LAMPIRAN

A. Neraca Massa dan Neraca Panas

1. Neraca Massa Basic

Neraca Massa		
Kapasitas Pabrik per tahun	150000	ton/tahun
	150000000	kg/tahun
Pabrik beroperasi	330	hari/tahun
kapasitas Magnesium Sulfat	454545,4545	kg/hari
	18939,39394	kg/jam

DATA		
PERBANDINGAN MOL H2SO4 : MOL H2O = 12 : 8,25 (MIXER)		
PERBANDINGAN MOL MgCO3 : MOL H2SO4 = 1 : 1 (REAKTOR)		
KONVERSI	95%	0,95
BM MgCO3	84,31	kg/mol
BM H2SO4	98,08	kg/mol
BM Cl	35,5	kg/mol
BM Pb	207	kg/mol
BM Fe	56	kg/mol
BM NO3	62,0049	kg/mol
BM CaO	56,08	kg/mol
BM SiO_2	60,08	kg/mol
BM Fe_2O_3	159,69	kg/mol
BM Al_2O_3	101,96	kg/mol
BM MgO	40,3	kg/mol
BM CO_2	44,01	kg/mol
BM MgSO4	120,38	kg/mol
KOMPOSISI BAHAN BAKU		
$MgCO_3$	98	%
MgO	0,8	%
SiO_2	0,2	%
CaO	0,2	%
Fe_2O_3	0,2	%
Al_2O_3	0,6	%
TOTAL	100	%
H_2SO_4	98	%
Cl	0,001	%
NO3	0,0005	%
Fe	0,005	%
Pb	0,005	%
H2O	1,9885	%
TOTAL	100	%

KOMPOSISI PRODUK		
MgSO4	95	%
H2O	5	%
TOTAL	100	%

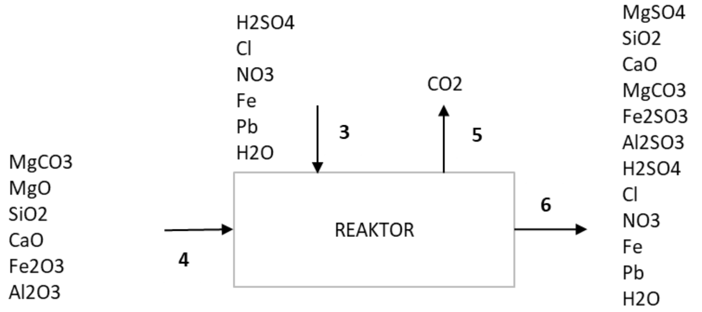
MIXER			
BASIS ARUS 1 100 Kmol/ jam			
KOMPONEN	BM (kg/mol)	MOL (mol/jam)	MASSA (kg/jam)
H2SO4	98,08	98	9611,84
Cl	35,5	0,001	0,0355
NO3	62,0049	0,0005	0,03100245
Fe	56	0,005	0,28
Pb	207	0,005	1,035
H2O	18,01528	1,9885	35,82338428

ARUS 2	PERBANDINGAN MOL AIR : MOL H2SO4 = 8,25 : 12		
KOMPONEN	BM (Kg/mol)	MOL (mol/jam)	MASSA (kg/jam)
H2O	18,01528	67,66083333	1218,928858

ARUS 3			
KOMPONEN	BM (kg/mol)	MOL(mol/jam)	MASSA(kg/jam)
H2SO4	98,08	98	9611,84
Cl	35,5	0,001	0,0355
NO3	62,0049	0,0005	0,03100245
Fe	56	0,005	0,28
Pb	207	0,005	1,035
H2O	18,01528	67,66083333	1254,752242

NM MIXER	INPUT		OUTPUT
KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3
	kg/ jam	kg/ jam	kg/ jam
H2SO4	9611,84		9611,84
Cl	0,0355		0,0355
NO3	0,03100245		0,03100245
Fe	0,28		0,28
Pb	1,035		1,035
H2O	35,82338428	1218,928858	1254,752242
SUB TOTAL	9649,044887	1218,928858	10867,97374
TOTAL	10867,97374		10867,97374

REAKTOR



REAKSI	MgCO3 +	H2SO4 →	MgSO4 +	H2O +	CO2
MULA	98	98			
RX	93,1	93,1	93,1	93,1	93,1
SISA	4,9	4,9	93,1	93,1	93,1

ARUS 4			
KOMPONEN	BM (Kg/mol)	MOL(mol/jam)	MASSA (Kg/jam)
MgCO3	84,31	98	8262,38
MgO	40,3	0,8	32,24
SiO2	60,08	0,2	12,016
CaO	56,08	0,2	11,216
Fe2O3	159,69	0,2	31,938
Al2O3	101,96	0,6	61,176

ARUS 3			
KOMPONEN	BM (Kg/mol)	MOL (mol/jam)	MASSA (Kg/jam)
H2SO4	98,08	98	9611,84
Cl	35,5	0,001	0,0355
NO3	62,0049	0,0005	0,03100245
Fe	56	0,005	0,28
Pb	207	0,005	1,035
H2O	18,01528	67,66083333	1254,752242

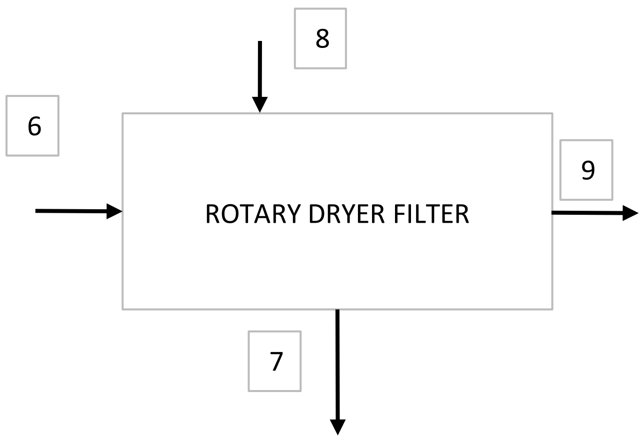
ARUS 5			
KOMPONEN	BM (Kg/mol)	MOL (mol/jam)	MASSA (Kg/jam)
CO2	44,01	93,1	4097,331

ARUS 6			
KOMPONEN	BM (Kg/mol)	MOL (mol/jam)	MASSA (Kg/jam)
MgSO4	120,38	93,1	11207,378
MgCO3	84,31	4,9	413,119
MgO	40,3	0,04	32,24
SiO2	60,08	0,01	12,016
CaO	56,08	0,01	11,216
Fe2O3	159,69	0,01	31,938
Al2O3	101,96	0,03	61,176

H2SO4	98,08	4,9	480,592
Cl	35,5	5E-05	0,0355
NO3	62,0049	0,000025	0,03100245
Fe	56	0,00025	0,28
Pb	207	0,00025	1,035
H2O	18	93,1	2930,552242

NM REAKTOR	INPUT		OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2SO4	9611,84			480,592
Cl	0,0355			0,0355
NO3	0,03100245			0,03100245
Fe	0,28			0,28
Pb	1,035			1,035
H2O	1254,752242			2930,552242
MgCO3		8262,38		413,119
MgO		32,24		32,24
SiO2		12,016		12,016
CaO		11,216		11,216
Fe2O3		31,938		31,938
Al2O3		61,176		61,176
MgSO4				11207,378
CO2			4097,331	
SUB TOTAL	10867,97374	8410,966	4097,331	15181,60874
TOTAL	19278,93974		19278,93974	

ROTARY VACCUM FILTER



ARUS 6			
KOMPONEN	BM (kg/jam)	MOL (mol/jam)	MASSA (kg/jam)
H2SO4	98,08	4,9	480,592
Cl	35,5	5E-05	0,0355
NO3	62,0049	0,000025	0,03100245
H2O	18	93,1	2930,552242
Pb	207	0,00025	1,035
Fe	56	0,00025	0,28
CaO	56,08	0,01	11,216
SiO2	60,08	0,01	12,016
Fe2O3	159,69	0,01	31,938
Al2O3	101,96	0,03	61,176
MgO	40,3	0,04	32,24
MgSO4	120,38	93,1	11207,378
MgCO3	84,31	4,9	413,119
Total			15181,60874

Massa Padatan dalam slurry = 563,02 kg/jam (hanya padatan)

asumsi :

Padatan tidak ada yang terikut dia arus filtrate semua solid terambil sempurna karena masing-masing memiliki kelarutan

dalam H2O sangat kecil mendekati 0 (s≈ 0)

Mother liquor terkandugn dalam cake 10 %wt (5-18)% (Brown)

Kelarutan MgSO4 : 26,9 gram/100 H2O (Perry, 1997)

ARUS 7			
KOMPONEN	BM (kg/jam)	MOL (mol/jam)	MASSA (kg/jam)
H2SO4	98,08	4,9	480,592
Cl	35,5	5E-05	0,0355
NO3	62,0049	0,000025	0,03100245
H2O	18	93,1	2930,552242
MgSO4	120,38	93,1	11207,378
Total			14618,58874

ARUS 8			
KOMPONEN	BM (kg/jam)	MOL (mol/jam)	MASSA (kg/jam)
H2O	18	93,1	1518,160874

ARUS 9

Sehingga Mother liquour terkandaung dalam cake 10 %

Cairan 10% $= \frac{10}{100}$ x 563,02 kg/jam

= 56,302 kg/jam

MgSO4 $= \frac{26,9}{100}$ x 56,302bkg/jam

= 15,145238 kg/jam

H2O = 56,302 - 15,145238

= 41,156762 kg/jam

Jumlah H2O dalam filtrat (arus 7)

= H2O Filtrat + H2O yang ditambahkan

= 2930,552242 + 1518,160874

= 4448,713116 kg/jam

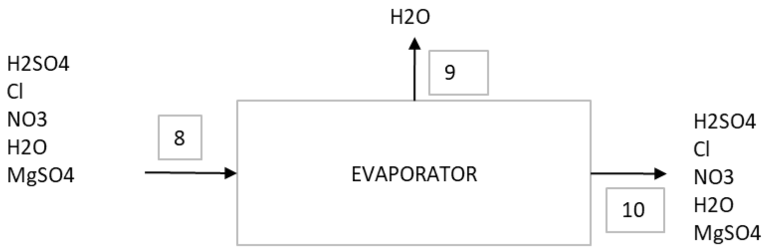
Air pencuci yang ditetapkan 10% (10-100)% (perry,1998)

$= \frac{10}{100}$ x 15181,60874 kg/jam

= 1518,160874 kg/jam

NM ROTARY VACCUM FILTER				
KOMPONEN	INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
	ARUS 6	ARUS 8	ARUS 7	ARUS 9
H2SO4	480,592		480,592	
Cl	0,0355		0,0355	
NO3	0,03100245		0,03100245	
H2O	2930,552242		4407,556354	
Pb	1,035			1,035
Fe	0,28			0,28
CaO	11,216			11,216
SiO2	12,016			12,016
Fe2O3	31,938			31,938
Al2O3	61,176			61,176
MgO	32,24			32,24
MgSO4	11207,378		11192,23276	15,145238
MgCO3	413,119			413,119
H2O		1518,160874		41,156762
Sub Total	15181,60874	1518,160874	16080,44762	619,322
Total	16699,76962		16699,76962	

EVAPORATOR



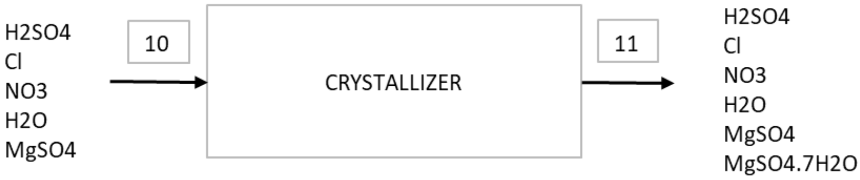
ARUS 7	
KOMPONEN	MASSA(kg/jam)
H2SO4	480,592
Cl	0,0355
NO3	0,03100245
H2O	4407,556354
MgSO4	11192,23276

ARUS 10		(PRODUK YANG MENGUAP)
KOMPONEN		MASSA (kg/jam)
H2O	DIASUMSIKAN 50%	2203,778177

ARUS 11	(PRODUK KELUAR DARI EVAPORATOR)
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	480,592
Cl	0,0355
NO3	0,03100245
H2O	2203,778177
MgSO4	11192,23276

NM EVAPORATOR	INPUT	OUTPUT	
	ARUS 7	ARUS 10	ARUS 11
KOMPONEN	MASSA(kg/jam)	MASSA(kg/jam)	MASSA(kg/jam)
H2SO4	480,592		480,592
Cl	0,0355		0,0355
NO3	0,03100245		0,03100245
H2O	4407,556354	2203,778177	2203,778177
MgSO4	11192,23276		11192,23276
SUB TOTAL	16080,44762	2203,778177	13876,66944
TOTAL	16080,44762	16080,44762	

CYRSTALLIZER



ARUS 10	
KOMPONEN	MASSA(kg/jam)
H2SO4	480,592
Cl	0,0355
NO3	0,03100245
H2O	2203,778177
MgSO4	11192,23276

TERBENTUK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT PADA CRYSTALLIZER (MgSO4.7H2O)

Penentuan kristal yang terbentuk

$$P = R \times \frac{100\,Wo - S(Ho - E)}{100 - S(R - 1)}$$

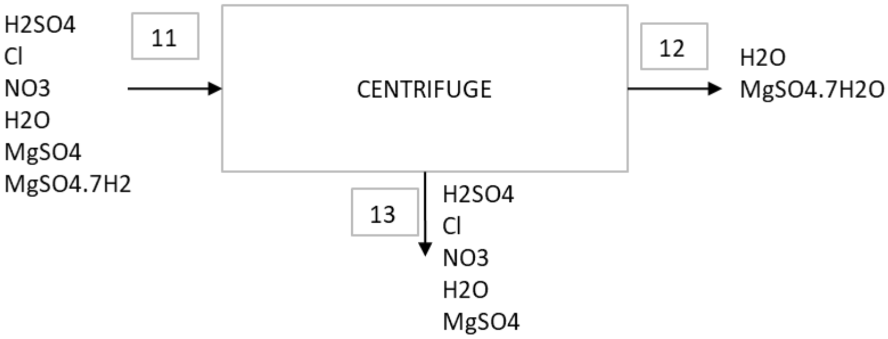
(perry 7ed, halam18-36)

dengan:
- P = Berat kristal
- R = Ratio BM dari kristal / larutan
- S = Solubility kristal pada mother liquor
- Wo = Berat bahan yang akan dikristalkan pada feed
- Ho = Total bahan yang bersifat liquid pada feed
- E = Evaporation

Solubility MgSO4 pada 30 C		= 9,282 kg/kgH2O
R (BM Ratio)	=	1
S	=	0,08493622
Wo	=	11192,23276 kg/jam
Ho	=	Berat total - Wo
	=	2684,43668 kg/jam
E	=	0 (asumsi tidak ada H2O yang menguap)
100Wo - S(Ho - E)	=	1118995,27 kg/jam
100-S(R-1)	=	100
P	=	11189,9527 kg/jam
MgSO4	=	2,280059045 kg/jam
MgSO4.7H2O	=	11189,9527 kg/jam
H2SO4	=	480,592 kg/jam
Cl	=	0,0355 kg/jam
NO3	=	0,03100245 kg/jam
H2O	=	2203,778177 kg/jam

