	= Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	= secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max.	= 32 ton/jam
Belt - Width	= 14 in
- Trought width	= 9 in
- Skirt seal	= 2 in
Speed	= 100 ft/min
Panjang	= 30 ft
Jumlah	= 1 buah

15. BELT CONVEYOR (J-214B)

Fungsi = Memindahkan ZA ke Bucket Elevator

Type = Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan = secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)



Rate massa masuk :
Berdasarkan kapasitas = 6731,7 kg/jam = 6,7317 ton/jam
Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**
Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max	= 32	ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers	= 0,44	hp
Speed	= 100	ft/menit
Faktor Koreksi Terminal	= 1,2	

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

$Hp_{Lift} = 0 \text{ Hp}$

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}} \right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}} \right) \times 0{,}44$$

$$= 0{,}132 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$
$$= 0 + 0{,}132$$
$$= 0{,}132 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Efektif} = Hp_{Total} \times \text{Faktor Terminal}$$
$$= 0{,}132 \times 1{,}2$$
$$= 0{,}1584 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80%

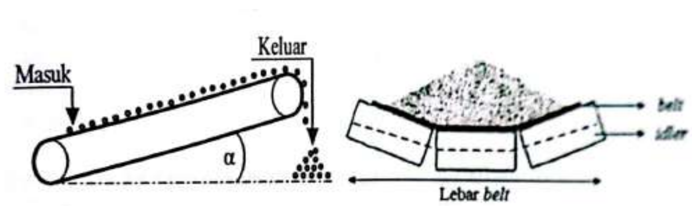
$$\text{Power motor} = \frac{0{,}16}{80\%}$$
$$= 0{,}2 \text{ hp}$$
$$\approx 0{,}2 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi = Memindahkan ZA ke Bucket Elevator
Tipe = Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan = secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max. = 32,0 ton/jam
Belt - Width = 14 in
- Trought width = 9 in
- Skirt seal = 2 in
Speed = 100 ft/min
Panjang = 30 ft
Power = 0,2 hp
Jumlah = 1 buah

16. BELT CONVEYOR (J-214C)

Fungsi = Memindahkan KCl ke Bucket Elevator
Type = Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan = secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)



Rate massa masuk :
Berdasarkan kapasitas = 13574 kg/jam = 13,574 ton/jam
Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**
Belt Conveyor dengan spesifikasi :
Kapasitas max = 32 ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers = 0,44 hp
Speed = 100 ft/menit
Faktor Koreksi Terminal = 1,2

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

Hp_{Lift} = 0

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}}\right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}}\right) \times 0{,}44$$

$$= 0{,}132 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$

$$= 0 + 0{,}132$$

$$= 0{,}132 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Efektif} = Hp_{Total} \times \text{Faktor Terminal}$$

$$= 0{,}132 \times 1{,}2$$

$$= 0{,}1584 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}16}{80\%}$$

$$= 0{,}2 \text{ hp}$$

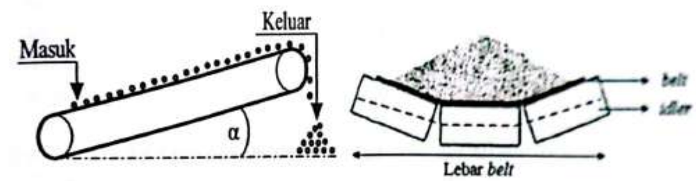
$$\approx 0{,}2 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	=	Memindahkan KCl ke Bucket Elevator
Tipe	=	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	=	secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max.	=	32 ton/jam
Belt - Width	=	14 in
- Trought width	=	9 in
- Skirt seal	=	2 in
Speed	=	100 ft/min
Panjang	=	30 ft
Power	=	0,2 hp
Jumlah	=	1 buah

17. BELT CONVEYOR (J-215)

Fungsi = Memindahkan Hasil recycle dan Feed ke Bucket Elevator
Type = Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan = secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)



Rate massa masuk :
Berdasarkan kapasitas = 34.865 kg/jam = 34,865 ton/jam
Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**
Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max = 40 ton/jam
Speed = 100 ft/menit
Faktor hp/10 ft Centers = 0,46 hp
Faktor Koreksi Terminal = 1,05

Asumsi jarak belt conveyor = 650 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

Hp_{Lift} = 0 Hp

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}}\right) \times \text{Faktor Center}$$
$$= \left(\frac{650 \text{ ft}}{100 \text{ ft}}\right) \times 0{,}46$$
$$= 2{,}99 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$
$$= 0 + 2{,}99$$
$$= 2{,}99 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Efektif} = Hp_{Total} \times \text{Faktor Terminal}$$
$$= 2{,}99 \times 1{,}05$$
$$= 3{,}1395 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80%

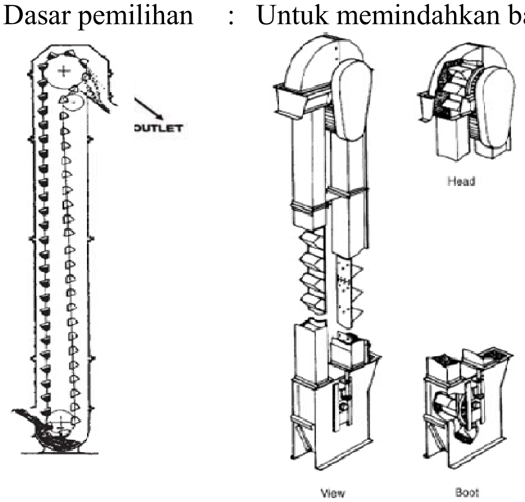
Power motor = $\frac{3,14}{80\%}$
= 3,9 hp
≈ 4 hp

Spesifikasi :

Fungsi	=	Memindahkan Hasil recycle dan Feed ke Bucket Elevator
Tipe	=	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	=	secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max.	=	40 ton/jam
Belt - Width	=	16 in
- Trought width	=	11 in
- Skirt seal	=	2,25 in
Speed	=	100 ft/min
Panjang	=	650 ft
Power	=	4 hp
Jumlah	=	1 buah

18. BUCKET ELEVATOR-3 (J-216)

Fungsi	:	Memindahkan bahan recycle belt conveyor ke Pug Mill
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.



Rate massa = 12.626,40 kg/jam
= 12,6264 ton/jam

Tinggi bucket = Tinggi (Pug Mill+ jarak dari dasar)
= 10 + 40
= 50 ft

Perhitungan power : **[Perry 7[ed], Tabel 21-8]**

Kapasitas maksimum = 14 ton/jam
Power pada head shaft = 3,5 hp
Power tambahan = 0,05 hp/ft
= 0,05 hp/ft x 50 ft
= 2,5 hp
Power total = 3,5 + 2,5
= 6,0 hp
Effisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{6,00}{80\%}$
= 7,5 hp ≈ 8 hp

Dari **Perry 7[ed] Tabel 21-8** sesuai kapasitas yang dipilih spesifikasi sebagai berikut:

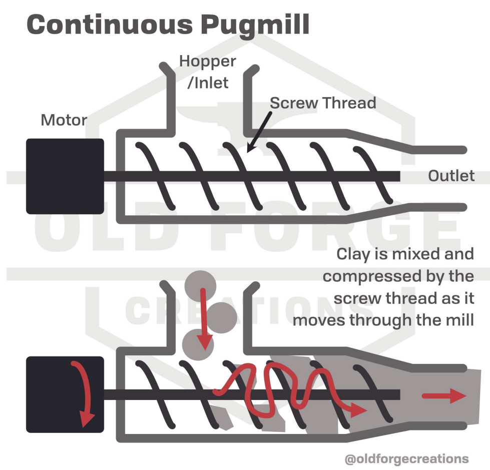
Kapasitas maksimum	:	27,2 ton/jam
Ukuran bucket	:	8 x 5 x 5¼ in
Bucket spacing	:	14 in
Tinggi elevator	:	50 ft
Ukuran feed (maximum)	:	1 in
Kecepatan bucket	:	260 ft/menit
Putaran head shaft	:	41 rpm
Lebar belt	:	9 in
Elevator center	:	50 ft

Spesifikasi Bucket Elevator:

Fungsi	:	Memindahkan bahan recycle belt conveyor ke Pug Mill
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian terter
Kapasitas	:	12,6264 ton/jam
Ukuran bucket	:	8 x 5 x 5¼ in
Bucket spacing	:	14 in
Tinggi elevator	:	50 ft
Ukuran feed (maximum)	:	1 in
Kecepatan bucket	:	260 ft/menit
Putaran head shaft	:	41 rpm
Lebar belt	:	9 in
Power motor	:	7,5 hp
Jumlah	:	1 buah

19. PUG MILL (M217)

Fungsi = Mencampur bahan padat dan hasil recycle
Type = Drum dengan Paddle
Dasar Pemilihan = Sesuai dengan bahan dan granulasi berjalan cepat



Komponen	Fraksi	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (kg/m³)
$(NH_4)_2SO_4$	31,30%	10.913,38	1,76	1760
$(NH_4)_2HPO_4$	12,67%	4.415,79	1,61	1610
$CO(NH_2)_2$	6,90%	2.407,40	1,335	1335
KCl	47,76%	16.651,08	1,998	1998
H_2O	1,37%	477,27	1	1000
Total	100,0%	34864,92331		

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{0,313}{1760} + \frac{0,1267}{1610} + \frac{0,069}{1335} + \frac{0,4776}{1998} + \frac{0,0137}{1000}}$$

$$= 1782,6469 \text{ kg/m3}$$

Perhitungan Dimensi Pug Mill

Feed masuk = 34864,923 kg/jam = 34,864923 ton/jam
Waktu Tinggal = ditetapkan 2,5 menit

Laju Alir Volumetrik Desain (Q)

$$Q = \frac{\text{Kapasitas Desain}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{34864{,}923}{1782{,}6469}$$

$= 19{,}557952$ m³/jam

$= 0{,}3259659$ m³/menit

Volume Kerja (Vkerja)

Vkerja $= Q \times t$

$= 0{,}326 \times 2{,}5$

$= 0{,}8149$ m³

Volume Total Trough (Vtotal)

$$V_{total} = \frac{V_{kerja}}{0{,}75}$$

$$= \frac{0{,}8149}{0{,}75}$$

$= 1{,}0866$ m³

HItung Diameter dari Volume Total   asumsi : L = 4 D

$$V_{total} = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times L$$

$$1{,}09 = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times 4D$$

$$1{,}09 = 3{,}14 \times D^3$$

$$D^3 = 0{,}346$$

$D = 0{,}7021$ m

$L = 4 \times 0{,}7021$

$= 2{,}8082$ m

Perhitungan Power

Daya Poros (Shaft Power) = Berdasarkan faktor daya empiris untuk material abrasif (misal: 1,5 kW/ton).

Pporos = Kapasitas Desain x Faktor Daya

$= 34{,}864923 \times 1{,}5$

$= 52{,}297385$ kW

Daya Motor (Motor Power) = Memperhitungkan efisiensi sistem transmisi (motor + gearbox) sebesar 85%.

$$P_{motor} = \frac{P_{poros}}{\eta_{total}}$$

$$= \frac{52{,}297385}{0{,}85}$$

$$= 61{,}526335 \text{ kW}$$

$$= 82{,}506816 \text{ Hp}$$

Perhitungan spesifikasi Poros Ganda (Twin shaft)

Perhitungan ini penting untuk memastikan kekuatan dan keandalan poros dalam menahan beban torsi dan bending selama operasi.

a. Kecepatan Putaran Poros (Shaft Speed)

Kecepatan putaran (N) dipilih = 40 RPM

b. Torsi pada Setiap Poros (Torque per Shaft)

Rumus Torsi (T):

$$T = \frac{P \times 60}{2 \pi N}$$

Dimana:

P = Daya per poros (Watt)

N = Kecepatan putaran (RPM)

Perhitungan:

$$T = \frac{P \times 60}{2 \pi N}$$

$$= \frac{26149 \times 60}{2 \times 3{,}14 \times 40{,}0}$$

$$= 6245{,}7 \text{ Nm}$$

c. Perhitungan Diameter Poros (Shaft Diameter)

Diameter minimum dihitung berdasarkan kekuatan material terhadap tegangan g (shear stress) yang disebabkan oleh torsi.

Material Poros = Stainless Steel 316 (SS316)

Tegangan Geser Izin (S_s) = 50 Mpa

Rumus Diameter Poros berdasarkan Torsi:

$$d^3 = \frac{16 \times T}{\pi \times S_s}$$

Dimana:

d = Diameter poros (mm)

T = Torsi (N.mm) = 6245,71

Ss = Tegangan Geser Izin (N/mm²) = 50 N/mm²

$$d^3 = \frac{16 \times T}{\pi \times S_s}$$

$$= \frac{16 \times 6245706{,}80}{3{,}14 \times 50{,}00}$$

$$= \frac{99931308{,}86}{157}$$

$$= 636505{,}1520 \text{ mm}$$

$$d^3 = 636505{,}1520 \text{ mm}$$

$$d = 86{,}0202 \text{ mm}$$

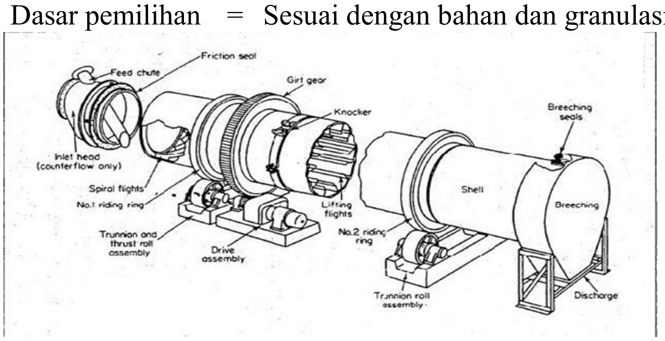
$$= 0{,}0860 \text{ m}$$

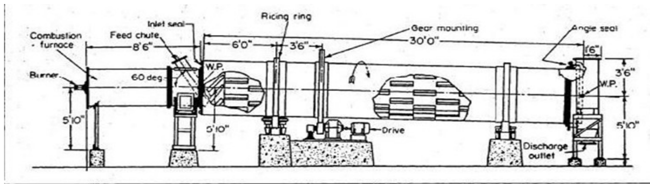
Spesifikasi :

Fungsi	:	Mencampur bahan padat dan hasil recycle
Type	:	Drum dengan Paddle
Kapasitas	:	34,865 lb/jam
Material	:	Stainless Steel 316 (SS316)
Dimensi Trough	:	3,8 m × 1,0 m × 0,8 m
Kecepatan Putaran	:	40 Rpm
Time of Passes	:	2,5 Menit
Diameter minimum d	:	0,0860 m
Power	:	82,507 hp
Jumlah	:	1 Buah

20. ROTARY DRYER (B-220)

Fungsi	=	Mengeringkan Granul NPK
Type	=	Rotary Drum
Dasar pemilihan	=	Sesuai dengan bahan dan granulasi berjalan cepat





Data Komponen Campuran:

Komponen	Fraksi (%)	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	27,57%	20827,0554	1,769	110,4387
$(NH_4)_2HPO_4$	29,07%	21957,58958	1,619	101,0742
$CO(NH_2)_2$	3,19%	2407,396316	1,335	83,3441
KCl	22,05%	16651,0837	1,998	124,7351
H_2O	18,12%	13685,66754	1	62,43
Total	100,00%	75528,79254		

Rata-rata densitas campuran (ρ campuran):

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$= \frac{1}{\frac{27,57\%}{110,44} + \frac{29,07\%}{101,07} + \frac{3,19\%}{83,344} + \frac{22,05\%}{124,74} + \frac{18,12\%}{62,43}}$$

$$= 95,919343$$

Neraca Massa dan Panas:

Feed masuk = 75528,79254 kg/jam = 166512,2866 lb/jam
Total panas = 2279981,578 kkal/jam = 9041722,946 Btu/jam

Temperatur (°C dan °F):

Suhu bahan masuk = 80 °C = 176 °F
Suhu bahan keluar = 90 °C = 194 °F
Suhu udara masuk = 110 °C = 230 °F
Suhu udara keluar = 95 °C = 203 °F

Perhitungan ΔT_{lmt}d (Log Mean Temperature Difference) dengan asumsi aliran counter flow:

Δt_1 = 230 - 203 = 27 °F
Δt_2 = 194 - 176 = 18 °F

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{18 \quad - \quad 27}{\ln \quad 18 \quad / \quad 27} = 22{,}197 \ \text{°F} = 267{,}7 \ \text{K}$$

Perpindahan panas:

Q = Ua x V x ΔT **Perry 6th,Pers 20−35**

Dengan:

Q = panas total kJ/dt

Ua = koefisien volumetri heat tranfer kJ/m³ dt.K

= 25−60 kJ/m³ dt.K **Perry 7th,T.12−58**

V = volume drum

ΔT = Log mean temperature difference, K

Diketahui:

Q = 2279981,578 kkal/jam = 2649794,59 J/dt

ΔT = 267,7 K

Ua = 60 kJ/m³ dt.K = 60000 J/m³ dt.K

= 224,1283596 J/m³ dt.K

Maka:

$$V = \frac{Q}{Ua \quad x \quad \Delta T}$$

$$= \frac{2649794{,}59}{224 \quad x \quad 268} = 44{,}163243$$

Perhitungan diameter rotary:

$$Q = \frac{0{,}5 \quad x \quad G \quad 0{,}67}{D} \ x \ V \ x \ \Delta T$$

Dengan:

Di Q = total head transfer = 2279981,578 kkal/jam

= 9041722,946 Btu/jam

G = rate media pemanas lb/jam ft²

(0.5−5 kg/dt m2 ; Ulrich T.4−10)

= 1 x 737 lb/jamft² = 737 lb/jam ft²

V = 44,2 m³ = 1559,6117 cuft

ΔT = 267,70374 K

Maka:

$$D = \frac{0{,}5 \quad x \quad G \quad 0{,}67}{Q} \ x \ V \ x \ \Delta T$$

$$= \frac{0{,}5 \quad x \quad 737^{\,0{,}67}}{2649794{,}59} \ x \ 1559{,}6 \ x \ 267{,}7$$

= 6,571007 ft

Area drum:

$$A\ drum = \frac{\pi \times D^2}{4} \qquad \textbf{(Ulrich: 143)}$$

$$= \frac{3{,}14 \times 6{,}57^2}{4} = 33{,}895 \ ft^2$$

Panjang drum:

$$\theta = \frac{0{,}23 \times L}{SN \times 0{,}9\ D} \pm 0{,}6 \frac{BLG}{F} \qquad \textbf{Perry 6th,Pers 20-39}$$

$$B = 5 \ (Dp)^{-0,5} \qquad \textbf{Perry 6th,Pers 20-40}$$

Keterangan:

θ = time of passes
L = panjang drum
S = slope drum
N = speed
D = diameter drum
B = konstanta material
G = rate massa udara
F = rate solid
Dp = ukuran partikel

Ketentuan:

L	= 2−5	**(Perry 7th,hal 20−75)**
S	= 0,05	**(Perry 7th,hal 20−75)**
D	= L/D = 2−5	**(Perry 7th,hal 20−75)**
G	= 0,05−5 kg/dt m2	**(Ulrich,T.4−10:132)**
θ	= 5 menit	**(Perry 7th,hal 20−75)**

Asumsi:

Dp = 1680 μm **(Perry 6th,T21−6)**
G = 1 kg/ m2 dt = 737 lb/jam ft²
N = 6 Rpm

$$B = 5 \ (1680)^{-0,5}$$
$$= 0{,}1219875$$

$$F = \frac{75528{,}793}{33{,}894834} \ \frac{lb/jam}{ft^2} = 2228{,}3275 \ \frac{lb/jam}{ft^2}$$

$$\theta = \frac{0{,}23 \times L}{SN \times {}^{0,9} D} \pm 0{,}6 \frac{BLG}{F}$$

$$5 = \frac{0{,}23 \times L}{0{,}05 \times 6^{0,9} \times 6{,}57} + 0{,}6 \ \frac{0{,}12 \times L \times 737}{2228{,}327527}$$

5 = 0,1395693 L + 0,0242078 L
L = 30,529309 ft

$$\text{cek } L/D = \frac{30{,}529309}{6{,}571007} = 4{,}6461 \quad \text{(range memenuhi)}$$

Perhitungan sudut kemiringan Rotary Dryer:

Slope = 0,05
Panjang drum = 30,529 ft
Slope actual = slope x panjang drum = 1,5265 ft = 0,4653 m
Sudut granulator = 18

Perhitungan tebal shell drum:
Rotary drum memakai silinder dengan bahan dari carbon steel SA 515 grade 55 dengan stress allowable = 13700 **(Perry 5ed, T.6-57)** Untuk pengelasan digunakan double welded butt joint dengan efisiensi 80%, serta faktor korosi digunakan 1/8 in.
Perbandingan tinggi bahan dan diameter drum, H = 0,16 **(Perry 5ed, T.6-52)**
D = 6,571 ft
H = 0,16 D = 1,0514 ft
ρ = 95,919 lb/cuft

Tekanan vertikal pada tangki: **(Mc.Cabe pers.26-24)**

$$PB = \frac{r\ \rho\ B\ \left(\frac{g}{gc}\right)}{2\ \mu'\ k'}\left(1 - e^{-2\ \mu'\ k'\ Zt\ /\ r}\right)$$

Dimana:
Pb = tekanan vertikal pada dasar
ρb = bulk density bahan
μ' = koefisien gesek (0.35 - 0.55) diambil = 0,45 **(Mc.Cabe p.299)**
k' = ratio tekanan normal

$$k' = \frac{1 - \sin\alpha}{1 + \sin\alpha} \quad \textbf{(pers.26-17, Mc.Cabe)}$$

$$= \frac{1 - \sin 30}{1 + \sin 30} = 83{,}554$$

Zt = tinggi total material dalam tangki
Asumsi tinggi bahan 15% dari tinggi drum
Dimana tinggi drum = diameter drum
= 15% x 6,571 = 0,9857 ft
r = jari-jari tangki = 3,2855 ft

$$Pb = \frac{r\ \rho\ B\ \left(\frac{g}{gc}\right)}{2\ \mu'\ k'}\ 1 - e^{-2\ \mu'\ k'\ Zt\ /\ r}$$

$$= \frac{3{,}2855 \times 95{,}919 \times 0{,}122 \times 1}{2 \times 0{,}45 \times 83{,}554}\ 1 - e^{-2 \times 0{,}45 \times 83{,}554 \times \frac{0{,}9857}{3{,}2855}}$$

= 0,5112299 lb/ft²

= 0,0035502 psi

Tekanan lateral

PL = k' x Pb = 83,554 x 0,0036 = 0,2966

P operasi = Pb + Pl = 0,0036 + 0,2966 = 0,3002 psi

Untuk faktor keamanan 10%, maka digunakan tekanan:

= 1,1 x 0,3 psi

= 0,33 psi

Tebal shell berdasarkan API-ASME Code:

$$ts = \frac{P \times D}{2\ FE - P} + C$$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

e = 80%

Dipakai **double welded butt joint**: (digunakan 3/16 in)

$$ts = \frac{0{,}3002 \times 6{,}571}{2 \times 2228{,}3 \times 0{,}8 - 0{,}3002} + \frac{1}{8}$$

= 1757,9755

Isolasi: (Perry 7ed, 12-42)

Batu isolasi dipakai 4 in = 6,571 ft

Diameter dalam rotary = 6,571 + 0,0313 = 6,6023 ft

Diameter luar rotary = 6,6023 + 0,6667 = 7,2689 ft

Maka diameter rotary terisolasi

Perhitungan power rotary: **(Perry6ed,persamaan 20-44)**

$$hp = \frac{N \times (4{,}75\ dw + 0{,}1925\ dw + 0{,}33\ W)}{100000}$$

N = putaran rotary ; 6

d = diameter shell ; 6,571

w = berat bahan ; 166512

D = d + 2 ; 8,571
W = berat total ;

Perhitungan berat total

a. Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do = Diameter luar shell : 7,2689
Di = Diameter dalam shell : 6,6023
L = Panjang drum : 30,529
ρ = density steel : 428

We = 0,785 x ($7,2689^2$ - $6,6023^2$) x 30,529 x 428
= 94853,326 lb

b. Berat Isolasi

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do = Diameter luar shell : 7,2689
Di = Diameter dalam shell : 6,6023
L = Panjang drum : 30,529
ρ = density steel : 19

We = 0,785 x (7,2689 2 - 6,6023 2) x 30,529 x 19
= 4210,7785 lb

c. Berat bahan dalam drum

Untuk solid hold-up = 15%
Rate massa = 166512,2866 lb/jam
Berat bahan = 1,2 x 166512,2866
= 191489,1296 lb
Berat total = 94853,32615 + 4210,778497 + 191489,130
= 290553,2342 lb
Berat lain diasumsikan 15%, maka berat total :
= 1,2 x 290553,2342
= 334136,2194 lb/jam

Perhitungan Power Rotary
Perry[6ed], persamaan 20-44:

$$hp = \frac{N \times (4,75\ dw + 0,1925\ dw + 0,33\ W)}{100000}$$

Dengan:

N	=	Putaran rotary	:	6
d	=	Diameter shell	:	8,571
w	=	Berat bahan	:	166512
D	=	d + 2 ; 6,020 ft	:	8,571
W	=	Berat total	:	290553

$$hp = \frac{6 \times (4,75 \times 8,57 \times 166512,29 + 0,19 \times 8,57 \times 166512,29 + 0,33 \times 290553,23)}{100000}$$

$= 428,98258$ Hp

Dengan efisiensi motor = 75% **(Perry,6th ed., p. 20-37)**

Power motor $= \frac{428,98}{75\%}$

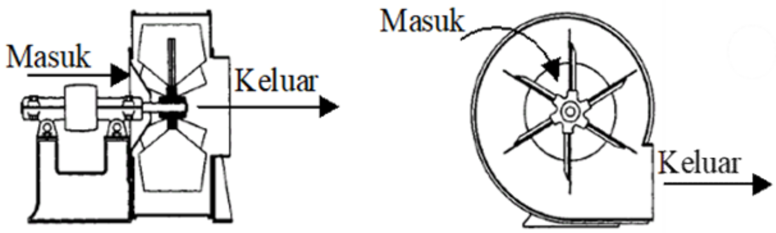
$= 571,98$ hp

Spesifikasi:

Fungsi	=	Mengeringkan granul NPK
Type	=	Rotary drum
Kapasitas	=	166512,2866 lb/jam
Isolasi	=	Batu isolasi
Tebal isolasi	=	4 in
Tebal shell	=	1/5 in
Diameter	=	8,571 ft
Panjang	=	30,529 ft
Tinggi bahan	=	1,0514 ft
Sudut rotary	=	18
Time of passes	=	5 menit
Power	=	571,98 Hp
Jumlah	=	1 Buah

21. Blower Scrubber (G-221A)

Fungsi : Menghembuskan ammonia dari scrubber ke Tail Gas.
Type : Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.



