

LAMPIRAN

A. Perhitungan Neraca Massa

Kapasitas gypsum yang direncanakan = 75.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja = 330 hari

Jumlah waktu kerja per hari = 1 hari = 24 jam

Kapasitas produksi gypsum $= \frac{75.000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$

Kapasitas = 9469,69697 kg/jam

Perhitungan bahan baku :

Basis CaCO₃ yang masuk = 927.822,93 kg/jam

Rasio yang di gunakan = Batu Kapur : Asam Sulfat : Air
= 1 : 2 : 1

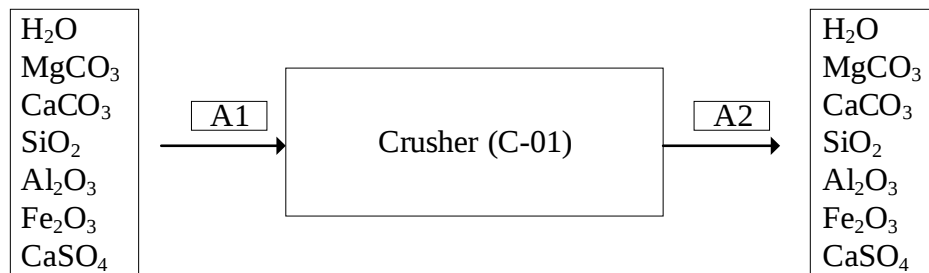
Komponen	Fraksi massa (%)	Berat Molekul (kg/kmol)	Massa (kg/jam)
CaCO ₃	97,89%	100,09	9.269,89
MgCO ₃	0,95%	84,31	89,96
SiO ₂	0,36%	60,08	34,09
H ₂ O	0,30%	18,015	28,41
Fe ₂ O ₃	0,25%	159,69	23,67
Al ₂ O ₃	0,17%	101,96	16,10
CaSO ₄	0,08%	136,14	7,58

Komponen	Fraksi massa (%)	Berat Molekul (kg/kmol)	Massa (kg/jam)
H ₂ SO ₄	98%	98	1818939,394
H ₂ O	2%	18,015	3411,931818

Komponen	Fraksi massa (%)	Berat Molekul (kg/kmol)	Massa (kg/jam)
H ₂ O	100%	18,015	9469,69697

A.1. *Crusher (C-01)*

Fungsi : Menghancurkan batu kapur



Neraca massa :

Input = Output

A1 = A2

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	A1	A2
CaCO ₃	9.269,89	9.269,89
H ₂ O	28,40909091	28,41
CaSO ₄	7,575757576	7,58
SiO ₂	34,09090909	34,09
MgCO ₃	89,96212121	89,96
Al ₂ O ₃	16,09848485	16,10
Fe ₂ O ₃	23,67424242	23,67
Sub Total	9.469,70	9.469,70
Total	9.469,70	9.469,70

A.2. *Mixer (M-01)*

Fungsi : Mencampurkan larutan asam sulfat dengan air sehingga adanya pengenceran



Neraca massa :

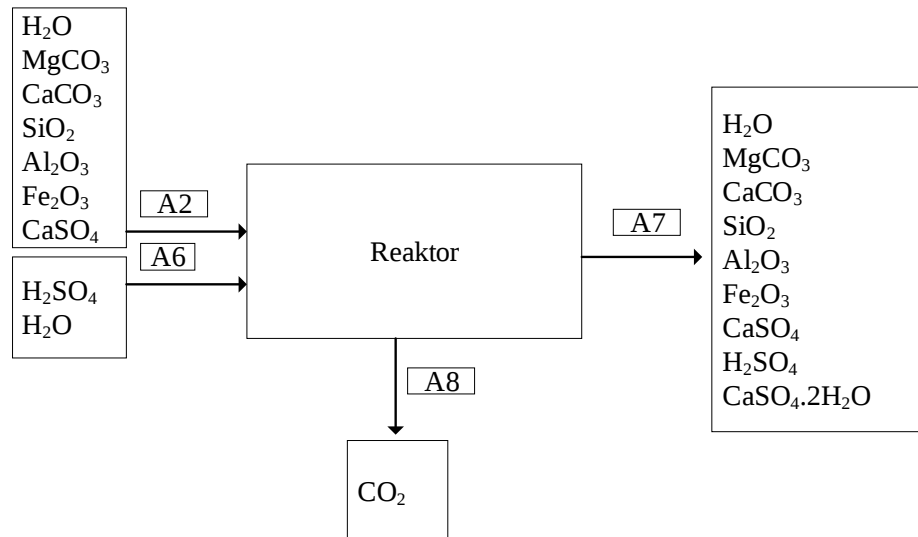
Input = Output

A4 + A5 = A6

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	A4	A5	A6
H ₂ SO ₄	18560,60606		18560,60606
H ₂ O	3411,931818	9469,69697	12881,62879
Sub Total	21972,53788	9469,69697	31442,23485
Total	31442,23485		31442,23485