NM CRZ	INPUT	OUTPUT
KOMPONEN	ARUS 11 (kg/jam)	ARUS 12 (kg/jam)
H2SO4	480,592	480,592
Cl	0,0355	0,0355
NO3	0,03100245	0,03100245
H2O	2203,778177	2203,778177
MgSO4	11192,23276	2,280059045
MgSO4.7H2O		11189,9527
TOTAL	13876,66944	13876,66944

CENTRIFUGE



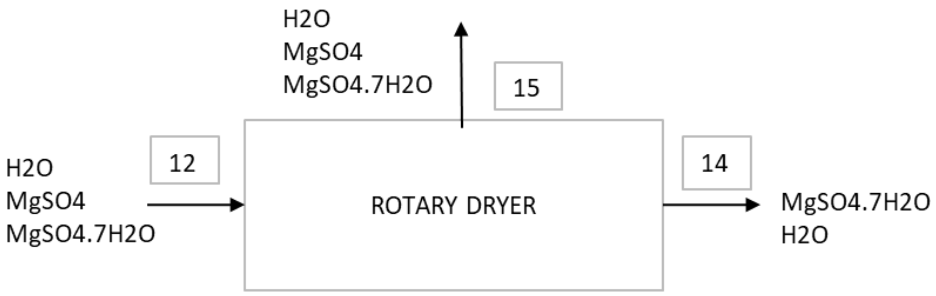
NM CENTRIFUGE	ARUS 12 = ARUS 13 + ARUS 14
ARUS 12	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	480,592
Cl	0,0355
NO3	0,03100245
H2O	2203,778177
MgSO4	2,280059045
MgSO4.7H2O	11189,9527

ARUS 14		
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	KOMPONEN YANG TERIKUT PRODUK DIASUMSIKAN 1 %
H2O	22,03778177	
MgSO4.7H2O	11189,9527	

Komponen yang terikut diasumsikan 1%

NM CENTRIFUGE	INPUT	OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 11	ARUS 13	ARUS 14
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2SO4	480,592	480,592	
Cl	0,0355	0,0355	
NO3	0,03100245	0,03100245	
H2O	2203,778177	2181,740395	22,03778177
MgSO4	2,280059045	2,280059045	
MgSO4.7H2O	11189,9527		11189,9527
SUB TOTAL	13876,66944	2664,678957	11211,99048
TOTAL	13876,66944	13876,66944	

ROTARY DRYER



NM RD	
ARUS 14	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	22,03778177
MgSO4.7H2O	11189,9527

Asumsi di Arus 15

Air yang teruapkan 90%

Produk dan Impuritas yang terikut 1%

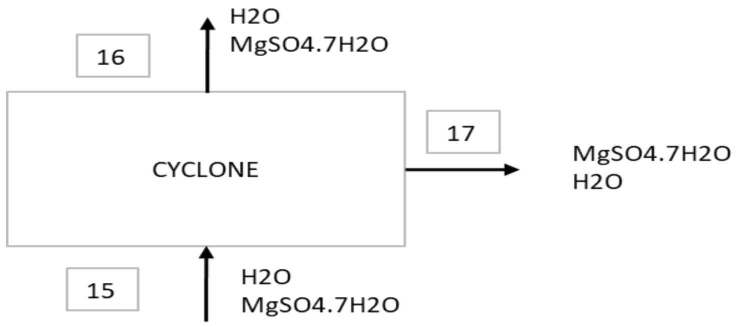
Efisiensi Rotary Dryer 90% (Perry, 1994)

ARUS 15	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	19,83400359
MgSO4.7H2O	111,899527

ARUS 16	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4.7H2O	11078,05318
H2O	2,203778177

NM RD	INPUT	OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 14	ARUS 15	ARUS 16
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2O	22,03778177	19,83400359	2,203778177
MgSO4.7H2O	11189,9527	111,899527	11078,05318
SUB TOTAL	11211,99048	131,7335306	11080,25695
TOTAL	11211,99048	11211,99048	

CYCLONE



NM CYCLONE	ARUS 15 = ARUS 17 + ARUS 18
EFISIENSI CYCLONE 99%	
KEHILANGAN 1 %	

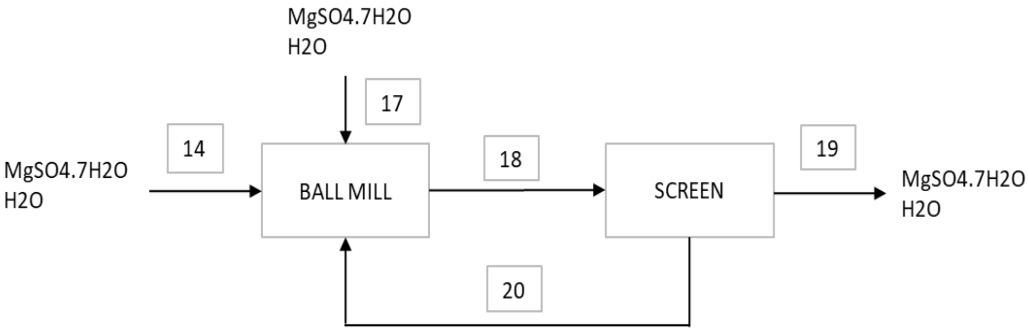
ARUS 15	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	19,83400359
MgSO4.7H2O	111,899527

ARUS 17	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	0,198340036
MgSO4.7H2O	1,11899527

ARUS 18	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	19,63566356
MgSO4.7H2O	110,7805318

NM CYCLONE	INPUT	OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 15	ARUS 17	ARUS 18
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2O	19,83400359	0,198340036	19,63566356
MgSO4.7H2O	111,899527	1,11899527	110,7805318
SUB TOTAL	131,7335306	1,317335306	130,4161953
TOTAL	131,7335306	131,7335306	

BALL MILL & SCREEN



Komposisi umpan Ballmill = 95% hasil Rotary Dryer dan Cyclone + 5% Recycle Screen			
MgSO4.7H2O :	10629,39202	+	Recycle Screen
ditentukan recycle screen sebesar 5% dari total umpan masuk Ball Mill			
=	5%	X	10629,39202
=	531,4696011	kg	
Diperoleh umpan Ball Mill sebesar :			
=	11160,86162	kg	
Umpan masuk screen = Produk Ball Mill			
Umpan Screen =	95% Produk utama	+	5% recycle
MgSO4.7H2O =	10602,81854	+	558,0430812

ARUS 16+18	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4.7H2O	11160,86162
H2O	21,83944174

ARUS 19	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4.7H2O	11187,4351
H2O	21,83944174

ARUS 20	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4.7H2O	26,57348006
H2O	1,091972087

ARUS 21	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4.7H2O	10602,81854

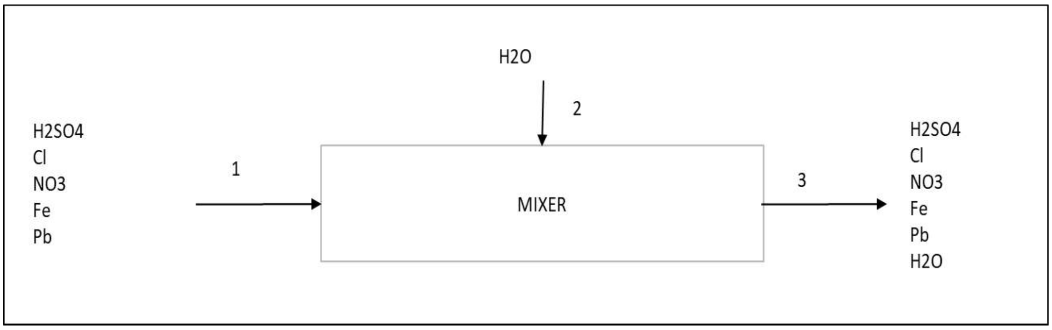
NM BALL MILL	INPUT		OUTPUT
KOMPONEN	ARUS 16+ ARUS 18	ARUS 21	ARUS 20
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
MgSO4.7H2O	11160,86162	26,57348006	11187,4351
H2O	21,83944174	1,091972087	22,93141382
SUB TOTAL	11182,70107	27,66545214	11210,36652
TOTAL	11210,36652		11210,36652

NM SCREEN			
KOMPONEN	INPUT	OUTPUT	
	ARUS 18	ARUS 20	ARUS 19
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
MgSO4.7H2O	11187,4351	26,57348006	11160,86162
H2O	22,93141382	1,091972087	21,83944174
SUB TOTAL	11210,36652	27,66545214	11182,70107
TOTAL	11210,36652	11210,36652	

2. Neraca Massa Aktual

Kapasitas pabrik per tahun	150000	ton/tahun
	150000000	kg/tahun
pabrik beroperasi	330	hari/tahun
kapasitas magnesium sulfat	454545,4545	kg/hari
	18939,39394	kg/jam
kapasitas Basic	11189,78604	kg/jam
Factor Scale	1,692560865	

MIXER



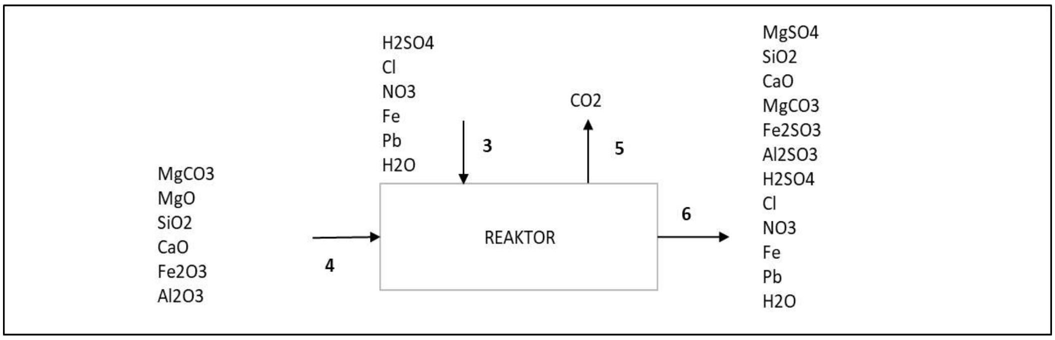
NM MIXER	ARUS 1 + ARUS 2 + ARUS 3
ARUS 1	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	16268,62422
Cl	0,060085911
NO3	0,052473534
Fe	0,473917042
Pb	1,751800495
H2O	60,63325828

ARUS 2	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	2063,111281

ARUS 3	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	16268,62422
Cl	0,060085911
NO3	0,052473534
Fe	0,473917042
Pb	1,751800495
H2O	2123,744539

NM MIXER	INPUT		OUTPUT
KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2SO4	16268,62422		16268,62422
Cl	0,060085911		0,060085911
NO3	0,052473534		0,052473534
Fe	0,473917042		0,473917042
Pb	1,751800495		1,751800495
H2O	60,63325828	2063,111281	2123,744539
SUB TOTAL	16331,59576	2063,111281	18394,70704
TOTAL	18394,70704		18394,70704

REAKTOR



REAKSI	MgCO3 +	H2SO4 →	MgSO4 +	H2O +	CO2
MULA	98	98			
RX	93,1	93,1	93,1	93,1	93,1
SISA	4,9	4,9	93,1	93,1	93,1

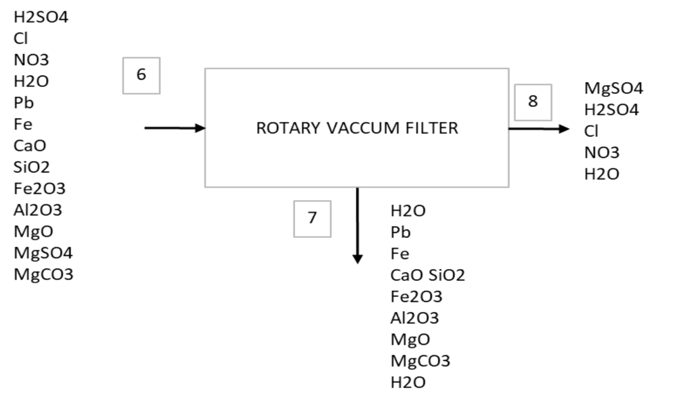
ARUS 3	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	16268,62422
Cl	0,060085911
NO3	0,052473534
Fe	0,473917042
Pb	1,751800495
H2O	2123,744539

ARUS 4	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgCO3	13984,58104
MgO	54,56816228
SiO2	20,33781135
CaO	18,98376266
Fe2O3	54,0570089
Al2O3	103,5441035

ARUS 6	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
MgSO4	18969,1694
MgCO3	699,2290519
MgO	54,56816228
SiO2	20,33781135
CaO	18,98376266
Fe2O3	54,0570089
Al2O3	103,5441035
H2SO4	813,4312111
Cl	0,060085911
NO3	0,052473534
Fe	0,473917042
Pb	1,751800495
H2O	4960,138037

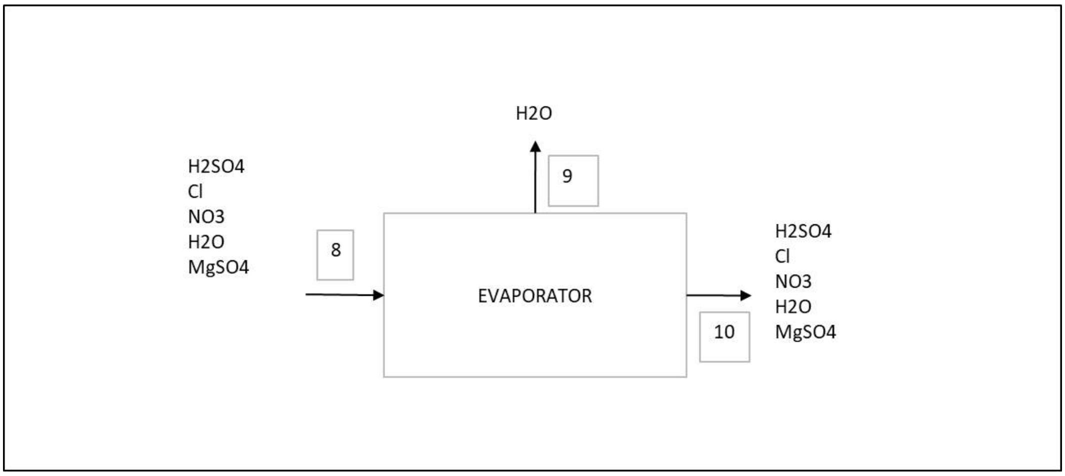
NM REAKTOR	INPUT		OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
MgSO4				18969,1694
MgCO3		13984,58104		699,2290519
MgO		54,56816228		54,56816228
SiO2		20,33781135		20,33781135
CaO		18,98376266		18,98376266
Fe2O3		54,0570089		54,0570089
Al2O3		103,5441035		103,5441035
H2SO4	16268,62422			813,4312111
Cl	0,060085911			0,060085911
NO3	0,052473534			0,052473534
Fe	0,473917042			0,473917042
Pb	1,751800495			1,751800495
H2O	2123,744539			4960,138037
CO2			6934,982101	
SUB TOTAL	18394,70704	14236,07189	6934,982101	25695,79682
TOTAL	32630,77893		32630,77893	