Perhitungan :

Rate ammonia gas	=	134,0257	kg/jam
	=	295,4757	lb/jam
	=	67,7634	cuft/menit
BM ammonia	=	17,03	kg/kmol

Menentukan densitas campuran (udara + ammonia):

Pada P = 1 atm
T = 30 °C = 545,6700 °R

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$ **(Himmelblau , Page 249)**

Keterangan :

T	=	Suhu bahan ; ^{o}Rankine	=	545,6700
P	=	Tekanan bahan ; atm	=	1,0
BM	=	Berat molekul campuran	=	17,0
R	=	Konstanta Gas universal	=	0,7302

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$

$$= \frac{1,0}{0,7302} \times \frac{17,0}{546}$$

$$= 0,0427408 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{295,48}{0,0427408}$$

= 6.913,199 cuft/jam
= 115,220 cuft/menit

$$A = \frac{Q}{v}$$
$$= \frac{295{,}48}{6.000{,}00}$$
$$= 0{,}0492$$

$$ID = \left(\frac{4 \times A}{\pi}\right)^{0,5}$$
$$= \left(\frac{4 \times 0{,}0492}{3{,}14}\right)^{0,5}$$
$$= 0{,}2505$$

Menentukan dimensi blower

Asumsi : aliran turbulen **[Foust, App.C6A]**

Dipilih pipa 1/8 in, sch 40

OD = 0,405 in

ID = 0,269 in

$$A = 1/4 \times \pi \times ID^2$$
$$= 0{,}25 \times 3{,}14 \times 0{,}27^2$$
$$= 0{,}0568 \text{ in}^2$$

Perhitungan power blower

$Hp = 0{,}000157\ Q \times \Delta P$ **[Perry 6ed: pers.6-22]**

Pressure drop diambil = 0,5 Psi

Dimana :

1 Psi = 27,7 in H_2O

0.5 Psi = 13,9 in H_2O

Hp = 0,000157 x 115,22 x 13,9

= 0,2505 Hp

$$\text{Effisiensi} = \frac{\text{Hp blower}}{\text{Hp shaft}}$$ **[Perry 6ed ; pers.6-35 ; Page.6-21]**

Effisiensi blower = 40% - 85%

Dipilih effisiensi blower = 85% , maka :

$$\text{Hp shaft} = \frac{0{,}2505401}{85\%}$$
$$= 0{,}294753 \text{ Hp}$$

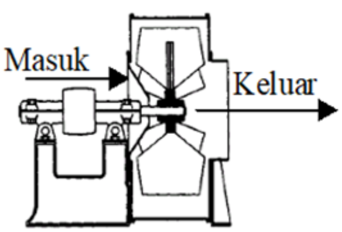
Adiabatic head = 15000 $ft.lb_f/lb_m$ gas **[Perry 6[cu] ; fig.6-35]**

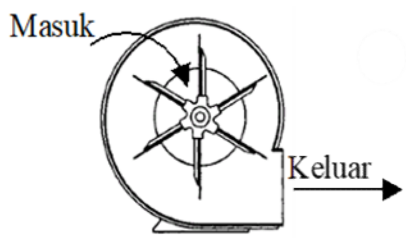
Spesifikasi Blower :

Fungsi	:	Menghembuskan ammonia dari scrubber ke Tail Gas.
Type	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.
Rate Volumetrik	:	115,22 cuft/menit
Adiabatic Head	:	15000 $ft.lb_f/lb_m$ gas
Effisiensi Blower	:	85%
Power	:	0,2948 Hp
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	:	1 Buah multistage

22. Blower Rotary Dryer (G-221B)

Fungsi	:	Memindahkan udara dari udara bebas ke burner.
Type	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.





Perhitungan :

Rate massa udara	=	32.256,7620	kg/jam
	=	71.113,9026	lb/jam
	=	16.309,0189	Cuft/menit
BM udara	=	28,84	kg/kmol

Menentukan densitas udara:

Pada P = 1 atm

T = 30 °C = 545,6700 °R

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$ **(Himmelblau , Page 249)**

Keterangan :

T	=	Suhu bahan ; ^{o}Rankine	=	545,6700
P	=	Tekanan bahan ; atm	=	1,0
BM	=	Berat molekul campuran	=	28,8
R	=	Konstanta Gas universal	=	0,7302

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$

$$= \frac{1,0}{0,7302} \times \frac{28,8}{546}$$

$$= 0,0723808 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{71.113,90}{0,0723808}$$

$$= 982.496,842 \text{ cuft/jam}$$

$$= 16.374,947 \text{ cuft/menit}$$

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

$$= \frac{16.309,02}{6.000,00}$$

$$= 2,72$$

$$ID = \left(\frac{4 \times A}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 2,7182}{3,14}\right)^{0,5}$$

$$= 1,8608$$

Menentukan dimensi blower

Asumsi : aliran turbulen **[Foust, App.C6A]**

Dipilih pipa 2 in, sch 80

OD = 0,218 in

ID = 1,939 in

$$A = 1/4 \times \pi \times ID^2$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times 1,94^2$$

$$= 2,9514 \text{ in}^2$$

Perhitungan power blower

Hp = 0,000157 Q x ΔP **[Perry 6[ed]: pers.6-22]**

Pressure drop diambil = 0,5 Psi
Dimana :
1 Psi = 27,7 in H_2O
0.5 Psi = 13,9 in H_2O

Hp = 0,000157 x 16.374,95 x 13,9
= 35,607 Hp

Effisiensi = $\frac{\text{Hp blower}}{\text{Hp shaft}}$ **[Perry 6[cu] ; pers.6-35 ; Page.6-21]**

Effisiensi blower = 40% - 85%
Dipilih effisiensi blower = 85% , maka :

Hp shaft = $\frac{35,606504}{85\%}$
= 41,890005 Hp

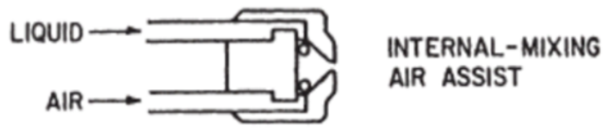
Adiabatic head = 15000 $ft.lb_f/lb_m$ gas **[Perry 6[cu] ; fig.6-35]**

Spesifikasi Blower :

Fungsi	:	Memindahkan udara dari udara bebas ke burner.
Type	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.
Rate Volumetrik	:	16.374,95 cuft/menit
Adiabatic Head	:	15000 $ft.lb_f/lb_m$ gas
Effisiensi Blower	:	85%
Power	:	41,89 Hp
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	:	1 Buah multistage

23. BURNER (E-222)

Fungsi = Memanaskan udara bebas dengan pembakaran fuel oil
Type = Thermal direct fired heater



Kondisi operasi :

a. Suhu udara masuk	=	30 °C = 86 °F
b. Suhu gas masuk	=	140 °C = 284 °F
c. Tekanan	=	1 atm
d. Proses operasi	=	Continuous

Perhitungan :

Rate udara masuk burner = 32256,762 kg/jam = 71113,903 lb/jam
Humidity = 0,0025 lb H_2O uap/lb udara

Volume spesifik :

$V = 0,0405 \times (460 + T) \times (0,622 + H)$
$= 13,8095685$ cuft/lb

$\rho = \frac{1}{V}$
$= 0,072413559$ lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$
= 982.052,31 cuft/jam
= 16367,53849 cuft/menit

Panas yang disuplai ke dalam rotary dryer (burner output)
= 736.364 kkal/jam
= 2.920.199 Btu/jam

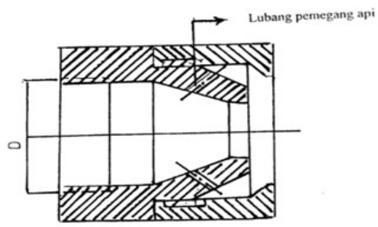
Menentukan dimensi burner

Sesui dengan **SNI 15-4064-1996** untuk spesifikasi dan kontruksi burner gas tekanan rendah adalah :

Tebal badan alat pembakar :

Ukuran alat pembakar	=	19,05 mm
Tebal tabung	=	3,25 mm
Diameter penguat	=	36 mm

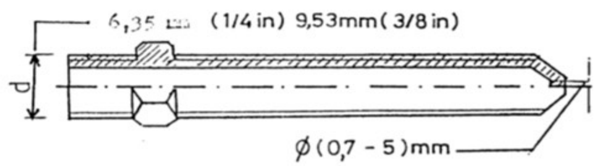
Kepala alat pembakar :



Jumlah lubang pemegang api

	=	6-12 lubang
Dipilih	=	12 lubang
Diameter Lubang	=	2-3 mm
Dipilih	=	2,5 mm

Nosel

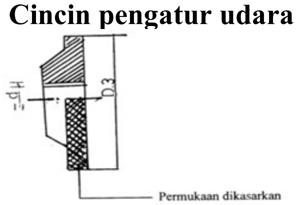


Bagian luar nosel berupa pipa berulir.

Ukuran = 25,04 mm
= 1 in

Diameter lubang penyemprot = 0,7 - 5 mm
dipilih = 3 mm

Cincin pengatur udara



Ukuran cincin pengatur udara = 3 mm

Menentukan tebal refractory brick dan isolasi

Direncanakan :

a. Refractory brick terbuat dari Magnesite
b. Jenis isolasi adalah asbestos board

1 = Fire clay
2 = Asbestos board

t_1 = 284 ^oF
t_4 = 86 ^oF

Trial kondisi sebagai berikut :

t_2 = 250 ^oF
t_3 = 180 ^oF
t_5 = 100 ^oF

Tebal refractory brick (X_{RB}) = 12 in
Tebal isolasi (X_L) = 5 in

Menentukan koefisien konduktifitas

$$t_{RB\ AVG} = \frac{284 + 250}{2} = 267\ ^oF$$

$$t_{L\ AVG} = \frac{250 + 180}{2} = 215\ ^oF$$

Dari **Marco & Brown , halaman 16 & 17**, diperoleh :

km_{RB} = 2,29 Btu/(jam.ft²)(°F/ft)

km_L = 0,326 Btu/(jam.ft²)(°F/ft)

$$\frac{Q}{A} = U \times \Delta T$$ **[Brown : 191]**

$$U = \frac{1}{\frac{1}{hi} + \frac{X_{RB}}{km_{RB}} + \frac{X_L}{km_L} + \frac{1}{ho}}$$ **[Brown : 192]**

Dimana :

Q/A = Panas yang hilang per satuan luas dinding refractory, Btu/jam.ft^2

U = Koefisien heat transfer overall, Btu/jam.ft^2°F

ΔT = Perbedaan suhu, °F

km_{RB} = Koefisien konduktivitas rata-rata bagian refractory brick, Btu/(jam.ft^2)(°F/ft)

km_L = Koefisien konduktivitas rata-rata bagian isolasi, Btu/(jam.ft^2)(°F/ft)

hi = Koefisien heat transfer dari konveksi paksa, Btu/jam ft^2°F

ho = Koefisien heat transfer dari konveksi secara alamiah dan radiasi, Btu/(jam ft2)(°F/ft)

Menentukan koefisien heat transfer

1. Koefisien heat transfer dari konveksi secara paksa (hi)

$$Npr = \frac{Cp \times \mu}{k}$$

$$\text{Pada suhu} = \frac{284 + 250}{2} = 267\ ^oF$$

Dari tabel **A-2 Marco&Brown pg.306** :

Cp = 0,254 Btu/lb°F

μ = 0,0493 lb/ft.jam

k = 0,0197 Btu/(jam ft^2)(°F/ft)

ρ = 0,0235 lb/cuft

$$Npr = \frac{0{,}254 \quad x \quad 0{,}0493}{0{,}0197}$$
$$= 0{,}63564467$$

Asumsi :

V = 20 ft/detik

L = 7 ft

$$Nre = \frac{\rho \times L \times V}{\mu}$$
$$= 240.243{,}41 \quad \text{(turbulen)}$$

Jika turbulen , maka : **[Geankoplis; Pers.4.6-3 : 248]**

$$\frac{hi \times L}{k} = 0{,}04 \times Nre^{0.8} \times Npr^{1/3}$$

$hi = 1{,}78556333$ Btu/(jam ft^2)°F

2. Koefisien heat transfer dari konveksi secara alamiah (hc)

$$hc = C \times \frac{k}{L} \times (a \times L^3 \times \Delta T)^d$$ **[Brown : 165]**

$$t_{avg} = \frac{t_4 + t_5}{2}$$
$$= \frac{86 \quad + \quad 100}{2}$$
$$= 93\ ^oF$$

α (94°F) = 1300000 **[Brown : 302]**

L (tinggi burner) = 0,83 ft

Δt = t5 - t4

= 100 - 86

= 14 ^oF

$(\alpha.L^3.\Delta t) = 1.3 \times 10^6 \times (0.83)^3 \times 14$

$= 10.406.523{,}40 < 10^8$

Maka :

C_1 = 0,4 **[Brown : 166]**

d = 1/2 **[Brown : 165]**

k udara = 0,0156 Btu/(jam ft^2)(°F/ft)

$$hc = C \times \frac{k}{L} \times (a \times L^3 \times \Delta T)^d$$

$$hc = 0{,}4 \times \frac{0{,}0156}{0{,}83} \times 10.406.523^{1/2}$$

$= 24{,}252657$ Btu/(jam ft^2)°F

3. Koefisien heat transfer secara radiasi (hr)

[Brown : 74]

$$hr = \frac{\sigma . F_\theta . F_a (T_S - T_r)}{t_s - t_r}$$

σ = Ketetapan Stefan-Boltzman = 0,00000017140
T_s = 100 °F = 560 °R
T_r = 86 °F = 546 °R
F_a = 1 **[Brown : 62]**
F_θ = ε_1 = 0,96 **[Brown : 56]**
t_s = 100 °F
t_r = 86 °F

$$hr = \frac{0{,}00000017140 \times 1 \times 0{,}96 \times 9454865703}{100 - 86}$$

= 111,1243873 Btu/(jam ft^2)°F

ho = hc + hr
= 24,253 + 111,12
= 135,3770446 Btu/(jam ft^2)°F

Maka koefisien konduktifitas :

$$U = \frac{1}{\frac{1}{hi} + \frac{X_{RB}}{km_{RB}} + \frac{X_L}{km_L} + \frac{1}{ho}}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{1{,}78556333} + \frac{1{,}0}{2{,}29} + \frac{0{,}42}{0{,}33} + \frac{1}{135{,}38}}$$

= 0,438167173 Btu/(jam ft^2)°F

$$\frac{Q}{A} = 0{,}438167173 \times 284 - 86$$

= 86,75710033 Btu/jam ft^2

Check terhadap suhu antara dinding refractory dan isolasi :

$Q/A = t_2 - t_3 / (X_{RB}/km_{RB})$

$$86{,}757 = \frac{250 - t_3}{30/(12 \times 1.7805)}$$

$t_3 = 246{,}1148033\ ^{\circ}F$

Suhu tersebut sudah mendekati suhu trial = 180 °F

Check terhadap permukaan isolasi :

$Q/A = t_3 - t_4 / (X_L/km_L)$

$$86{,}757 = \frac{180 - t_3}{5/(12 \times 0{,}065)}$$

$t_5 = 139{,}1141356\ ^{\circ}F$

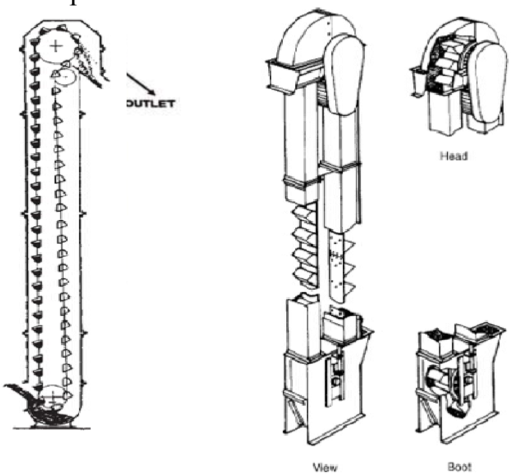
Suhu tersebut sudah mendekati suhu trial = 100 °F

Spesifikasi Burner Rotary Dryer :

Fungsi	:	Memanaskan udara bebas dengan pembakaran fuel oil.
Type	:	Thermal Direct Fired Heater
Kondisi Operasi		
Suhu Operasi	:	140 °C
Tekanan	:	1 atm
Proses Operasi	:	Continuous
Kapasitas	:	32256,762 kg/jam
Dimensi Burner		
Tinggi	:	0,83 ft
Panjang	:	4 ft **(Perry 5ed, Page 9-33)**
Exposed Burner	:	7 ft
Tebal Refractory Brick	:	12 in
Tebal Isolasi	:	5 in
Tebal Badan Alat Pembakar		
Ukuran alat pembakar	:	19,05 in
Tebal tabung	:	3,25 in
Diameter penguat	:	36 in
Kepala alat pembakar	:	
Jumlah lubang pemegang api	:	12 Lubang
Diameter lubang	:	2,5 m
Nosel		
Ukuran	:	1 in
Diameter lubang penyemprot	:	3 mm
Cincin pengatur udara	:	3 mm
Koefisien konduktifitas	:	86,757 Btu/jam.ft^2
Bahan Konstruksi	:	Stainless Stell 316 **[Perry 7ed; T.28011**
Jumlah	:	1 Buah

24. BUCKET ELEVATOR-3 (J-223)

Fungsi	:	Memindahkan bahan dari Rotary Dryer ke Screen
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.



Rate massa = 61.548,04 kg/jam
= 61,5480 ton/jam

Tinggi bucket = Tinggi (Jarak Rotary Dryer ke Screen)
= 25
= 25 ft

Perhitungan power : **[Perry 7ed, Tabel 21-8]**

Kapasitas maksimum = 136 ton/jam
Power pada head shaft = 8,5 hp
Power tambahan = 0,17 hp/ft
= 0,17 hp/ft x 25 ft
= 4,13 hp
Power total = 8,5 + 4,13
= 12,6 hp

Effisiensi motor = 80%

Power motor $= \frac{12,63}{80\%}$
= 15,8 hp
≈ 16 hp

Dari **Perry 7[ed] Tabel 21-8** sesuai kapasitas yang dipilih spesifikasi sebagai berikut:

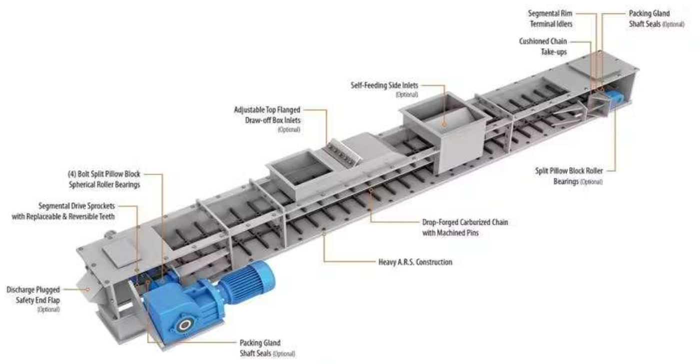
Kapasitas maksimum	:	136 ton/jam
Ukuran bucket	:	16 in x 8 in x 8½ in
Bucket spacing	:	18 in
Tinggi elevator	:	25 ft
Ukuran feed (maximum)	:	2 in
Kecepatan bucket	:	300 ft/menit
Putaran head shaft	:	38 rpm
Lebar belt	:	18 in
Elevator center	:	25 ft

Spesifikasi Bucket Elevator:

Fungsi	:	Memindahkan bahan dari Rotary Dryer ke Screen
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian terter
Kapasitas	:	61,5480 ton/jam
Ukuran bucket	:	16 in x 8 in x 8½ in
Bucket spacing	:	18 in
Tinggi elevator	:	25 ft
Ukuran feed (maximum	:	2 in
Kecepatan bucket	:	300 ft/menit
Putaran head shaft	:	38 rpm
Lebar belt	:	18 in
Power motor	:	15,8 hp
Jumlah	:	1 buah

25. DRAG CONVEYOR (J-224)

Fungsi = Memindahkan Granul dari Rotary Dryer ke Screen
Type = steel flights on roller chain
Dasar Pemilihan = Umum digunakan dan dapat membawa bahan yang memiliki suhu yang cukup panas.



Perhitungan

Rate massa = 61548,03597 kg/jam
= 61,54803597 ton/jam

Berdasarkan kapasitas = 110 ton/jam **Perry 7th, tabel 21-10**
dipilih drag conveyor dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas maksimum = 124 ton/jam
size flight = 18 x 8 in = 144 in = 12 ft
Maximum size of lumps = 5 in

$$HP = \frac{0{,}06\ S.\ L.\ F.\ Wc + T\ (L'.\ F' + H)}{600}$$ **(Bagder pers. 359)**

dimana,

S = kecepatan conveyor
L = panjang conveyor
F = faktor friksi chains dan flight
Wc = berat Chains dan Flight
T = kapasitas
L' = Luas permukaan
F' = faktor friksi bahan
H = tinggi vertikal

Asumsi

S	=	100	ft/min	
L	=	30	ft/s	= 9
berat flight	=	60	lb/in	
	=	5	lb/ft	
berat chains	=	berat flight	= 5	lb/ft
F	=	0,6		
F'	=	0,6		
H	=	0	ft	(karena datar)
Wc	=	10	lb/ft	
L'	=	12	ft	

$$Hp = \frac{0{,}06 \times 100 \times 30 \times 0{,}6 + 61{,}548 \ (12 \times 0{,}6 + 0)}{600}$$

$= 0{,}9186$ Hp

$$P(kW) = \frac{(C \times L \times Fm) + (C + H)}{367 \times efisiensi}$$

C = kapasitas
L = panjang horizonta
Fm = faktor gesek material
H = tinggi angkat vertikal

$$P(kW) = \frac{(C \times L \times Fm) + (C + H)}{367 \times efisiensi}$$

$$= \frac{(62 \times 9 \times 1{,}0) + (62 + 0)}{367 \times 0{,}85}$$

$$= \frac{562{,}8}{311{,}95}$$

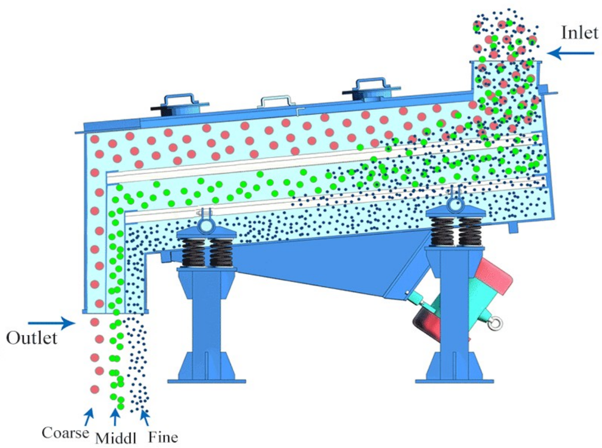
$= 1{,}8041$ kW
$= 2{,}4193$ Hp

Spesifikasi

Fungsi	=	Memindahkan Granul dari Rotary Dryer ke Screen	
Tipe	=	steel flights on roller chain	
Kapasitas	=	61,548	ton/jam
Speed	=	100	ft/s
Power	=	0,9186	Hp
Jumlah	=	1	Buah

26. SCREEN (H-225)

Fungsi : Memisahkan ukuran produk antara undersize, onsize, dan oversiz
Type : Double deck vibrating screen
Dasar : sesuai dengan bahan dan kapasitas
Pemilihan



Kondisi operasi :

temperatur

Bahan masuk	=	61548,036 kg/jam	=	61,548036	ton/jam
			=	0,0170967	ton/detik

Ukuran yang tersaring diharapkan mempunyai ukuran 2-4 mm

Produk oversize	=	15%	feed
Produk undersize	=	5%	feed
Produk onsize	=	80%	feed

Ukuran yang diinginkan = 2-4 mm

Dari tabel 19-6 Perry 7th edd hal 19-20 diperoleh

Untuk 4 mesh :	Sieve Opening (A)	=	0,187	in
		=	4,7498	mm
	Wire diameter (D)	=	0,0606	in
		=	1,5392	mm
Untuk 10 mesh :	Sieve Opening (A)	=	0,0661	in
		=	1,6789	
	Wire diameter (D)	=	0,0319	in
		=	0,8103	mm

Untuk Ukuran 4 mesh
Digunakan tipe screen yaitu square and slightly rectangular openings
Dari pers. 19-7 perry 7th ed hal. 19-23 diperoleh

$$A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

Dimana,
A = Luas Screen
Ct = Laju alir massa
Cu = Kapasitas unit, fig 19-21 = 0,4 ton/jam.cuft
Foa = faktor open-area, fig 19-22
Fs = faktor slotted-area, tabel 19-8 = 1

Dari fig. 19-22 perry 7th ed hal 19-24

$$Foa = 100 \left(\frac{a}{a+b}\right)^2$$

$$= 100 \left(\frac{0,187}{0,187 + 0,0606}\right)^2$$

$$= 57,04\%$$

$$A = \frac{0,4 \times 61,548}{0,4 \times 57,04\% \times 1}$$

$$= 107,90269 \text{ ft}^2$$

Untuk Ukuran 10 mesh
Digunakan tipe screen yaitu square and slightly rectangular openings
Dari pers. 19-7 perry 7th ed hal. 19-23 diperoleh

$$A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs}$$

Dimana,
A = Luas Screen
Ct = Laju alir massa
Cu = Kapasitas unit, fig 19-21 = 0,3 ton/jam.cuft
Foa = faktor open-area, fig 19-22
Fs = faktor slotted-area, tabel 19-8 = 1

Dari fig. 19-22 perry 7th ed hal. 19-24

$$Foa = 100 \left(\frac{a}{a+b}\right)^2$$

$$= 100 \left(\frac{0,0661}{0,0661 + 0,0319}\right)^2$$

$$= 45,49\%$$

$$A = \frac{0{,}4 \times 61{,}548}{0{,}4 \times 45{,}49\% \times 1}$$

= 135,28929 ft²

Spesifikasi :

Nama Alat = Screen
Tipe = Double Deck Vibrating Screen
Kapasitas = 61548,036 kg/jam
Luas (A)
4 mesh = 107,90269 ft²
10 mesh = 135,28929 ft²
Jumlah = 1 buah