A.3. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan larutan



Neraca masuk (A2) :

H₂O = 528,41 kg/jam

= massa/BM

= 1,577 mol

MgCO₃ = 89,96 kg/jam

= 1,067 mol

CaCO₃ = 9268,89 kg/jam

= 92,62 mol

SiO₂ = 34,09 kg/jam

= 0,567 mol

Al_2O_3 = 16,10 kg/jam
 = 0,158 mol
 Fe_2O_3 = 23,67 kg/jam
 = 0,148 mol
 CaSO_4 = 7,58 kg/jam
 = 0,056 mol

Neraca masuk (A6) :

H_2SO_4 = 18560,6 kg/jam
 = 189,4 mol
 H_2O = 9659,09 kg/jam
 = 715,1 mol

Reaksi yang terjadi dengan konversi 92%

$$\text{CaCO}_{3(s)} + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}_{(s)} + \text{CO}_{2(g)}$$

Massa : 9269,89	18560,0	12910,04	-	-
Mol : 92,62	189,394	716,63	-	-
Reaksi : 30,1	615530	23,3	30,1	30,1
Sisa : 62,52	-615341	693,3	30,1	30,1

Neraca massa keluar:

Komponen	Massa (Kg/Jam)	
	Bereaksi	Sisa
CaCO_3	3012,713068	6257,1733
H_2O	419,5762311	12490,4616
CaSO_4	0	0
SiO_2	0	0
MgCO_3	0	0
Al_2O_3	0	0
Fe_2O_3	0	0
H_2SO_4	60321969,7	-60303409

CaSO ₄ .2H ₂ O	5182,323998	5182,324
CO ₂	1324,702789	1324,70279

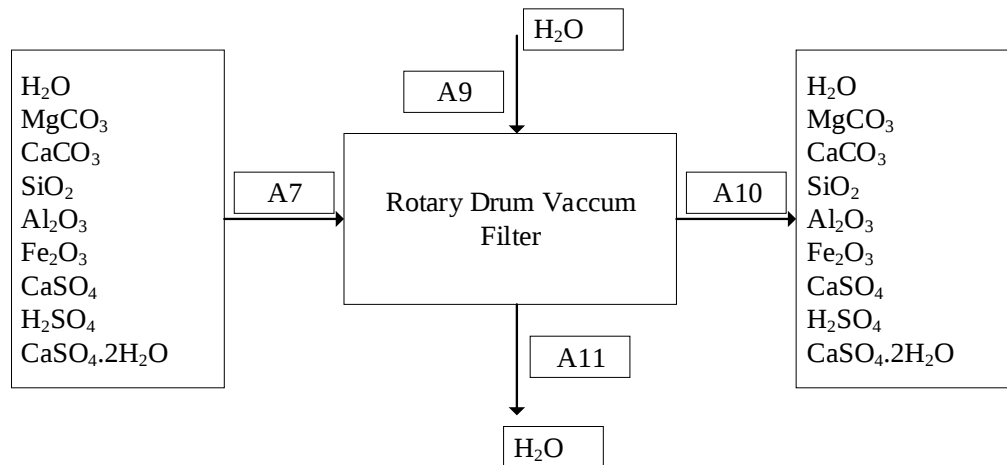
Komponen	Massa (Kg/Jam)
CaCO ₃	9269,886364
H ₂ O	12910,03788
CaSO ₄	7,58
SiO ₂	34,09
MgCO ₃	89,96
Al ₂ O ₃	16,10
Fe ₂ O ₃	23,67
H ₂ SO ₄	18.560,61
CaSO ₄ .2H ₂ O	10.364,65
CO ₂	2.649,41

Sehingga :