ROTARY VACCUM FILTER



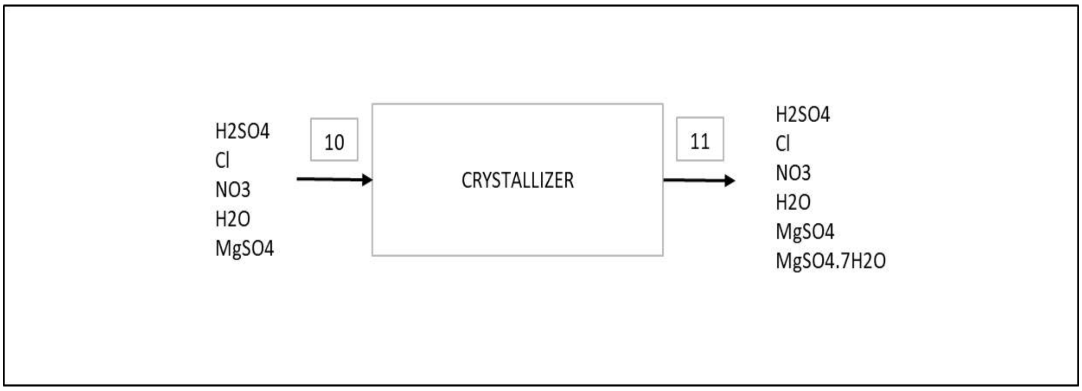
NM RVF	INPUT		OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 6	ARUS 8	ARUS 7	ARUS 9
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	
H2SO4	813,9465733		813,9465733	
Cl	0,060123979		0,060123979	
NO3	0,052506779		0,052506779	
H2O	4963,28061		7464,783831	
Pb	1,752910376			1,752910376
Fe	0,4742173			0,4742173
CaO	18,99579012			18,99579012
SiO2	20,35069669			20,35069669
Fe2O3	54,09125757			54,09125757
Al2O3	103,6097055			103,6097055
MgO	54,6027348			54,6027348
MgSO4	18981,18762		18955,53714	25,6504781
MgCO3	699,6720595			699,6720595
H2O		2571,20768		69,70445908
SUB TOTAL	25712,0768	2571,20768	27234,38017	1048,904309
TOTAL	28283,28448		28283,28448	

EVAPORATOR



NM EVAPORATOR			
KOMPONEN	INPUT	OUTPUT	
	ARUS 8 kg/jam	ARUS 9 kg/jam	ARUS 10 kg/jam
H2SO4	813,9465733		813,9465733
Cl	0,060123979		0,060123979
NO3	0,052506779		0,052506779
H2O	7464,783831	3732,391916	3732,391916
MgSO4	18955,53714		18955,53714
SUB TOTAL	27234,38017	3732,391916	23501,98826
TOTAL	27234,38017	27234,38017	

CRYSTALLIZER



Penentuan kristal yang terbentuk

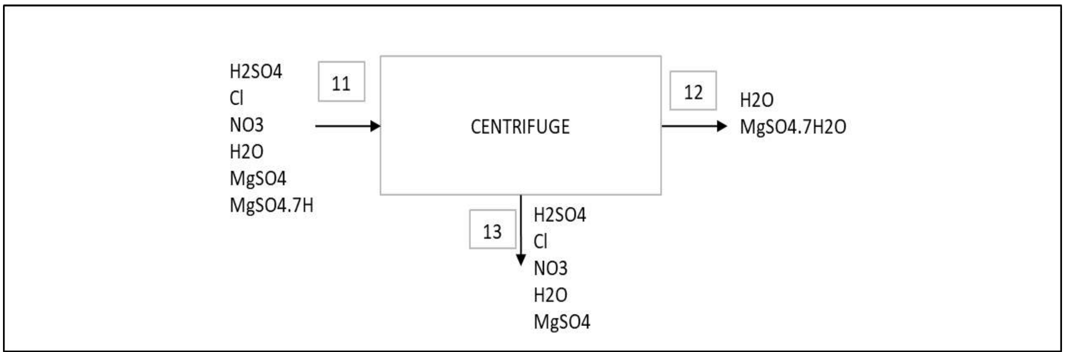
$$P = R \times \frac{100\,Wo - S(Ho - E)}{100 - S(R - 1)}$$

(Perry 7ed, hal 18-36)

dengan :
P = Berat kristal
R = Ratio BM dari kristal / larutan
S = Solubility kristal pada mother liquor
Wo = Berat bahan yang akan dikristalkan pada feed
Ho = Total bahan yang bersifat liquid pada feed
E = Evaporation

NM CRZ	INPUT	OUTPUT
KOMPONEN	ARUS 11	ARUS 12
	kg/jam	kg/jam
H2SO4	813,9465733	813,9465733
Cl	0,060123979	0,060123979
NO3	0,052506779	0,052506779
H2O	3732,391916	3732,391916
MgSO4	18955,53714	3,861583728
MgSO4.7H2O		18951,67555
TOTAL	23501,98826	23501,98826

CENTRIFUGE



NM CENTRIFUGE	
ARUS 12	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	813,9465733
Cl	0,060123979
NO3	0,052506779
H2O	3732,391916
MgSO4	3,861583728
MgSO4.7H2O	18951,67555

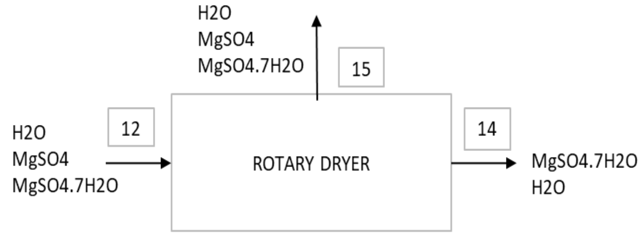
ARUS 13	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2SO4	813,9466
Cl	0,060124
NO3	0,052507
H2O	3695,068
MgSO4	3,861584

ARUS 14	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	37,32391916
MgSO4.7H2O	18951,67555

KOMPONEN YANG TERIKUT PRODUK DIASUMSIKAN 1 %

NM CENTRIFUGE	INPUT	OUPTUT	
KOMPONEN	ARUS 11	ARUS 13	ARUS 12
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2SO4	813,9465733	813,9465733	
Cl	0,060123979	0,060123979	
NO3	0,052506779	0,052506779	
H2O	3732,391916	3695,067997	37,32391916
MgSO4	3,861583728	3,861583728	0
MgSO4.7H2O	18951,67555		18951,67555
SUB TOTAL	23501,98826	4512,988784	18988,99947
TOTAL	23501,98826	23501,98826	

ROTARY DRYER



ARUS 14	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	37,32391916
MgSO4.7H2O	18951,67555

Asumsi Di Arus 15

Air Yang Teruapkan 90%

Produk Dan Impuritas Yang Terikut 1%

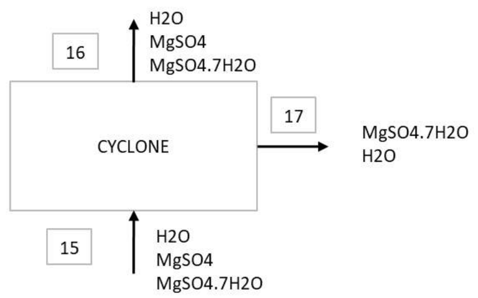
Efisiensi Rotary Dryer 90% (Perry, 1984)

ARUS 15	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	33,59152724
MgSO4.7H2O	189,5167555

ARUS 16	
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)
H2O	3,732391916
MgSO4.7H2O	18762,1588

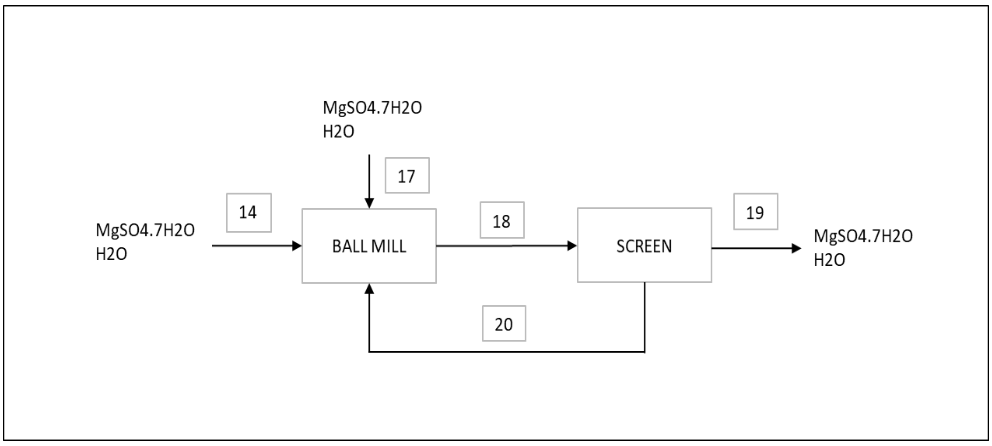
NM ROTARY DRYER	INPUT	OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 12	ARUS 15	ARUS 14
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2O	37,32391916	33,59152724	3,732391916
MgSO4.7H2O	18951,67555	189,5167555	18762,1588
SUB TOTAL	18988,99947	223,1082828	18765,89119
TOTAL	18988,99947	18988,99947	

CYCLONE



NM CYCLONE	INPUT	OUTPUT	
KOMPONEN	ARUS 15	ARUS 17	ARUS 18
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2O	33,59152724	0,335915272	33,25561197
MgSO4.7H2O	189,5167555	1,895167555	187,621588
SUB TOTAL	223,1082828	2,231082828	220,8772
TOTAL	223,1082828	223,1082828	

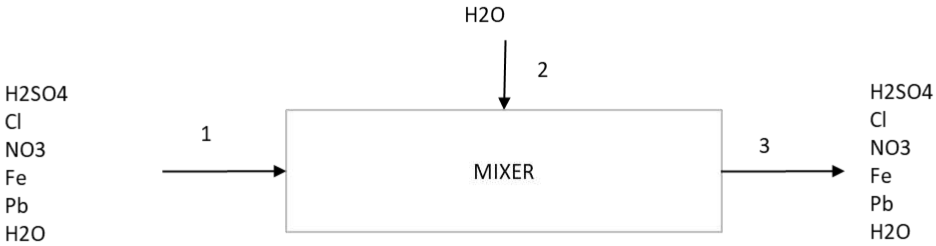
BALL MILL & SCREEN



NM BALL MILL			
KOMPONEN	INPUT		OUTPUT
	ARUS 16 + ARUS 18	ARUS 19	ARUS 20
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
MgSO4.7H2O	18902,40594	45,00572842	18947,41166
H2O	36,98800388	1,849400194	38,83740408
SUB TOTAL	18939,39394	46,85512861	18986,24907
TOTAL	18986,24907		18986,24907

NM SCREEN			
KOMPONEN	INPUT	OUTPUT	
	ARUS 19	ARUS 21	ARUS 20
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
MgSO4.7H2O	18947,41166	45,00572842	18902,40594
H2O	38,83740408	1,849400194	36,98800388
SUB TOTAL	18986,24907	46,85512861	18939,39394
TOTAL	18986,24907	18986,24907	

3. Lampiran Neraca Panas



MIXER		
KONDISI OPERASI	30	C
	303,15	K
TEKANAN	1	atm

KOMPONEN	INPUT	OUTOUT
	kg/jam	kg/jam
H2SO4	16268,62422	16268,62422
Cl	0,060085911	0,060085911
NO3	0,052473534	0,052473534
Fe	0,473917042	0,473917042
Pb	1,751800495	1,751800495
H2O	2123,744539	2123,744539
TOTAL	18394,70704	18394,70704

ARUS 1									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/L) (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	16268,62422	1,8261	701,6578669	0,99614419	698,9524073	1,819058905	98,08	165,8709647	116384,6673
Cl	0,060085911	2,16	40	3,67912E-06	0,000147165	7,9469E-06	35,5	0,001692561	0,067702435
NO3	0,052473534	1,45	130	3,21301E-06	0,000417691	4,65886E-06	62,0049	0,00084628	0,110016456
Fe	0,473917042	1,190803508	128,0392692	2,90184E-05	0,003715497	3,45552E-05	56	0,008462804	1,083571281
Pb	1,751800495	2,857875433	132,3105508	0,000107265	0,014192225	0,000306549	207	0,008462804	1,119718301
H2O	60,63325828	0,422515333	165,5563173	0,003712635	0,614650221	0,001568645	18,01528	3,36565728	557,2058245
TOTAL	16331,59576				698,9708799	1,819412614			116944,2541

ρ campuran	1,819412614	kg/L		
Cp campuran	698,9708799	J/mol.K	7,152354723	J/kg.K
Fv campuran	8976,301268	L/jam		

ARUS 2									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/L) (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	2063,111281	0,422515333	165,5563173	1	165,5563173	0,422515333	18,01528	114,5200786	18959,52247
TOTAL	2063,111281								

ρ	0,422515333	kg/L		
Cp	165,5563173	J/mol.K	9,189772087	J/kg.K
Fv	4882,926422	L/jam		

ARUS KELUAR									
ARUS 3									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/L) (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	16268,62422	1,8261	701,6578669	0,884418773	620,5593895	1,615037121	98,08	165,8709647	116384,6673
Cl	0,060085911	2,16	40	2,82924E-05	0,001131698	6,11117E-05	35,5	0,001692561	0,067702435
NO3	0,052473534	1,45	130	2,85264E-06	0,000370844	4,13633E-06	62,0049	0,00084628	0,001227107
Fe	0,473917042	1,190803508	128,0392692	2,57638E-05	0,003298775	3,06796E-05	56	0,008462804	1,083571281
Pb	1,751800495	2,857875433	132,3105508	9,52339E-05	0,012600456	0,000272167	207	0,008462804	1,119718301
H2O	2123,744539	0,422515333	165,5563173	0,115454111	19,11415735	0,048781132	18,01528	117,8857359	19516,72829
TOTAL	18394,70704				639,6909486	1,615037121			135903,6678

ρ campuran	1,615037121	kg/L		
Cp campuran	639,6909486	J/mol.K	7,199991594	J/kg.K
Fv campuran	11389,64969	L/jam		

PANAS PELARUTAN			
ΔHs			
H2SO4	110	kJ/mol	
massa H2SO4	16268,62422	kg/jam	
mol H2SO4	165,8709647	mol/jam	
	165870,9647	mol/jam	
sehingga panas pelarutnya adalah			
mol H2SO4 x ΔHs =		18245806,12	kJ/jam