27. CRUSHER (C-226)

Fungsi = Untuk menghancurkan ukuran Granul NPK yang oversize
Tipe = Double rotor chain cruiser
Bahan = carbon steel
Kondisi Operasi
Temperatur = 90
Rate massa = 12309,60719 kg/jam
12309607,19 ton/jam

dari www.tdfertilizermachinery.com

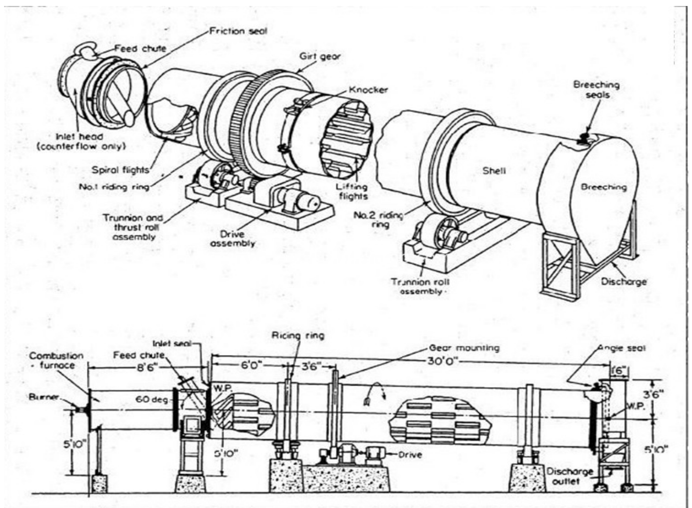
untuk kapasitas 10-15 ton/jam digunakan tipe crusher berjenis double rotor
ukuran diameter bahan masuk = < 150 mm
ukuran diameter bahan keluar = < 3 mm
efisiensi alat = 57-90 %
power tiap rotor = 18,5 Kw
jumlah rotor = 2 buah
power = 2 x 18,5
= 37 kw
Hp = 37 x 1.341
= 49.617

Spesifikasi :

Fungsi = Untuk menghancurkan ukuran Granul NPK yang oversize
Tipe = Double rotor chain cruiser
Kapasitas = 12309,60719 kg/jam
Power = 49,6 hp
Jumlah = 1 buah

28. ROTARY COOLER (B-310)

Fungsi = Mendinginkan Granul NPK
Type = Rotary Drum
Dasar pemilihan = Sesuai dengan bahan dan granulasi berjalan cepat



Data Komponen Campuran:

Komponen	Fraksi (%)	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	21,62%	16328,41143	1,769	110,4387
$(NH_4)_2HPO_4$	22,79%	17214,75023	1,619	101,0742
$CO(NH_2)_2$	2,50%	1887,398711	1,335	83,3441
KCl	17,28%	13054,44962	1,998	124,7351
H_2O	1,00%	753,4187817	1	62,43
Total	65,19%	49238,42878		

Rata-rata densitas campuran (ρ campuran):

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\frac{\text{Fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$= \frac{1}{\frac{21,62\%}{110,44} + \frac{22,79\%}{101,07} + \frac{2,50\%}{83,344} + \frac{17,28\%}{124,74} + \frac{1,00\%}{62,43}}$$

$$= 165,07587$$

Neraca Massa dan Panas:

Feed masuk	=	49238,42878	kg/jam	=	108552,0249	lb/jam
Total panas	=	990743,5171	kkal/jam	=	3928991,566	Btu/jam

Temperatur (°C dan °F):

Suhu bahan masuk	=	90	°C	=	194	°F
Suhu bahan keluar	=	55	°C	=	131	°F
Suhu udara masuk	=	27	°C	=	80,6	°F
Suhu udara keluar	=	60	°C	=	140	°F

Perhitungan ΔT_{lmt}d (Log Mean Temperature Difference)
dengan asumsi aliran counter flow:

Δt_1 = 140 - 80,6 = 59,4 °F
Δt_2 = 194 - 131 = 63 °F

$$\Delta T\ LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{63 - 59,4}{\ln 63 / 59,4} = 61,182\ °F = 289,36\ K$$

Perpindahan panas:

Q = Ua x V x ΔT **Perry 6th,Pers 20−35**

Dengan:

Q = panas total kJ/dt
Ua = koefisien volumetri heat tranfer kJ/m3 dt.K
= 25−60 kJ/m³ dt.K **Perry 7th,T.12−58**
V = volume drum
ΔT = Log mean temperature difference, K

Diketahui:

Q	=	990743,5171	kkal/jam	=	1151442,116	J/dt
ΔT	=	289,36	K			
Ua	=	25	kJ/m3 dt.K	=	25000	J/m³ dt.K
				=	86,39684567	J/m³ dt.K

Maka:

$$V = \frac{Q}{Ua \times \Delta T}$$

$$= \frac{1151442,116}{86,4 \times 289} = 46,057685\ m^3$$

Perhitungan diameter rotary:

$$Q = \frac{0,5 \times G\ 0,67}{D} \times V \times \Delta T$$

Dengan:

Di Q = total head transfer = 990743,5171 kkal/jam

= 3928991,566 Btu/jam

G = rate media pemanas lb/jam ft²

(0.5−5 kg/dt m2 ; Ulrich T.4−10)

= 1 x 73,7 lb/jamft² = 73,74 lb/jam ft²

V = 46,1 m³ = 1626,5133 cuft

ΔT = 289,36242 K

Maka:

$$D = \frac{0,5 \times G^{0,67}}{Q} \times V \times \Delta T$$

$$= \frac{0,5 \times 73,7^{0,67}}{990743,5171} \times 1626,5 \times 289,36$$

= 4,2371087 ft = 1,2915 m

Area drum:

$$A\ drum = \frac{\pi \times D^{2}}{4}$$ **(Ulrich: 143)**

$$= \frac{3,14 \times 4,24^{2}}{4} = 14,093\ ft^2$$

Panjang drum:

$$\theta = \frac{0,23 \times L}{SN \times 0,9\ D} \pm 0,6\ \frac{BLG}{F}$$ **Perry 6th,Pers 20−39**

$$B = 5\ (Dp)^{-0,5}$$ **Perry 6th,Pers 20−40**

Keterangan:

θ = time of passes

L = panjang drum

S = slope drum

N = speed

D = diameter drum

B = konstanta material

G = rate massa udara

F = rate solid

Dp = ukuran partikel

Ketentuan:

L = 2−5 **(Perry 7th,hal 20−75)**

S = 0,05 **(Perry 7th,hal 20−75)**

D = L/D = 2−5 **(Perry 7th,hal 20−75)**

G = 0,05−5 kg/dt m2 **(Ulrich,T.4−10:132)**

θ = 5 menit **(Perry 7th,hal 20−75)**

Asumsi:

Dp = 1680 μm **(Perry 6th,T21−6)**

G = 1 kg/ m2 dt = 73,74 lb/jam ft²

N = 6 Rpm

B = 5 (1680) $^{-0,5}$

= 0,1219875

$$F = \frac{49238,429}{14,093176} \frac{lb/jam}{ft^2} = 3493,778 \frac{lb/jam}{ft^2}$$

$$\theta = \frac{0,23 \times L}{SN \times ^{0,9} D} \pm 0,6 \frac{BLG}{F}$$

$$5 = \frac{0,23 \times L}{0,05 \times 6^{0,9} \times 4,24} + \frac{0,6 \times 0,12 \times L \times 73,7}{3493,77804}$$

5 = 0,2164473 L + 0,0015448 L

L = 22,936614 ft

$$\text{cek } L/D = \frac{22,936614}{4,2371087} = 5,413270 \text{ (range memenuhi)}$$

Perhitungan sudut kemiringan Rotary Dryer:

Slope = 0,05

Panjang drum = 22,937 ft

Slope actual = slope x panjang drum = 1,1468 ft = 0,3496 m

Sudut granulator = 18

Perhitungan tebal shell drum:

Rotary drum memakai silinder dengan bahan dari carbon steel SA 515 grade 55 dengan stress allowable = 13700 **(Perry 5ed, T.6-57)** Untuk pengelasan digunakan double welded butt joint dengan efisiensi 80%, serta faktor korosi digunakan 1/8 in.

Perbandingan tinggi bahan dan diameter drum, H = 0,16 **(Perry 5ed, T.6-52)**

D = 4,2371 ft

H = 0,16 D = 0,6779 ft

ρ = 165,08 lb/cuft

Tekanan vertikal pada tangki: **(Mc.Cabe pers.26-24)**

$$PB = \frac{r \; \rho \; B \; \left(\frac{g}{gc}\right)}{2 \; \mu' \; k'} \left(1 - e^{-2 \mu' k' Zt / r}\right)$$

Dimana:
Pb = tekanan vertikal pada dasar
ρb = bulk density bahan
μ' = koefisien gesek (0.35 - 0.55) diambil = 0,45 **(Mc.Cabe p.299)**
k' = ratio tekanan normal

$$k' = \frac{1 - \sin \alpha}{1 + \sin \alpha} \quad \textbf{(pers.26-17, Mc.Cabe)}$$

$$= \frac{1 - \sin 30}{1 + \sin 30} = 83,554$$

Zt = tinggi total material dalam tangki
Asumsi tinggi bahan 15% dari tinggi drum
Dimana tinggi drum = diameter drum
= 15% x 4,2371 = 0,6356 ft
r = jari-jari tangki = 2,1186 ft

$$Pb = \frac{r \ \rho \ B \ \left(\frac{g}{gc}\right)}{2 \ \mu' \ k'} \ 1 - e^{-2 \ \mu' \ k' \ Zt / r}$$

$$= \frac{2,12 \times 165,1 \times 0,12 \times 1}{2 \times 0,45 \times 83,55} \ 1 - e^{-2 \times 0,45 \times 83,6 \times \frac{0,64}{2,12}}$$

= 0,5673242 lb/ft²
= 0,0039397 psi

Tekanan lateral
PL = k' x Pb = 83,554 x 0,0039 = 0,3292

P operasi = Pb + Pl = 0,0039 + 0,3292 = 0,3331 psi

Untuk faktor keamanan 10%, maka digunakan tekanan:
= 1,1 x 0,33 psi
= 0,37 psi
Tebal shell berdasarkan API-ASME Code:

$$ts = \frac{P \times D}{2 \ FE - P} + C \quad \textbf{(Brownell, pers 13-1, hal 254)}$$

e = 80%
Dipakai **double welded butt joint**: (digunakan 3/16 in)

$$ts = \frac{0,3331 \times 4,2371}{2 \times 3493,8 \times 0,8 - 0,3331} + \frac{1}{8}$$

= 1972,3289

Isolasi: (Perry 7ed, 12-42)

Batu isolasi dipakai 4 in	=	4,2371	ft				
Diameter dalam rotary	=	4,2371	+	0,0313	=	4,2684	ft
Diameter luar rotary	=	4,2684	+	0,6667	=	4,935	ft

Maka diameter rotary terisolasi

Perhitungan power rotary: **(Perry6ed,persamaan 20-44)**

$$hp = \frac{N \times (4{,}75\ dw + 0{,}1925\ dw + 0{,}33\ W)}{100000}$$

N	=	putaran rotary	;	6
d	=	diameter shell	;	4,2371
w	=	berat bahan	;	108552
D	=	d + 2	;	6,2371
W	=	berat total	;	

Perhitungan berat total

a. Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do	=	Diameter luar shell	:	4,935
Di	=	Diameter dalam shell	:	4,2684
L	=	Panjang drum	:	22,937
ρ	=	density steel	:	428

$$We = 0{,}785 \times (4{,}935^2 - 4{,}2684^2) \times 22{,}937 \times 428$$

$= 47282{,}347$ lb

b. Berat Isolasi

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do	=	Diameter luar shell	:	4,935
Di	=	Diameter dalam shell	:	4,2684
L	=	Panjang drum	:	22,937
ρ	=	density steel	:	19

We = 0,785 x (4,935 2 - 4,2684 2) x 22,937 x 19

= 2098,9827 lb

c. Berat bahan dalam drum

Untuk solid hold-up = 15%

Rate massa = 108552,0249 lb/jam

Berat bahan = 1,2 x 108552,0249

= 124834,8286 lb

Berat total = 47282,34688 + 2098,982689 + 124834,8286

= 174216,1581 lb

Berat lain diasumsikan 15%, maka berat total :

= 1,2 x 174216,1581

= 200348,5819 lb/jam

Perhitungan Power Rotary

Perry[6ed], persamaan 20-44:

$$hp = \frac{N \times (4{,}75 \ dw + 0{,}1925 \ dw + 0{,}33 \ W)}{100000}$$

Dengan:

N = Putaran rotary : 6

d = Diameter shell : 6,2371

w = Berat bahan : 108552

D = d + 2 ; 6,020 ft : 6,2371

W = Berat total : 174216

$$hp = \frac{6 \times (4{,}75 \times 6 \times 108552 + 0{,}2 \times 6{,}2 \times 0{,}3 + 174216}{100000}$$

= 194,70164 Hp

Dengan efisiensi motor = 75% **(Perry,6th ed., p. 20-37)**

Power motor = $\frac{194{,}7}{75\%}$

= 259,6 hp

Spesifikasi:

Fungsi = Mengeringkan granul NPK

Type = Rotary drum

Kapasitas = 108552,0249 lb/jam

Isolasi = Batu isolasi

Tebal isolasi = 4 in

Tebal shell = 1/5 in

Diameter = 6,2371 ft

Panjang = 22,937 ft

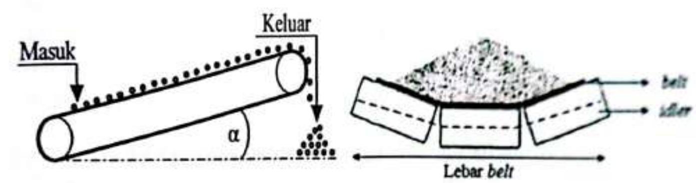
Tinggi bahan = 0,6779 ft

Sudut rotary = 18

Time of passes	=	5	menit
Power	=	259,6	Hp
Jumlah	=	1	Buah

29. BELT CONVEYOR (J-311)

Fungsi : Memindahkan hasil ON Size ke Rotary Cooler
Type : Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan : secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)



Rate massa masuk :
Berdasarkan kapasitas = 49.238 kg/jam = 49,238 ton/jam
Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**
Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max	=	88	ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers	=	0,58	hp
Speed	=	200	ft/menit
Faktor Koreksi Terminal	=	1,2	

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

Hp_{Lift} = 0 Hp

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}} \right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}} \right) \times 0{,}58$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$

$$= 0 + 0{,}174$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$Hp_{Efektif} = Hp_{Total} \times$ Faktor Terminal
$= 0,174 \times 1,2$
$= 0,2088$ Hp

Effisiensi motor = 80%

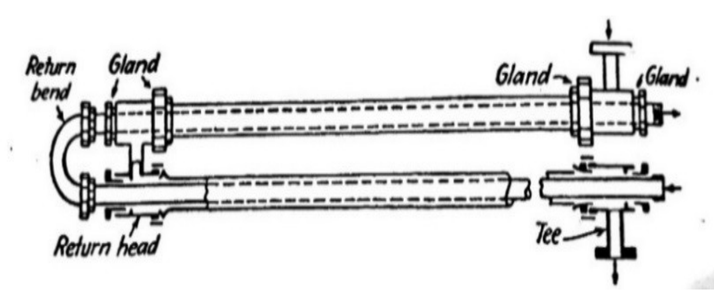
Power motor $= \frac{0,21}{80\%}$
= 0,3 hp
≈ 0,3 hp

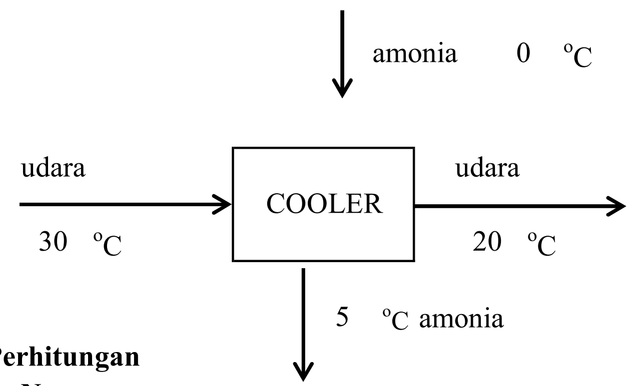
Spesifikasi :

Fungsi	=	Memindahkan hasil ON Size ke Rotary Cooler
Tipe	=	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	=	secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max.	=	88 ton/jam
Belt - Width	=	16 in
- Trought width	=	11 in
- Skirt seal	=	2,25 in
Speed	=	200 ft/min
Panjang	=	30 ft
Jumlah	=	1 buah

30. Cooler (G-312)

Fungsi	:	Mendinginkan udara dari suhu 30 Celcius menjadi 20 °C untuk dialirkan ke Rotary Cooler.
Tipe	:	Double pipe exchanger
Dasar Pemiliha	:	Umum digunakan pada range perpindahan panas
Kondisi Operas	:	
- Tekanan	:	4 atm
- Suhu	:	5 °C
- Waktu pros	:	continue





Perhitungan

1. Neraca panas :

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Berat bahan	=	7.108,7441	kg/jam
	=	15.672,0794	lb/jam
Panas yang dibutuhkan	=	245.637,0622	kkal/jam
	=	974.115,5284	BTU/jam
W air pendingin	=	46.981,0841	kg/jam
	=	103.575,4377	lb/jam

2 Log Mean Temperature Diference

Temperatur air pendingin

$t1 = 0\ ^{o}C = 32\ °F$

$t2 = 5\ ^{o}C = 41\ °F$

Temperature campuran

$T1 = 30\ ^{o}C = 86\ °F$

$T2 = 20\ ^{o}C = 68\ °F$

$\Delta t_1 = T2 - t1 = 68,0 - 32,0 = 36,0\ °F$

$\Delta t_2 = T1 - t2 = 86,0 - 41 = 45,0\ °F$

$F_T = 0,98$ **(Kern; Fig. 18)**

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{45,0 - 36,0}{\ln \frac{45,0}{36,0}} = 40,3\ °F$$

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$= 0,98 \times 40,3 = 39,5\ °F$

3 T_c dan t_c dipakai temperature rata-rata

T_c = Tav bahan = $\frac{86,0 + 68,0}{2}$ = 77,0 °F

t_c = tav air pendingin = $\frac{32,0 + 41}{2}$ = 36,5 °F

Untuk double pipe berdasarkan **tabel 6.1 kern** dipilih :

Outer pipe = 2 1/2 IPS dan inner pipe = 1 1/4 IPS

Dengan ketentuan UD = 250-500 Btu/hr ft^2 °F

Dari tabel 11didapatkan :

D2 (ID out) = 2,5 in   ID in = 1,4 in

D1 (OD in) = 1,7 in

Fluida panas : annulus, udara	Fluida dingin : inner pipe, amonia
(4) Flow area	4'. Flow area
D_2 = 2,47 / 12 = 0,21 ft	D = 1,38 / 12 = 0,12 ft
D_1 = 1,66 / 12 = 0,14 ft	
a_a = π (D_2^2-D_1^2) / 4 = 0,0182 ft^2	ap = $\frac{\pi D^2}{4}$ = 0,0104 ft
Equiv diam, = (D_2^2-D_1^2)/ D1	
Dc = 0,1677 ft	
(5) Kecepatan massa (Ga)	5'. Gp = W / ap
G_a = W / aa = 15672 / 0,0182 = 860649 lb / jam ft^2	= 103575,44 / 0,0104 = 9976804,0 lb/j ft^2
(6) pada T = 77 °F	6'. Pada tc 37 °F
	μair = 0,70 cp
μ = 3,35 lb / jam.ft	μ = 1,69 lb/j ft
Dc = 0,1677 ft	
Re_a = $\frac{D_c \times G_a}{\mu}$ = 43093	Re,p = D x Gp / μ = ##### x 9976804 / 1,6940 = 677292
(7) jH = 600 (Kern fiq 24)	7'. J_H = 450 (Kern fiq 24)
	8'. tc = 37 °F

(8) Tc = 77,0 °F

c = 236 Btu/(lb)(°F)

k = 0,33 Btu/(hr)(ft²)(°F/ft)

(Kern; Tabel 4)

$(c \times \mu / k)^{1/3}$

$= \left(\frac{235,5 \times \#\#\#\#\#}{0,32652} \right)^{(1/3)}$

= 13,42

9 ho untuk water

ho = $J_H \times (k/De) \times (c \times \mu / k)^{1/3} \times \varphi a$

$\frac{ho}{\varphi a}$ = 15677 Btu/hr.ft².°F

tw = tc + (ho/φa/((hio/φp)+ho/

= 72,47

μ_w = 1,4036 lb/ft hr

(Fiq. 14)

$\varphi_a = (\mu/\mu w)^{0.14}$

= 1,1295

ho = $\frac{ho}{\varphi a} \times \varphi a$

= 17706

c = 1,0 Btu/(lb)(°F)

kair = 0,36 Btu/(hr)(ft²)(°F/ft)

(Kern, Tabel 4)

$= (c \times \mu / k)^{1/3}$

$= \left(\frac{1,00 \times \#\#\#\#\#}{0,3628} \right)^{(1/3)}$

= 1,67

9'. hi = $J_H \times (k/De) \times (c \times \mu / k)^{1/3} \times \varphi p$

$\frac{hi}{\varphi p}$ = 2372,82 Btu/hr.ft².°F

10. koreksi koefisien hio

$\frac{hio}{\varphi p} = \frac{hi}{\varphi p} \times \frac{ID}{OD}$

$= 2372,82 \times \frac{1,38}{1,66}$

= 1.972,6

Dimana φp = 1

hio = $\frac{hio}{\varphi p} \times \varphi p$

= 1972,58

11. U_c = hio x ho / hio + ho

$= \frac{1973 \times 17706}{1973 + 17706}$

= 1774,9 BTU/j ft² F

12 Design overall coefficient, UD

$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + Rd$ (Kern pers 6.10)

Rd = 0,0020 (Kern, tabel 12)

$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{1972,58} + 0,004$

U_D = 221,880

13. U_D = Q / (A x Δt LMTD)

$A = \frac{974115,528}{221,880 \times 40,3328}$

= 108,852 ft²

14. Panjang

Dari Table 11 untuk 1 1/4 in. IPS standa = 0,44 ft^2

Required lengtl = $\frac{108,852}{0,4350}$ = 250,234 lin ft

Sehingga ini dapat dipenuhi dengan mengh 3 buah hairpins (2 x 20-ft)

Panjang tube = 20 x 3 x 2 = 120

15. $U_{D\ ACTUAL}$

A = 120 x 0,44 = 52,2 ft^2

U = Q / (A x Δt LMTD)

= $\frac{974115,5284}{52,2 \times 40,3328}$

= 622,681 BTU/j ft^2 1(Memenuhi syarat UD ketentuan)

Rd = $\frac{UC - UD}{UC \times UD}$ =

= $\frac{1774,85 - 622,681}{1774,85 \times 622,681}$

= 0,0010

Rd perhitungan > Rd data (Kern ; T 12)

0,0010 > 0,002

maka dari segi faktor kekotoran memenuhi syarat

Fluida Panas (Annulus) Udara	Fluida Dingin (inner pipe) amonia
(1) Specific vol of steam from [table	(1') For R = 677291,8883
Dc = 0,0674 ft	f = 0,0035 + $\frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$
= $\frac{Dc \times Ga}{\mu\ steam}$	= 0,00444
Re = 17324,709	s = 1 [Table.6]
f = Dc + $\frac{0,26}{Re^{0.42}}$	ρ = 62,43 x 1,0
	= 62,43
f = 0,067 + $\frac{0,2640}{60,289}$	(2) Δfp = $\frac{4f.Gp^2.L}{2g\rho^2Dc}$
= 0,07	= 566,006 ft
s = 1 ; ρ = 62,4	
(2) Δfa = $\frac{4f.Ga^2.L}{2g\rho^2Dc}$	ΔPa = $\frac{\Delta fp \times \rho}{144}$
= 11,6207 ft'	ΔPa = $\frac{566,0061 \times 62,43}{144}$
(3) V = $\frac{Ga}{3600\rho}$	= 245,387 psi

$= 3{,}8294$ fps	$\Delta P_a < 10$ psi
$F_1 = 3\left(\frac{V^2}{2g}\right)$	(jika tidak <10 rubah panjang tube)
$= 0{,}6831181$ ft	(memenuhi untuk water)
$\Delta Pa = \left(\frac{\Delta fa + F1}{144}\right) \rho$	
$\Delta Pa = \left(\frac{11{,}62 + 0{,}68}{144}\right) 62{,}43$	
$= 5{,}33420$ psi	
$\Delta P_a < 10$ psi	
(memenuhi untuk campuran)	

Spesifikasi :

Fungsi : Mendinginkan udara dari suhu 30 Celcius menjadi 20 °C untuk dialirkan ke Rotary Cooler.
Type : Double pipe exchanger
Dasar pemelih : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas

Anulus

IPS, Sch : 2-in, sch 40
ID : 1,66 in

Pipe

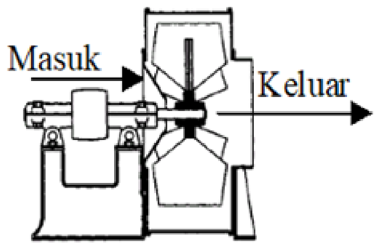
IPS, Sch : 1 1/4-in, sch.40
OD : 2,47 in
ID : 1,38 in
Panjang haipir : 250,23 lin ft
Jumlah Harpir : 3 buah
Heat exch, area : 52,2 ft^2

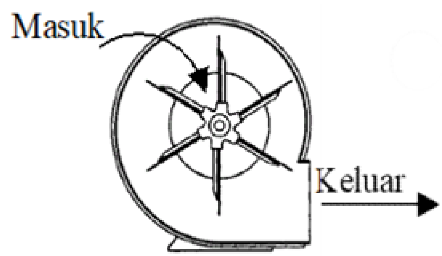
Faktor pengotor

Rd required : 0,002
Rd calculatec : 0,001
Jumlah : 1 buah

31. Blower (G-221B)

Fungsi : Memindahkan udara dari udara bebas ke Rotary Cooler
Type : Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.