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	A2	A6	A7	A8
CaCO ₃	9.269,89		9.269,89	
H ₂ O	28,41	12881,62879	12.910,04	
CaSO ₄	7,58		7,58	
SiO ₂	34,09		34,09	
MgCO ₃	89,96		89,96	
Al ₂ O ₃	16,10		16,10	
Fe ₂ O ₃	23,67		23,67	
H ₂ SO ₄		18560,60606	18.560,61	
CaSO ₄ .2H ₂ O			10.364,65	
CO ₂				2.649,41
Sub Total	9.469,70	31.442,23	51.276,58	2.649,41
Total	53.925,99		53.925,99	

A.4. Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Fungsi : Untuk memisahkan padatan gipsum dari slurry



Efisiensi:

1. Cake yang terikut kedalam air sebesar 2%
2. H₂O yang terikut cake sebesar 2%
3. H₂O yang dibutuhkan 20% dari total arus

Neraca komponen :

H₂O yang dibutuhkan = 20% dari total aliran masuk
= 10785,2 kg/jam

H₂O yang terikut cake = 2% dari H₂O yang masuk
= 473,905 kg/jam

H₂O yang terikut filtrat = 92% total H₂O
= 21799,6 kg/jam

H₂SO₄ = 8% dari H₂SO₄ yang masuk
= 1484,85 kg/jam

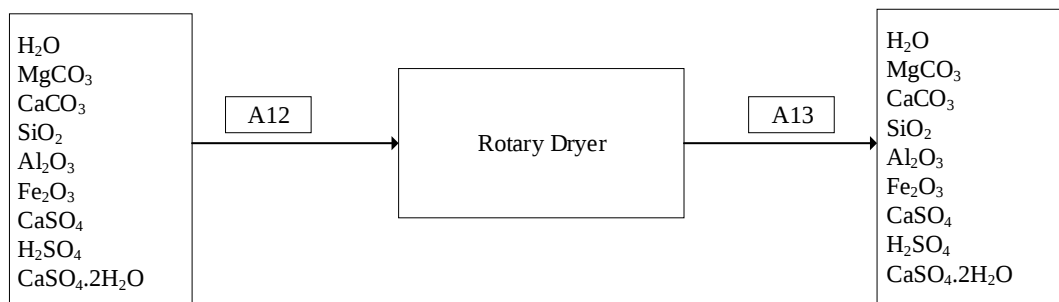
Neraca massa total :

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	A7	A9	A10	A11
CaCO ₃	9.269,89		9.269,89	
H ₂ O	12.910,04	10785,19708	10.785,20	12.910,04
CaSO ₄	7,58		7,58	
SiO ₂	34,09		34,09	

MgCO ₃	89,96		89,96	
Al ₂ O ₃	16,10		16,10	
Fe ₂ O ₃	23,67		23,67	
H ₂ SO ₄	18.560,61		17.075,76	1484,848485
CaSO ₄ .2H ₂ O	10.364,65		10.364,65	
Sub Total	51.276,58	10.785,20	47.666,89	14.394,89
Total	62.061,78		62.061,78	

A.5. Rotary Dryer (RD-01)

Fungsi : Mengurangi Kandungan Cairan dalam produk Gypsum



Neraca kompon :

H₂O yang terfiltrat = 1% dari H₂O yang masuk

= 107,85 kg/jam

H₂SO₄ yang terfiltrat = 98% dari H₂SO₄ yang masuk

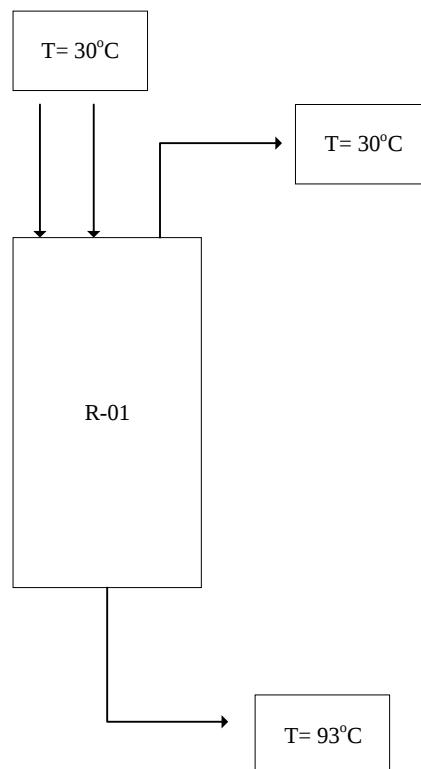
= 16734,242 kg/jam

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	A10	A13	A14
CaCO ₃	9.269,89	9.269,89	
H ₂ O	10.785,20	107,85	10.677,35
CaSO ₄	7,58	7,58	
SiO ₂	34,09	34,09	
MgCO ₃	89,96	89,96	
Al ₂ O ₃	16,10	16,10	