Neraca Panas :			
Rate of Heat Input - (Rate of Heat Output + Heat of mixing) = Rate of Heat Accumulation			
asumsi: panas pencampuran (heat of mixing) diabaikan			

$$Fv.\rho_{camp} Cp_{camp} [T - T_{ref}] in - Fv \rho_{camp} Cp_{camp} [T - T_{ref}] out = 0$$

diambil Tref = 25 C

$$T = \frac{Fvi.Cpi \rho i \, [T_0 - 25]}{Fvo.Cpo \, \rho o} + 25$$

Fv in . ρ camp in . Cp camp in . (T-Tref) in			678844,4425	J/jam
			678,8444425	kJ/jam
Fv in . ρ camp out . Cp camp out . (T-Tref) out			662208,6803	J/jam
			662,2086803	kJ/jam
		T =	26,02512163	C
			299,1751216	K

ARUS 3									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (299,65)	Cp (299,65)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
H2S04	16268,62422	1,2903	210,101091	0,884418773	185,817349	1,141165542	98,08	165,8709647	34849,67065
Cl	0,060085911	0,628903861	12	2,82924E-05	0,000339509	1,77932E-05	35,5	0,001692561	0,02031073
NO3	0,052473534	1,45	39	2,85264E-06	0,000111253	4,13633E-06	62,0049	0,00084628	0,033004937
Fe	0,473917042	1,191142594	38,39149391	2,57638E-05	0,00098911	3,06883E-05	56	0,008462804	0,324899701
Pb	1,751800495	2,858869758	39,66600881	9,52339E-05	0,00377755	0,000272261	207	0,008462804	0,335685671
H2O	2123,744539	0,423361436	49,65345222	0,115454111	5,73269516	0,048878818	18,01528	117,8857359	5853,433752
TOTAL	18394,70704	7,842577649			191,5552616	1,19036924			40703,8183

NERACA PANAS DISEKITAR MIXER			
KOMPONEN	Q MASUK, kJ/jam		Q KELUAR, kJ/jam
	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3
H2S04	116384,6673		116384,6673
Cl	0,067702435		0,067702435
NO3	0,110016456		0,001227107
Fe	1,083571281		1,083571281
Pb	1,119718301		1,119718301
H2O		18959,52247	19516,72829
Panas pelarutan	18245806,12		
SUBTOTAL	18381152,69		135903,6678
PANAS YANG DIKELUARKAN			18245249,03
TOTAL	18381152,69		18381152,69

HEATER-01

FUNGSI : Memanaskan hasil dari mixer dari suhu 26,5121851 C ke suhu 30 C			
UMPAN	=	18394,70704	kg/jam

PANAS YANG MASUK (ARUS 3)			
T	=	26,02512163	C
			K
		1	atm
		760	mmHg

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (299,65)	Cp (299,65)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	16268,62422	1,2903	210,101091	98,08	165,8709647	34849,67065
Cl	0,060085911	0,628903861	12	35,5	0,001692561	0,02031073
NO3	0,052473534	1,45	39	62,0049	0,00084628	0,033004937
Fe	0,473917042	1,191142594	38,39149391	56	0,008462804	0,324899701
Pb	1,751800495	2,858869758	39,66600881	207	0,008462804	0,335685671
H2O	2123,744539	0,423361436	49,65345222	18,01528	117,8857359	5853,433752
TOTAL	18394,70704					40703,8183

PANAS YANG KELUAR			
T	=	30	C
		303,15	K
P	=	1	atm
		760	mmHg

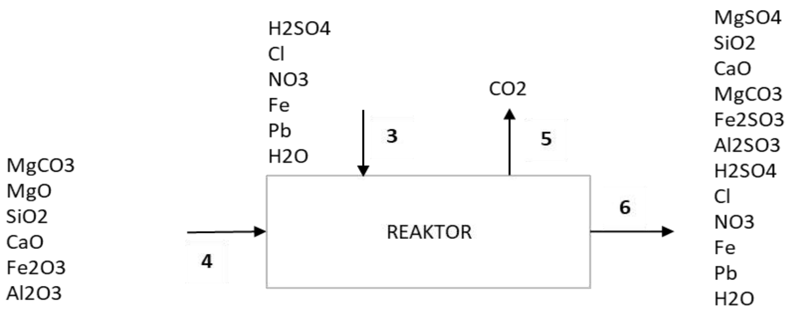
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2S04	16268,62422	1,8261	701,6578669	98,08	165,8709647	116384,6673
Cl	0,060085911	2,16	40	35,5	0,001692561	0,067702435
NO3	0,052473534	1,45	130	62,0049	0,00084628	0,110016456
Fe	0,473917042	1,190803508	128,0392692	56	0,008462804	1,083571281
Pb	1,751800495	2,857875433	132,3105508	207	0,008462804	1,119718301
H2O	2123,744539	0,422515333	165,5563173	18,01528	117,8857359	19516,72829
TOTAL	18394,70704					135903,7766

NERACA PANAS HEATER		
KOMPONEN	Q MASUK, kJ/jam	Q KELUAR. kJ/jam
H2S04	34849,67065	116384,6673
Cl	0,02031073	0,067702435
NO3	0,033004937	0,110016456
Fe	0,324899701	1,083571281
Pb	0,335685671	1,119718301
H2O	5853,433752	19516,72829
SUBTOTAL	40703,8183	135903,7766
Q LOSS		5010,524121
BEBAN PEMANAS	100210,4824	
TOTAL	140914,3007	140914,3007

NERACA Q TOTAL =		Q BAHAN MASUK + Q BAHAN KELUAR + Q LOSS
ASUMSI		
Q LOSS =	5% Q SUPPLY	(ULRICH, 432)
Q SUPPLY =	100210,4824	kJ/jam
Q LOSS =	5010,524121	kJ/jam

pemanas yang digunakan adalah steam dengan suhu masuk 50 C dan suhu keluar 30 C					
T masuk =	50	C =	323,15	K	
T keluar =	30	C =	303,15	K	
Q =	100210,4824	kJ/jam			
Cp.dT =	829,1230366	kJ/jam	46,02332224	kJ/kg.K	
kebutuhan pemanas (m) =		$\frac{Q}{Cp.\Delta T}$	=	2177,384803	kg/jam

REAKTOR



ARUS 3						
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	16268,62422	1,8261	701,6578669	98,08	165,8709647	116384,6673
Cl	0,060085911	2,16	40	35,5	0,001692561	0,067702435
NO3	0,052473534	1,45	130	62,0049	0,00084628	0,110016456
Fe	0,473917042	1,190803508	128,0392692	56	0,008462804	1,083571281
Pb	1,751800495	2,857875433	132,3105508	207	0,008462804	1,119718301
H2O	2123,744539	0,422515333	165,5563173	18,01528	117,8857359	19516,72829
TOTAL	18394,70704					135903,7766

ARUS KELUAR REAKTOR									
ARUS 5									
KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
CO2	6934,982101	0,0018	1561,5885	6934,982101	10829588,3	12,48296778	44,01	157,5774165	246071,0815
TOTAL	6934,982101								

Arus 6						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
MgSO4	18969,1694	0,00000266	1068	120,38	157,5774165	168292,6808
MgCO3	699,2290519	2,96	676	84,31	8,293548237	5606,438608
MgO	54,56816228	0,601558445	1512,943306	40,3	1,354048692	2048,598904
SiO2	20,33781135	0,613107197	1919,652212	60,08	0,338512173	649,8256415
CaO	18,98376266	3,34	899,4377452	56,08	0,338512173	304,4706256
Fe2O3	54,0570089	5,24	2909,435313	159,69	0,338512173	984,8792698
Al2O3	103,5441035	1,743901904	1474,037959	101,96	1,015536519	1496,939377
H2SO4	813,4312111	1,279	5711,307991	98,08	8,293548237	47367,00832
Cl	0,060085911	2,16	320	35,5	0,001692561	0,541619477
NO3	0,052473534	1,45	1040	62,0049	0,00084628	0,88013165
Fe	0,473917042	1,187417957	1030,41399	56	0,008462804	8,720191966
Pb	1,751800495	2,847951181	1065,689304	207	0,008462804	9,018720051
H2O	4960,138037	0,414146743	1328,313249	18,01528	275,3295001	365723,8227
TOTAL	25695,79682					592493,825

REAKSI	MgCO3 +	H2SO4 -->	MgSO4 +	H2O +	CO2
MULA	98	98			
RX	93,1	93,1	93,1	93,1	93,1
SISA	4,9	4,9	93,1	93,1	93,1

KONVERSI	0,95	
1 kkal	4,2	kJ

KOMPONEN	ΔHf°. kJ/mol
MgCO3	-1113
H2SO4	-813,99
MgSO4	-1278
H2O	-285,83
CO2	-394
(Wagman et al, 1982)	

ΔHR°298	=	ΔHR°298,15 Produk - ΔHR°298,15 Reaktan				
	=	{(ΔHf298,15 MgSO4) + (ΔHf298,15 H2O} + {(ΔHf298,15 CO2)} - {(ΔHf298,15 MgCO3)} + {(ΔHf298,15 H2SO4)}				
	=	-30,84	kJ/mol	x	93,1	mol/jam
	=	-2871,204	kJ/jam			
∫Cp.dT =	∫Cp.dT,Produk - ∫Cp.dT,reaktan					
=	{(∫Cp.dT MgSO4 + ∫Cp.dT H2O+ ∫Cp.dT CO2) - (∫Cp.dT MgCO3+ ∫Cp.dT H2SO4)}					
=	3957,901749	+	6387,307991			
=	-2429,406243	J/mol	x	93,1	mol/jam	
=	-226177,7212	J/jam				
=	-226,1777212	kJ/jam				

Panas reaksi		
ΔHR =	ΔHR°298 + ∫Cp.dT	
=	-3097,381721	kJ/jam

KOMPONEN	ΔHf°. kJ/mol

MgCO3	-1113
H2SO4	-813,99
MgSO4	-1278
H2O	-285,83
CO2	-394
(Wagman et al, 1982)	

ΔHR°298	=	ΔHR°298,15 Produk - ΔHR°298,15 Reaktan				
	=	{(ΔHf298,15 MgSO4) + (ΔHf298,15 H2O} + {(ΔHf298,15 CO2)} - {(ΔHf298,15 MgCO3)} + {(ΔHf298,15 H2SO4)}				
	=	-30,84	kJ/mol	x	93,1	mol/jam
	=	-2871,204	kJ/jam			

∫Cp.dT =	∫Cp.dT,Produk - ∫Cp.dT,reaktan					
=	{(∫Cp.dT MgSO4 + ∫Cp.dT H2O+ ∫Cp.dT CO2) - (∫Cp.dT MgCO3+ ∫Cp.dT H2SO4)}					
=	3957,901749	+	6387,307991			
=	-2429,406243	J/mol	x	93,1	mol/jam	
=	-226177,7212	J/jam				
=	-226,1777212	kJ/jam				

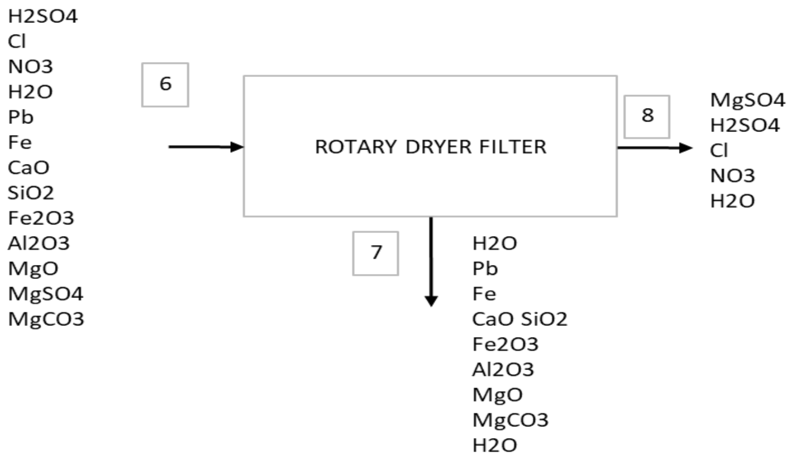
Panas reaksi		
ΔHR =	ΔHR°298 + ∫Cp.dT	
=	-3097,381721	kJ/jam

NP Total Reaktor	Q MASUK (kJ/jam)		Q KELUAR (kJ/jam)	
KOMPONEN	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6
MgSO4				168292,6808
MgCO3		112128,7722		5606,438608
MgO		2048,598904		2048,598904
SiO2		649,8256415		649,8256415
CaO		304,4706256		304,4706256
Fe2O3		984,8792698		984,8792698
Al2O3		1496,939377		1496,939377
H2SO4	116384,6673			47367,00832
Cl	0,067702435			0,541619477
NO3	0,110016456			0,88013165
Fe	1,083571281			8,720191966
Pb	1,119718301			9,018720051
H2O	19516,72829			365723,8227
CO2			246071,0815	
Panas Reaksi			3097,381721	
Beban Pendingin	588145,0256			
Sub Total	135903,7766	117613,486	246071,0815	592493,825
TOTAL	841662,2882		841662,2882	

pendingin yang digunakan adalah air (H2O) dengan suhu masuk 27 C dan suhu keluar 75 C				
T masuk =	27	C	300,15	K
T keluar =	75	C	348,15	K
Q =	588145,0256	kJ/jam		
Cp.dT =	66,20714767	kJ/jam	66,20714767	kJ/kg
kebutuhan pendingin (m) =	Q	=	8883,406796	kg/jam
	Cp.ΔT			

suhu keluar reaktor	
dT = Q camp / m camp. Cp camp	
dT=	0,426502659
dT = T2 - T1	
T1	65
T2	65,42650266

FILTER



KONDISI OPERASI =	T	65	C
		338,15	K
	P	1	atm

ARUS MASUK FILTER						
ARUS 6						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
MgSO4	18981,18762	0,00000266	1068	120,38	157,6772522	168399,3053
MgCO3	699,6720595	2,96	676	84,31	8,298802746	5609,990656
MgO	54,6027348	0,601558445	1512,943306	40,3	1,354906571	2049,896826
SiO2	20,35069669	0,613107197	1919,652212	60,08	0,338726643	650,2373488
CaO	18,99579012	3,34	899,4377452	56,08	0,338726643	304,6635277
Fe2O3	54,09125757	5,24	2909,435313	159,69	0,338726643	985,5032556
Al2O3	103,6097055	5,24	1474,037959	101,96	1,016179928	1497,887787
H2SO4	813,9465733	1,279	5711,307991	98,08	8,298802746	47397,01844
Cl	0,060123979	2,16	320	35,5	0,001693633	0,541962628
NO3	0,052506779	1,45	1040	62,0049	0,000846817	0,880689271
Fe	0,4742173	1,187417957	1030,41399	56	0,008468166	8,725716781
Pb	1,752910376	2,847951181	1065,689304	207	0,008468166	9,024434003
H2O	4963,28061	0,414146743	1328,313249	18,01528	275,5039395	365955,5328
TOTAL	25712,0768					592869,2088