Perhitungan :

Rate massa udara	=	46.981,0841	kg/jam
	=	103.575,4377	lb/jam
	=	23.753,6361	cuft/menit
BM udara	=	28,84	kg/kmol

Menentukan densitas udara:
Pada P = 1 atm
T = 30 °C = 545,6700 °R

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$ **(Himmelblau , Page 249)**

Keterangan :

T	=	Suhu bahan ; $^oRankine$	=	545,6700
P	=	Tekanan bahan ; atm	=	1,0
BM	=	Berat molekul campuran	=	28,8
R	=	Konstanta Gas universal	=	0,7302

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$

$$= \frac{1,0}{0,7302} \times \frac{28,8}{546}$$

$= 0,0723808$ lb/cuft

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{103.575,44}{0,0723808}$$

= 1.430.979,551 cuft/jam
= 23.849,659 cuft/menit

$$A = \frac{Q}{v}$$
$$= \frac{23.753,64}{6.000,00}$$
$$= 3,96$$

$$ID = \left(\frac{4 \times A}{\pi}\right)^{0,5}$$
$$= \left(\frac{4 \times 3,9589}{3,14}\right)^{0,5}$$
$$= 2,2457$$

Menentukan dimensi blower

Asumsi : aliran turbulen **[Foust, App.C6A]**

Dipilih pipa 2 1/2 in, sch 80

OD = 2,875 in

ID = 2,323 in

$$A = 1/4 \times \pi \times ID^2$$
$$= 0,25 \times 3,14 \times 2,32^2$$
$$= 4,2361 \text{ in}^2$$

Perhitungan power blower

$$Hp = 0,000157\ Q \times \Delta P$$ **[Perry 6ed: pers.6-22]**

Pressure drop diambil = 0,5 Psi

Dimana :

1 Psi = 27,7 in H_2O

0.5 Psi = 13,9 in H_2O

$$Hp = 0,000157 \times 23.849,66 \times 13,9$$
$$= 51,86 \text{ Hp}$$

$$\text{Effisiensi} = \frac{\text{Hp blower}}{\text{Hp shaft}}$$ **[Perry 6ed ; pers.6-35 ; Page.6-21]**

Effisiensi blower = 40% - 85%

Dipilih effisiensi blower = 85% , maka :

$$\text{Hp shaft} = \frac{51,859891}{85\%}$$
$$= 61,011637 \text{ Hp}$$

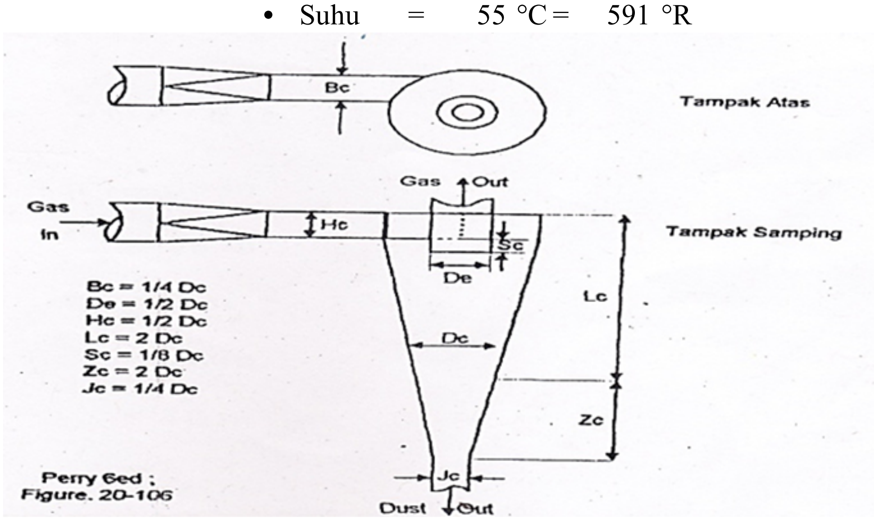
Adiabatic head = 15000 ft.lb_f/lb_m gas **[Perry 6[cu] ; fig.6-35]**

Spesifikasi Blower :

Fungsi	:	Memindahkan udara dari udara bebas ke Rotary Cooler
Type	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.
Rate Volumetrik	:	23.849,66 cuft/menit
Adiabatic Head	:	15000 ft.lb_f/lb_m gas
Effisiensi Blower	:	85%
Power	:	61,012 Hp
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	:	1 Buah multistage

32. CYCLONE

Fungsi	:	Memisahkan padatan yang terikut udara
Type	:	Van Tongeren Cyclone
Dasar pemilihan	:	Efektif dan sesuai dengan jenis bahan.
Kondisi operasi	:	• Tekanan = 1 atm
		• Suhu = 55 °C = 591 °R



Perhitungan:

Rate udara = 59.706,43 lb/jam

BM udara = 28,8 kg/kmol

Menentukan densitas udara: **[Himmelblau : 249]**

pada P = 1 atm

T = 55 °C = 591 °R

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$

Keterangan :

T	=	Suhu bahan ; $^oRankine$	=	590,6700
P	=	Tekanan bahan ; atm	=	1,0
BM	=	Berat molekul campuran	=	28,8
R	=	Konstanta Gas universal	=	0,7302

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T}$$

$$= \frac{1,0}{0,7302} \times \frac{28,8}{591}$$

$$= 0,0668665 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{59.706,43}{0,066866488}$$

$$= 892.920,01 \text{ cuft/jam}$$

$$= 248,0333366 \text{ cuft/detik}$$

Feed Masuk Cyclone

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	Densitas (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	579,83	0,94%	109,8768
$(NH_4)_2HPO_4$	611,30	0,99%	100,5123
$CO(NH_2)_2$	67,02	0,11%	83,34405
KCl	463,57	0,75%	124,73514
H_2O	26,09	0,04%	62,43
Udara	59.706,43	97,16%	169,8096
Total	61.454,22	100,00%	

Rate massa solid	=	1.747,80	kg/jam
	=	3.853,23	lb/jam
	=	1,07	lb/detik

$$\rho \text{ solid} = \frac{1}{\frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$= 167,04 \text{ lb/cuft}$$

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate massa solid}}{\rho \text{ solid}}$

= $\frac{1,07}{167,03813}$

= 0,0064 cuft/detik

Rate massa = 26,09 kg/jam
H_2O uap = 57,512 lb/jam
= 0,016 lb/detik
ρ H_2O = 62,43 lb/cuft

Rate volumetrik = $\frac{\text{Rate massa } H_2O \text{ uap}}{\rho \text{ } H_2O}$

= $\frac{0,016}{62,43}$

= 0,0002559 cuft/detik

Total rate volumetrik bahan = 248,03334 + 0,0064 + 0,0002559
= 248,04 cuft/detik

Asumsi time of passes = 2 detik
Volume bahan = 248,04 cuft/detik x 2 detik
= 496,08 cuft
Berdasarkan **Ulrich, T.4-23** H / D = 4 - 6 dipilih H/D = 6
Volume bahan = $1/4\ \pi\ D^2\ H$
496,08 = $1/4\ \pi\ D^2\ 6\ D$
496,08 = $4,71\ D^3$
D^3 = 105,32 ft
D = 4,7226 ft = 56,671 in

Dc = 56,671 in **[Perry 6ed : 20-86]**
Bc = 0,25 Dc = 14,17 in
De = 0,50 Dc = 28,34 in
Hc = 2,00 Bc = 113,34 in
Lc = 2,00 Dc = 113,34 in
Sc = 0,13 Dc = 7,08 in
Zc = 2,00 Dc = 113,34 in
Jc = 0,25 Dc = 14,17 in

$$Dp_{min} = \left[\frac{9\ \mu\ Bc}{\pi\ Ntc\ Vc\ (\rho_s - \rho}\right]^{0,5}$$

dengan : Dp_{min} = Diameter partikel minimum
μ_{uap} = 0,0000215 lb/ft.detik
ρ_{solid} = 167,0381 lb/cuft
ρ_{gas} = 0,0669 lb/cuft
Bc = 14,1677 in
= 1,1806 ft

Area cyclone = 2 x Bc^2
= 2 x $1,18^2$
= 2,7878 ft^2

Ntc = # **Perry 6[ed] hal 20-86**

$$\text{Kecepatan bahan, Vc} = \frac{\text{Total volumetrik b}}{\text{Area cyclone}}$$

$$= \frac{248,04}{2,7878146}$$

= 88,972918 ft/detik

$$Dp_{min} = \left[\frac{9\ \mu\ Bc}{\pi\ Ntc\ Vc\ (\rho_s - \rho}\right]^{0,5}$$ **[Perry 8ed, 17-30]**

$$= \left[\frac{9 \times 2,2E\text{-}05 \times 1,1806}{3,14 \times \# \times 88,973 \times 166,97}\right]^{0,5}$$

= 2,2E-05 ft

Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0,6} + C$$ **[Brownell, pers. 13-1, hal 254]**

dengan:

t_{min} = tebal shell mini ; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)
C = faktor korosi ; in (digunak 0,13 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = allowable stress, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C,
maka f = 12.650 psi **[Brownell, T.13-11] hal 251**

Tekanan design = 1 atm
= 14,7 psi
ri = 0,5 x D
= 0,5 x 56,671 in
= 28,335 in

Asumsi tebal shell = 0,19 in

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0{,}6} + C$$

$$0{,}19 = \frac{14{,}696 \times 28{,}335}{f \quad 0{,}8 - \quad 8{,}8176} + 0{,}13$$

$$0{,}0625 = \frac{416{,}42}{f \quad 0{,}8 - \quad 8{,}82}$$

f = 8.339,34

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi 0,19 in dapat digunakan

Tebal tutup atas = tebal shell , karena tekanan atmosfer.
= 3/16 in

Tutup bawah berbentuk conica [Brownell, hal. 118; ASME code]

Tebal conical, tc
$$= \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (f.E - 0{,}6\ P)} + C$$

Dengan α sudut conis = # °

Asumsi tebal shell = 0,19 in

$$tc = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (f.E - 0{,}6\ P)} + C$$

$$0{,}19 = \frac{14{,}696 \times 56{,}670649}{2 (\cos 30) ((f \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 14{,}7))} + 0{,}13$$

$$0{,}06 = \frac{832{,}83185}{1{,}8271\ f \quad - \quad -0{,}1907}$$

f = 7293,0793

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi 3/16 in dapat digunakan

Tinggi conical

$$h = \frac{tg\ \alpha \times (D - m)}{2}$$ **(Hesse, pers 4-17 : 92)**

Dengan:
α = sudut conis, 30 °
D = diameter tangki ; ft

m = flat spot diameter = 12 in = 1 ft **(Hesse, Page 85)**

$$h = \frac{tg\ \alpha \times (D - m)}{2}$$

$$= \frac{tg(30) \times (4{,}7226 - 1)}{2}$$

$$= \frac{0{,}5774 \times 3{,}7226}{2}$$

$$= \frac{2{,}1492}{2}$$

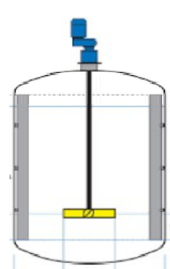
$$= 1{,}0746 \text{ ft}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Memisahkan padatan yang terikut udara
Type	:	Van Tongeren Cyclone
Dasar pemilihan	:	Efektif dan sesuai dengan jenis bahan.
Kapasitas	:	61.454,22 kg/jam
Rate Volumetrik	:	248,04 cuft/detik
Diameter cyclone	:	4,7225541 ft
Diameter partikel	:	0,000022 ft
Tebal shell	:	3/16 in
Tebal tutup atas	:	3/16 in
Tebal tutup bawah	:	3/16 in
Bahan kontruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	:	1 buah

33. TANGKI PENGENCERAN ASAM SULFAT

Fungsi	:	Mengencerkan larutan Asam Sulfat 98% sampai 66%
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah torispherical dilengkapi pengaduk dan jaket
Dasar Pemiliha	:	Umum digunakan untuk mengencerkan larutan dengan tekanan atmosphere



Kondisi Operasi :
- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 °C
- Waktu tinggal : 1 jam

Perhitungan

Feed masuk dari tangki penampung

Komposisi	Densitas (lb/cuft)	Rate Mass (kg/jam)
H_2SO_4	114	15,74
H_2O	57,623	0,32
Total		16,063

Feed air proses masuk

Komposisi	Densitas (lb/cuft)	Rate Mass (kg/jam)
H_2O	57,623	80,411
Total		80,411

Feed Asam Sulfat

Rate massa = 16,06 kg/jam
= 35,41 lb/jam

Rate volumetril = Rate massa / Densitas
= 35,41 lb/jam / 111,8153 lb/
= 0,31671 cuft/jam

Feed Air proses dari utilitas

Rate massa = 80,41 kg/jam
= 177,28 lb/jam

Rate volumetril = Rate massa / Densitas
= 177,28 lb/jam / 57,623 lb/cuft
= 3,076485 cuft/jam

Total rate volumet = 0,3167 + 3,0765 = 3,3932 cuft/jam

Digunakan 1 tangki untuk 1 jam proses, maka volume bahan:

Volume bah = 3,3932 cuft/jam x 1 jam
= 3,3932 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

Asumsi volume ba = 80% volume tangki

Maka volume tang = 3,393195 cuft / 80%
= 4,2414938 cuft

Menentukan Dimensi Tangki

Asumsi Dimention ra H/D = 2 - 5 ***(Ulrich : T.4-27)***

dipilih H/D = 2

$Vs = 1/4\ \pi\ D^2\ H$

$Vs = 1/4\ \pi \times Ds^2 \times Hs$

$= 1/4\ \pi \times Ds^2 \times 2\ Ds$

$= 1{,}57\ Ds^3$

Dimana

V tutup atas = $0{,}000049\ Ds^3$ **(Brownell & Young; hal 88)**

V tutup baw = $0{,}000049\ Ds^3$

Jika diambil α = 30 ∘

Volume tan = Vs + V tutup atas + V tutup bawah

$4{,}2414938 = 1{,}57\ Ds^3 + 5E\text{-}05\ Ds^3 + 5E\text{-}05\ Ds^3$

$4{,}2414938 = 1{,}5701\ D^3$

$D^3 = 2{,}7014198$ H = 2 D

D = 1,3927207 ft = 2,7854414 ft

= 16,712648 in = 33,425296 in

= 0,4245013 m = 0,8490025 m

H bahan = 80% H tangki = 2,2284 ft

Komposisi bahan tercampur:

Komposisi	% berat	Berat (kg/jam)	Densitas (lb/cuft)	
H_2SO_4	16%	15,74	114,003	***(Perry 7ed ; T. 2-101)***
H_2O	84%	80,73	57,623	***(Perry 7ed ; T. 2-101)***
Total	100%	96,47		

$$\rho\ campuran = \frac{1}{\frac{fraksi\ berat}{\rho\ komponen}}$$

$$= \frac{1}{\frac{16\%}{114} + \frac{84\%}{57{,}623}}$$

= 62,681 lb/cuft

Menentukan Tekanan Desain

$$P\ hidrostatis = \rho \times \frac{g}{gc} \times H\ liq$$

$$= 62{,}681118\ \frac{lbm}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 2{,}2283531\ ft$$

$= 139{,}67566\ lbf/ft^2 = 0{,}9699\ psi$

P operasi = Pin - Pout + P hidrostatis

= 14,7 psi - 14,7 psi + 0,9699 psi

= 0,9699 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design = 0,9699 x 1,1
= 1,0669 psi

Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$t_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0,6} + C$ ***[Brownell, pers. 13-1, hal 254]***

dengan:

t_{min} = tebal shell mini ; in
P = tekanan tangki ; psi
ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)
C = faktor korosi ; in (digunakan 0,25 in)
E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8
f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8, maka f = 18.800 psi ***[Perry ed. 7, T.10-49]***

ri = 0,5 x D
= 0,5 x 16,713 in
= 8,3563 in

Asumsi tebal shell, ts = 1/3 in

$t_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0,6} + C$

$1/3 = \frac{1,0669 \times 8,3563}{f \quad 0,8 - \quad 0,6 \quad 4,868} + 0,25$

$0,06 = \frac{8,9153503}{f \quad 0,8 - \quad 2,9208}$

f = 2.723,28

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal 1/3 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Atas dan Bawah

Tutup atas dan bawah dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_s
= 16,713 + 2 1/3
= 17,34 in

Berdasarkan Brownell tabel 5.7 hal 90

OD = 84 in
tshell = 1/3 in
icr = 5 1/8 in
rc = 84 in

karena icr lebih besar dari 6% rc maka digunakan ***persamaan 7.77 Brownell & Young hal. 138***

$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 f.\epsilon - 0,20} + C \qquad W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc / icr})$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell min ; in

r_c = *radius of curfative* sama dengan Dia ; in

W = faktor stress intensif untuk torisph

P = tekanan tangki ; psia

E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double weldec* = 0,8

C = faktor koros = 0,25 in

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8, maka 18.800 psi ***[Brownell, T.13-1]***

Asumsi tebal head = 0,3125 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{84}{5\ 1/8}}\right)$$

$$= 1{,}76$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\,f\,\epsilon - 0{,}20} + C$$

$$0{,}31 = \frac{1{,}0669 \times 84 \times 1{,}76}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}20 \times 1{,}0669} + 0{,}25$$

$$0{,}06 = \frac{157{,}9204274}{1{,}6\,f - 0{,}2134}$$

$$f = 1.579{,}34$$

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal 0,31 in dapat dipakai

Tinggi tutup torispherical

$$h = r - \left(r^2 - \left(\frac{D^2}{4}\right)\right)^{0,5} \quad \textit{(Hesse, hal 4-14)}$$

$$= 84 - \left(84^2 - \frac{279{,}31261}{4}\right)^{0,5}$$

$$= 0{,}4167 \text{ in} = 0{,}0347 \text{ ft} = 0{,}0106 \text{ m}$$

Perencanaan Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16, tetapi umumnya 6 atau 8

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan j 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan t H_L = 2,23 ft = 26,74 in

Diameter dalan D_t = 1,39 ft = 16,713 in

Ukuran pengaduk diambil dari ***Mc. Cabe ed 5th, hal 243 :***

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad \frac{H}{D_t} = 1$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

D_t = Diameter tangki

L = Panjang blade

W = Lebar blade

E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki

J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 1,3927
= 0,4642 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,2 x 0,4642
= 0,0928 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 0,4642
= 0,1161 ft

Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 D = 0,33 x 1,3927
= 0,4642 ft

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,08 x 1,3927
= 0,1161 ft

Tebal $_{pengadu}$ = $\frac{1}{10}$ x 0,1161 = 0,01 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Jumlah impeller = $\frac{\text{tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}}$ ***(Joshi : 415)***

Sg = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$

= $\frac{62{,}681 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$

= 1,004

maka,

Jumlah impelle = $\frac{\text{tinggi liquida x}}{\text{Diameter tangk}}$

= $\frac{2{,}2283531 \times 1{,}004}{1{,}392720683}$

= 1,6064 buah

Jadi jumlah impeller yang digu = 1,61 buah

Jarak pengadul = 1.5 x Da
= 1,5 x 0,4642 ft
= 0,6964 ft

3. Penentuan Power Motor

Penentuan putaran pengaduk:

V = π x Da x N **(Dean : 389)**

denga V = pheripheral spe ; m/menit

untuk pengaduk jenis turbin

V = 200 - 250 m/menit ***(Joshi : 415)***

Da = diameter penga ; m

N = putaran pengad ; rpm

Dipilih putaran peng N = 135 rpm

Da = 0,4642 ft

= 0,1415 m

V = π x Da x N

= 3,14 x 0,1415 x 135

= 60,037 m/menit

Bilangan Reynold, NRe :

Putaran pengad = 135 rpm = 2,25 rps

ρ campuran = 62,681 lb/cuft

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{Sg bahan}}{\text{Sg ref}} \times \mu \text{ referen}$$

$$= \frac{1}{1} \times 0{,}0009$$

= 0,0008534 lb/ft.d (berdasarkan Sg bahan)

$$NRe = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$$

$$= \frac{62{,}7 \times 0{,}22 \times 2{,}25}{0{,}000853419}$$

= 35.615,78 > 2100

Untuk NRe > 2100 diperlukan 4 buah baffle, sudut 90°. **[Perry 8ed : 18-13]**

Power pengaduk:

Untuk NRe > 10.000 perhitungan power digunakan persamaan berikut :

$$P = \frac{K_3}{g} \rho (N)^3 (Da)^5$$ ***[Ludwig, vol-1, pers 5.5 : 299]***

dengan:

P = power ; hp

K_3 = faktor mixer (turbin) ; 6,3 ***[Ludwig, vol-1 T.5-1 : 301]***

g = konstanta gravitasi ; 32,2 $ft/dt^2 \times lb_m/lb_f$

ρ = densitas ; lb/cuft

N = kecepatan putaran im ; rps

Da = diameter impeller ; ft

$$P = \frac{6{,}3}{32{,}2} \times 62{,}681 \times 11{,}4 \times 0{,}02$$

= 3,0 lb.ft/dt

= 0,0055 hp

Perhitungan losses pengaduk:

Gland losses (kebocoran tenaga akibat poros d = 10% ***[Joshi; 424]***

Gland losses 1(= 10% x 0,0055

≈ 0,0005 hp minimun 0,6 hp

Power input dengan gland l = 0,0055 + 0,0005

= 0,006 hp

Transmission system losses = 20% ***[Joshi; 424]***

= 20% x 0,006

= 0 hp

Power input dengan transmission systen 0,006 + 0,68

= 0,69 hp

Untuk 2 buah impeller, maka power = 2 x 0,69 hp

= 1,3801 hp

Effisiensi moto = 80%

$$\text{Power moto} = \frac{1{,}3801}{80\%} = 1{,}7251 \text{ hp}$$

Digunakan power mc = 1,7250731 hp

Sistem Pendingin

Perhitungan jaket pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air pendingin sı = 25 °C

Untuk menjaga suhu supaya suhu dalam tangki peng = 30 °C

Q serap	=	71.559,75	Kkal/jam		
	=	283.949,07	Btu/jam		
Suhu Bahan Masu	=	30	°C =	86	°F
Suhu Bahan Kelu	=	30	°C =	86	°F
Air Pendingin Ma	=	25	°C =	77	°F
Air Pendingin Kel	=	45	°C =	113	°F
ΔT1	=	27	°F		
ΔT2	=	9	°F		
ΔT LMT	=	16,384	°F		
Keb Air Pendingi	=	3.785,28	kg/jam		
	=	8.345,10	lb/jam		

ρ Air Pendingin = 62,43 lb/cuft
= 1000 kg/m³

Rate Volumetrik = $\frac{\text{Keb Air Pendingin}}{\rho \text{ Air Pendingin}}$

= $\frac{3.785{,}28 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$

= 3,785276 m³/jam
= 0,0371322 cuft/s

Koefisien perpindahan panas bagian lua ***(Persamaan 20-1 kern hal 718)***

$$hc = 0{,}36\ (k / Di)\left[\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right]^{2/3}\left[\frac{C\mu}{k}\right]^{1/3}\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0{,}14}$$

keterangan :

L = Da (diameter impeler) = 0,4642 ft
N = Putaran pengaduk = 135 rpm = 8100 rph
ρ = berat jenis larutan = 62,681 lb/cuft
μ = Viscositas larutan = 0,0008534 lb/ft.s
= 3,0723085 lb/ft jam
= 1,2700241 cp
C = kapasitas panas camp (Btu/lb °. 1 Joule = 0,0002 kkal
1 kkal/kg °C = 1 Btu/lb °F

K = konduktifitas larutan

$$Kmix = \frac{0{,}0677}{sg\ [\ 1 - 0{,}0003\ (\ t - 32\ )\ ]}$$

$$= \frac{0{,}0677}{1\ [\ 1 - 0{,}0003\ (\ 16{,}4 - 32\ )]}$$

= 0,0671 Btu/jam.ft.°F ***Perry ed 5 pers 3-89 hal 3-243***

$$Re\ p = \frac{[L^2\ N \rho]^{2/3}}{\mu}$$

$$= \frac{(\ 0{,}46^2 \times 8100 \times 62{,}681\ )^{2/3}}{3{,}072308502}$$

= 744,629158

$$\left[\frac{C\mu}{k}\right]^{1/3} = \left(\frac{1 \times 3{,}0723}{0{,}067114364}\right)^{1/3}$$

= 21,660715

$$\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0{,}1} = \left[\frac{3{,}0723}{1}\right]^{0.14}$$

= 1,1702

$hc = 0,36 \times \frac{0,0671}{1,3927} \times 744,629158 \times 21,661 \times 1,1702$

= 327,42502 Btu/jam.ft.^{o}F

Koefisien perpindahan panas bagian dalam jaket (hi) :

Dari kern tabel 10, dipakai pipa 16 BWG dengan ukuran :

OD = 1,5 in

ID = 1,37 in

flow area (a't) = 1,47 in = 0,0009 m^2

surface per 1in ft (= 0,3925 ft^2

$v = \frac{W}{\rho \times a't}$

$= \frac{3.785,28}{997 \times 0,0009}$

= 4003,2953 m/jam

= 1,1120265 m/s

= 3,6483808 fps

hi = 900 Btu/j ft^2 ^{o}F *(Kern. Fig 25 halaman 835)*

$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$

$= 900 \times \frac{1,37}{1,5}$

= 822 Btu/j ft^2 ^{o}F

$Uc = \frac{hi \times hio}{hi + hio}$

$= \frac{900 \times 822}{900 + 822}$

= 429,62

Rd = 0,001 *(Kern Tabel 12, hal 845)*

$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{Uc} + Rd = \frac{1}{429,62} + 0 = 0,0033$

maka nilai dari UI = 300,51182 Btu/j ft^2 ^{o}F

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

$= \frac{283.949,07}{300,51 \times 16,384}$

= 57,67 ft^2

Menentukan Tinggi Jaket

Tinggi Jaket = Tinggi shell + Tinggi Tutup Bawah
= 2,7854 + 0,0347
= 2,8202 ft

Asumsi :

Tebal air pendingin = 2 in
Tebal jaket (tj) = 1/5 in
Eff.sambungan las = 0,80
Faktor korosi (c) = 1/8

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari carbon Steel dengan spesifikasi, stainless steel A193 grade B8

f allowable = 15600 psi

Do (shell) = Di + 2ts
= 16,713 + 2 x 1/5
= 17,11 in

Di (jaket) = Dos + 2s
= 17,11 + 2 x 2
= 21,113 in

Do (jaket) = Di j + 2tj
= 21,113 + 2 x 1/5
= 21,51 in

P desain jaket = Po - Pi + Ph
= 14,7 - 14,7 + ρ x g/gc x h bahan
= $62{,}7\ \frac{lb}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 2{,}2284$ ft
= 139,67566 lbf/ft^2
= 0,9699078 psi

Penentuan Tebal jaket :

Tebal Jaket berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t = \frac{P \times Dij}{2fe - P} + C$$

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)
Dij = Diameter dalam jaket (in)
E = Faktor Pengelasan 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)

$$1/5 = \frac{0{,}9699078 \times 21{,}51}{2f \times 0{,}8 - 0{,}9699} + \frac{1}{8}$$

$$1/5 = \frac{20{,}86528526}{1{,}6f - 0{,}9699} + 0{,}13$$

$$0{,}08 = \frac{20{,}86528526}{1{,}6f - 0{,}9699}$$

$$0{,}08\,(1{,}6f - 0{,}9699) = 20{,}865$$
$$0{,}12f - 0{,}0727 = 20{,}865$$
$$0{,}12f = 20{,}938$$
$$f = 174{,}48$$

f allowable > *f design* maka tebal jak **1/5 in** memenuhi
15600 > 174,48

Spesifikasi

Fungsi	:	Mengencerkan larutan Asam Sulfat 98% sampai 66%
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah torispherical dilengkapi pengaduk dan jaket
Dasar Pemiliha	:	Umum digunakan untuk mengencerkan larutan dengan tekanan atmosphere

Dimensi shell :

Diameter shell inside	:	1,3927	ft	=	0,4245	m
Tinggi shell	:	2,7854	ft	=	0,849	m
Tebal shell	:	1/3	in			
Tinggi total tangki	:	2,8549	ft			
Tinggi tutup (atas & b	:	0,0347	ft			
Tebal tutup (atas & ba	:	0,3125	in			
Bahan konstruksi	:	stainless steel A193 grade B8,				
Jumlah tangki	:	1	tangki			

Sistem pengaduk :

Dipakai impeller jenis turbin dengan 6 buah flat blade dengan 1 impeller.