Fe ₂ O ₃	23,67	23,67	
H ₂ SO ₄	17.075,76	341,52	16.734,24
CaSO ₄ .2H ₂ O	10.364,65	9.457,74	906,91
Sub Total	47.666,89	19.348,40	28.318,49
Total	47.666,89	47.666,89	

B. Neraca Panas

B.1. Reaktor (R-01)



Energy balance :

$$\Delta H1 + \Delta H2 + \Delta H5 + \Delta HR = \Delta H3 + \Delta H4 + \Delta H6 + Q \text{ loss}$$

$$\Delta H1 + \Delta H2 + Q \text{ serap} + \Delta HR = \Delta H3 + \Delta H4 + Q \text{ loss}$$

Keterangan:

$\Delta H1$ = Panas yang terkandung pada bahan CaCO₃

$\Delta H2$ = Panas yang terkandung pada bahan asam sulfat

$\Delta H3$ = Panas yang terkandung pada produk bahan keluar

$\Delta H4$ = Panas yang terkandung pada produk samping bahan keluar

ΔH_5 = Panas yang terkandung pada cooling water masuk

ΔH_6 = Panas yang terkandung pada cooling water keluar

ΔH_R = Panas yang timbul akibat terjadi reaksi

Q loss = Panas yang hilang

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

Suhu air masuk = $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

Suhu reaktor = $93^\circ\text{C} = 366,15\text{ K}$

Suhu bahan keluar = $93^\circ\text{C} = 366,15\text{ K}$

Suhu referensi = $25^\circ\text{C} = 298,15\text{ K}$

Dari A2:

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	ΔH (kkal/jam)
CaCO ₃	9.269,89	100,09	92,61550968	19,94	5	9233,766315
MgCO ₃	89,96	84,31	1,067039749	16,9	5	90,16485876
SiO ₂	34,09	60,08	0,567425251	10,89	5	30,89630493
Al ₂ O ₃	16,10	101,96	0,157890201	19,11	5	15,08640866
FeO ₃	23,67	159,69	0,148251252	24,98	5	18,51658137
CaSO ₄	7,58	136,14	0,055646816	17,48	5	4,863531748
H ₂ O	28,41	18,015	1,576968688	9,09	5	71,67322686
Total						9464,9672

Dari A6:

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	ΔH (kkal/jam)
H ₂ SO ₄	18560,61	98	189,3939	0,34	5	321,9697
H ₂ O	12881,63	18,015	715,0502	9,09	5	32499,03
Total						32821

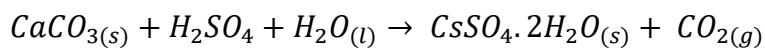
Perhitungan panas yang keluar :

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	ΔH (kkal/jam)
CaSO ₄ .2H ₂ O	10.364,65	172,17	60,20008129	46,8	68	191580,7387
CaCO ₃	9.269,89	100,09	92,61550968	21,74	68	136915,3603
MgCO ₃	89,96	84,31	1,067039749	16,9	68	1226,242079
SiO ₂	34,09	60,08	0,567425251	12,26	68	473,0510834
Al ₂ O ₃	16,10	101,96	0,157890201	21,47	68	230,5133772
Fe ₂ O ₃	23,67	159,69	0,148251252	27,43	68	276,5241652
CaSO ₄	7,58	136,14	0,055646816	18,15	68	68,67930072
H ₂ SO ₄	18.560,61	98	189,3939394	0,34	68	4378,787879
H ₂ O	12.910,04	18,015	716,6271373	9,17	68	446860,0177
Total						782009,91

Perhitungan panas produk samping:

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	H (kkal/jam)
CO ₂	2.649,41	44,01	60,20008129	8,89	68	36392,15314

Reaksi:



Panas pembentukan standar $\Delta H_{f,298,15}$

Komponen Reaktan	$\Delta H_{f,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H_{f,298,15}$ (kkal/jam)
CaCO ₃	-289,5	-27941,06
H ₂ SO ₄	193,7	-18693,97
H ₂ O	-68,3	-53228,68
Total		-99863,71

Komponen Produk	$\Delta H_{f,298,15}$ (Kkal/kmol)	$\Delta H_{f,298,15}$ (kkal/jam)
CaSO ₄ .2H ₂ O	-429,3	-46259,59
CO ₂	-94,1	-9077,42
Total		-55337,01

$$\Delta Hf_{298,15} = \Delta Hf_{produk} - \Delta Hf_{reaktan}$$

$$= 44526,7 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta HR = 905214,7348 \text{ kkal/jam}$$

$$Q \text{ loss} = 422,86 \text{ kkal/jam}$$

Menghitung panas pada system reaktor:

$$\Delta H1 + \Delta H2 + Q \text{ serap} + \Delta HR = \Delta H3 + \Delta H4 + Q \text{ loss}$$

$$947500,7019 \text{ kkal/jam} = 818824,9274 \text{ kkal/jam}$$

$$Q = -128675,7745 \text{ kkal/jam}$$

$$= -128675,7745 \text{ kkal/jam}$$

Air pendingin digunakan untuk memenuhi kebutuhan:

$$\text{Suhu air pendingin masuk} = 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$Cp \text{ air pendingin} = 9,10$$

Massa air pendingin masuk:

$$Q \text{ serap} = \Delta H5 - \Delta H6$$

$$\Delta H5 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$M = 182$$

$$\Delta H6 = m \times Cp \times \Delta T$$

$$M = 18,2$$

$$Q \text{ serap} = 182m - 18,2m$$

$$128675,7754 = 163,8$$

$$M = 785,57 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H5 = 142973,0828 \text{ kkal/jam}$$

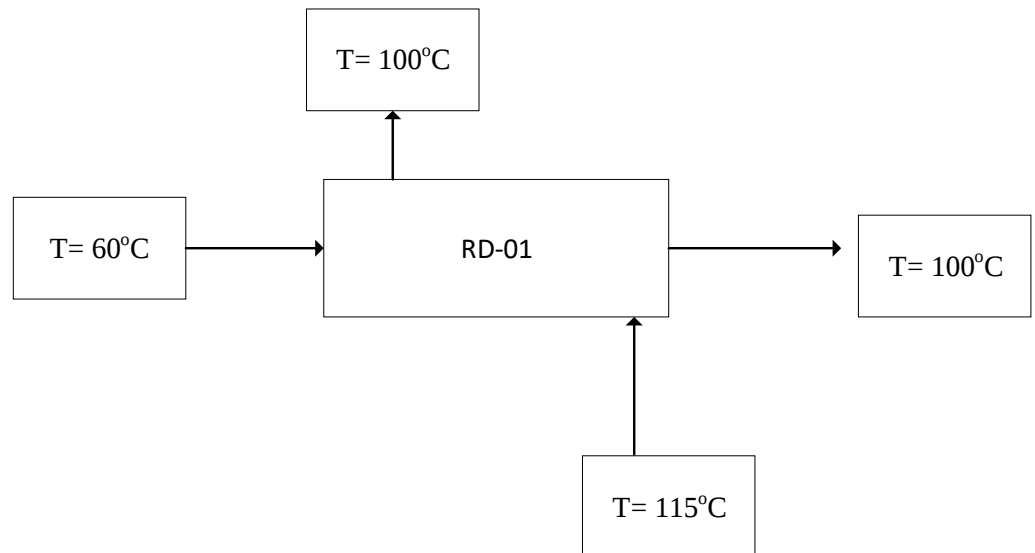
$$\Delta H6 = 14297,30828 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas pada Reaktor (R-01)

Masuk (Kcal/jam)		Keluar (Kcal/jam)	
$\Delta H1$	9464,967227	$\Delta H3$	782009,9146
$\Delta H2$	32820,99986	$\Delta H4$	36392,1531

$\Delta H5$	14297,30828	$\Delta H5$	14297,3083
ΔHR	905214,7348	Q	129098,6342
Total	961798,0102		961798,0102

B.2. Rotary Dryer (RD-01)



Overall energy balance:

Panas masuk = panas keluar

$$\Delta H1 + \Delta H4 = \Delta H2 + \Delta H3 + Q \text{ loss}$$

Keterangan:

$\Delta H1$ = Panas yang terkandung pada bahan masuk

$\Delta H2$ = Panas yang terkandung pada bahan keluar

$\Delta H3$ = Panas yang terkandung pada produk bahan keluar

$\Delta H4$ = Panas yang dibawa udara masuk

$Q \text{ loss}$ = Panas yang hilang

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = 60°C = 333,15 K

Suhu bahan masuk = 100°C = 373,15 K

Suhu air masuk = 115°C = 388,15 K

Suhu referensi = 25°C = 298,15 K

Perhitungan panas bahan masuk ($\Delta H1 = m \times Cp \times \Delta T$)

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	ΔH (kkal/jam)
CaSO ₄ .2H ₂ O	10.364,65	172,17	60,20	46,80	35,00	98.607,73
CaCO ₃	9.269,89	100,09	92,62	20,87	35,00	67.651,00
MgCO ₃	89,96	84,31	1,07	16,90	35,00	631,15
SiO ₂	34,09	60,08	0,57	11,60	35,00	230,37
Al ₂ O ₃	16,10	101,96	0,16	20,36	35,00	112,51
Fe ₂ O ₃	23,67	159,69	0,15	26,25	35,00	136,21
CaSO ₄	7,58	136,14	0,06	17,84	35,00	34,75
H ₂ SO ₄	17.075,76	98,00	174,24	0,34	35,00	2.073,48
H ₂ O	10.785,20	18,02	598,68	9,17	35,00	192.145,93
Total						361623,14

Menghitung panas udara masuk ($\Delta H4$):

Cp Udara = 0,6734 kkal/kgk

$\Delta H4 = m \times Cp \times \Delta T$

M = 60,606 kkal/jam

Menghitung bahan keluar ($\Delta H3 = m \times Cp \times \Delta T$)

Komponen	Massa (kg)	BM	Kgmol	Cp	ΔT	ΔH (kkal/jam)
CaSO ₄ .2H ₂ O	9.457,74	172,17	54,93257418	46,8	75	192813,3354
CaCO ₃	9.269,89	100,09	92,61550968	20,87	75	144966,4265
MgCO ₃	89,96	84,31	1,067039749	16,9	75	1352,472881
SiO ₂	34,09	60,08	0,567425251	11,6	75	493,6599685
Al ₂ O ₃	16,10	101,96	0,157890201	20,36	75	241,0983362
Fe ₂ O ₃	23,67	159,69	0,148251252	26,25	75	291,8696523
CaSO ₄	7,58	136,14	0,055646816	17,84	75	74,45544026
H ₂ SO ₄	16.734,24	98	170,7575758	0,34	75	4354,318182
H ₂ O	107,85	18,015	5,986787165	9,17	75	4117,412873
Total						348705,0492

Menghitung panas yang hilang:

$$Q_{\text{loss}} = 1\% \times (\Delta H1 + \Delta H4)$$

$$= 361623,14 + 0,6061 \text{ m}$$

Menghitung udara masuk:

$$\Delta H1 + \Delta H4 = \Delta H2 + \Delta H3 + Q_{\text{loss}}$$

$$361623,14 + 60,61 \text{ m} = 352321,2807 + 0,6061 \text{ m}$$

$$60 \text{ m} = -9301,86 \text{ kg/jam}$$

$$M = -155,031 \text{ kg/jam}$$

$$\Delta H4 = 60,61 \text{ m}$$

$$= -9396,43 \text{ kkal/jam}$$

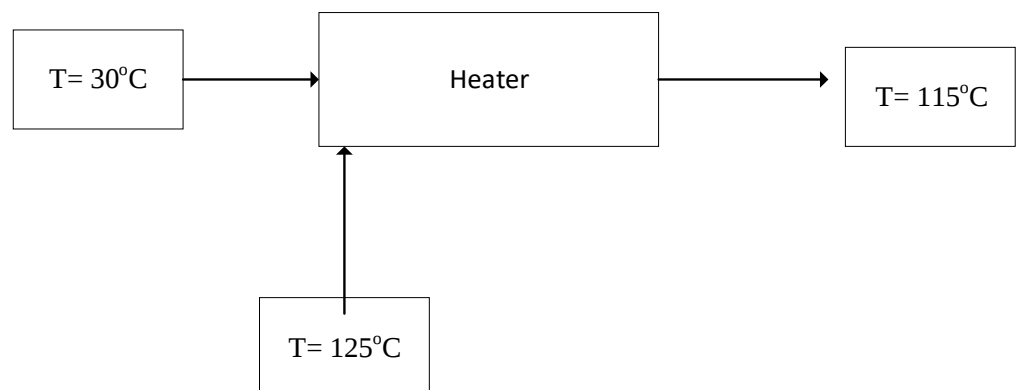
$$Q_{\text{loss}} = 3616,23 + 0,6061 \text{ m}$$