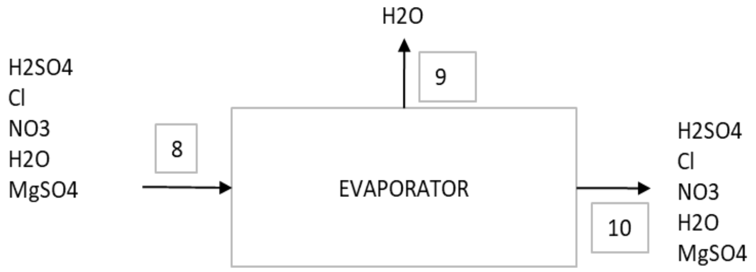
ARUS 8 (INPUT)						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	2571,20768	0,414146743	1328,313249	18,01528	142,7237145	189581,8009
TOTAL	2571,20768					189581,8009

ARUS 7 (OUTPUT)						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
MgSO4	18955,53714	0,00000266	1068	120,38	157,4641729	168171,7367
H2SO4	813,9465733	1,279	5711,307991	98,08	8,298802746	47397,01844
Cl	0,060123979	2,16	320	35,5	0,001693633	0,541962628
NO3	0,052506779	1,45	1040	62,0049	0,000846817	0,880689271
H2O	7464,783831	0,414146743	1328,313249	18,01528	414,3584686	550397,8435
TOTAL	27234,38017					765968,0213

ARUS 9 (OUTPUT)						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
Pb	1,752910376	2,847951181	1065,689304	207	0,008468166	9,024434003
Fe	0,4742173	1,187417957	1030,41399	56	0,008468166	8,725716781
CaO	18,99579012	3,34	899,4377452	56,08	0,338726643	304,6635277
SiO2	20,35069669	0,613107197	1919,652212	60,08	0,338726643	650,2373488
Fe2O3	54,09125757	5,24	2909,435313	159,69	0,338726643	985,5032556
Al2O3	103,6097055	5,24	1474,037959	101,96	1,016179928	1497,887787
MgO	54,6027348	0,601558445	1512,943306	40,3	1,354906571	2049,896826
MgSO4	25,6504781	0,00000266	1068	120,38	0,213079233	227,5686211
MgCO3	699,6720595	2,96	676	84,31	8,298802746	5609,990656
H2O	69,70445908	0,414146743	1328,313249	18,01528	3,86918544	5139,490282
TOTAL	1048,904309					16482,98845

NP FILTER	Q masuk (kJ/jam)		Q keluar (kJ/jam)	
KOMPONEN	ARUS 6	ARUS 8	ARUS 7	ARUS 9
MgSO4	168399,3053		168171,7367	227,5686211
MgCO3	5609,990656			5609,990656
MgO	2049,896826			2049,896826
SiO2	650,2373488			650,2373488
CaO	304,6635277			304,6635277
Fe2O3	985,5032556			985,5032556
Al2O3	1497,887787			1497,887787
H2SO4	47397,01844		47397,01844	
Cl	0,541962628		0,541962628	
NO3	0,880689271		0,880689271	
Fe	8,725716781			8,725716781
Pb	9,024434003			9,024434003
H2O	365955,5328		550397,8435	5139,490282
H2O		189581,8009		
SUB TOTAL	592869,2088	189581,8009	765968,0213	16482,98845
TOTAL	782451,0097		782451,0097	

EVAPORATOR



T MASUK =	65	C
	338,15	K
T KELUAR =	100	C
	373,15	K

ARUS MASUK EVAPORATOR						
ARUS 7						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (338,15)	Cp (338,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,279	5711,307991	98,08	8,298802746	47397,01844
Cl	0,060123979	2,16	320	35,5	0,001693633	0,541962628
NO3	0,052506779	1,45	1040	62,0049	0,000846817	0,880689271
H2O	7464,783831	0,414146743	1328,313249	18,01528	414,3584686	550397,8435
MgSO4	18955,53714	0,00000266	1068	120,38	157,4641729	168171,7367
TOTAL	27234,38017					765968,0213

ARUS YANG MENGUAP						
ARUS 9						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	3732,391916	0,405943907	1980,783776	18,01528	207,1792343	410377,2661

ARUS 10						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,2446	10870,0287	98,08	8,298802746	90208,22405
Cl	0,060123979	2,16	600	35,5	0,001693633	1,016179928
NO3	0,052506779	1,45	1950	62,0049	0,000846817	1,651292383
H2O	3732,391916	0,405943907	1980,783776	18,01528	207,1792343	410377,2661
MgSO4	18955,53714	0,00000266	2002,5	120,38	157,4641729	315322,0063
TOTAL	23501,98826					815910,1639

Q MASUK + Q PEMANAS = Q KELUAR + KEHILANGAN PANAS

Asumsi Q Loss = 10 % dari Q supply

(kehilangan maksimum = 10 % : Ulrich, hal, 432)

765968,0213 Q PEMANAS 1226287,43.+5% Q PEMANAS

Q PEMANAS 484546,746

KEHILANGAN PANAS = 24227,3373 kJ/jam

NP EVAPORATOR			
KOMPONEN	Q MASUK (kJ/jam)	Q KELUAR (kJ/jam)	
	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10
H2SO4	47397,01844		90208,22405
Cl	0,541962628		1,016179928
NO3	0,880689271		1,651292383
H2O	550397,8435	410377,2661	410377,2661
MgSO4	168171,7367		315322,0063
SUB TOTAL	765968,0213	410377,2661	815910,1639
BEBAN PEMANAS	484546,746		
Q LOSS		24227,3373	
TOTAL	1250514,767	1250514,767	

KEBUTUHAN STEAM

pemanas yang digunakan adalah steam jenuh

T masuk = 120 C = 393,15 K

T keluar = 110 C = 383,15 K

Q pemanas 484546,746

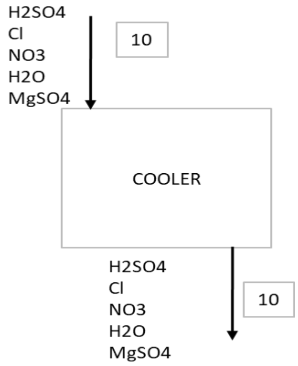
kJ/jam (smith : steam table) dengan interpolasi

λ steam 120 C, 1 atm = 946,66 Btu/lb = 2201,93116 kJ/jam

Kebutuhan steam (m) = Q/λ

Kebutuhan steam (m) = 220,0553563 kg/jam

COOLER SEBELUM MASUK CRYSTALLIZER



PANAS MASUK					
ARUS 10 SEBELUM COOLER					
Dimana :	T =	100	C	373,15	K
	T ref =	25	C	298,15	K

ARUS 10						
Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,2446	10870,0287	98,08	8,298802746	90208,22405
Cl	0,060123979	2,16	600	35,5	0,001693633	1,016179928
NO3	0,052506779	1,45	1950	62,0049	0,000846817	1,651292383
H2O	3732,391916	0,405943907	1980,783776	18,01528	207,1792343	410377,2661
MgSO4	18955,53714	0,00000266	2002,5	120,38	157,4641729	315322,0063
TOTAL	23501,98826					815910,1639

PANAS KELUAR

ARUS 10 SESUDAH COOLER

Dimana : T = 50 C = 23,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (323,15)	Cp (323,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,2806	3544,321087	98,08	8,298802746	29413,62157
Cl	0,060123979	2,16	200	35,5	0,001693633	0,338726643
NO3	0,052506779	1,45	650	62,0049	0,000846817	0,550430794
H2O	3732,391916	0,417712791	829,1230366	18,01528	207,1792343	171777,0758
MgSO4	18955,53714	0,00000266	667,5	120,38	157,4641729	105107,3354
TOTAL	23501,98826					306298,922

NERACA PANAS COOLER		
KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR
H2SO4	90208,22405	29413,62157
Cl	1,016179928	0,338726643
NO3	1,651292383	0,550430794
H2O	410377,2661	171777,0758
MgSO4	315322,0063	105107,3354
SUB TOTAL	815910,1639	306298,922
BEBAN PENDINGIN		509611,2419
TOTAL	815910,1639	815910,1639

pendingin yang digunakan adalah H2O

T masuk = 27 C

T keluar = 60 C

Q = 509611,2419 kJ/jam

Cp.dT = 1095,557616 kJ/mol

Kebutuhan pendingin = $\frac{\text{Q kJ/jam}}{\text{Cp .dT kJ/kg}}$

= 465,1615164 kg/jam

CRYSTALLIZER

ARUS 10

dimana = T = 50 C = 323,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (323,15)	Cp (323,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,2806	3544,321087	98,08	8,298802746	29413,62157
Cl	0,060123979	2,16	200	35,5	0,001693633	0,338726643
NO3	0,052506779	1,45	650	62,0049	0,000846817	0,550430794
H2O	3732,391916	0,417712791	829,1230366	18,01528	207,1792343	171777,0758
MgSO4	18955,53714	0,00000266	667,5	120,38	157,4641729	105107,3354
TOTAL	23501,98826					306298,922

ARUS 11

dimana = T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (323,15)	Cp (323,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,8261	701,6578669	98,08	8,298802746	5822,920232
Cl	0,060123979	2,16	40	35,5	0,001693633	0,067745329
NO3	0,052506779	1,45	130	62,0049	0,000846817	0,110086159
H2O	3732,391916	0,422515333	165,5563173	18,01528	207,1792343	34299,83105
MgSO4(aq)	3,861583728	0,00000266	133,5	120,38	0,032078283	4,282450803
MgSO4.7H2O(s)	18951,67555	1,68	445	246,47	76,89242323	34217,12834
TOTAL	23501,98826					74344,3399

NERACA PANAS CYRSTALLIZER		
KOMPONEN	Q MASUK (kJ/jam)	Q KELUAR (kJ/jam)
	ARUS 10	ARUS 11
H2SO4	29413,62157	5822,920232
Cl	0,338726643	0,067745329
NO3	0,550430794	0,110086159
H2O	171777,0758	34299,83105
MgSO4(aq)	105107,3354	4,282450803
MgSO4.7H2O(s)		34217,12834
Panas Kristalisasi	1023,747568	
SUB TOTAL	307322,6696	74344,3399
BEBAN PENDINGIN		232978,3297
TOTAL	307322,6696	307322,6696

Pendingin yang digunakan adalah H2O

T masuk = 27 C

T keluar = 35 C

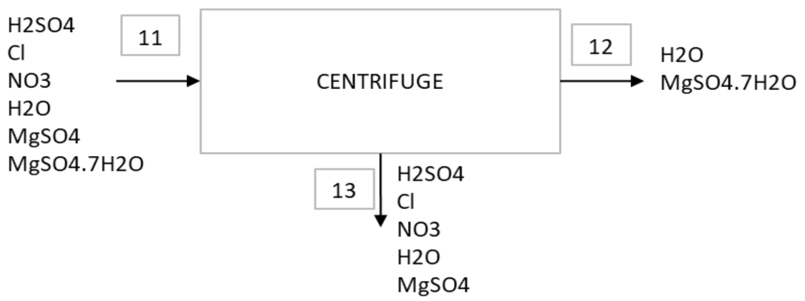
Q = 232978,3297 kJ/jam

Cp. dT = 66,20714767 kJ/mol

kebutuhan pendingin $= \frac{\text{Q kJ/jam}}{\text{Cp .dT kJ/kg}}$

= 3518,930174 kg/jam

CENTRIFUGE



PANAS MASUK

ARUS 11

dimana : T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,8261	701,6578669	98,08	8,298802746	5822,920232
Cl	0,060123979	2,16	40	35,5	0,001693633	0,067745329
NO3	0,052506779	1,45	130	62,0049	0,000846817	0,110086159
H2O	3732,391916	0,422515333	165,5563173	18,01528	207,1792343	34299,83105
MgSO4(aq)	3,861583728	0,00000266	133,5	120,38	0,032078283	4,282450803
MgSO4.7H2O(s)	18951,67555	1,68	445	246,47	76,89242323	34217,12834
TOTAL	23501,98826					74344,3399

PANAS KELUAR

ARUS 13

dimana : T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2SO4	813,9465733	1,8261	701,6578669	98,08	8,298802746	5822,920232
Cl	0,060123979	2,16	40	35,5	0,001693633	0,067745329
NO3	0,052506779	1,45	130	62,0049	0,000846817	0,110086159
H2O	3695,067997	0,422515333	165,5563173	18,01528	205,1074419	33956,83274
MgSO4	3,861583728	0,00000266	133,5	120,38	0,032078283	4,282450803
TOTAL	4512,988784					39784,21325

ARUS 12

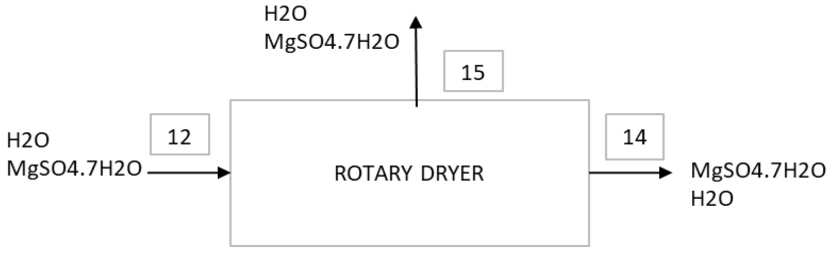
dimana : T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	37,32391916	0,422515333	165,5563173	18,01528	2,071792343	342,9983105
MgSO4.7H2O	18951,67555	1,68	445	246,47	76,89242323	34217,12834
TOTAL	18988,99947					34560,12665

NERACA PANAS CENTRIFUGE			
KOMPONEN	Q MASUK (Kj/jam)	Q KELUAR (Kj/jam)	
	ARUS 11	ARUS 13	ARUS 12
H2SO4	5822,920232	5822,920232	
Cl	0,067745329	0,067745329	
NO3	0,110086159	0,110086159	
H2O	34299,83105	33956,83274	342,9983105
MgSO4(aq)	4,282450803	4,282450803	
MgSO4.7H2O(s)	34217,12834		34217,12834
SUB TOTAL	74344,3399	39784,21325	34560,12665
TOTAL	74344,3399	74344,3399	

ROTARY DRYER



PANAS MASUK RD

ARUS 12

dimana : T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 262,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (323,15)	Cp (323,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	37,32391916	0,422515333	165,5563173	18,01528	2,071792343	342,9983105
MgSO4.7H2O	18951,67555	1,68	445	246,47	76,89242323	34217,12834
TOTAL	18988,99947					34560,12665

PANAS KELUAR RD

ARUS 15

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	33,59152724	0,405943907	1980,783776	18,01528	1,864613109	3693,395394
MgSO4.7H2O	189,5167555	1,68	6675	246,47	0,768924232	5132,569251
TOTAL	223,1082828					8825,964645

ARUS 14

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	3,732391916	0,405943907	5,6430E+03	18,01528	0,207179234	1169,120309
MgSO4.7H2O	18762,1588	1,68	6675	246,47	76,123499	508124,3558
TOTAL	18765,89119					509293,4761

entalpi uap air pada suhu 100 C

H = m . CP . ΔT + m . λ (terjadi perubahan fase)

massa uap air = 33,59152724 kg/jam

= 1,864613109 mol/jam

Cp . dT H2O = 1980,783776 J/mol

λ H2O = 9,729 kal/mol (Perry,7th, Tabel-2-190)