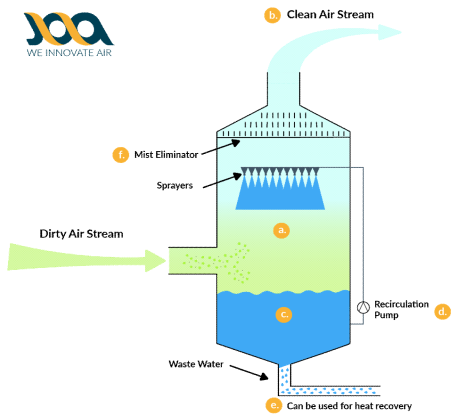
Diameter impeller	:	0,4642	ft	=	0,1415	m
Lebar blade	:	0,0928	ft	=	0,0283	m
Panjang blade	:	0,1161	ft	=	0,0354	m
Jarak impeller dari da	:	0,4642	ft	=	0,1415	m
Lebar baffle	:	0,1161	ft	=	0,0354	m
Jumlah Impeller	:	1,6064	Buah			
Power motor	:	1,7251	hp			

Dimensi jaket pendingin:

Diameter dalam jaket	:	21,113	in	=	0,5363	m
Tinggi jaket	:	2,8202	ft	=	0,8596	m

Jaket spacing : 2 in = 0,0508 m
Luas *Heat Transfer* : 57,67 ft^2
Tebal Shell : 1/5 in

34. Tail Gas Scrubber



Perhitungan :

Liquid yang ada pada kolom L

Feed masuk liqud dari atas, L2:

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
H_2SO_4	0,32	98	0,0033	0,0008
H_2O	72,01	18	4,0006	0,9992
Total	72,332		4,0039	1

Produk liquid keluar dari bawah, L1 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
$(NH_4)_2SO_4$	11,60	132	0,0879	0,25
$(NH_4)_2HPO_4$	12,23	132	0,0926	0,26
$CO(NH_2)_2$	1,34	60	0,0223	0,06
KCl	9,27	75	0,1236	0,35
H_2O	0,52	18	0,029	0,08
Total	34,96		0,3554	1

L = 12,172 + 12,172 = 24,345 kmol

Gas yang berada pada kolom G

Feed gas masuk dari bawah, G1 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
NH_3	71,69	17	4,217	1
$(NH_4)_2SO_4$	32,57	132	0,2468	0,9
$(NH_4)_2HPO_4$	11,98	132	0,0908	0,9
$CO(NH_2)_2$	1,31	60	0,0219	0,9
KCl	9,09	75	0,1211	0,9
H_2O	72,53	18	4,0296	0,9
Total	199,18		8,7272	1

Produk atas gas, G2 :

Komponen	Berat	BM	Kmol	Fraksi Mol
NH_3	129,106	17	7,5945	1
Total	129,11		7,5945	1

Gas terserap :

G_1 : 8,73 kmol/jam = 0,0024 kmol/detik

$$y_1 = \frac{G1\ NH3 - G2\ NH3}{G1NH3} = \frac{8,7272 - 7,5945}{8,727204239}$$

$= 0,1298$ kmol/kmol feed

$$y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} = \frac{0,1298}{1 - 0,1298}$$

$= 0,1492$ kmol/kmol feed

Laju alir NH3 yang keluar

$Gs = G_1 \times (1 - y_1)$

$= 0,0024 \times (1 - 0,1298)$

$= 0,0021096$ kmol/detik

Dari perhitungan neraca massa diperoleh % penyisihan gas sebagai produk atas adalah

$$= \left(1 - \frac{G_2\ Total}{G_1\ Total}\right) \times 100\%$$

$$= \left(1 - \frac{7,5945}{8,7272}\right) \times 100\%$$

$= 13,0\%$

y_2 = 13,0% x y_1
= 13,0% x 0,1
= 0,0 kmol/kmol feed

Media Penyerap :

Kandungan NH_3 = Fraksi mol NH_3 (X_2)

X_2 NH_3 = 0 kmol/kmol feed

$$X_2 = \frac{0}{1 - 0} = 0 \text{ kmol } NH_3\text{/kmol feed}$$

Vapor pressure :

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

Konstanta Antoine : **(Sherwood, Appendix C)**

Komponen	A	B	C
NH_3	16,948	2132,5	-32,98

Vapor pressure NH_3 pada suhu 30°C = 303,15 K

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

$$= 16,948 - \frac{2132,5}{-32,98 + 303,15}$$

= 9,0549

P = 8560,5664 mmHg

Total Vapor Pressure = 8560,5664 mmHg

Tekanan total pada kolom = 1 atm = 760 mmHg

$$\frac{P^*}{Pt} = \frac{8560,6}{760} = 11,264$$

Persamaan garis kesetimbangan

$$\frac{P^*}{Pt} = \frac{P^*(X^*)}{Pt\,(1-X)}$$ **(Treyball, Page 287)**

Persamaan garis operasi

$$Gs\ (Y_1 - Y) = Ls\ (X_1 - X)$$ **(Treyball, Page 287)**

$$\frac{Ls}{Gs} = \frac{(Y_1 - Y)}{(X_1 - X)}$$

Pada kondisi Ls minimum $X_1 = 0{,}2$
(Diambil dari salah satu titik kesetimbangan)

$$Ls\ min = \frac{Gs \times (Y_1 - Y_2)}{(X_1 - X)}$$

$$= \frac{0{,}002110 \times (0{,}1492 - 0{,}0194)}{(0{,}2 - 0)}$$

$$= 0{,}0013691 \text{ kmol/detik}$$

Asumsi : Ls operasi = 1,5 Ls minimum **(Treyball, Page 288)**

Ls operasi = 1,5 x 0,0013691 = 0,002053593 kmol/detik

$$X_1 = \frac{Gs\,(Y_1 - Y)}{Ls} + X_2$$

$$= \frac{0{,}002110 \times (0{,}1492 - 0{,}0)}{0{,}002053593}$$

$$= 0{,}1333 \text{ kmol/detik}$$

$$\frac{Ls}{Gs} = \frac{0{,}0020536}{0{,}0021096} = 0{,}9735$$

Dari grafik untuk x = 0,0005
Diperoleh y = 0,21
y* = 0,43

Number of transfer unit,

$$Ng = \int \frac{1}{y* - y}$$ **(Mc Ketta, Page 242)**

Digunakan, y x 0,21

Analisa data dengan menggunakan metode simpson, interval = 3
didapat :

Fungsi	y	$\frac{1}{y* - y}$
f1	0,21	4,5455
f2	3,21	-0,3597
f3	6,21	-0,173
f4	9,21	-0,1139
f5	12,21	-0,0849

Metode Simpson :

$$\int_{x=a}^{x=b} F(x)dx = \frac{h}{3}[f0 + 4(f_1 + f_3) + 2(f_2 + f_4) + f_5]$$

Dimana h = Interval

$$Ng = \frac{3}{3} \times 16,458$$

$$= 16,458 = 16 \text{ Buah}$$

Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Berat (kg)	Fraksi Berat (Xi)	ρ (g/cm³)	ρ (g/cm³)	Xi/ρ
$(NH_4)_2SO_4$	11,60	0,331745802	1,769	110,44	0,003
$(NH_4)_2HPO_4$	12,23	0,349753627	1,619	101,07	0,0035
$CO(NH_2)_2$	1,34	0,038346449	1,335	83,341	0,0005
KCl	9,27	0,265228426	1,998	124,73	0,0021
H_2O	0,52	0,014925695	1	62,428	0,00024
Total	34,96	1			0,0093

$$\frac{1}{\rho} = \sum \frac{xi}{\rho} = 0,0093$$

$$\rho = \frac{1}{0,0093} = 107,642 \text{ lb/cuft}$$

ρ gas = 0,0426

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{107,64 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 1,7243$$

Dari **Kern T.6 Page 808** di dapat sg referenc = 1

Dari **Kern Fig. 14 Page 823** di dapat μ reference = 0,95 Cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{Sg bahan}}{\text{Sg reference}} \times \mu \text{ reference}$$

$$= \frac{1,7243}{1} \times 0,95$$

$$= 1,6380 \text{ Cp}$$

$$\frac{L}{G}\left(\frac{\rho G}{\rho L}\right)^{0,5} = 0,9735\left(\frac{0,0426}{107,6418}\right)^{0,5}$$

$$= 0,01937$$

Dari **Perry 6ed, fig 18-38 hal 18-22** dengan asumsi approximate flooding didapat :

$$\frac{G^2}{\rho}\ \frac{Fp}{G}\ \frac{\Psi\ \mu^2}{\rho L\ g} = 0,3$$

Dimana :

G = Superficial gas mass flux

Fp = Konstanta packing : Untuk 1 in (25 mm) ra = 50
(Ulrich, hal 198)

$$\Psi = \frac{\rho}{\rho\ .\ L} = \frac{62,428}{107,642} = 0,580$$

m = Viskositas. Cp ; μ = 1,66 Cp

g = Konstanta grafitasi : 32,147 lb/ft det²

0,5 jam = 1800 detik

$$0,3 = \frac{G2\ x\ 50\ x\ 0,572\ x\ 1,6380^2}{0,0426\ x\ 107,642\ x\ 32,147\ x\ 1800}$$

$$0,3 = \frac{G2\ x\ 76,739129}{265340,4788}$$

$$G2 = \frac{79602,14365}{76,73912891} = 1037,308408 \text{ lb/jam ft3}$$

G = 32,207273 lb/jam ft²

Asumsi = 85%

G_{actual} = 85% x G
= 85% x 32,207
= 27,38 lb/jam ft²

Dari produk atas gas G_2 = 0,2213 kmol/jan = 221,3 mol/jam

Diameter tower, D = $\sqrt{\frac{4V.Mg}{\pi G}}$ **(Ulrich, Persamaan 4-88)**

Dimana :
V = gas flow rat = 0,2213 kmol/jam
Mg = Berat gas = 199,17635 kg = 439,10816 lb

Diameter tower = 37,84292 ft = 11,534522 m

Perhitungan tinggi tower :
Ulrich ; pers 4-88, didapat Height Equipment to Theoretical Plate, HETP = $D^{0,3}$

Maka HETP = $D^{0,3}$
= $\#^{0,3}$
= 2,9743727 ft

Tinggi tower, H = Ng x HETP
= 16,458 x 2,9744
= 48,951 ft = 14,92 m

Stage Efisiensi = 60% **(Ulrich, tabel 4-82)**

Maka tinggi ko = $\frac{48,951}{60\%}$
= 81,585 ft = 24,867 m

Rate volumetri = $\frac{\text{Rate massa}}{\rho\ \text{campuran}}$
= $\frac{271,51}{109,1855}$
= 2,486672 cuft/jam

Pada proses ini dipilih rashing rin **(Perry 6ed tabel 14-3)**
Ukuran ring = 25 mm
Tekanan = 0,97 atm
Tinggi kolo = 33,9 ft = 10,327 m
Diameter = 1,35 ft = 0,4115 m

Diameter tutup = Diameter tangk = 1,35 ft = 0,41 m
Rasio axis = 2 : 1
= 2

Tebal Dinding Tangki
Tekanan Operasi = 0,97 atm = 98,285 kPa
Faktor Keamanan = 5%
Maka Design = 1,05 x 98,285 kPa

= 103,2 kPa
Efisiensi Sambung = 0,8
Allowable Stress = 12,65 Psia = 87,219 kPa

Menentukan Tebal Shell Minimum
Tebal shell berdasarjan ASME code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times r_i}{f E - 0.6 P} + C$$

Dengan :

t_{min}	=	Tebal shell minimum	(in)
P	=	Tekanan tangki	(Psi)
r_i	=	Jari-jari tangki	(in) (1/2 D)
C	=	Faktor korosi	(in) (digunakan 1/8 in) = 0,125 in
E	=	Faktor pengelasan, digunakan double weld, E : 0,8	
f	=	Stress allowable, bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C, maka : f = 12,65 Psi **(Brownell, Table 13-1)**	

$$r_i = \frac{1}{2} \times 1,3477 = 0,6739 \text{ ft} = 0,0562 \text{ in}$$

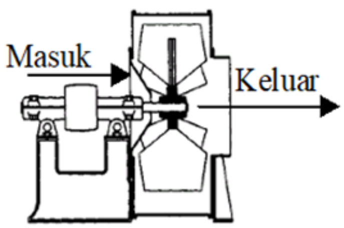
$$t_{min} = \frac{P \times r_i}{f E - 0.6 P} + C$$
$$= \frac{14,968 \times 0,0562}{10120 - 8,9808} + 0,125$$
$$= \frac{0,8405156}{10111,019} + 0,125$$
$$= 0,1250831 \text{ in (Digunakan t = } 1/5 \text{ in)}$$

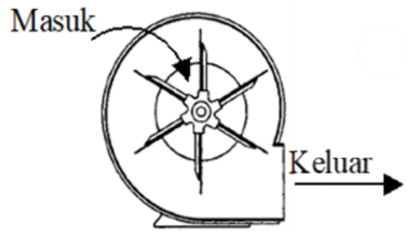
Spesifikasi :

Fungsi	:	Menyerap sisa gas dari Granulator dengan bantuan Asam Sulfat
Type	:	Packed Bed
material	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Ukuran Ring	:	25 mm = ft
Tinggi Kolom	:	33,9 ft = 10,327 m
Diameter tangki	:	1,35 ft = 0,4115 m
Diameter tutup	:	1,35 ft = 0,4115 m
Tebal shell	:	1/5 in
Tebal tutup atas	:	1/5 in
Tebal tutup bawah	:	1/5 in

35. Blower (G-315B)

Fungsi : Memindahkan dust ke tail gas scrubber
Type : Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.





Perhitungan :

Rate massa udara	=	34,9560	kg/jam
	=	77,0647	lb/jam
	=	17,6738	cuft/menit
BM udara	=	28,84	kg/kmol
BM udara standart	=	359,00	kg/kmol

Menentukan densitas campuran (udara + padatan): **(Himmelblau , Page 249)**

Pada P = 1 atm
T = 30 °C = 545,6700 °R

Udara standart
T = 25 °C = 536,6700 °R
P = 1 atm

$$\rho = \frac{T_{\text{udara standart}}}{T} \times \frac{P}{P_{\text{udara standart}}} \times \frac{BM}{BM_{\text{udara standart}}}$$

Keterangan :
T = Suhu bahan ; ^{o}Rankine
P = Tekanan bahan ; atm
BM = Berat molekul campuran
Tp = suhu udara standar

$$\rho = \frac{T_{\text{udara standart}}}{T} \times \frac{P}{P_{\text{udara standart}}} \times \frac{BM}{BM_{\text{udara standart}}}$$

$$= \frac{536{,}67}{545{,}67} \times \frac{1}{1} \times \frac{28{,}8}{359}$$

= 0,0790093 ı/cuft

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\rho\ \text{campuran}}$$

$$= \frac{77{,}06}{0{,}0790093}$$

= 975,388 cuft/jam

= 16,256 cuft/menit

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

$$= \frac{17{,}67}{4.000{,}00}$$

= 0,0044

$$ID = \left(\frac{4 \times A}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0{,}0044}{3{,}14}\right)^{0,5}$$

= 0,0750

Menentukan dimensi blower

Asumsi : aliran turbulen **[Foust, App.C6A]**

Dipilih pipa 1/8 in, sch 40

OD = 0,405 in

ID = 0,269 in

$A = 1/4 \times \pi \times ID^2$

$= 0{,}25 \times 3{,}14 \times 0{,}27^2$

$= 0{,}0568\ in^2$

Perhitungan power blower

$Hp = 0{,}000157\ Q \times \Delta P$ **[Perry 6ed: pers.6-22]**

Pressure drop diambil = 0,5 Psi

Dimana :

1 Psi = 27,7 in H_2O

0.5 Psi = 13,9 in H_2O

Hp = 0,0002 x 16,26 x 13,9

= 0,0353 Hp

$$\text{Effisiensi} = \frac{\text{Hp blower}}{\text{Hp shaft}}$$ **[Perry 6ed ; pers.6-35 ; Page.6-21]**

Effisiensi blower = 40% - 85%
Dipilih effisiensi blower = 85% , maka :

$$\text{Hp shaft} = \frac{0{,}0353489}{85\%}$$
$$= 0{,}0415869 \text{ Hp}$$

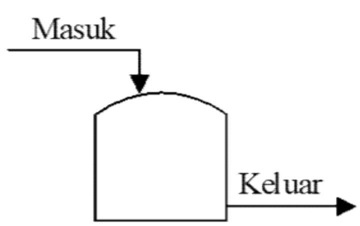
Adiabatic head = 15000 ft.lb_f/lb_m gas **[Perry 6cu ; fig.6-35]**

Spesifikasi Blower :

Fungsi	:	Memindahkan dust ke tail gas scrubber
Type	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan dan effisiensi tinggi.
Rate Volumetrik	:	16,26 cuft/menit
Adiabatic Head	:	15000 ft.lb_f/lb_m gas
Effisiensi Blower	:	85%
Power	:	0,0416 Hp
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Jumlah	:	1 Buah multistage

36. TANGKI DUST SCRUBBER (F-316)

Fungsi	:	Menampung sisa debu dari Dust Scrubber dan Tail Gas Scrubber
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menampung larutan
Kondisi Operasi	:	
- Tekanan	:	1 atm
- Suhu	:	30 ^oC
- Waktu tinggal	:	1 hari



Perhitungan

Komposisi bahan :

Komposisi	% berat	Berat (kg/jam)	Densitas (g/cm^3)	
$(NH_4)_2SO_4$	26%	32,5730	1,77	***(Perry 7ed ; T. 2-101)***
$(NH_4)_2HPO_4$	9%	11,9815	1,62	***(Perry 7ed ; T. 2-28)***
$CO(NH_2)_2$	1%	1,3136	1,32	
KCl	7%	9,0859	1,98	
H_2O	57%	72,5327	0,923	
Total	100%	127,4867		

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{\frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43$$

$$= \frac{1}{\frac{26\%}{1{,}77} + \frac{9\%}{1{,}62} + \frac{1\%}{1{,}32} + \frac{7\%}{1{,}98} + \frac{57\%}{0{,}923}} \times 62{,}4$$

$= 72{,}3766$ lb/cuft

Rate massa = 127,4867 kg/jam

= 281,0597 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{281{,}06 \text{ lb/jam}}{72{,}3766 \text{ lb/cuft}}$$

$= 3{,}8833$ cuft/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari proses 1 buah tangki (mempermudah pengeluaran dan pengisian), sehingga volume bahan adalah

$$\text{Volume bahan} = \frac{3{,}8833 \frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times \# \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari}}{1 \text{ tangki}}$$

$= 93{,}1991$ cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

Asumsi volume bahan = 80% volume tangki

$$\text{Maka volume tangki} = \frac{93{,}20 \text{ cuft}}{80\%}$$

$= 116{,}4989$ cuft

<u>Menentukan Dimensi Tangki</u>

Asumsi Dimention ratio : H/D = 2 - 5 (Ulrich : T.4-27)

dipilih : H/D = 2

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

$116{,}50 = 0{,}25 \times 3{,}14 \times D^2 \times 2\ D$

$116{,}50 = 1{,}57\ D^3$

$D^3 = 74{,}2031$ H = 2 D

D = 4,2022 ft = 8,4043 ft

= 50,4261 in = 100,8522 in

= 1,2808 m = 2,5616 m

Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0{,}6 P} + C$$ **[Brownell, pers. 13-1, hal 254]**

dengan:

ts_{min} = tebal shell minimum ; in

P = tekanan tangki ; psi

ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 0,25 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8, maka f = 18.800 psi **[Perry ed. 7, T.10-49]**

P hidrostatis $= \rho \times \frac{g}{gc} \times H\ liq$ (H liq = 80% H tangki)

$= 72{,}3766\ \frac{lbm}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 6{,}7235\ ft$

$= 486{,}6224\ lbf/ft^2$

= 3,3791 psi

P operasi = Pin - Pout + P hidrostatis

= 14,7 psi - 14,7 psi + 3,3791 psi

= 3,3791 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design = 3,3791 x 1,1

= 3,717 psi

ri = 0,5 x D

= 0,5 x 50,426 in

= 25,2130 in

Asumsi tebal shell = 1/2 in

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f E - 0{,}6 P} + C$$

$$1/2 = \frac{3{,}717 \times 25{,}213}{f\ 0{,}8 - 0{,}6\ \ 3{,}717} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{93{,}717305}{f\ 0{,}8 - 2{,}2302}$$

$$f = 471{,}3743$$

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal sh 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Atas

Tutup atas dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h
= 50,426 + 2 0,5
= 51,4261 in

Berdasarkan **Brownell tabel 5.7**

OD = 51,426 in
t_{head} = 0,5 in
icr = 11,5 in
rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan persamaan 13.12

Brownell & Young hal. 258

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 f . \epsilon - 0{,}2 P} + C \qquad W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc / icr}\right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in
r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in
W = faktor stress intensif untuk torisph
P = tekanan tangki ; psia
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8
C = faktor korosi = 0,25 in
f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$$
$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11{,}5}}\right)$$
$$= 1{,}7112$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2 f . e - 0{,}50} + C$$

$$1/2 = \frac{3{,}717 \times 170 \times 1{,}711}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 3{,}717} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{1081{,}168629}{1{,}6 \ f - 0{,}7434}$$

$$f = 2.703{,}3862$$

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal he 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h

= 50,426 + 2,00 0,5

= 51,4261 in

Berdasarkan Brownell tabel 5.7

OD = 192 in

t_h = 0,5 in

icr = 11,5 in

rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan **persamaan 13.12 Brownell & Young hal. 258**

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.e - 0{,}2\, P} + C \qquad W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc / icr} \right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in

r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in

W = faktor stress intensif untuk torisph

P = tekanan tangki ; psia

E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*

Nilainya = 0,8

C = faktor korosi = 0,25 in

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,

maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11{,}5}} \right)$$

$$= 1{,}7112$$

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.e - 0{,}2\, P} + C$$

$$1/2 = \frac{3{,}717 \times 170 \times 1{,}7112}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 3{,}717} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{4710{,}9636}{1{,}6\, f - 3{,}2388}$$

$$f = 11.779{,}4333$$

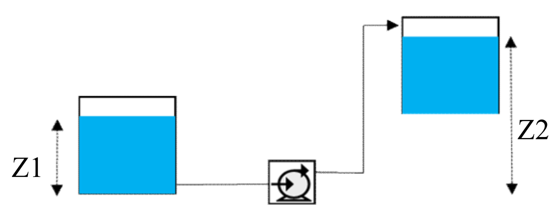
f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal hea 1/2 in dapat digunakan

Spesifikasi

Fungsi	:	Menampung sisa debu dari Dust Scrubber dan Tail Gas Scrubber
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menampung larutan
Volume tangki	:	116,499 cuft = 3,2969 m^3
Diameter tangki	:	4,2022 ft = 1,2808 m
Tinggi tangki	:	8,4043 ft = 2,5616 m
Tebal shell	:	1/2 in
Tebal tutup atas	:	1/2 in
Tebal tutup bawah	:	1/2 in
Waktu penyimpan	:	1 Hari
Bahan konstruksi	:	stainless steel A193 grade B8
Jumlah	:	1 buah

37. POMPA DUST TANK (L-318)

Fungsi = Untuk Memompa bahan dari dust tank ke WWTP
Type = Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan = Viskositas rendah



Kapasitas = 127,48669 kg/jam
= 281,05971 lb/jam
ρ dust = 62,9708 lb/ft^3

$$Sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference (H2o)}}$$

$$= \frac{62,9708 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

= 1,0087

Dari Tern T.6 Page 808 di dapat μ reference = 1
Dari Kern Fig. 14 Page 823 di dapat μ reference = 0,95 Cp

μ dust = 1,4 Cps
= 0,00098 lb/ft.s

Flow rate (Qf) = $\frac{281{,}05971 \text{ lb/jam}}{62{,}9708 \text{ lb/ft}^3}$
= 4,463334 ft^3/jam
= 0,001240 ft^3/s
= 0,5564676 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.
Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :
ID optimum = $3{,}9\ (Q_f)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$
= 3,9 x 0,0492 x 1,71
= 0,3288 in

Digunakan pipa 1/8 sch. 40
Dari Kern, tabel 11, didapatkan :
ID = 0,269 in
= 0,0224 ft
A = 0,058 in^2
= 0,0004 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :
V = $\frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$
= $\frac{0{,}00124 \text{ ft}^3\text{/s}}{0{,}0004 \text{ ft}^2}$
= 3,098 ft/s
maka :
NRe = $\frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$
= $\frac{0{,}02 \times 3{,}1 \times 63}{0{,}00098}$
= 4462,3534 > 2100 (Turbulen)

Digunakan pipa commercial steel, dengan :
ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**
ϵ/D = 0,0066914

Dengan NRe = 4462,35 diperoleh :
f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} \; \Delta Z \; \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\,\alpha\, gc} + \Sigma F$$

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489
Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft
Panjang equivalent suction, Ls :
2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32
Ls = 2 x 32 x ID
= 2 x 32 x 0,022
= 1,4347 ft

1 buah gate valve, L = 7
Ls = 1 x 7 x ID
= 1 x 7 x 0,02
= 0,1569 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 1,43 + 0,16
= 44,242 ft

Friksi yang terjadi :
1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \dfrac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \dfrac{2 \times 0{,}02 \times 9{,}6 \times 44{,}242}{32{,}174 \times 0{,}0224}$

= 28,9656 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \dfrac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \dfrac{V_2{}^2 - V_1{}^2}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

V_1 <<< V_2 maka V_1 dianggap = 0

$= \dfrac{9{,}6 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2}$

= 0,1492 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$F_3 = \dfrac{kc.\ V^2}{2.\ \alpha.\ gc}$ A_1 >>> A_2 maka kc = 0,55

$$= \frac{0{,}55 \times 9{,}6 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$= 0{,}082$ ft. lbf/lbm

Maka,

$\Sigma F = 29 + 0{,}15 + 0{,}08$

$= 29{,}197$ ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 0,0000 ft

Z_2 = H liq tangki pengencer = 8,4043 ft

g/gc = 1 lbf/lbm

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$$

$$= (0{,}0000 - 8{,}4043) \times \frac{1 \text{ ft/dt}^2}{\text{ft.lb}_m/\text{dt}^2.\text{lb}_f}$$

$$= -8{,}4043 \frac{\text{ft . lb}_f}{\text{lb}_m}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} + \frac{\rho \ g \ h}{gc}$$