$$= 3522,267 \text{ kkal/jam}$$

Neraca panas pada *rotary dryer* :

Masuk (Kcal/jam)		Keluar (Kcal/jam)	
$\Delta H1$	361623,14	$\Delta H3$	348705,0492
$\Delta H4$	-9396,43	Q loss	3522,267117
Total	352227		352227

B.3. Heater (H-01)



Overall energy balance:

Panas masuk = panas keluar

$$\Delta H1 + Q = \Delta H2 + Q_{loss}$$

Keterangan:

$\Delta H1$ = Panas udara yang masuk

$\Delta H2$ = Panas udara yang keluar

Q_{steam} = Panas yang terkandung pada steam

Q_{loss} = Panas yang hilang

a. Menghitung panas udara masuk $\Delta H1$

$$\text{Suhu udara masuk} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

$$\text{Massa udara} = 2332,43 \text{ kg/jam}$$

$$C_p = 6,97 \text{ kkal/kgmol.K}$$

$$\text{BM udara} = 60$$

$$\begin{aligned}\Delta H1 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1354,753092 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

b. Menghitung panas udara keluar $\Delta H2$

$$\text{Suhu udara masuk} = 115^{\circ}\text{C} = 388,15 \text{ K}$$

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

$$\text{Massa udara} = 2332,43 \text{ kg/jam}$$

$$C_p = 67,02 \text{ kkal/kgmol.K}$$

$$\text{BM udara} = 60$$

$$\begin{aligned}\Delta H2 &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 24560,4879 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

c. Menghitung panas yang hilang

$$Q_{loss} = 1\% \times (\Delta H1 + Q)$$

$$= 13,5475 + 0,01 Q \text{ kkal/jam}$$

d. Menghitung panas yang diberikan steam

Neraca total:

$$\begin{aligned}\Delta H1 + Q &= \Delta H2 + Q \text{ loss} \\ 13,5475 + Q &= 24560,4879 + 0,01 Q \\ 0,99 Q &= 23219,28234 \\ Q &= 23453,82054 \text{ kkal/jam} \\ Q \text{ loss} &= 13,5475 + 0,01 Q \\ &= 248,0857 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

e. Menentukan kebutuhan steam

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan steam} &= H \text{ vapor} - H \text{ liquid} \\ &= 2706 - 503,7 \\ &= 2202,3 \text{ kj/kg} \\ &= 526,37 \text{ kkal/kg}\end{aligned}$$

$$Q \text{ steam} = m \times \text{kebutuhan steam}$$

$$23453,82054 \text{ kkal/jam} = 526,37 \text{ kkal/kg} \times \text{kebutuhan steam}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 44,577 \text{ kg/jam}$$