= 40,8618 J/mol

Q H2O = m . Cp . dT

= 3693,395394 J/jam

= 3,693395394 kJ/jam

Q LATEN = m . λ

= 6,886753467 J/jam

= 0,006886753 kJ/jam

Q H2O TOTAL = 3,700282148 kJ/jam

TOTAL Panas keluar = 509293,4761kJ/jam

suhu udara masuk = 120 C = 393,15 K

Cp udara = 1,013 kJ/kg.K = 34,93103448 J/mol.K

Cp . dT udara = 3318,448276 J/mol (kJ/kmol) = 3,318448276 kJ/mol

suhu udara keluar = 100 C = 373,15 K

Cp udara = 1,009 kJ/kg.K = 34,79310345 J/mol.K

Cp . dT udara = 2609,482759 J/mol (kJ/kmol) = 2,609482759 kJ/mol

Cp . dT H2O(g) pada 120 C = 3171,44192 J/mol (kJ/kmol) = 3,17144192 kJ/mol

Cp . dT H2O(g) pada 100 C = 1980,783776 J/mol (kJ/kmol) = 1,980783776 kJ/mol

NERACA ENERGI TOTAL

Q BAHAN MASUK + Q UDARA MASUK = Q BAHAN KELUAR + Q UDARA KELUAR

Q BAHAN KELUAR - Q BAHAN MASUK = Q UDARA MASUK - Q UDARA KELUAR

509293,4761 - 74344,3399 = (m. Cp. ΔT udara + m. Cp. ΔT air) masuk - (m. Cp. ΔT udara + m. Cp. ΔT air) keluar

434949,1362 = (m. Cp. ΔT udara + m. Cp. ΔT air) masuk - (m. Cp. ΔT udara + m. Cp. ΔT air) keluar

$$m = \frac{434949{,}1362}{(Cp.\Delta T\ udara + Cp.\Delta T\ air)\ masuk - (Cp.\Delta T\ udara + Cp.\Delta T\ air)\ keluar}$$

$$m = \frac{434949{,}1362}{25{,}2236}$$

= 17243,75206 kg/jam

massa udara = fraksi x m

= 0,981354269 x 17243,75206

= 16922,2297 kg/jam

massa air = fraksi x m

= 0,018645731 x 17243,75206

= 321,5223643 kg/jam

Q uap air pada udara

Q uap air masuk

massa air = 321,5223643 kg/jam

= 17,84720328 mol/jam

Q = m . Cp . dT

= 17,84720328 mol/jam x 3171,44192 kJ/mol

= 56601,36863 kJ/jam

Q uap air keluar

massa air = 321,5223643 kg/jam

= 17,84720328 mol/jam

Q = m . Cp . dT

= 17,84720328 mol/ jam x 1980,783776 kJ/mol

= 35351,45071 kJ/jam

Q udara

Q udara masuk

massa udara = 16922,2297 kg/jam

= 583,525162 mol/jam

Q = m . Cp . dT

= 583,525162 mol/jam x 3318,448276 kJ/mol

= 1936398,068 kJ/jam

Q udara keluar

massa udara = 16922,2297 kg/jam

= 583,525162 mol/jam

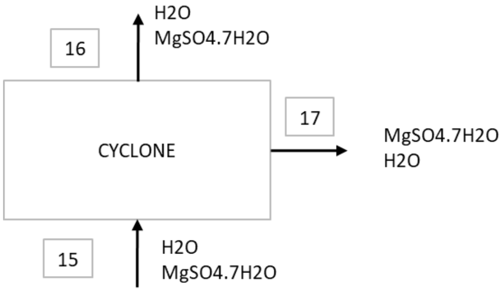
Q = m . Cp . dT

= 583,525162 mol/jam x 2609,482759 kJ/mol

= 1522698,849 kJ/jam

NERACA PANAS ROTARY DRYER			
KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR	
	ARUS 12	ARUS 15	ARUS 14
H2O	342,9983105	3693,395394	1169,120309
MgSO4	5132,569251	5132,569251	
MgSO4.7H2O	34560,12665	8825,964645	508124,3558
BEBAN PEMANAS	486909,7112		
SUB TOTAL	40035,69421	17651,92929	509293,4761
TOTAL	526945,4054	526945,4054	

CYCLONE



PANAS MASUK

ARUS 15

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	33,59152724	0,405943907	1980,783776	18,01528	1,864613109	3693,395394
MgSO4.7H2O	189,5167555	1,68	6675	246,47	0,768924232	5132,569251
TOTAL	223,1082828					8825,964645

PANAS KELUAR

ARUS 16

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	0,335915272	0,405943907	1980,783776	18,01528	0,018646131	36,93395394
MgSO4.7H2O	1,895167555	1,68	6675	246,47	0,007689242	51,32569251
TOTAL	2,231082828					88,25964645

ARUS 17

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	33,25561197	0,405943907	1980,783776	18,01528	1,845966977	3656,461441
MgSO4.7H2O	187,621588	1,68	6675	246,47	0,76123499	5081,243558
TOTAL	220,8772					8737,704999

NERACA PANAS CYCLONE			
KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR	
	ARUS 15	ARUS 16	ARUS 17
H2O	3693,395394	36,93395394	3656,461441
MgSO4.7H2O	5132,569251	51,32569251	5081,243558
SUB TOTAL	8825,964645	88,25964645	8737,704999
TOTAL	8825,964645	8825,964645	

COOLING CONVEYOR

PANAS MASUK

ARUS 17

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	3656,461441	0,405943907	1980,783776	18,01528	202,9644524	402028,6945
MgSO4.7H2O	5081,243558	1,68	6675	246,47	20,61607319	137612,2885
TOTAL	8737,704999					539640,9831

ARUS 14

dimana : T = 100 C = 373,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (373,15)	Cp (373,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	3,732391916	0,405943907	1,9808E+03	18,01528	0,207179234	4,1038E+02
MgSO4.7H2O	18762,1588	1,68	6675	246,47	76,123499	508124,3558
TOTAL	18765,89119					5,0853E+05

ARUS 17 + ARUS 14

dimana : T = 30 C = 303,15 K

T ref = 25 C = 298,15 K

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	BM	mol	Q = mol.Cp
H2O	36,98800388	0,422515333	165,5563173	18,01528	2,053146212	339,9113257
MgSO4.7H2O	18949,78039	1,68	445	246,47	76,88473399	34213,70663
TOTAL	18986,76839					34553,61795

NERACA ENERGI TOTAL

Q BAHAN MASUK = Q BAHAN KELUAR + Q LEPAS

Q LEPAS = Q BAHAN MASUK - Q BAHAN KELUAR

Q LEPAS = 539640,9831 - 34553,61795

= 505087,3651 kJ/jam

kebutuhan pendingin

T air pendingin masuk = 27 C = 300,15 K

T air pendingin keluar = 80 C = 353,15 K

Media pendingin yang digunakan adalah air dengan suhu 27 C dan diperkirakan akan keluar dengan suhu 80^{o}C

diketahui :

Cp Air = 4,181 kJ.kg.K (App. A.2-5 Geankoplis, 2003, hal 961)

massa air pendingin yang diperlukan

m $= \frac{Q}{Cp.dT}$

$= \frac{505087{,}3651 \text{kJ/jam}}{221{,}593 \text{kJ/kg}}$

= 2279,347114 kg/jam

NERACA PANAS CONVEYOR		
KOMPONEN	Q MASUK (kJ/jam)	Q KELUAR (kJ/jam)
H2O	402028,6945	339,9113257
MgSO4.7H2O	137612,2885	34213,70663
Q LEPAS		505087,3651
SUB TOTAL	539640,9831	539640,9831
TOTAL	539640,9831	539640,9831

PERANCANGAN ALAT

Lampiran Alat

SILO MAGNESIUM KARBONAT

Fungsi : Menyimpan bahan baku $MgCO_3$

Tujuan perancangan :

1) Menentukan jenis tangki
2) Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3) Menentukan dimensi tangki : Volume, Tinggi, tebal dinding, dan head tangki

1. Memilih tipe/jenis tangki :

   Tipe tangki yang dipilih adalah silinder tegak tertutup, dengan pertimbangan:

   a. Tekanan operasi 1 atm
   b. Suhu operasi 30oC
   c. Konstruksi sederhana sehingga ekonomis

2. Memilih bahan konstruksi :

   Bahan konstruksi yang dipilih adalah stainlees steel (SA-167) Type 304

   a. Bahan yang disimpan merupakan jenis garam anorganik.
   b. Tahan korosi. (Brownell, hal. 342)

   NM ARUS 1

kondisi operasi :	T	=	30	C
		=	303,15	K
	P	=	1	atm
		=	760	mmHg

1 m3 = 35,3147 cuft

1 kg/m3 = 0,06243 lb/cuft (Perry)

Menentukan ρ campuran

ρ campuran	= 2947,9764 kg/m3	= 184,0422 lb/cuft
Fv campuran	= 4,7940 m3/jam	= 169,2978 cuft/jam

Menentukan kapasitas tangki

lama penyimpanan = 7 hari

jumlah tangki = 2 buah (1 standby, jika 1 beroprasi, 1 diisi)

volume tangki = kebutuhan Magnesium Carbonat selama 7 hari

= 2

$= \frac{28442,034}{2}$

= 14221,0170 cuft

overdesign 20%

volume tangki + 20% = 17065,2204 cuft (< 71354 cuft, termasuk Small Tank)

= 483,2328 m3

3. Menghitung dimensi tangki

a. Menghitung tinggi dan diameter tangki Untuk small tank, H = D

Rumus Small Tank : $D = \sqrt[3]{\frac{4\,V}{\pi}}$

D	=	27,9092	ft
	=	334,9104	in
	=	8,5067	m
H	=	27,9092	ft
	=	334,9104	in
	=	8,5067	m

b. Menghitung tebal minimum shell

Menentukan tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C \qquad \text{[Brownell,pers.13-1,hal.254]}$$

dengan :

t_{min}	= tebal shell minimum; in		
P	= tekanan tangki	; psi	
ri	= jari-jari tangki	; in (½ D)	
C	= faktor korosi	; in (digunakan 1/8 in)	
E	= faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8		
f	= stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316		

Densitas cairan = 2947,9764 kg/m3

= 184,0657493 lb/ft3

efisiensi pengelasan = 0,8500

faktor korosi = 0,1250

tegangan yang diijinkan = 35000 psi

D = 334,9104 in

R = 167,4552 in (Brownell hal 342)

Penentuan tekanan design pada tangki :

$$P_B = \frac{r\rho_B (g/gc)}{2\mu' k'}[1 - e^{-2\mu' k' Z_T / r}] \quad \text{[Mc.Cabe, pers 26-24]}$$

dimana ; P_B = tekanan vertikal dasar bejana

ρ_B = bulk densitas bahan,lb/cuft

μ' = koefisien gesek = 0,35 – 0,55 diambil 0,45 [Mc.Cabe, hal 299]

k' = ratio tekanan normal

$$k' = \frac{1-\sin\alpha}{1+\sin\alpha} = 0{,}334 \quad (\text{sudut} = 30°)$$

Z_T = tinggi total material dalam tangki = 54 x 80% = 43 ft

r = jari-jari bin = ½ x 18 = 9,0 ft

ZT = H x 80%

= 22,3274 ft

μ = 0,4500

k = 0,3340

PB = 4028,4334

= 3635,2583 lb/ft2

= 25,2448 psi

Tekanan lateral , PL = k'.PB [Mc.Cabe, hal 302]

PL = 8,4318 psi

P operasi = PB + PL = 33,6766 psi

P design (10% faktor keamanan) = 37,0443 psi

Tebal shell (t min) = 0,3337 in

Dirancang = 0,2500 in = 0,00635 m

Tutup bawah, conis :

$$\text{Tebal conical} = \frac{P.D}{2\cos\alpha\,(fE - 0{,}6P)} + C \quad \text{[Brownell,hal.118; ASME Code]}$$

dengan α = ½ sudut conis = 30°/2 = 15°

P = 37,0443 psi

D = 334,9104 in

2 cos α = 0,3085

F = 35000 psi

E = 0,8500

tebal conical = 1,4778 in

dirancang = ¾ = 0,75 in

Tinggi Conical :

$$h = \frac{tg\,\alpha \times (D - m)}{2}$$ [Hesse, pers.4-17]

Keterangan : α = ½ sudut conis ; 15°
D = diameter tangki ; ft
m = flat spot center ; 12 in = 1 ft

α = 15 derajat

tan α = 0,268

D = 27,9092 ft

m = 1 ft

h = 3,6058 ft = 1,0991 m

MIXER

Fungsi = Memgencerkan asam sulfat pekat menjadi 40%

Type = Silinder vertical dengan head dan bottom berbentuk torispherical

Bahan konstruksi = Bahan stainless steell plate SA-167 type 304

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Waktu Proses = 1 jam

Tujuan = 1) Perencanaan dimensi tangki

2) Perhitungan Dimensi Mixer

3) Menentukan tebal shell (ts)

4) Menentukan tebal head (th) dan tebal bottom

5) Menentukan tinggi mixer total

6) Menentukan Jumlah dan Jenis Pengaduk

Log μ = A + B/T + CT + DT2 (Yaws, 1999 hal 501)

T = 30 °C

= 303,15 K

KOMPOSISI FEED MASUK

T MASUK = 30 °C = 303,15 K

T KELUAR = 30 ^{o}C = 303,15 K

ARUS MASUK

ARUS 1

KONDISI OPERASI T = 30 C = 303,15 K

ARUS 2

KONDISI OPERASI T = 30 ^{o}C = 303,15 K

ρ campuran 0,422515333 kg/L

Cp campuran 165,5563173 J/mol.K 7,152354723 J/kg.L

Fv campuran 4882,926422 L/jam

ARUS KELUAR

ARUS 3

KONDISI OPERASI T = 30 ^{o}C = 303,15 K

ρ campuran 1,6642 kg/L

Cp campuran 639,6909 J/mol.K 9,4768 J/kg.L

Fv campuran 11053,2736 L/jam

TOTAL FLOWRATE VOLUMETRIK (Fv) = 11053,2736 L/jam

1).PERENCANAAN DIMENSI TANGKI

MENGHITUNG KAPASITAS MIXER-01

TOTAL Fv = 11053,2736 L/jam

ρ campuran = 1,6642 kg/L = 1664,1863 kg/m3

Waktu tinggal = 1 jam (Ditentukan)

Direncanakan digunakan 1 tangki

sehingga Volume tangki = 11053,2736 L/jam

Asumsi : voume bahan (liquid) mengisi 80% volume tangki sehingga volume ruang kosong 20%

Over design = 20%

Volume tangki = 13263,9283 L/jam

= 13,2639 m3/jam

Bentuk tangki yang dipilih adalah Tangki Silinder Tegak Tertutup dengan pertimbangan :