$= 0$ lbf/ft^2 + 63 lbm/ft3 x 1 lbf/lbm x 6,56 ft

$= 413{,}09$ lbf/ft^2

$P_2 = 1$ atm $= 0{,}0$ lbf/ft^2

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{413{,}1 - 0{,}0}{62{,}9708} = 6{,}5600 \text{ lbf/ft}^2$$

$V_1 = 0$ ft/s

$V_2 = 3{,}098$ ft/s

$\alpha = 1$ (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta Wf = \frac{\Delta P}{\rho} \ \Delta Z \ \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \ \alpha \ gc} + \Sigma F$$

$$= 6{,}56 + -8{,}4043 + \frac{9{,}6 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 29{,}197$$

$= 27{,}502$ ft. lbf/lbm

Dimana $\eta < 1$ **(Mc. Cabe, hal 74)**

Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:

Effisiensi pompa = 55%

$$Wp = \frac{27{,}502}{}$$

$\overline{\quad 55\% \quad}$

= 50,002963 ft. lbf/lbm

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**
= 62,971 x 3,098 x 0,0004
= 0,0780721 lb/s

P = $\frac{m \cdot Wp}{550}$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

= $\frac{0{,}08 \times 50{,}003}{550}$

= 0,0071 hp

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi motor : 80%

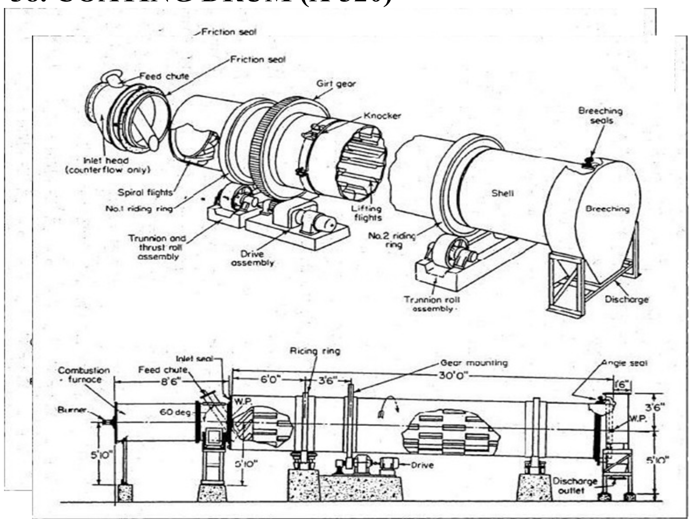
Power sesungguhnya = $\frac{0{,}0071}{80\%}$

= 0,0089 Hp

Spesifikasi Pompa

Fungsi	= Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor	
Type	= Centrifugal Pump	
Kapasitas	= 127,4867	lb/jam
Kecepatan aliran (v)	= 3,0980	ft/detik
BHp	= 0,0071	Hp
Power Motor	= 0,0089	Hp
Rate volumetrik	= 0,5565	gpm
Total Dynamic Head	= 27,5016	ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	= 55%	
Effisiensi Motor	= 80%	
Bahan Konstruksi	= Commercial Steal	
Jumlah	= 1 Buah	

38. COATING DRUM (X-320)



Fungsi = Mengeringkan Granul NPK
Type = Rotary Drum
Dasar pemilihan = Sesuai dengan bahan dan granulasi berjalan cepat

Data Komponen Campuran:

Komponen	Fraksi (%)	Berat (kg/jam)	ρ (gr/cm³)	ρ (lb/cuft)
$(NH_4)_2SO_4$	33,00%	16165,12732	1,769	110,4387
$(NH_4)_2HPO_4$	34,80%	17042,60273	1,619	101,0742
$CO(NH_2)_2$	3,81%	1868,524724	1,335	83,3441
KCl	26,39%	12923,90513	1,998	124,7351
H_2O	1,52%	745,8845938	1	62,43
Coating Powder	0,23%	111,1111111	1,05	65,5515
Coating Oil	0,25%	121,2121212	1,4	87,402
Total	100,00%	48978,36772		

Rata-rata densitas campuran (ρ campuran):

$$\rho\ \text{campuran} = \frac{1}{\dfrac{\text{Fraksi berat}}{\rho\ \text{komponen}}}$$

$$= \frac{1}{\dfrac{33,00\%}{110,44} + \dfrac{34,80\%}{101,07} + \dfrac{3,81\%}{83,344} + \dfrac{26,39\%}{124,74} + \dfrac{1,52\%}{62,43} + \dfrac{0,23\%}{65,552} + \dfrac{0,25\%}{87,402}}$$

$= 107,39779$

Neraca Massa dan Panas:

Feed masuk	=	48978,36772	kg/jam	=	107978,689	lb/jam
Total panas	=	1255195,942	kkal/jam	=	4977730,549	Btu/jam

Temperatur (°C dan °F):

Suhu bahan masuk	=	80	°C	=	176	°F
Suhu bahan keluar	=	90	°C	=	194	°F
Suhu udara masuk	=	110	°C	=	230	°F
Suhu udara keluar	=	95	°C	=	203	°F

Perhitungan ΔT_{lmt}d (Log Mean Temperature Difference)
dengan asumsi aliran counter flow:

Δt_1 = 230 - 203 = 27 °F

Δt_2 = 194 - 176 = 18 °F

$$\Delta T\ LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{18 - 27}{\ln 18 / 27} = 22{,}197\ °F = 267{,}7\ K$$

Perpindahan panas:

$Q = Ua \times V \times \Delta T$ **Perry 6th,Pers 20−35**

Dengan:

Q	=	panas total	kJ/dt
Ua	=	koefisien volumetri heat tranfer	kJ/m³ dt.K
	=	25−60 kJ/m³ dt.K	**Perry 7th,T.12−58**
V	=	volume drum	
ΔT	=	Log mean temperature difference, K	

Diketahui:

Q	=	1255195,942	kkal/jam	=	1458788,724	J/dt
ΔT	=	267,7	K			
Ua	=	25	kJ/m³ dt.K	=	25000	J/m³ dt.K
				=	93,3868165	J/m³ dt.K

Maka:

$$V = \frac{Q}{Ua \times \Delta T}$$

$$= \frac{1458788{,}724}{93{,}4 \times 268} = 58{,}351549$$

Perhitungan diameter rotary:

$$Q = \frac{0,5 \times G^{0,67}}{D} \times V \times \Delta T$$

Dengan:

Di Q = total head transfer = 1255196 kkal/jam
= 4977731 Btu/jam

G = rate media pemanas lb/jam ft²
(0.5−5 kg/dt m2 ; Ulrich T.4−10)
= 1 x 737 lb/jamft² = 737 lb/jamft2

V = 58,4 m³ = 2060,6674 cuft

ΔT = 267,70374 K

Maka:

$$D = \frac{0,5 \times G^{0,67}}{Q} \times V \times \Delta T$$

$$= \frac{0,5 \times 737^{0,67}}{107978,689} \times 2060,7 \times 267,7$$

= 213,05784 ft

Area drum:

$$A\ drum = \frac{\pi \times D^2}{4}$$ **(Ulrich: 143)**

$$= \frac{3,14 \times 213^2}{4} = 35634 \ ft^2$$

Panjang drum:

$$\theta = \frac{0,23 \times L}{SN \times 0,9\ D} \pm 0,6\ \frac{BLG}{F}$$ **Perry 6th,Pers 20−39**

$$B = 5\ (Dp)^{-0,5}$$ **Perry 6th,Pers 20−40**

Keterangan:

θ = time of passes
L = panjang drum
S = slope drum
N = speed
D = diameter drum
B = konstanta material
G = rate massa udara
F = rate solid
Dp = ukuran partikel

Ketentuan:

L	=	2−5	**(Perry 7th,hal 20−75)**
S	=	0,05	**(Perry 7th,hal 20−75)**
D	=	L/D = 2−5	**(Perry 7th,hal 20−75)**
G	=	0,05−5 kg/dt m2	**(Ulrich,T.4−10:132)**
θ	=	5 menit	**(Perry 7th,hal 20−75)**

Asumsi:

Dp = 1680 μm **(Perry 6th,T21−6)**

G = 1 kg/ m2 dt = 737 lb/jam ft²

N = 6 Rpm

$B = 5\,(1680)^{-0,5}$

= 0,1219875

$$F = \frac{48978,368}{35634,01}\ \frac{lb/jam}{ft^2} = 1,3744838\ \frac{lb/jam}{ft^2}$$

$$\theta = \frac{0,23 \times L}{SN \times ^{0,9} D} \pm 0,6\ \frac{BLG}{F}$$

$$5 = \frac{0,23 \times L}{0,05 \times 6^{0,9} \times 213} + \frac{0,6 \times 0,12 \times L \times 737}{1,37448376}$$

5 = 195,3976 L + 39,245918 L

L = 0,0213089 ft

$$\text{cek } L/D = \frac{0,0213089}{213,05784} = 0,000100 \ \text{(range memenuhi)}$$

Perhitungan sudut kemiringan Rotary Dryer:

Slope = 0,05

Panjang drum = 0,0213 ft

Slope actual = slope x panjang drum = 0,0011 ft = 0,0003 m

Sudut granulator = 18

Perhitungan tebal shell drum:

Rotary drum memakai silinder dengan bahan dari carbon steel SA 515 grade 55 dengan stress allowable = 13700 **(Perry 5ed, T.6-57)** Untuk pengelasan digunakan double welded butt joint dengan efisiensi 80%, serta faktor korosi digunakan 1/8 in.

Perbandingan tinggi bahan dan diameter drum, H/D = 0,16

D = 213,06 ft **(Perry 5ed, T.6-52)**

H = 0,16 D = 34,089 ft

ρ = 107,4 lb/cuft

Tekanan vertikal pada tangki: **(Mc.Cabe pers.26-24)**

$$PB = \frac{r \ \rho B \ (\frac{g}{gc})}{2 \ \mu' \ k'} \left(1 - e^{-2 \ \mu' \ k' \ Zt / r}\right)$$

Dimana:

Pb = tekanan vertikal pada dasar

ρb = bulk density bahan

μ' = koefisien gesek (0.35 - 0.55) diambil = 0,45 **(Mc.Cabe p.299)**

k' = ratio tekanan normal

$$k' = \frac{1 - \sin \alpha}{1 + \sin \alpha}$$ **(pers.26-17, Mc.Cabe)**

$$= \frac{1 - \sin 30}{1 + \sin 30} = 83,554$$

Zt = tinggi total material dalam tangki
Asumsi tinggi bahan 15% dari tinggi drum
Dimana tinggi drum = diameter drum
= 15% x 213,06 = 31,959 ft

r = jari-jari tangki = 106,53 ft

$$Pb = \frac{r \ \rho B \ (\frac{g}{gc})}{2 \ \mu' \ k'} \left(1 - e^{-2 \ \mu' \ k' \ Zt / r}\right)$$

$$= \frac{107 \times 107 \times 0,12 \times 1}{2 \times 0,45 \times 83,6} \left(1 - e^{-2 \times 0,5 \times 83,6 \times \frac{32,0}{107}}\right)$$

= 18,5597 lb/ft²

= 0,1288867 psi

Tekanan lateral

PL = k' x Pb = 83,554 x 0,1289 = 10,769

P operasi = Pb + Pl = 0,1289 + 10,769 = 10,898 psi

Untuk faktor keamanan 10%, maka digunakan tekanan:

= 1,1 x 10,9 psi

= 12 psi

Tebal shell berdasarkan API-ASME Code:

$$ts = \frac{P \times D}{2 \ FE - P} + C$$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

e = 80%

Dipakai **double welded butt joint**: (digunakan 3/16 in)

$$ts = \frac{10{,}898 \times 213{,}06}{2 \times 1{,}3745 \times 0{,}8 - 10{,}898} + \frac{1}{8}$$

= 1265,7748

Isolasi: (Perry 7ed, 12-42)

Batu isolasi dipakai 4 in = 213,06 ft

Diameter dalam rotary = 213,06 + 0,0313 = 213,09 ft

Diameter luar rotary = 213,09 + 0,6667 = 213,76 ft

Maka diameter rotary terisolasi

Perhitungan power rotary: **(Perry6ed,persamaan 20-44)**

$$hp = \frac{N \times (4{,}75\ dw + 0{,}1925\ dw + 0{,}33\ W)}{100000}$$

N = putaran rotary ; 6

d = diameter shell ; 213,06

w = berat bahan ; 107979

D = d + 2 ; 215,06

W = berat total ;

Perhitungan berat total

a. Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do = Diameter luar shell : 213,76

Di = Diameter dalam shell : 213,09

L = Panjang drum : 0,0213

ρ = density steel : 428

$$We = 0{,}785 \times (213{,}76^2 - 213{,}09^2) \times 0{,}0213 \times 428$$

= -378253,5 lb

b. Berat Isolasi

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

Do = Diameter luar shell : 213,76

Di = Diameter dalam shell : 213,09

L = Panjang drum : 0,0213

ρ = density steel : 19

We = 0,785 x (213,76 2 - 213,09 2) x 0,0213 x 19
= 17483,953 lb

c. Berat bahan dalam drum
Untuk solid hold-up = 15%
Rate massa = 107978,689 lb/jam
Berat bahan = #### x 107978,689
= 124175,4924 lb
Berat total = -378253,5224 + 17483,95331 + 124175,492
= -236594,0767 lb
Berat lain diasumsikan 15%, maka berat total :
= #### x -236594,0767
= -272083,1882 lb/jam
Perhitungan Power Rotary
Perry[6ed], persamaan 20-44:

$$hp = \frac{N \times (4,75 \ dw + 0,1925 \ dw + 0,33 \ W)}{100000}$$

Dengan:
N = Putaran rotary : 6
d = Diameter shell : 215,06
w = Berat bahan : 107979
D = d + 2 ; 6,020 ft : 215,06
W = Berat total : -236594

$$hp = \frac{6 \times 4,75 \times 215 \times 107979 + 0,19 \times 215 \times 0,33 + -236594}{10000}$$

= 66158,083 Hp

Dengan efisiensi motor = 75% **(Perry,6th ed., p. 20-37)**

$$\text{Power motor} = \frac{66158}{75\%}$$

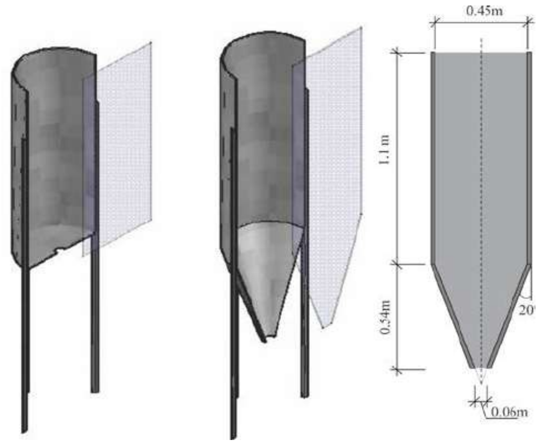
= 88211 hp

Spesifikasi:
Fungsi = Mengeringkan granul NPK
Type = Rotary drum
Kapasitas = 107978,689 lb/jam
Isolasi = Batu isolasi
Tebal isolasi = 4 in

Tebal shell	=	1/5	in
Diameter	=	215,06	ft
Panjang	=	0,0213	ft
Tinggi bahan	=	34,089	ft
Sudut rotary	=	18	
Time of passes	=	5	menit
Power	=	88211	Hp
Jumlah	=	1	Buah

39. COATING POWDER BIN (F-321)

Fungsi : Menampung Coating Powder
Type : Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Dasar Pemilihan : umum untuk menampung bahan



Perhitungan :

Rate massa	=	111,1	kg/jam
	=	245,0	lb/jam
	=	5878,9867	lb/hari
ρ campuran	=	50	lb/ft3

Volumetrik bahan = $\frac{245,0}{50}$ = 4,8992 ft3/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 1 buah tangki, sehingga :
volume bahan : 117,57973 cuft3
Bahan mengisi tangki sebesar 80%
volume tangki : 146,97467 ft3

Menentukan ukuran tangki

Head dan digunakan dimensi Hs/Ds = 2

-volume silinder (Vs)

$Vs = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$Vs = (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$Vs = 1{,}57 \ Ds^3$

$\text{Tan}(30) = \frac{\text{Radius}}{\text{Tinggi}} = \frac{Ds / 2}{Hk}$

$Hk = \frac{Ds / 2}{0{,}577}$

$= 0{,}8665511 \ Ds$

$V_{\text{tutup bawah}} = \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^2 \ Hk$

$= \frac{1}{3} \left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^2 \ 0{,}87 \ Ds$

$= (0{,}2617) \ Ds^2 \ (0{,}87 \ Ds)$

$= 0{,}2267 \ Ds^3$

$Vt = Vs + V \text{ tutup bawah}$

$146{,}97 = 1{,}57 \ Ds^3 + 0{,}23 \ Ds^3$

$Ds^3 = 81{,}8$

Ds	=	4,341	ft	=	1,32	m
H	=	8,6819	ft	=	2,65	m
Hk	=	3,7617	ft	=	1,15	m
Htotal	=	12,444	ft	=	3,79	m

Volume Bahan = 117,5797

Diameter dalam Tangki = 4,3410

Tinggi dan Volume Konis : Hk = 3,7617 ft

Vk = 18,5480 ft3

Vsilinder terisi = Vbahan - Vk

= 117,58 - 18,55

= 99,03

$\text{Hbahan,silinder} = \frac{\text{Vsilinder terisi}}{\text{Luas Alas}}$

$= \dfrac{99{,}0317}{14{,}792444}$

$= 6{,}6947485$

Htotal bahan = hbahan, silinder + Hk

= 6,6947 + 3,7617

= 10,4564

Menentukan tebal shell minimum :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$ts = \dfrac{P.\ ri}{f.\ e - 0{,}6\ P} + C$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

dimana :

ts = tebal shell minimu in

P = tekanan tangki psi

ri = jari-jari tangki in = #

C = faktor korosi in (digunakan 1/16)

E = faktor pengelasan = 0,8

f = stress bahan konstruksi Carbon Stell SA 283 grade C,
maka f : 12650 Psi

Tekanan lateral :

Ph (z) = k' x Pv (z)

Tekanan Vertikal :

$Pv(z) = \dfrac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$

z = kedalaman dari puncak tumpukan material
Tekanan lateral maksimum pada bagian silinder terjadi di dasar silinder
Jadi, z = hbahan, silinder = 6,6947485 ft

Ds = Diameter dalam = 4,3410 ft

μ' = Koefisien gesek = 0,35-0,55 **(Mc Cabe hal 299)**
diambil = 0,45

k' = ratio tekanan normal = 0,35-0,6

$k' = \dfrac{1 - \sin\ \alpha}{1 + \sin\ \alpha}$ **(Mc cabe ed 5 persamaan 26-17)**

diambil nilai k' = 0,41

maka :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$$

$$= \frac{50 \times 4{,}3}{4 \times 0{,}45} \left(1 - e^{-4 \times 0{,}45 \times 0{,}41 \times 6{,}7\ /\ 4{,}3}\right)$$

$$= 120{,}58204\ (1 - e^{-1{,}127})$$

$$= 120{,}58204\ (1 - 0{,}3240)$$

$$= 81{,}51541$$

$$= 0{,}5660792 \text{ psi}$$

$$Ph\ max = k' \times Pv(z)$$

$$= 0{,}41 \times 81{,}515$$

$$= 33{,}095256$$

$$= 0{,}2298282 \text{ psi}$$

Tebal shell, digunakan ASME code

$$ts = \frac{P.ri}{f.\ e - 0{,}6\ P} + C$$

$$ts = \frac{0{,}2298 \times 26{,}046}{12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 0{,}23} + 0{,}06$$

$$= 0{,}0631 \text{ in}$$

Dipakai tebal shel 3/16 in

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah,
karena tutup bawah lebih banyak menerima beban

Tutup bawah conis :

$$Pn = Pv\ Cos^2\ \alpha + Ph\ sin^2\ \alpha$$

$$= 0{,}57\ Cos^2\ 30 + 0{,}23\ sin^2\ 30$$

$$= 0{,}57 \times 0{,}75 + 0{,}23 \times 0{,}25$$

$$= 0{,}482 \text{ psi}$$

Tebal conical :

$$\text{Tebal conical} = \frac{PD}{2 \cos \alpha (Fe - 0{,}6P)} + 0{,}06$$ **(B & Y hal 118; ASME Code)**

dengan α = cone angle = 30°

$$tc = \frac{0{,}482 \times 4{,}3410 \times 12}{2 \times 0{,}87 \times (12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 0{,}4820)}$$

$$= 0{,}0014325 = 3/16 \text{ in}$$

Tinggi conical :

$$h = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$ **(Hesse, pers 4-17)**

keterangan : α = cone angle = 30°
D = diameter tangki = 4,341 ft
m = flat spot center = 12 in = 1 ft

$$Hk = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$

$$= \frac{4{,}34 - 1}{2 \times 0{,}58}$$

$$= 2{,}8933507 \text{ ft}$$

Tinggi Total Bin = Hs + Hk
= 22 + 2,89
= 24,893

Spesifikasi :

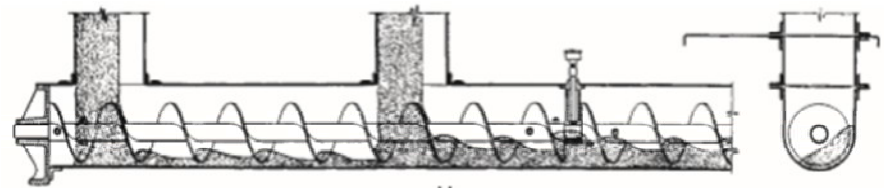
Fungsi	:	Menampung Coating Powder
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Kapasitas Bin	:	146,97467 ft3
Diameter Bin	:	4,3409536 ft
Tinggi Bin	:	24,893351 ft
Tebal Shell	:	3/16 in
Diameter atas conical	:	4,3 ft
Diameter bawah conical	:	1 ft
Tinggi conical	:	2,8933507 ft
Cone angle	:	30°
Tebal conical	:	3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 Buah

40. SCREW CONVEYOR (J-322)

Fungsi : Memindahkan coating powder dari tangki penyimpanan ke Coating Drum

Type : Plain spouts or chutes.

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup



Feed masuk screw conveyor :

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	Densitas (lb/cuft)
Al2(SO4)3	10,195	0,002	169,1853
H2SO4	19,4688	0,0038	114,0034
H2O	6,47	0,0013	57,6229
Al2(SO4)3.	5.061,66	0,9929	105,5067
Total	5.097,80	1	

ρ campuran

$$= \frac{1}{\frac{\text{fraksi berat}}{\rho\ \text{komponen}}}$$

$$= \frac{1}{\frac{0,002}{169,19} + \frac{0,0038}{114} + \frac{0,0013}{57,623} + \frac{0,9929}{105,51}}$$

= 105,5049 lb/cuft

Rate massa bahan masuk = 5.097,80 kg/jam

= 11.238,76 lb/jam

Rate Volumetrik $= \frac{\text{Rate Massa}}{\rho\ \text{campuran}}$

$= \frac{11.238,76}{105,5049}$

= 106,5236 cuft/jam

= 1,7754 cuft/menit

= 13,2809 gpm

Untuk densitas = 105,5 lb/cuft, bahan termasuk kelas D dengan

F = 3 **[Badger, Tabel 16-6]**

Power motor $= \dfrac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{33.000}$ **[Badger, pers. 16-4]**

dengan : C = kapasitas ; cuft/menit
L = panjang ; ft
W = densitas bahan ; lb/cuft
F = faktor bahan

Asumsi panjang screw conv = 30 ft

Power motor $= \dfrac{C \cdot L \cdot W \cdot F}{33.000}$

$= \dfrac{1{,}78 \times 30 \times 105{,}5 \times 3}{33.000}$

= 0,5109 hp

Untuk power < 2 hp, maka dikalikan 2. **[Badger : 713]**

Power motor = 0,5109 x 2
= 1,0217 hp

Effisiensi motor = 80% maka,

Power moto $= \dfrac{1{,}0217}{80\%}$

= 1,2771 ≈ 1,3 hp

Dari **perry 7^{ed}, tabel 21-6 hal 21-8**, didapatkan :

Kapasitas maksimum	=	5 ton/jam
Diameter flight	=	9 in
Diameter pipa	=	2 1/2 in
Diameter of shaft	=	2 in
Hanger center	=	10 ft
Diameter feed section	=	9 in
Kecepatan screw conveyor	=	40 rpm
Power Motor	=	0,85 hp

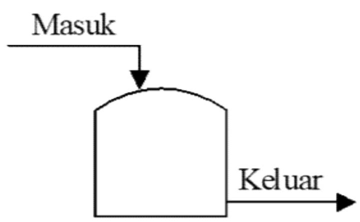
Spesifikasi :

Fungsi	:	Memindahkan coating powder dari tangki penyimpanan Coating Drum
Type	:	Plain spouts or chutes.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup
Kapasitas	:	5.097,80 kg/jam
Rate Volumetrik	:	106,52 cuft/jam
Diameter Flight	:	10 in
Diameter Pipa	:	2 1/2 in
Diameter Shaft	:	2 in
Kecepatan (rpm)	:	55 rpm
Elevasi	:	Horizontal
Panjang	:	30 ft

Effisiensi : 80%
Power : 1 hp
Jumlah : 1 buah

41. TANGKI COATING OIL (F-323)

Fungsi : Menampung Coating Oil (Paraffin)
Type : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk menampung larutan
Kondisi Operasi :
- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 ^oC
- Waktu tinggal : 7 hari



Perhitungan

Komposisi bahan :

Komposisi	% berat	Berat (kg/jam)	Densitas (g/cm^3)
Coating Oil	100%	121,2121	0,86
Total	100%	121,2121	

(Perry 7ed ; T. 2-101)

Densitas = 53,6898 lb/cuft
Rate massa = 121,212 kg/jam
= 267,227 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{267{,}23 \text{ lb/jam}}{53{,}6898 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 4{,}9772 \text{ cuft/jam}$$

Direncanakan penyimpanan untuk 7 hari proses 1 buah tangki
(mempermudah pengeluaran dan pengisian), sehingga volume bahan adalah

$$\text{Volume bahan} = \frac{4{,}9772 \frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari}}{1 \text{ tangki}}$$

$$= 836{,}175 \text{ cuft}$$

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki (faktor keamanan)