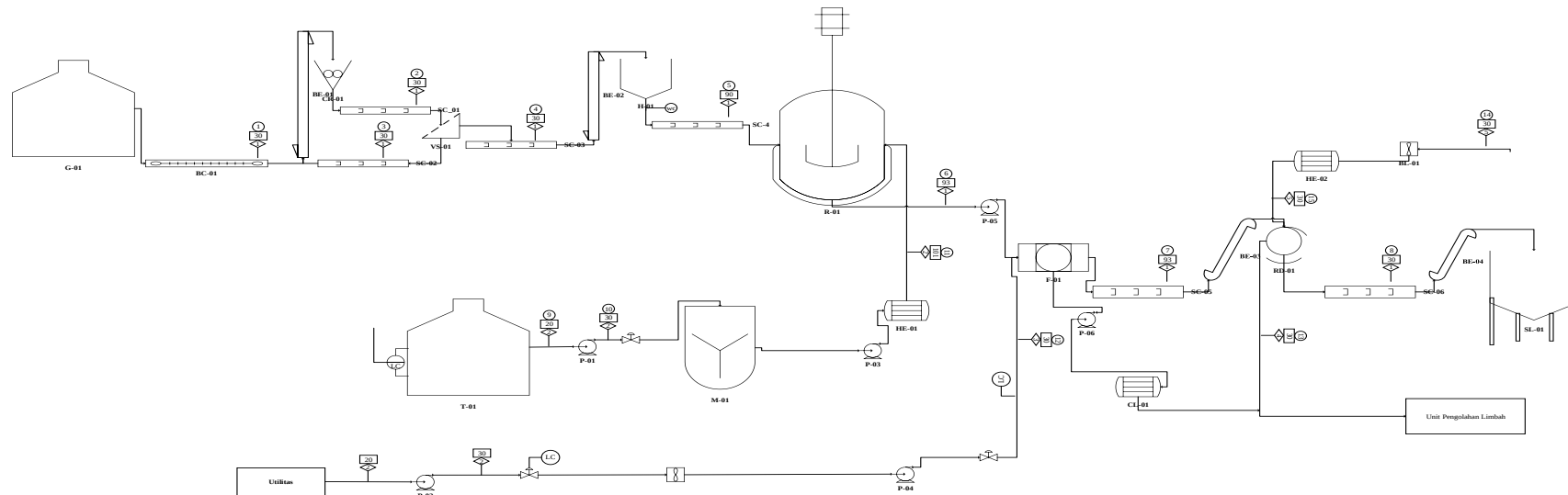
Neraca panas pada heater :

Masuk (Kcal/jam)		Keluar (Kcal/jam)	
$\Delta H1$	1354,7531	$\Delta H2$	24560,4879
Q	23453,8205	$Q \text{ loss}$	248,0857
Total	24808,5736	Total	24808,5736

C. Process Flow Diagram (PFD)



PRA RANCANGAN PABRIK GIPSUM DARI BATUAN KAPUR DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN



Komponen	Kg/Jam											
	A1	A2	A4	A5	A6	A7	A8	A9	A10	A11	A13	A14
Kalsium Karbonat	9269,89	9269,89	0	0	0	9269,89	0	0	9269,89	0	9269,89	0
Air	28,41	28,41	3411,93	9469,7	12881,63	12910,04	0	10785,2	10785,2	12910,04	107,85	10677,35
Asam sulfat	0	0	18560,60	0	18560,60	18560,61	0	0	17075,76	1484,85	341,52	16734,24
Kalsium Sulfat	7,58	7,58	0	0	0	7,58	0	0	7,58	0	7,58	0
Silikon Dioksida	34,09	34,09	0	0	0	34,09	0	0	34,09	0	34,09	0
Magnesium Karbonat	89,96	89,96	0	0	0	89,96	0	0	89,96	0	89,96	0
Aluminium Oksida	16,10	16,10	0	0	0	16,10	0	0	16,10	0	16,10	0
Feroksida	23,67	23,67	0	0	0	23,67	0	0	23,67	0	23,67	0
Kalsium Sulfat Hidrat	0	9269,89	0	0	0	10364,65	0	0	10364,65	0	10364,65	906,91
Karbon Dioksida	0	0	0	0	0	0	2649,41	0	0	0	0	0

Keterangan			
CR	Crusher	P	Pompa
M	Mixer	FC	Flow Controller
BC	Belt Conveyor	LC	Level Controller
BE	Bucket Elevator	U	Level Indicator
H	Hopper	WC	Weight Controller
R	Reaktor	TC	Temperature Controller
F	Filter	VR	Volume Recorder
SL	Silo		Temperatur (°C)
SC	Screw Conveyor		Tekanan (atm)
VS	Screening		Pipa
RD	Rotary Driver		Nomor Arus
T	Tanki	BL	Blower
CL	Cooler		



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS NAHDLATUL ULAMA AL-GHAZALI
CILACAP

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK GIPSUM DARI BATUAN KAPUR DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

Diekrjakan Oleh:
Nama : 1. Andika Manggala Putra (19242013002)
2. Andika Adhi Setianingsih (19242011001)
Dosen Pembimbing : 1. Siti Khuzaimah, M.Pd., M.T.
2. Arnesya Ramadhani, M.T.