1. Tekanan operasi 1 atm
2. Tekanan hidrostatis tidak terlalu besar
3. Perlu adanya baffle, untuk mengurangi arus putar (swirling) dan mencegah terbentuknya vortex

2). PERHITUNGAN DIMENSI MIXER

Perbandingan antara diameter dan tinggi mixer yang optimum = 1 : 1 (D : H = 1 : 1), karena jika digunakan tinggi yang berlebih akan menyebabkan tekanan hidrostatisnya semakin tinggi. Jenis: silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk torispherical (cocok untuk P operasi 15-200 psig), (brownell, 1959, hal 43)

Volume tangki : $\frac{\pi}{4} \text{ x } D^2 \text{ x } H = \frac{\pi}{4} \text{ x } D^3$

= 2,5661 m

$\mathbf{D} = \sqrt[3]{\frac{4 \text{ x } V_{tangki}}{\pi}}$ = 101,0259 in

(D : H = 1 : 1)

H = 101,0259 in

= 8,4188 ft

V head = 2 x (Vdish + Vsf)

$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{sf}{144}$

dimana :

Ds = diameter shell, in

Vdish = 0,000049.D3 (volume, ft3)

Sf = 2 (straight flange)

sehingga : V head = 2 x (Vdish + Vsf)

= 0,1873 ft3

= 0,0053 m3

V mixer = Vshell + Vhead

= 13,2639 + 0,0053

= 13,2692 m3

Dengan spesifikasi mixer sebagai berikut :

Diameter shell = 2,5661 m

Tinggi shell = 2,5661 m

Volume shell = 13,2639 m3

Volume head = 0,0053 m3

Volume mixer = 13,2692 m3

Volume bottom = 0,5 x Volume head = 0,0027 m3

Volume cairan dalam shell = Volume shell - Volume bottom

= 13,2613 m3

Tinggi cairan dalam shell = $h = \frac{4.V}{\pi.D^2} =$

= 2,5656 m

= 8,4172 ft

3). MENENTUKAN TEBAL SHELL (ts)

Dirancang menggunakan Stainless steel SA-240 (tipe 405)

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Dalam hubungan ini :

ts = tebal shell, in

r = Jari-jari

= ½ Diameter Mixer

= 0,5 x 101,0259 in = 50,5130 in

E = effisiensi penggelasan = 0,8500

C = faktor korosi = 0,1250

f = tegangan yang diizinkan = 18750 psi (Brownell, hal 342)

P operasi = atmosferis = 14,7000 psi

P desain = 1.1* P operasi = 16,1700 psi

P = tekanan dalam mixer = 16,1700 psi

Sehingga : $ts = \frac{P.r}{(f.E - 0{,}6P)} + C$

ts = 0,1763 in (Brownell, Halaman 350)

digunakan tebal standar = 3/16 in = 0,0048 m

4). MENENTUKAN TEBAL HEAD (th) DAN TEBAL BOTTOM

Jenis head yang dipilih adalah = Torispherical, dengan alasan :

1. Tekanan operasi antara 15 psig - 200 psig.
2. Cocok untuk tangki silinder vertikal/horisontal. (Brownell, Halaman 88)

P = P desain - P udara luar = 1,4700 Psi

OD = ID + 2ts = 101,3785 in

Dipakai OD = 66 in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 90

untuk :

OD = 66 in   icr = 4 in

ts = 3/16 in   r = 66 in

w = $\frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$ (Pers. 7.76, Brownell & young; hal 138)

= 0,8115 in

Sehingga :

th = $\frac{P.r.w}{(2.f.E-0{,}2.P)}+C$ (Pers. 7.77, Brownell & young, 1959; hal 138)

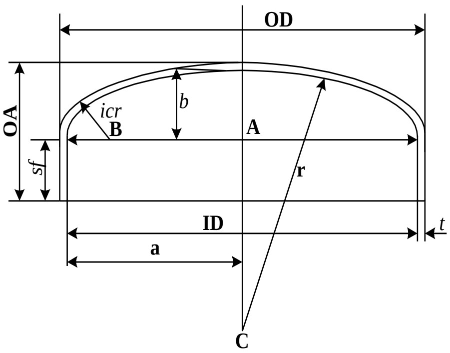
= 0,1522 in

digunakan tebal standar = 3/16 in = 0,0048 m

<u>5).MENENTUKAN TINGGI MIXER TOTAL</u>

untuk th = 3/16 in pada tabel 5.6 Brownell & Young, hal 88 diperoleh sf = 1 1/2 - 3 1/2 Diambil sf = 2

KETERANGAN :	
ID	diameter dalam head
OD	diameter luar head
th	tebal head
r	jari-jari dish
icr	jari-jari dalam sudut dish
b	tinggi head
sf	straight flange



(Brownell & young, 1959; hal 87)

ID = OD – (2 x ts)

= 66 – (2 x 3/16)

= 65,6250 in

a = ID/2

= 65,6250 : 2

= 32,8125 in (jari-jari dalam shell)

AB = a – icr

= 32,8125 in – 4 in

= 28,8125 in

BC = r – icr

= 4 in – 66 in

= 62 in

AC = $(BC^2 – AB^2)^{1/2}$

= $((62 \text{ in})^2 – (28,8125 \text{ in})^2)^{1/2}$

= 54,8985 in

b = r – AC

= 66 in - 54,8985 in

= 11,1015 in (tinggi head)

tinggi head total (OA) = sf + b + th

= 13,2890 in

= 0,3375 m

tinggi mixer total = 2 x tinggi head total + tinggi shell

= 0,6751 + 2,5661 m

= 3,2411 m

= 127,6042 in

6).MENENTUKAN JUMLAH DAN JENIS PENGADUK

Dipilih : Turbin, karena :

1. Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas

2. Percampuran sangat baik

3, Menimbulkan arus yang sangat deras di keseluruhan tangki

(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 183)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan alasan:

1. Mempunyai efisisensi yang besar untuk campuran.

2. Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar.

3. Pencampuran sangat baik.

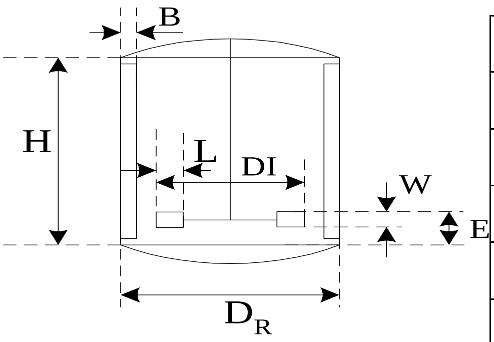
4. Memiliki jangkauan viskositas yang luas.

(Ludwig, 1991, Volume I, Halaman 185)

Perbandingan ukuran, umumnya:

Di/DR = 1/3   W = Di /5   B = DR/10

E/Di = 1   L = Di/4   (Rase, hal 356)



KETERANGAN :		
Diameter mixer (DR)	2,5661	m
Diameter pengaduk (Di)	0,8554	m
Pengaduk dari dasar (E)	0,8554	m
Tinggi Pengaduk (W)	0,1711	m
Lebar pengaduk (L)	0,2138	m
Lebar baffle (B)	0,2566	m

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):

Dimana WELH adalah Water Equivalen Liquid High

WELH = tinggi bahan x sg

= tinggi bahan x (ρ cairan : ρ air)

= 2,5656 m x (1664,1863 : 995,68)

= 4,2881 m

Σ impeller = WELH : D

= 4,2881 m : 2,5661 m

= 1,6711 m ≈ 2

Putaran pengaduk = WELD : (2 . DI)

= π . DI . N : 600 (Rase, 1977)

$$N = \frac{600}{\pi.DI/0{,}3048} \cdot \sqrt{\frac{WELH}{2.DI}}$$

= 107,8037 rpm

= 1,7967 rps

Dengan :

N = 107,8037 rpm = 1,7967 rps

ρ = 1664,1863 kg/m3 = 103,8936 lbm/ft3

gc = 32,2000 ft/s2

µ = 2,90544E+32 Cp = 1,95237E+29 lb/ft.s

Di = 0,8554 m

= 2,8063 ft

= 33,6754 in

$$N_{Re} = \frac{\rho.N.Di^2}{\mu_m} \quad = 0 \quad Hp$$

Dari grafik 8.8 Rase H.F., Re = 0 → Np = Po = 5

$$P = \frac{N^3.Di^5.\rho\rho.Np}{550.g_c}$$

= 3,7599 Hp

Efisiensi motor (η) = 0,83 (fig. 14.38, Peters, hal 521)

= 4,5301 Hp

Over Design 10%, maka : = 4,9831 Hp, Dipilih power standard P = 5,0 HP (standard NEMA)

TANGKI ASAM SULFAT (H_2SO_4)

Fungsi : Menyimpan Asam Sulfat untuk keperluan bahan baku

Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan tutup atas berupa conical dan tutup bawah berupa plate

Bahan : Stainless Steel type 304

Jumlah : 1 buah

Lama Penyimpanan : 7 hari

Kondisi Operasi :

- Temperatur (T) = 30 °C
- Tekanan (P) = 1 atm

Tujuan : 1. Menentukan tipe tangki

2. Menentukan bahan konstruksi tangki

3. Menghitung dimensi utama tangki,

meliputi : a. Menentukan volume, diameter dan tinggi tangki

b. Menghitung tebal shell

c. Menghitung jumlah dan panjang plate serta tebal shell untuk tiap plate

d.Menghitung tebal tangki

e.Menghitung kedalaman head dan tinggi total tangki

Langkah Perencanaan :

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan tutup atas berupa conical (cone roof) dan bagian tutup bawah berupa plate. Adapun pertimbangan pemilihan tipe tangki ini adalah sebagai berikut :

1. Tipe tangki ini cocok untuk liquid yang mudah menguap dan mudah terbakar atau flash point kurang dari 100°F.
2. Tangki jenis ini mengurangi resiko terjadinya kebakaran.

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstuksi yang dipilih adalah stainless steel type 304 dengan pertimbangan :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 18750 psi)

-Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-20 °F - 650 °F)

c. Menghitung kapasitas tangki

NM ARUS 1

kondisi operasi : T = 30 ^oC = 303,15 K

P = 1 atm = 760 mmHg

1 m3 = 35,3147 cuft

1 kg/m3 = 0,06243 lb/cuft (Perry)

Menentukan ρ campuran

ρ campuran = 1820,9421 kg/m3 = 113,6814 lb/cuft

Fv campuran = 8,9688 m3/jam = 316,7291 cuft/jam

Menentukan kapasitas tangki

lama penyimpanan = 7 hari

jumlah tangki = 2 buah (1 standby, jika 1 beroprasi, 1 diisi) volume larutan = kebutuhan H2SO4 selama 7 hari : 2

= 53210,49406 : 2

= 26605,2470 cuft

overdesign 20%

volume tangki + 20% = 31926,2964 cuft

= 904,0512 m3 (< 71354 cuft, termasuk Small Tank)

d. Menghitung dimensi tangki

1. Menghitung tinggi dan diameter tangki

Untuk small tank, H = D

Rumus Small Tank :

D = 34,3895 ft

= 412,6744 in

= 10,4819 m

H = 34,3895 ft

= 412,6744 in

= 10,4819 m

Untuk standarisasi diameter, tinggi dan kapasitas tangki mengikuti ukuran standar berdasarkan Appendix E Item 1 Brownell (hal 346), dengan ukuran :

D = 35 ft

H = 36 ft

V = 6170 bbl

e. Menentukan tinggi cairan

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutupan.

H larutan = volume larutan dalam tangki : 1/4 x π x D^2

= 26605,2470 ft3 : 961,6250 ft2

= 27,6670 ft

f. Menghitung tebal plate silinder tangki

Dari Appendix E Item 1 Brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course* sehingga :

jumlah plat ke atas = H : butt welded course

= 36 ft : 6 ft

= 6 plat

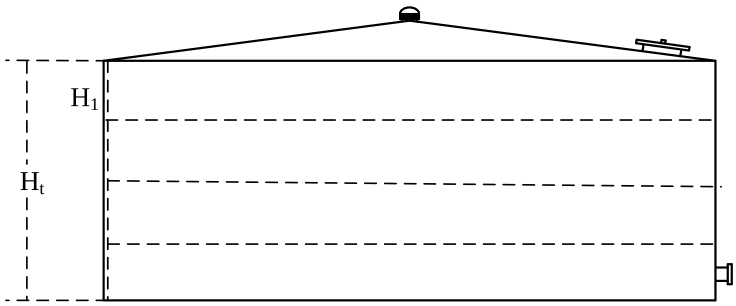
jumlah plat ke samping = D : 10

= 35 : 10

= 3,5 plat

= 2 plat

maka tangki dirancang terdiri dari 2 plat/n melingkar, 6 plat tersusun vertical dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 0,19 in (Brownell hal 347)



tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

ts = $\frac{p \; x \; d}{2f \; x \; E} + C$ (Pers. 3.16, Brownell. Hal 45)

Dimana :

ts = Tebal shel

f = Tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi stainless Steel type 304 sebesar 18750 Psi (App. D, Brownell, hal 342)

E = Effisiensi pengelasan, dipilih double welded butt joint dengan effisiensi Sebesar 0,8 (Tabel 13.2, Brownell, hal 254)

d = Diameter tangki

C = Faktor korosi sebesar 0,125 in

p = Tekanan operasi, dengan

P = ρ (H -1) : 144 (Pers. 3.17, Brownell, hal 46)

Dimana :

ρ = Densitas air pada 60 °F

= 62,37 lb/ft³ (Brownell, hal 46)

H = Tinggi course

Sehingga diperoleh persamaan :

ts $= \frac{\rho\ (H - 1) x\ D}{288\ x\ f\ x\ E} + C$

Course 1

ts $= \frac{\rho\ (H - 1) x\ D}{288\ x\ f\ x\ E} + C$

$= \frac{76403,25}{4320000} + 0,125$

=0,0177 + 0,125

= 0,1427 in

tebal shell distandarisasi dari Appendix E item 2 Brownell untuk plat dengan 72 in atau 6 ft *butt welded course* menjadi, ts 1 = 3/16 in

direncanakan menggunakan 3 plat untuk tiap *course dan allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar plat vertikal) = 5/32 in atau 0,15625 in

L $= \frac{\pi\ d - \text{weld lenght}}{12\ n}$ (Brownell, hal 55)

Dimana :

L = Panjang tiap alat

d = Diameter dalam tangki + tebal shell

n = Jumlah plat

weld length = n x *allowable welded joint*

Sehingga,

L $= \frac{1319,07625}{24}$

= 54,9615 ft

Course 2

ts $= \frac{\rho\ (H - 1)\ x\ D}{288\ x\ f\ x\ E} + C$

$= \frac{63305,55}{4320000} + 0,125$

= 0,0147 + 0,125

= 0,1397 in

Tebal shell distandarisasi dari Appendix E Item 2 Brownell untuk plat dengan 72 in atau 6 ft butt welded course menjadi ts2 = 3/16 in. Direncanakan menggunakan 3 plat untuk tiap course dan allowance untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar plat vertikal) = 5/32 in atau 0,15625 in

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

$= \frac{1319{,}0763}{24}$

= 54,9615 ft

plate ke -	H (ft)	ts (in)	t standart (in)	L (ft)
1	12	0,1427	3/16	54,9615
2	6	0,1397	3/16	54,9615

Sehingga untuk tinggi (H) yang berbeda digunakan tebal plat yang berbeda pula.