Asumsi volume bahan = 80% volume tangki

Maka volume tangki = $\frac{836,18 \text{ cuft}}{80\%}$

= 1.045,219 cuft

Menentukan Dimensi Tangki

Asumsi Dimention ratio : H/D = 2 - 5 (Ulrich : T.4-27)

dipilih : H/D = 2

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

1.045,22 = 0,25 x 3,14 x D^2 x 2 D

1.045,22 = 1,57 D^3

D^3 = 665,745 H = 2 D

D = 8,7318 ft = 17,4636 ft

= 104,7813 in = 209,5626 in

= 2,6614 m = 5,3229 m

Menentukan Tebal Minimum Shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f\,E - 0,6\,P} + C$$ **[Brownell, pers. 13-1, hal 254]**

dengan:

ts_{min} = tebal shell minimum ; in

P = tekanan tangki ; psi

ri = jari-jari tangki ; in (1/2 D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 0,25 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8, maka f = 18.800 psi **[Perry ed. 7, T.10-49]**

P hidrostatis = $\rho \times \frac{g}{gc} \times$ H liq (H liq = 80% H tangki)

= 53,6898 $\frac{\text{lbm}}{\text{cuft}}$ x 1 $\frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$ x 13,971 ft

= 750,0916 lbf/ft^2

= 5,2086 psi

P operasi = Pin - Pout + P hidrostatis

= 14,7 psi - 14,7 psi + 5,2086 psi

= 5,2086 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

P design = 5,2086 x 1,1

= 5,7295 psi

ri = 0,5 x D

= 0,5 x 104,78 in
= 52,391 in

Asumsi tebal shell = 1/2 in

$$ts_{min} = \frac{P \times ri}{f\,E - 0,6\,P} + C$$

$$1/2 = \frac{5,7295 \times 52,391}{f \;\; 0,8 \; - \; 0,6 \;\; 5,7295} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{300,17223}{f \;\; 0,8 \; - \; 3,4377}$$

$$f = 1.505,158$$

f hitung lebih kecil dari *f* allowable, jadi tebal sh 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Atas

Tutup atas dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h
= 104,78 + 2 0,5
= 105,781 in

Berdasarkan **Brownell tabel 5.7**

OD = 105,78 in
t_{head} = 0,5 in
icr = 11,5 in
rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan persamaan 13.12

Brownell & Young hal. 258

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\,f.\epsilon - 0,2\,P} + C \qquad W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc / icr})$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in
r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in
W = faktor stress intensif untuk torisph
P = tekanan tangki ; psia
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
Nilainya = 0,8
C = faktor korosi = 0,25 in
f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,
maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11,5}}\right)$$

= 1,7112

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.e - 0,50} + C$$

$$1/2 = \frac{5,7295 \times 170 \times 1,711}{2 \times f \times 0,8 - 0,2 \times 5,7295} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{1666,539637}{1,6\ f - 1,1459}$$

f = 4.167,0653

f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal h 1/2 in dapat digunakan

Menentukan Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah dipilih torispherical

OD = ID + 2 t_h

= 104,78 + 2,00 0,5

= 105,781 in

Berdasarkan Brownell tabel 5.7

OD = 192 in

t_h = 0,5 in

icr = 11,5 in

rc = 170 in

karena icr lebih besar dari 6% r maka digunakan **persamaan 13.12 Brownell & Young hal. 258**

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.e - 0,2\,P} + C \qquad W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{rc / icr}\right)$$

dengan:

t_h = tebal tutup (head) shell minimum ; in

r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in

W = faktor stress intensif untuk torisph

P = tekanan tangki ; psia

E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*

Nilainya = 0,8

C = faktor korosi = 0,25 in

f = allowable stress, bahan konstruksi stainless steel A193 grade B8,

maka f = 18.800 psi **[Brownell, T.13-1]**

Asumsi tebal head = 1/2 in

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

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{11,5}}\right)$$

= 1,7112

$$t_h = \frac{P \times r_c \times W}{2\, f.e - 0,2\,P} + C$$

$$1/2 = \frac{5{,}7295 \times 170 \times 1{,}7112}{2 \times f \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 5{,}7295} + 1/4$$

$$1/4 = \frac{4710{,}9636}{1{,}6\ f - 3{,}2388}$$

$$f = 11.779{,}4333$$

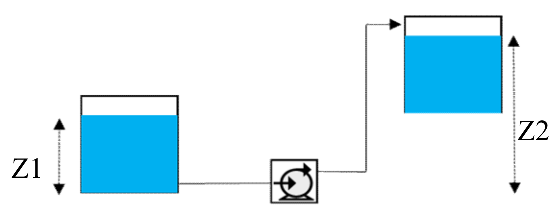
f hitung lebih kecil dari f allowable, jadi tebal hea 1/2 in dapat digunakan

Spesifikasi

Fungsi	:	Menampung Coating Oil (Paraffin)
Type	:	Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas standart dish dan bawah dished head dan tutup bawah plate datar.
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menampung larutan
Volume tangki	:	4,977 cuft = 0,1409 m^3
Diameter tangki	:	8,7318 ft = 2,6614 m
Tinggi tangki	:	17,4636 ft = 5,3229 m
Tebal shell	:	1/2 in
Tebal tutup atas	:	1/2 in
Tebal tutup bawah	:	1/2 in
Waktu penyimpan	:	7 Hari
Bahan konstruksi	:	stainless steel A193 grade B8
Jumlah	:	1 buah

42. POMPA COATING OIL (L-324)

Fungsi = Untuk Memompa paraffin ke coating Drum
Type = Centrifugal Pump
Dasar Pemilihan = Viskositas rendah



Kapasitas = 121,21212 kg/jam
= 267,22667 lb/jam
ρ paraffin = 53,1279 lb/ft^3
Sg = ρ bahan

ρ reference (H2o)

$$= \frac{53{,}1279 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}}$$

= 0,8510

Dari Tern T.6 Page 808 di dapat μ reference = 1

Dari Kern Fig. 14 Page 823 di dapat μ reference = 0,95 Cp

μ paraffin = 2 Cps
= 0,0014 lb/ft.s

$$\text{Flow rate (Qf)} = \frac{267{,}22667 \text{ lb/jam}}{53{,}1279 \text{ lb/ft}^3}$$

= 5,0298744 ft^3/jam
= 0,0013972 ft^3/s
= 0,6271013 gpm

Diasumsikan aliran turbulen.

Dari **Peters & Timmerhaus 4th ed., p. 496** didapatkan :

ID optimum = $3{,}9\ (Q_f)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$
= 3,9 x 0,0519 x 1,68
= 0,3394 in

Digunakan pipa 1/4 sch. 40

Dari Kern, tabel 11, didapatkan :

ID = 0,364 in
= 0,0303 ft

A = 0,104 in^2
= 0,0007 ft^2

Sehingga diperoleh kecepatan alir, V :

$$V = \frac{\text{Flow rate (Qf)}}{A}$$

$$= \frac{0{,}0014 \text{ ft}^3\text{/s}}{0{,}0007 \text{ ft}^2}$$

= 1,947 ft/s

maka :

$$NRe = \frac{ID\ V\ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}03 \times 1{,}95 \times 53{,}1}{0{,}0014}$$

= 2241,2328 > 2100 (Turbulen)

Digunakan pipa commercial steel, dengan :

ϵ = 0,00015 **Mc Cabe 7th fig 5.10 page 115**

ϵ/D = 0,0049451

Dengan NRe = 2241,23 diperoleh :

f = 0,0246 **faktor gesekan Darcy–Weisbach**

Dengan persamaan Bernoulli

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

Dari Petter's ed 4, tabel 1, hal 489

Taksiran panjang pipa lurus = 13 m = 42,6504 ft

Panjang equivalent suction, Ls :

2 buah elbow standart 90° standart ratio, L/D = 32

Ls = 2 x 32 x ID

= 2 x 32 x 0,030

= 1,9413 ft

1 buah gate valve, L = 7

Ls = 1 x 7 x ID

= 1 x 7 x 0,03

= 0,2123 ft

Panjang total pipa = 42,7 + 1,94 + 0,21

= 44,804 ft

Friksi yang terjadi :

1. Friksi karena gesekan dalam pipa 3 sch. 40

$F_1 = \frac{2.\ f.\ V^2.\ L}{gc.\ ID}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 483**

$= \frac{2 \times 0,02 \times 3,79 \times 44,804}{32,174 \times 0,0303}$

= 8,5625 ft. lbf/lbm

2. Friksi karena ekspansi dari pipa ke reaktor Pre-Neutralizer

$F_2 = \frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc} = \frac{V_2{}^2 - V_1{}^2}{2.\alpha.gc}$ **Petter's ed 4, tabel 1, hal 484**

V_1 <<< V_2 maka V_1 dianggap = 0

$= \frac{3,79 - 0}{2 \times 1 \times 32,2}$

= 0,0589 ft. lbf/lbm

3. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung Ammonia

$F_3 = \frac{kc. V^2}{2. \alpha. gc}$ A_1 >>> A_2 maka kc = 0,55

$= \frac{0,55 \times 3,79 - 0}{2 \times 1 \times 32,174}$

= 0,0324 ft. lbf/lbm

Maka,

ΣF = 8,56 + 0,06 + 0,03

= 8,654 ft. lbf/lbm

Asumsi : Z_1 = H liq tangki penyimpan = 13,971 ft

Z_2 = H liq tangki pengencer = 215,06 ft

g/gc = 1 lbf/lbm

$\Delta Z \frac{g}{gc} = (Z_2 - Z_1) \times g/gc$

$= (215,06 - 13,97) \times \frac{1 \ ft/dt^2}{ft.lb_m/dt^2.lb_f}$

$= 201,09 \ \frac{ft . lb_f}{lb_m}$

P_1 = 1 atm + $\frac{\rho \ g \ h}{gc}$

= 0 lbf/ft^2 + 53,1 lbm/ft3 x 1 lbf/lbm x 6,56 ft

= 348,52 lbf/ft^2

P_2 = 1 atm = 0,0 lbf/ft^2

$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} = \frac{348,5 - 0,0}{53,1279}$ = 6,5600 lbf/ft^2

V_1 = 0 ft/s

V_2 = 1,947 ft/s

α = 1 (untuk aliran turbulen)

Maka,

$$\eta W f = \frac{\Delta P}{\rho} \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \alpha gc} + \Sigma F$$

$$= 6{,}56 + 201{,}09 + \frac{3{,}79 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 8{,}654$$

= 216,36 ft. lbf/lbm

Dimana η < 1 **(Mc. Cabe, hal 74)**
Dari **Peters & Timmerhaus 2th ed., fig. 14-37**, diperoleh:
Effisiensi pompa = 55%

$$Wp = \frac{216{,}36}{55\%}$$

= 393,38136 ft. lbf/lbm

Laju alir massa (m) = ρ·V·A **Mc. Cabe, ed Ind, pers. 42, hal 62**
= 53,128 x 1,947 x 0,0007
= 0,0742296 lb/s

$$P = \frac{m \cdot Wp}{550}$$ **Mc. Cabe, ed Ind, hal 76**

$$= \frac{0{,}07 \times 393{,}38}{550}$$

= 0,0531 hp

Dari **fig. 14-38, Petter's** diperoleh effisiensi motor : 80%

$$\text{Power sesungguhnya} = \frac{0{,}0531}{80\%}$$

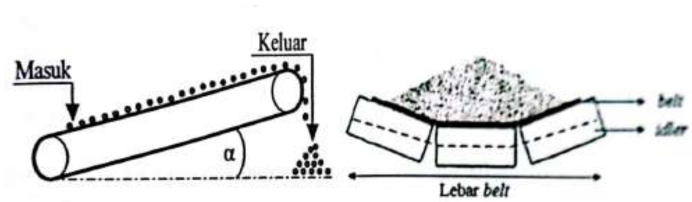
= 0,0664 Hp

Spesifikasi Pompa

Fungsi	=	Memindahkan bahan dari tangki amonia ke reaktor	
Type	=	Centrifugal Pump	
Kapasitas	=	121,2121	lb/jam
Kecepatan aliran (v)	=	1,9470	ft/detik
BHp	=	0,0531	Hp
Power Motor	=	0,0664	Hp
Rate volumetrik	=	0,6271	gpm
Total Dynamic Head	=	216,3598	ft.lbf/lbm
Effisiensi Pompa	=	55%	
Effisiensi Motor	=	80%	
Bahan Konstruksi	=	Commercial Steal	
Jumlah	=	1 Buah	

43. BELT CONVEYOR (J-325)

Fungsi : Memindahkan hasil produk dari Bucket elevator ke Coating drum
Type : Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan : secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)



Rate massa masuk :
Berdasarkan kapasitas = 49.238 kg/jam = 49,238 ton/jam
Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**
Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max = 88 ton/jam
power = 0,9 hp (hp/10 ft linier)
Speed = 200 ft/menit
Kapasitas max = 88 ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers = 0,58 hp
Speed = 200 ft/menit
Faktor Koreksi Terminal = 1,2

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :
Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

$Hp_{Lift} = 0 \text{ Hp}$

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}} \right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}} \right) \times 0{,}58$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$

$$= 0 + 0{,}174$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Efektif} = Hp_{Total} \times \text{Faktor Terminal}$$

$$= 0{,}174 \times 1{,}2$$

$$= 0{,}2088 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}21}{80\%}$$

= 0,3 hp

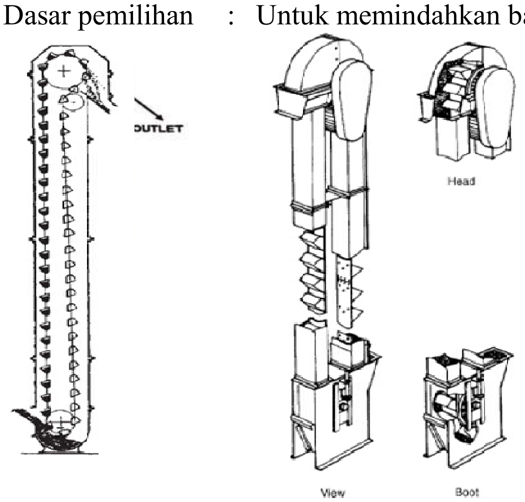
≈ 0,3 hp

Spesifikasi :

Fungsi	=	Memindahkan hasil produk dari Bucket elevator ke Coating drum
Tipe	=	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	=	secara eksklusif digunakan untuk memindahkan bahan padat (solid)
Kapasitas max.	=	88 ton/jam
Belt - Width	=	16 in
- Trought width	=	11 in
- Skirt seal	=	2,25 in
Speed	=	200 ft/min
Panjang	=	30 ft
Jumlah	=	1 buah

44. BUCKET ELEVATOR-3 (J-321)

Fungsi	:	Memindahkan bahan dari Rotary Cooler ke Coating Drum
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.



Rate massa = 48.746,04 kg/jam
= 48,7460 ton/jam

Tinggi bucket = Tinggi (Ball Mill+ jarak dari dasar)
= 25 ft

Perhitungan power : **[Perry 7ed, Tabel 21-8]**

Kapasitas maksimum	=	90,8 ton/jam
Power pada head shaft	=	7,3 hp
Power tambahan	=	0,14 hp/ft
	=	0,14 hp/ft x 25 ft
	=	3,5 hp
Power total	=	7,3 + 3,5
	=	10,8 hp
Effisiensi motor	=	80%
Power motor	=	$\frac{10,80}{80\%}$
	=	13,5 hp
	≈	14 hp

Dari **Perry 7ed Tabel 21-8** sesuai kapasitas yang dipilih spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas maksimum	:	90,8 ton/jam
Ukuran bucket	:	14 in x 7 in x 7 1/4 in
Bucket spacing	:	18 in
Tinggi elevator	:	25 ft
Ukuran feed (maximum)	:	1 3/4 in
Kecepatan bucket	:	300 ft/menit
Putaran head shaft	:	38 rpm
Lebar belt	:	15 in
Elevator center	:	25 ft

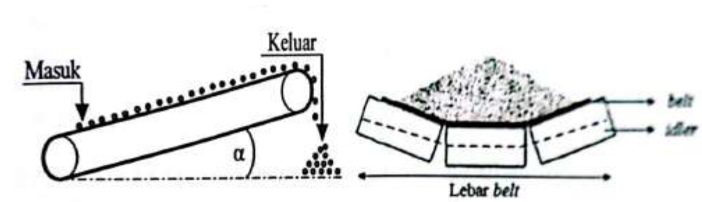
Spesifikasi Bucket Elevator:

Fungsi	:	Memindahkan bahan dari Rotary Cooler ke Coating Drum
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian terter
Kapasitas	:	48,7460 ton/jam
Ukuran bucket	:	14 in x 7 in x 7 1/4 in
Bucket spacing	:	18 in
Tinggi elevator	:	25 ft
Ukuran feed (maximum	:	1,75 in
Kecepatan bucket	:	300 ft/menit

Putaran head shaft	:	38	rpm
Lebar belt	:	15	in
Power motor	:	13,5	hp
Jumlah	:	1	buah

45. BELT CONVEYOR (J-322)

Fungsi	:	Memindahkan hasil Coating drum ke Bin NPK
Type	:	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.



Rate massa masuk :

Berdasarkan kapasitas = 48.978 kg/jam = 48,978 ton/jam

Dari **Perry edisi 7, Tabel 21-7 dan figure 21-4 dipilih**

Belt Conveyor dengan spesifikasi :

Kapasitas max	=	88	ton/jam
Faktor hp/10 ft Centers	=	0,58	hp
Speed	=	200	ft/menit
Faktor Koreksi Terminal	=	1,2	

Asumsi jarak belt conveyor = 30 ft

Perhitungan power :

Daya Total = Daya Angkat (Lift HP) + Daya Gerak Horizontal (Centers HP)

Hp_{Lift} = 0 Hp

$$Hp_{Centers} = \left(\frac{\text{Jarak Horizontal}}{100 \text{ ft}}\right) \times \text{Faktor Center}$$

$$= \left(\frac{30 \text{ ft}}{100 \text{ ft}}\right) \times 0{,}58$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$$Hp_{Total} = Hp_{Lift} + Hp_{Centers}$$

$$= 0 + 0{,}174$$

$$= 0{,}174 \text{ Hp}$$

$Hp_{Efektif}$ = Hp_{Total} x Faktor Terminal
= 0,174 x 1,2
= 0,2088 Hp

Effisiensi motor = 80%

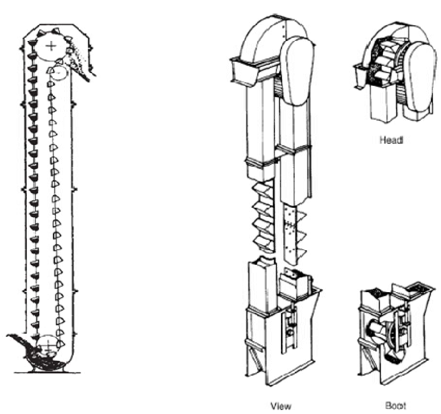
Power motor = $\frac{0,21}{80\%}$
= 0,3 hp
≈ 0,3 hp

Spesifikasi :

Fungsi	=	Memindahkan hasil Coating drum ke Bin NPK
Tipe	=	Throughed belt Conveyoor with rolls of equal length
Dasar pemilihan	=	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.
Kapasitas max.	=	88 ton/jam
Belt - Width	=	16 in
- Trought width	=	11 in
- Skirt seal	=	2,25 in
Speed	=	200 ft/min
Panjang	=	30 ft
Jumlah	=	1 buah

46. BUCKET ELEVATOR-3 (J-328)

Fungsi	:	Memindahkan produk Coating drum ke Bin NPK
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu.



Rate massa = 48978,368 kg/jam
= 48,9784 ton/jam

Tinggi bucket = Tinggi (Coating Drum ke Bin NPK)
= 25 ft

Perhitungan power : **[Perry 7[ed], Tabel 21-8]**
Kapasitas maksimum = 84 ton/jam
Power pada head shaft = 8,9 hp
Power tambahan = 0,14 hp/ft
= 0,14 hp/ft x 25 ft
= 3,5 hp
Power total = 8,9 + 3,5
= 12,4 hp

Effisiensi motor = 80%

$$\text{Power motor} = \frac{12{,}40}{80\%}$$
= 15,5 hp
≈ 16 hp

Dari **Perry 7[ed] Tabel 21-8** sesuai kapasitas yang dipilih spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas maksimum	:	90,8 ton/jam
Ukuran bucket	:	14 in x 7 in x 7 1/4 in
Bucket spacing	:	18 in
Tinggi elevator	:	25 ft
Ukuran feed (maximum)	:	1 3/4 in
Kecepatan bucket	:	300 ft/menit
Putaran head shaft	:	38 rpm
Lebar belt	:	15 in
Elevator center	:	25 ft

Spesifikasi Bucket Elevator:

Fungsi	:	Memindahkan produk Coating drum ke Bin NPK
Type	:	Continous Discharge Bucket Elevator.
Dasar pemilihan	:	Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian terter
Kapasitas	:	48,9784 ton/jam
Ukuran bucket	:	14 in x 7 in x 7 1/4 in

Bucket spacing	:	18	in
Tinggi elevator	:	25	ft
Ukuran feed (maximum)	:	1,75	in
Kecepatan bucket	:	300	ft/menit
Putaran head shaft	:	38	rpm
Lebar belt	:	15	in
Power motor	:	15,5	hp
Jumlah	:	1	buah

47. HEATER

Fungsi : Memanaskan udara sebelum masuk Coater Drum

Type : Double pipe heat exchanger

Dasar Perancangan

Faktor kekotoran gabungan minimal (Rd) 0,002 jam.ft².oF/Btu

ΔP maks. aliran udara	=	2 psi				
ΔP maks. aliran steam	=	2 psi				
Suhu bahan masuk	=	30	°C	=	86	°F
Suhu bahan keluar	=	40	°C	=	104	°F
Suhu steam masuk	=	175	°C	=	347	°F
Suhu steam keluar	=	175	°C	=	347	°F

Udara masuk pada bagian anulus (fluida dingin), steam masuk pada bagian pipa (fluida panas)

Perhitungan

1. Neraca massa dan panas

Dari App. B didapat

Q = 970156,311 kkal/jam

3847348,882 btu/jam

m steam = 185,3483 kg/jam

= 735,0357533 lb/jam

m bahan = 1918,98897 kg/jam

= 4230,641463 lb/jam

2. Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t1 - \Delta t2}{\ln \dfrac{\Delta t1}{\Delta t2}}$$

$$= \frac{261 - 243}{\ln \dfrac{261}{243}}$$

= 251,8928 °F

3. Menentukan suhu kalorik

Tc = 1/2 (347 + 347) = 347

tc = 1/2 (86 + 104) = 95

4. Trial ukuran DPHE

Dicoba ukuran DPHE : 4 x 3" IPS sch 40

Bagian anulus :			Bagian pipa :			
a_{an}	= 3,14 in2		dop	= 3,5 in	= 0,2917	ft
de	= 1,14 in	= 0,095 ft	dip	= 3,068 in	= 0,2557	ft
de'	= 0,53 in	= 0,0442 ft	ap	= 7,38 in2		
			a"	= 0,917 ft2/ft		

Evaluasi Perpindahan Panas

Bagian anulus (udara)	Bagian pipa (steam)
5. Menghitung Nre	5. Menghitung Nre
a_{an} = 3,14 in2 = $\frac{3,14}{144}$	a_p = 7,38 in2 = $\frac{7,38}{144}$
= 0,0218 ft2	= 0,0513 ft2
$G_{an} = \frac{m}{a_{an}} = \frac{16779,557}{0,0218}$	$G_p = \frac{m}{a_p} = \frac{408,61886}{0,0513}$
= 76950,834 lb/jam.ft2	= 797,3051 lb/jam.ft2
Nre = $\frac{G_{an} \times de}{\mu \times 2,42}$	Nre = $\frac{G_p \times di}{\mu \times 2,42}$
= $\frac{76950,834 \times \frac{1,14}{12}}{0,0204 \quad 2,42}$	= $\frac{797,3051 \times \frac{3,068}{12}}{0,0204 \quad 2,42}$
= 148078,295	= 41290,78278
6. Mencari faktor panas	6. Mencari faktor panas
Jh = 380	Jh = -
(Kern, fig. 24 hal. 834)	
7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)	7. Menghitung harga koefisien film perpindahan panas (ho)
$ho = JH \frac{k}{de}\left(\frac{Cp \; x \; \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$	hio = 1500 Btu/jam.ft^2.^{0}F
$= 380 \frac{0,028}{1,14/12}\left(\frac{0,241 \; x \; 0,0204}{0,028}\right)^{1/3} \times 1$	
= 62,71639435 Btu/jam.ft^2.^{0}F	

8. Mencari tahanan panas pipa bersih

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= \frac{62{,}716394 \times 1500}{62{,}716394 + 1500}$$

$$= 60{,}199401 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

9. Mencari tahanan panas pipa terpakai

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + Rd$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{60{,}199401} + 0{,}002$$

$$U_D = 53{,}730334 \text{ Btu/jam.}^oF$$

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

$$= \frac{1179600{,}976}{53{,}730334 \times 355{,}1477}$$

$$= 61{,}816809 \text{ ft2}$$

$$L = \frac{A}{a''}$$

$$= \frac{61{,}816809}{0{,}917}$$

$$= 67{,}412005 \text{ ft}$$

10. Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yg terkecil dari panjang pipa standar

l (ft)	n (buah)			L_{baru} ft	A_{baru} ft2	UD_{baru} Btu/jam.ºF	Rdhitung Btu/jam.ºF	Over design %
l	1,5422	≈	2	48	44,016	38,1012	0,008	300,3777
l	1,1567	≈	1	32	29,344	57,1519	-0,0007	-137,0553
l	0,9253	≈	1	40	36,68	45,7215	0,0036	81,662

Bagian anulus (udara)	**Bagian pipa (steam)**
1. Menghitung Nre dan friksi	1. Menghitung Nre dan friksi
Nre = 148078,295	Nre = 41290,78278
$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(Nre)^{0,42}}$	$f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{(Nre)^{0,42}}$

$= 0{,}0035 + \dfrac{0{,}264}{148078{,}295^{0,42}}$	$= 0{,}0035 + \dfrac{0{,}264}{41290{,}78278^{0,42}}$
$= 0{,}0053$	$= 0{,}0065$
2. Menghitung ΔP	2. Menghitung ΔP
$= \dfrac{a.f.Gan^2.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \dfrac{\rho}{144}$	$= \dfrac{a.f.Gan^2.L}{2.g.\rho^2.de'} \times \dfrac{\rho}{144}$
$= \dfrac{4 \times 0{,}0053\ (7{,}6.10^4)^2 x72x62{,}57}{2x4{,}2.10^8 x62{,}57x(0{,}53/12)x144}$	$= \dfrac{4 \times 0{,}0065\ (7{,}9.10^2)^2 x72x62{,}57}{2x4{,}2.10^8 x62{,}57x(03{,}068/12)X144x2}$
$= 0{,}02693$	$= 0{,}000000257$ psi< 2 psi (memenuhi)
3. Menghitung ΔP karena adanya hairpin	
$v = \dfrac{G_{an}}{3600 \times \rho}$	
$= \dfrac{76950{,}83439}{3600 \times 62{,}57}$	
$= 0{,}3416$	
$\Delta Pn = n \times \dfrac{v^2}{2\ g\ c} \times \dfrac{\rho}{144}$	
$= 1 \times \dfrac{0{,}3416^2}{2 \times 32{,}174} \times \dfrac{62{,}57}{144}$	
$= 0{,}0008$ psi	
4. Menghitung ΔP total pada anulus	
$\Delta pan = \Delta P1 + \Delta Pn$	
$= 0{,}02693 + 0{,}0008$	
$= 0{,}02772$ psi < 2 psi (memenuhi)	

Spesifikasi Alat :

Fungsi	:	Memanaskan udara sebelum masuk Coater Drum
Type	:	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 283 Grade C
Ukuran DPHE	:	4 ×3" IPS sch 40

Dimensi bagian anulı :

a_{an} = 3,14 in2

de = 1,14 in = 0,095 ft

de' = 0,53 in = 0,0442 ft

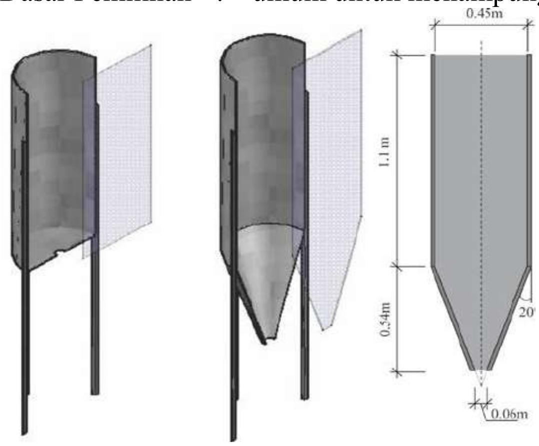
Dimensi bagian pipa :

dop = 3,5 in = 0,2917 ft

dip	=	3,068	in =	0,2557	ft
ap	=	7,38	in2		
a"	=	0,917	ft2/ft		

48. BIN PUPUK NPK

Fungsi : Menampung Coating Powder
Type : Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Dasar Pemilihan : umum untuk menampung bahan



Perhitungan :

Rate massa	=	48978,4	kg/jam
	=	107978,7	lb/jam
	=	2591488,5	lb/hari
ρ campuran	=	60,2	lb/ft3

Volumetrik bahan = $\frac{107979}{60,24}$ = 1792,475 ft3/jam

Direncanakan penyimpanan untuk 1 hari dengan 1 buah tangki, sehingga :
volume bahan : 43019,398 cuft3
Bahan mengisi tangki sebesar 80%
volume tangki : 53774,248 ft3

Menentukan ukuran tangki

Head dan digunakan dimensi Hs/Ds = 2
-volume silinder (Vs)
Vs = $(\pi/4)$ x Ds^2 x Hs
Vs = $(\pi/4)$ x 2 x Ds^3
Vs = 1,57 Ds^3

$$\text{Tan}(30) = \frac{\text{Radius}}{\text{Tinggi}} = \frac{Ds \;/\; 2}{Hk}$$

$$Hk = \frac{Ds \;/\; 2}{0{,}577}$$

$$= 0{,}8665511 \; Ds$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = \frac{1}{3}\left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^{2} \; Hk$$

$$= \frac{1}{3}\left(\frac{\pi}{4}\right) Ds^{2} \; 0{,}87 \; Ds$$

$$= (\; 0{,}2617 \;)\; Ds^{2} \; (\; 0{,}87 \; Ds \;)$$

$$= 0{,}2267 \; Ds^{3}$$

Vt = Vs + V tutup bawah

53774 = 1,57 Ds^3 + 0,23 Ds^3

Ds^3 = 29929

Ds = 31,048 ft = 9,46 m

H = 62,095 ft = 18,9 m

Hk = 26,904 ft = 8,2 m

Htotal = 89 ft = 27,1 m

Volume Bahan = 43019,398

Diameter dalam Tangki = 31,0477

Tinggi dan Volume Konis : Hk = 26,9044 ft

Vk = 6786,250 ft3

Vsilinder terisi = Vbahan - Vk

= 43019 - 6786

= 36233

$$H_{\text{bahan,silinder}} = \frac{\text{Vsilinder terisi}}{\text{Luas Alas}}$$

$$= \frac{36233{,}15}{756{,}71}$$

$$= 47{,}88$$

Htotal bahan = hbahan, silinder + Hk

= 47,88 + 26,9044

= 74,79

Menentukan tebal shell minimum :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$ts = \frac{P.\ ri}{f.\ e - 0,6\ P} + C$$ **(Brownell, pers 13-1, hal 254)**

dimana :

ts = tebal shell minimu in
P = tekanan tangki psi
ri = jari-jari tangki in = 186,29
C = faktor korosi in (digunakan 1/16)
E = faktor pengelasan = 0,8
f = stress bahan konstruksi Carbon Stell SA 283 grade C,
maka f : 12650 Psi

Tekanan lateral :

Ph (z) = k' x Pv (z)

Tekanan Vertikal :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$$

z = kedalaman dari puncak tumpukan material
Tekanan lateral maksimum pada bagian silinder terjadi di dasar silinder
Jadi, z = hbahan, silinder = 47,882655 ft
Ds = Diameter dalam = 31,0477 ft
μ' = Koefisien gesek = 0,35-0,55 **(Mc Cabe hal 299)**
diambil = 0,45
k' = ratio tekanan normal = 0,35-0,6

$$k' = \frac{1 - \sin\ \alpha}{1 + \sin\ \alpha}$$ **(Mc cabe ed 5 persamaan 26-17)**

diambil nilai k' = 0,41

maka :

$$Pv(z) = \frac{\rho b \times Ds}{4\ \mu'} \left(1 - e^{-4\ \mu'\ k'\ z\ /\ Ds}\right)$$

$$= \frac{60 \times 31,0}{4 \times 0,45} \left(1 - e^{-4 \times 0,45 \times 0,41 \times 47,9\ /\ 31,0}\right)$$

$$= 1039,0622 \left(1 - e^{-1,127}\right)$$

$$= 1039,0622 \left(1 - 0,3240\right)$$

$$= 702,42284$$

$$= 4,8779364 \text{ psi}$$

Ph max = k' x Pv (z)
= 0,41 x 702,42
= 285,18367
= 1,9804422 psi

Tebal shell, digunakan ASME code

$$ts = \frac{P.ri}{f.\,e - 0{,}6\,P} + C$$

$$ts = \frac{1{,}9804 \times 186{,}29}{12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 1{,}98} + 0{,}06$$

= 0,099 in

Dipakai tebal shel 3/16 in

Untuk tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah,
karena tutup bawah lebih banyak menerima beban

Tutup bawah conis :

$$Pn = Pv \ Cos^2 \alpha + Ph \ sin^2 \alpha$$
$$= 4{,}88 \ Cos^2 \# + 1{,}98 \ sin^2 \#$$
$$= 4{,}88 \times 0{,}75 + 1{,}98 \times 0{,}25$$
= 4,1536 psi

Tebal conical :

$$\text{Tebal conical} = \frac{PD}{2 \cos \alpha (Fe - 0{,}6P)} + 0{,}06$$ **(B & Y hal 118; ASME Code)**

dengan α = cone angle = 30°

$$tc = \frac{4{,}1536 \times 31{,}0477 \times 12}{2 \times 0{,}87 \times (12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 4{,}1536)}$$

= 0,0883074 = 3/16 in

Tinggi conical :

$$h = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$ **(Hesse, pers 4-17)**

keterangan : α = cone angle = 30°
D = diameter tangki = 31,048 ft
m = flat spot center = 12 in = 1 ft

$$Hk = \frac{D - m}{2 \tan \alpha}$$
$$= \frac{31 - 1}{2 \times 0{,}58}$$
= 26,022 ft

Tinggi Total Bin = Hs + Hk
= 22 + 26
= 48,022

Spesifikasi :

Fungsi	:	Menampung Coating Powder
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas plat dan bawah conis
Kapasitas Bin	:	53774,248 ft3
Diameter Bin	:	31,047676 ft
Tinggi Bin	:	48,022051 ft
Tebal Shell	:	3/16 in
Diameter atas conical	:	31,0 ft
Diameter bawah conical	:	1 ft
Tinggi conical	:	26,022051 ft
Cone angle	:	30°
Tebal conical	:	3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 Buah

APPENDIX D
ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	400.000	ton/tahun
	=	50.505,05	kg/jam
Waktu operasi	=	330	hari
Dengan bahan baku :			
1 NH_3	=	7.108,74	kg/jam
2 H_2SO_4	=	7.524,59	kg/jam
3 H_3PO_4	=	26.035,07	kg/jam
4 $CO(NH_2)_2$	=	1.932,92	kg/jam
5 $(NH_4)_2SO_4$	=	6.731,67	kg/jam
6 KCl	=	13.573,94	kg/jam
7 Coating Powder	=	111,11	kg/jam
8 Coating Oil	=	121,21	kg/jam
Produk yang dihasilkan :			
Pupuk NPK	=	48.978,37	kg/jam

Analisa ekonomi di dalam suatu perencanaan pabrik adalah sangat penting, karena perhitungan ekonomi dapat mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini layak untuk didirikan atau tidak dalam artian feasible (memenuhi).
Faktor-faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :
1. Laju pengembalian modal (*Return on Invesment*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay Back Periode*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:
1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
   a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
   b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas:
   a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Total pendapatan

1. Harga Peralatan

Harga peralatan berubah menurut waktu sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$Cp = \frac{Ip}{Io} \times Co$$

Dimana :

Cp = Harga alat pada tahun 2028
Co = Harga alat pada tahun data 2014
Ip = Cost Index pada tahun 2028
Io = Cost Index pada tahun data 2024

Perhitungan peralatan didasarkan pada **cost equipment www.matche.com.**
Sedangkan Cost indeks didasarkan pada **'Peters and Timmerhauss 5[ed] Plant'. Design and Economic for Chemical Engineering'**

Tabel D.1 Indeks harga Peralatan

Tahun	Indeks
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	637,9
2022	638,9
2023	797,9
2024	640,9

Sumber: CEPCI tahun 2024 annual index

Dengan metode least square dan data-data pada tabel di atas dilakukan pendekatan atau penafsiran indeks harga peralatan pada awal tahun dimana data-data tersebut dibentuk dalam persamaan :

$$Y = a + bX$$

keterangan :
Y = indeks harga peralatan pada tahun ke-n
X = tahun ke-n

n	X	Y	X^2	Y^2	XY
1	2011	585,7	4044121	343.044	1.177.843
2	2012	584,6	4048144	341.757	1.176.215
3	2013	567,3	4052169	321.829	1.141.975
4	2014	576,1	4056196	331.891	1.160.265
5	2015	556,8	4060225	310.026	1.121.952
6	2016	541,7	4064256	293.439	1.092.067
7	2017	567,5	4068289	322.056	1.144.648
8	2018	603,1	4072324	363.730	1.217.056
9	2019	607,5	4076361	369.056	1.226.543

10	2020	596,2	4080400	355.454	1.204.324
11	2021	637,9	4084441	406.916	1.289.196
12	2022	638,9	4088484	408.193	1.291.856
13	2023	797,9	4092529	636.644	1.614.152
Total	26221	7861,2	52887939	4.804.038	15.858.091

Jumlah data = n = 13
Dengan menggunakan **metode Least Square Pers 17-21**, Peters, diperoleh:

$$\sum(\bar{x}-x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 182{,}0$$

$$\sum(\bar{y}-y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} = 50309{,}749$$

Pers 17-20, Peters & Timmerhauss

$$\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 2050{,}2$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y)}{\sum(\bar{x}-x)^2} = 11{,}3$$

Rata-rata y = Σy / n = a = 604,71
Rata-rata x = Σx / n = c = 2017

y = a + b (x-c)
= 604,71 + 11,3 (x - 2017)
= 604,71 + 11,3 x - 22721
= -22116 + 11,3 x

Dari persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2028 sebesar :
y = -22116 + 11,3 x 2028
= 728,62088

Kurs Dollar pada tahun 2028 (8 Juli 2025)
(US $) 1 = Rp16.263 http://www.kursdollar.net

Contoh perhitungan harga peralatan
1 Screw conveyor - 1
Panjang : 30 ft
Diameter : 11 in

Indeks harga tahun 2014 = 576,1 (US $)
Indeks harga tahun 2028 = 728,62 (US $)
Harga alat pada tahun 2014 = 9.100 (US $)
https://www.matche.com/default.html

Harga alat pada tahun 2028 = $\frac{728,62088}{576,1}$ x 9.100

= 11509,2 (US $)

Tabel D.2 Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Harga Unit (US $)		Jumlah	Harga
		2014	2028	Alat	(US $)
1	Reaktor Pre-Neutrazlizer	584.200	738.865	1	738865,33
2	Tangki Amonia Cair	52.500	66.399	1	66399,23
3	Tangki Asam Sulfat	42.500	53.752	1	53751,757
4	Tangki Asam Fosfat	62.100	78.541	1	78540,803
5	Pompa Ammonia	7.600	9.612	1	9612,0789
6	Pompa Asam Sulfat	5.500	6.956	1	6956,1098
7	Pompa Asam Fosfat	5.500	6.956	1	6956,1098
8	Pompa Reaktor	9.100	11.509	1	11509,2
9	Granulator Scrubber	25.000	31.619	1	31618,681
10	Granulator	175.000	221.331	1	221330,77
11	Bin Urea	18.700	23.651	1	23650,773
12	Bin Ammonium Sulfat	29.200	36.931	1	36930,619
13	Bin Kalium Klorida	38.300	48.440	1	48439,819
14	Belt Conveyor Urea	9.900	12.521	1	12520,998
15	Belt Conveyor Ammonium s	9.900	12.521	1	12520,998
16	Belt Conveyor KCL	9.900	12.521	1	12520,998
17	Belt Conveyor	245.700	310.748	1	310748,39
18	Bucket Elevator Recycle	17.900	22.639	1	22638,975
19	Pug Mill	9.400	11.889	1	11888,624
20	Rotary Dryer	89.800	113.574	1	113574,3
21	Blower	100	126	1	126,47472
22	Blower	21.400	27.066	1	27065,591
23	Burner	100	126	1	126,47472
24	Bucket Elevator Screen	16.400	20.742	1	20741,855
25	Drag Conveyor	16.900	21.374	1	21374,228
26	Screen	10.000	12.647	1	12647,472
27	Crusher	15.000	18.971	1	18971,208
28	Rotary Cooler	170.000	215.007	1	215007,03
29	Belt Conveyor Onsize	11.300	14.292	1	14291,644

30	Cooler	42.000	53.119	1	53119,384
31	Blower udara	45.200	57.167	1	57166,575
32	Cyclone	13.000	16.442	1	16441,714
33	Tangki Pengenceran H_2SO_4	6.500	8.221	2	16441,714
34	Tail Gas Scrubber	17.000	21.501	1	21500,703
35	Blower udara	17.000	21.501	1	21500,703
36	Tangki Dust Scrubber	4.400	5.565	1	5564,8878
37	Pompa Amonia	10.000	12.647	1	12647,472
38	Coating Drum	10.000	12.647	1	12647,472
39	Bin Coating Powder	23.600	29.848	1	29848,035
40	Screw Conveyor	5.700	7.209	1	7209,0592
41	Tangki Coating Oil	20.200	25.548	1	25547,894
42	Pompa Coating Oil	8.000	10.118	1	10117,978
43	Belt Conveyor	11.300	14.292	1	14291,644
44	Bucket Elevator	16.400	20.742	1	20741,855
45	Belt Conveyor	11.300	14.292	1	14291,644
46	Bucket Elevator	16.400	20.742	1	20741,855
47	Heater	12.000	15.177	1	15176,967
48	Bin Pupuk NPK	399.300	505.014	1	505013,57
TOTAL					3041337,7

Tabel D.3 Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Harga Unit (US $)		Jumlah	Harga
		2014	2028	Alat	(US $)
1	Pompa Bak Penampung Air Su	6.000	7.588	2	15176,967
2	Bak Penampung Air Sungai	7.900	9.992	2	19983,006
3	Pompa Koagulasi	6.000	7.588	2	15176,967
4	Tangki Koagulasi	19.500	24.663	2	49325,142
5	Tangki Flokulasi	17.800	22.513	1	22512,501
6	Pompa Tangki Flokulasi	6.000	7.588	1	7588,4834
7	Clarifier	21.700	27.445	2	54890,03
8	Pompa Flok	4.600	5.818	2	11635,675
9	Bak Penampung Flok	5.200	6.577	2	13153,371
10	Bak Penampung Air dari Clari	11.200	14.165	2	28330,338
11	Pompa Air Bersih ke Sand Filt	6.000	7.588	2	15176,967
12	Sand Filter	295.800	374.112	3	1122336,7
13	Bak Penampung Air Bersih	11.200	14.165	2	28330,338
14	Pompa Air ke Cooling Tower	8.200	10.371	1	10370,927
15	Cooling Tower	493.400	624.026	1	624026,28
16	Pompa Air Pendingin	8.200	10.371	1	10370,927
17	Bak Penampung Air Pendingin	9.700	12.268	1	12268,048
18	Pompa Air ke Kation Exchang	8.200	10.371	2	20741,855

19	Tangki Kation Exchanger	24.200	30.607	2	61213,766
20	Pompa Tangki Kation Exchang	8.200	10.371	2	20741,855
21	Tangki Anion Exchanger	24.200	30.607	2	61213,766
22	Bak Penampung Air Lunak	18.200	23.018	2	46036,799
23	Pompa Air Umpan Boiler	6.000	7.588	1	7588,4834
24	Boiler	423.900	536.126	1	536126,35
25	Pompa Air Proses	4.600	5.818	1	5817,8373
26	Pompa Air Sanitasi	2.200	2.782	1	2782,4439
27	Bak Penampung Air Sanitasi	2.500	3.162	1	3161,8681
28	Tangki HCl (untuk regenerasi)	42.800	54.131	2	108262,36
29	Tangki NaOH (untuk regeneras	38.800	49.072	2	98144,385
30	Pompa Tangki HCl	5.580	7.057	2	14114,579
31	Pompa Tangki NaOH	4.600	5.818	2	11635,675
32	Bak Air Proses	10.700	13.533	1	13532,795
33	Pompa Recycle Bekas Air Pen	8.200	10.371	1	10370,927
34	Pompa Air pendingin ke Plant	6.100	7.715	1	7714,9581
35	Tangki Penyimpan Bahan Bak	55.400	70.067	2	140133,99
TOTAL					3229987,4

Total harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas
= 3041337,664 + 3229987,36
= 6271325,024
= **Rp101.990.558.867**

II. Harga Bahan Baku

1 Amonia (Alibaba)
Harga = Rp13.000 per kg
Kebutuhan per jam = 7.108,74 Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari) = Rp731.916.289.559 per tahun

2 Asam Sulfat (Alibaba)
Harga = Rp4.000 per kg
Kebutuhan per jam = 7.524,59 kg/jam
Biaya per tahun (330 hari) = Rp238.379.076.944 per tahun

3 Asam Fosfat (Alibaba)
Harga = Rp7.000 per kg
Kebutuhan per jam = 26.035,07 Kg/jam
Biaya per tahun (330 hari) = Rp1.443.384.497.520 per tahun

4 Urea (Alibaba)
Harga = Rp2.800 per kg
Kebutuhan per jam = 1.932,92 Kg/jam

	Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp42.864.434.349	per tahun
5	Amonium Sulfat	(Alibaba)		
	Harga	=	Rp1.800	per kg
	Kebutuhan per jam	=	6.731,67	Kg/jam
	Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp95.966.716.992	per tahun
6	Kalium Klorida	(Alibaba)		
	Harga	=	Rp12.000	per kg
	Kebutuhan per jam	=	13.573,94	Kg/jam
	Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp1.290.066.890.341	per tahun
7	Coating Powder	(Alibaba)		
	Harga	=	Rp8.000	per kg
	Kebutuhan per jam	=	111,11	Kg/jam
	Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp7.040.000.000	per tahun
8	Coating Oil	(Alibaba)		
	Harga	=	Rp19.000	per kg
	Kebutuhan per jam	=	121,21	Kg/jam
	Biaya per tahun (330 hari)	=	Rp18.240.000.000	per tahun
	Total biaya bahan baku per tahun	=	**Rp3.867.857.905.704**	

III Harga Jual Produk

Pupuk NPK

Produk yang dihasilkan	=	400.000	Ton/tahun
	=	400.000.000	kg/tahun
Harga produk yang dihasilkan	=	Rp12.800	/kg
Harga produk per tahun	=	**Rp5.120.000.000.000**	

IV Biaya Pengemasan

Produk NPK

Produk yang dihasilkan	=	400.000.000	Kg/tahun
Produk dikemas dalam bag	=	25	Kg
Kebutuhan bag per tahun	=	16.000.000	buah
Harga 1 bag	=	Rp2.000	
Biaya pengemasan per tahun	=	Rp32.000.000.000	
Biaya pendukung (10%)	=	Rp3.200.000.000	
Total biaya pengemasan produk	=	**Rp35.200.000.000**	

NB : (Produk dikemas dalam sak berlapis plastik 50 kg ,
harga dalaman sak Rp. 500/ satuan dan harga sak luarnya

V. Gaji Karyawan

Jabatan	Gaji/orang/bulan	Jumlah	Gaji/bulan
Direktur Utama	Rp40.000.000	1	Rp40.000.000
Staff Ahli	Rp18.000.000	2	Rp36.000.000
Direktur Admin. & Keuangan	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
Direktur Teknik & Proses	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
Kepala Bagian Keuangan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
Kepala Bagian Umum	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
Kepala Bagian Produksi	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
Kepala Bagian Teknik	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
Kepala Seksi Pembelian	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Anggaran	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Gudang	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Pemasaran & Pen	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Keamanan	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Administrasi	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Personalia	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Produksi & Prose	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Riset & Pengemb	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Utilitas & Tenaga	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan & F	Rp7.000.000	1	Rp7.000.000
Sekretaris Direktur	Rp8.000.000	3	Rp24.000.000
Karyawan Pembelian	Rp4.000.000	3	Rp12.000.000
Karyawan Laboratorium	Rp4.000.000	4	Rp16.000.000
Karyawan Gudang	Rp3.500.000	6	Rp21.000.000
Karyawan Pemasaran	Rp4.000.000	4	Rp16.000.000
Karyawan Keamanan	Rp3.500.000	12	Rp42.000.000
Karyawan Administrasi	Rp4.000.000	3	Rp12.000.000
Karyawan Personalia	Rp4.000.000	3	Rp12.000.000
Karyawan Produksi & Proses	Rp5.000.000	60	Rp300.000.000
Karyawan Riset & Pengembang	Rp4.000.000	3	Rp12.000.000
Karyawan Utilitas	Rp4.500.000	15	Rp67.500.000
Karyawan Pemeliharaan	Rp4.000.000	6	Rp24.000.000
Karyawan Quality Control	Rp4.000.000	5	Rp20.000.000
Karyawan K3	Rp4.500.000	6	Rp27.000.000
Dokter	Rp8.000.000	3	Rp24.000.000
Perawat	Rp3.800.000	3	Rp11.400.000
Office Boy	Rp3.500.000	3	Rp10.500.000
Jumlah		163	Rp904.400.000

Gaji per bulan = Rp904.400.000

Gaji per tahun = Rp10.852.800.000

VI. Biaya Utilitas

a. Kebutuhan Air

1 Air Sanitasi

Kebutuhan per hari	=	42,445	m^3/hari
Harga air mengolah sendiri	=	Rp1.500	/m^3
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp21.010.275	

2 Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler	=	0,1152	m^3/hari
H. air boiler mengolah sendiri	=	Rp1.500	/m^3
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp57.019	

3 Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin	=	37.687,18	m^3/hari
Harga air pendingin	=	Rp1.000	/m^3
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp12.436.768.680	

4 Air Proses

kebutuhan air proses	=	1,7206	m^3/hari
harga air mengolah sendiri	=	Rp1.500	/m^3
biaya pengolahan per tahun	=	Rp851.673	

b. Kebutuhan Penunjang Pengolahan Air

Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$	=	144.934,08	kg/tahun	
Harga $Al_2(SO_4)_3$	=	Rp8.000	/kg	(alibaba.com)
Biaya $Al_2(SO_4)_3$ per tahun	=	Rp1.159.472.629		
Kebutuhan PAC	=	36.234,47	kg/tahun	
Harga PAC	=	Rp12.000	/kg	(alibaba.com)
Biaya PAC per tahun	=	Rp434.813.641		
Kebutuhan resin kation	=	2.307,07	L/tahun	
Harga resin dowex	=	Rp937.000	/25 L	(alibaba.com)
Biaya Dowex per tahun	=	Rp86.469.053		
Kebutuhan resin anion	=	5.497,97	L/tahun	
Harga resin dowex	=	Rp1.375.000	/25 L	(tokopedia.com)
Biaya APS per tahun	=	Rp302.388.456		
Kebutuhan HCl 33%	=	398,55	L/tahun	
Harga HCl	=	Rp8.000	/liter	(tokopedia.com)

Biaya HCl per tahun	=	Rp3.188.412	
Kebutuhan NaOH	=	261,70	kg/tahun
Harga NaOH	=	Rp25.000	/kg (tokopedia.com)
Biaya NaOH per tahun	=	Rp6.542.587	

c. Kebutuhan Bahan Bakar (*fuel oil*)

Kebutuhan bahan bakar	=	368,95	liter/jam
	=	2.922.078,44	liter/tahun
Harga bahan bakar	=	Rp13.900	/liter
		(solarindustrisurabaya.com)	
Biaya bahan bakar per tahun	=	Rp40.616.890.248	

d. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik	=	56,7810	kWh/jam
	=	449.705,46	kWh/tahun
Harga listrik	=	Rp1.114,74	/kWh
		(PLN triwulan III 2025)	
Biaya listrik per tahun	=	Rp501.304.660	

Total biaya utilitas per tahun = Rp55.569.757.333

VII. Harga Tanah dan Bangunan

Luas tanah	=	28.200	m^2
Harga tanah per m^2	=	Rp2.750.000	
		(urbanindo.com)	
Harga tanah total	=	**Rp77.550.000.000**	
Luas bangunan pabrik	=	16.000	m^2
Harga bangunan pabrik per m^2	=	Rp2.500.000	
		(urbanindo.com)	
Harga bangunan pabrik total	=	**Rp40.000.000.000**	
Luas bangunan gedung	=	6.500	m^2
Harga bangunan gedung per m^2	=	Rp2.400.000	
		(urbanindo.com)	
Harga bangunan gedung total	=	Rp15.600.000.000	
Harga bangunan total	=	**Rp55.600.000.000**	
Total harga tanah dan bangunan	=	**Rp133.150.000.000**	