Tebal shell = 1/5

OD = ID + 2 ts

= 412,6744 in + 2 x 1/5

= 413,0494 in

= 34,4208 ft

= 10,4915 m

dari App. E item 1 Brownell, hal 346 , Standarisasi ID, OD = 15 ft

= 180 in

ID = OD - 2 ts

= 180 in – 2 x 1/5

= 179,625 in

= 14,9688 ft

= 4,5625 m

Hs = ID

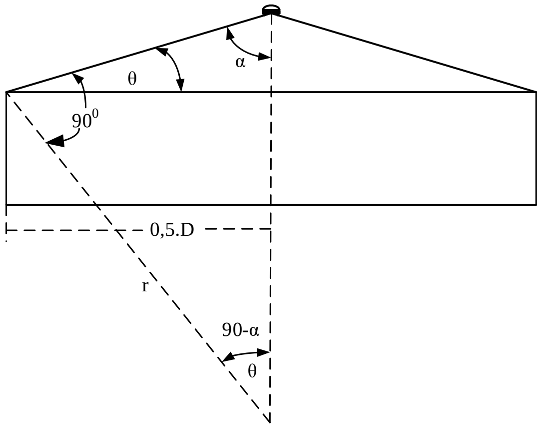
= 179,625 in

= 14,9688 ft

= 4,5625 m

g. Menentukan top angel untuk conical roof

Top angel untuk Conical Roof dengan diameter 35 ft atau kurang adalah 2½ x 2½ x ¼ in (Brownell, hal 53) Bila digunakan 3 buah plat untuk top angel, maka panjang tiap section :



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

$= \frac{1319{,}585}{24}$

= 54,9827 ft

Sin θ $= \frac{D}{430 \text{ x t}}$ (Pers. 4.6, Brownell, hal 55)

Dimana :

D = Diameter tangki standar, ft

t = Cone shell tickness, in

Sin θ $= \frac{35}{430 \text{ x } 1/4}$

Sin θ = 0,3256

θ = 0,3316 rad

= 19,0008 °

h. Menghitung tinggi dan tebal head tangki

Tebal Conis

Tebal *conical head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

th $= \frac{\text{Pd x D}}{2 \cos \theta \left((\text{f.E}) - (0{,}6 \text{ .Pd}) \right)} + C$ (Pers. 6.154 Brownell, hal 118)

P operasi = 1 atm = 14,7 Psi

P hidrostatis $= \rho \text{ x } \frac{g}{gc}$ x H cairan

$= 113{,}9998 \text{ x } \frac{1}{144}$ x 1 x 27,6670

= 21,9030 Psig

Jika diambil faktor keamanan 20% maka,

P design = faktor keamanan x (P operasi + P hidrostatis)

= 43,9236 Psia

th $= \frac{\text{Pd x D}}{2 \cos \theta \left((\text{f.E}) - (0{,}6 \text{ .Pd}) \right)} + C$

$= \frac{1537,3248}{28339,0663} + 0,125$

$= 0,1792$ in

Dipilih tebal standar 3/16 in = 0,1875 in

Tinggi Konis

Tinggi Conical Head dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$\text{Tan } \theta = \frac{Hh}{0,5\ D}$

$0,3443 = \frac{Hh}{17,5}$

Hh = 6,0260 ft

= 1,8367 m, Jadi tinggi *conical head* adalah 6,0260 ft

i. Menghitung tinggi tangki

Jadi tinggi total tangki = H tutup + H Tangki

= 6,0260 + 34,3895

= 40,4155 ft

= 12,3187 m

HOPPER

HOPPER

Fungsi : Menampung Magnesium karbonat sebelum dimasukkan ke reaktor

Kondisi : T = 30 °C

P = 1 °C

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (303,15)	Cp (303,15)	x	Cp.x	ρ.x	BM	mol	Q = mol.Cp
MgCO3	13993,44119	2,96	84,5	0,982334	83,00724435	2,907709388	84,31	165,9760549	14024,97664
MgO	54,6027348	0,605860963	183,7498788	0,003833	0,704330049	0,00232232	40,3	1,354906571	248,9639181
SiO2	20,35069669	0,616579725	201,3826548	0,001429	0,287697511	0,000880853	60,08	0,338726643	68,21367057
CaO	18,99579012	3,34	106,0876831	0,001333	0,141467633	0,004453881	56,08	0,338726643	35,93472474
Fe2O3	54,09125757	5,24	339,0730648	0,003797	1,2875234	0,019897253	159,69	0,338726643	114,8530809

Al2O3	103,60 97055	1,7478 41829	204,96 96567	0,00 7273	1,4908 185	0,0127 12686	10 1,9 6	1,0161 79928	208,28 60509
TOTAL	14245, 09137			1	86,919 08145	2,9479 76381			14701, 22809

ρ campuran = 2,947976381 kg/L

= 2947,976381 kg/m3

= 184,039409 lb/ft³

Flowrate volumetrik (Fv)

$\frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}} =$

= 14245,09137 kg/jam

= 2,947976381 kg/L

= 4832,159262 L/jam

= 4,832159262 m^3/jam

Rate bahan Masuk = 14245,09137 kg/jam = 31405,04862 lb/jam

Menentukan kapasitas hopper

Menghitung banyaknya magnesium karbonat yang disimpan selama 14 hari

mf = 14245,09137 kg/jam x 24 jam/hari x 14 hari

mf = 4786350,702 kg

= 10529971,54 ft

Menghitung kapasitas hopper

Volume Hopper

$= \frac{\text{mf}}{\rho \text{ campuran}}$

$= \frac{4786350{,}702 \text{kg}}{2947{,}976381 \text{kg/m3}}$

= 1623,605512 m^3

Over design = 10%

Volume Hopper

= 1,1 x 1623,605512 m^3

= 1785,966063 m^3

= 63070,85573 ft^3

= 471833,0717 gallon

$H = 2D = D = \sqrt{\frac{v}{\pi \; X \; 0{,}5605}}$

= 10,04839781 m

= 395,606213 in

Sehingga :

D = 10,04839781 m = 395,606213 in

H = 20,09679562 m = 791,2124261 in

Ukuran :

Diameter (D)	= 10,04839781 m = 3,062751653 ft
Tinggi Silinder (H)	= 20,09679562 m
Tinggi kerucut	= 1,2518 ft = 4,106955381 m = 161,6911567 in
Diameter lubang	= 0,1878 ft = 0,616141732 m = 24,25754852 in
Tebal dinding	$= T = \frac{P.r}{f \; x \; E - 0{,}6.P} + C$ (Brownell, hal 254)

Bahan stainless steel SA-167 tipe 304

F = 18750

E = 0,85

C = 1/8

P = 1 atm

Tekanan Perancangan

P = 1 atm x 14,7 psi = 14,7 psia

r = 1/2 x D

= 1,531375826 ft

= 18,37650992 in

Tebal dinding (T)

= 0,115692846 in + 0,125 in

= 0,240692846 in

= 0,006113598 m

Dirancang = 0,1875 in atau 3/16 = 0,0047625 m

REAKTOR

Fungsi = Mereaksikan magnesium oksida dengan asam sulfat

Type = Silinder vertikal terdiri dari dinding, tutup atas dan tutup bawah yang berbentuk torispherical

Jenis = RATB/CSTR

Tujuan perancangan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menentukan volume reaktor dan volume cairan dalam shell
3. Menentukan tebal dinding, tebal head, tinggi head, dan tinggi reaktor total
4. Menentukan jenis pengaduk
5. Menghitung dimensi pemanas reaktor

Memilih tipe reaktor :

Reakor yang dipilih adalah reaktor tangki berpengaduk (RATB) atau CSTR (Continous Stirer Tank Reaktor) dengan pertimbangan :

1. Tekanan operasi 1 atm
2. Suhu operasi 65°C
3. Berfase cairan
4. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Bahan kontruksi :

Bahan kontruksi yang dipilih adalah Stainless Steel (SA-167) type 304

Kondisi operasi :

T = 65 °C

P = 1 atm

Reaksi :

$MgCO_3 + H_2SO_4 \rightarrow MgSO_4 + H_2O + CO_2$

ρ campuran = 1,664132291 kg/L

= 1664,132291 kg/m3

= 103,8902229 lb/ft³

$$\text{Flowrate volumetrik (Fv)} = \frac{\text{massa}}{\rho\ \text{campuran}}$$

$$= \frac{18394{,}70704\ \text{kg/jam}}{1{,}664132291\text{kg/L}}$$

=11053,63266 L/jam

=11,05363266 m3/jam

ρ campuran = 2,947926272 kg/L

= 2947,926272 kg/m3

= 184,0362807 lb/ft³

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{massa}}{\rho\ \text{campuran}}$

$= \frac{14236{,}07189\ \text{kg/jam}}{2{,}947926272\text{kg/L}}$

= 4829,181795 L/jam

= 4,829181795 m3/jam

ρ campuran = 0,223486359 kg/L

= 223,4863595 kg/m3

= 13,95204445 lb/ft³

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{massa}}{\rho\ \text{campuran}}$

$= \frac{25695{,}79682\text{kg/jam}}{0{,}223486359\text{kg/L}}$

= 114977,0254 L/jam

= 114,9770254 m3/jam

ρ campuran = 0,0018 kg/L

= 1,8 kg/m3

= 0,112372317 lb/ft³

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{massa}}{\rho\ \text{campuran}}$

$= \frac{6934{,}982101\ \text{kg/jam}}{0{,}0018\text{kg/Lan}}$

= 3852767,834 L/jam

= 3852,767834 m3/jam

Menghitung densitas dan kecepatan laju alir volumetrik reaktor

T = 65 °C

P = 1 atm

Konversi = 95%

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik umpan (Fv)

ρ campuran = 2,224222611 kg/L

= 2224,222611 kg/m3

= 138,8561378 lb/ft^3

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}}$

$= \frac{32630{,}77893 \text{ kg/jam}}{2{,}224222611 \text{kg/L}}$

= 14670,64437 L/jam

= 14,67064437 m3/jam

Menghitung koefisien umpan = $\frac{\text{FAo mol/jam}}{\text{Fv m3/jam}}$

Konsentrasi umpan $MgCO_3$ (CAO) = $\frac{98 \text{ mol/jam}}{14{,}67064437 \text{m3/jam}}$ = 6,680006516 mol/m3

CA = CAO (1-XA)

= 6,680006516 x (1 - 0,98)

= 0,13360013 mol/m3

Konsentrasi umpan H_2SO_4 (CBO) = $\frac{98 \text{ mol/jam}}{14{,}67064437 \text{m3/jam}}$ = 6,680006516 mol/m3

CB = CBO - (CBO*XA)

= 6,6800 - (2,9415 * 0,98)

= 0,1336 mol/m3

Diketahui data-data pada kinetika reaksi :

(-ra) = k. CA.CB

k = 0,000176 L/mol.s (Madduri.JECFA Journal)

= 633,6 m3/mol.jam

(-ra) = k. CA.CB

(-ra) = 633,6000 m3/mol.jam x 0,1336 mol/m3 x 0,1336

(-ra) = 11,30912312 mol/m3.jam

V $= \frac{\text{FAO .XA}}{(-\text{ra})}$

$= \frac{98{,}0000 \text{ mol/jam x } 0{,}98}{11{,}3091 \text{ mol/m3.jam}}$ = 8,4923 m3

sehingga volume reaktor = 8,4923 m3 x 1000 = 8492,258771 L/jam

Direncanakan digunakan 1 tangki,

maka volume reaktor = 8,4923 m3

(sebelum over design) = 8492,258771 L/jam

= 299,9015708 ft3

= 2243,563651 gallon

Over design = 20%

Maka volume tangki = 8492,258771 + 8492,258771 x (20/100)

= 10190,71053 L/jam

= 10,19071053 m3/jam

= 359,881885 ft3

= 2692,276382 gallon

Ditetapkan : D = H (Brownell, hal 43)

Dimana : D = Diameter

H = Tinggi

Volume head torispherical = 0,000049 x D3

Dimana : D = Volume dalam cuft

H = Diameter dalam in

Sehingga ada faktor konversi

Volume reaktor total = Volume silinder + (2 x volume head)

V = $\frac{1}{4}\pi D^2 H + 2\ (0{,}000049 \times D3)$

V = 1/4 x π x D3 + 2 (0,000049D3)

359,881885 ft3 = 0,0005 D3 + 0,0001 D3

359,881885 ft3 = 0,0006 D3

D3 = 651626,5629 In3

D = 86,69610637 in

D = 2,202081102 m

D = 7,224675531 ft

<u>Mencari ketinggian cairan dalam reaktor :</u>

Volume cairan = Volume cairan sebelum over design

= 299,9015708 ft3

Volume head dasar = 0,000049 x D3

= 0,000049 x 651626,5629

= 31,92970158 ft3

Volume cairan dishell = volume cairan - volume head dasar

= 299,9015708 - 31,92970158 ft3

= 267,9718693 ft3

Volume cairan di shell = 1/4 x π x D2 x ZL

267,9718693 = 1/4 x 3,14 x 7,4693 x ZL

ZL = 6,540076896 ft

ZL = 1,993415438 m

Menghitung dinding reaktor :

Dari persamaan 13.1,hal 254 Brownell 1979 :

ts =

$$\frac{Pxri}{fE-0,6P}+C$$

Dimana :

ts = tebal shell minimum; in

P = tekanan tangki ; psi

ri = jari-jari tangki ; in

C = faktor korosi ; in

E = faktor pengelasan, digunakan double welded

f = stress allowable

Bahan yang digunakan adalah Stainless steel (SA-167)

304 (Tabel 13.2, hal 254, Brownell 1979) di dapat :

Stress allowable (f) = 18750 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8

Corotion allowable (C) = 0,125 in

ri = D/2

$= \frac{86,69610637in}{2}$

= 43,34805318 in

= 3,61089283 ft

Faktor keamanan : 20%

P operasi = 1,2 x 1 atm

= 1,2 atm x $\frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}$

= 17,64 psi

P hidrostatik = $\rho x \frac{g}{gc} x Z_L$

dimana :

ρ = Densitas cairan 13,95204445 lb/ft³

ZL = tinggi cairan

P hidrostatik = 13,95204445 lb/ft³ x $\frac{32,2}{32,2}$ x 6,540076896 ft

= 91,24744358 lb/ft2

= 0,043116497 atm

= 0,633812513 psi

P peracangan = P operasi + P hidrostatik

= 18,27381251 psi

Maka

ts = 0,1778 in

= 0,1778 in x 12 = 0,0148 ft

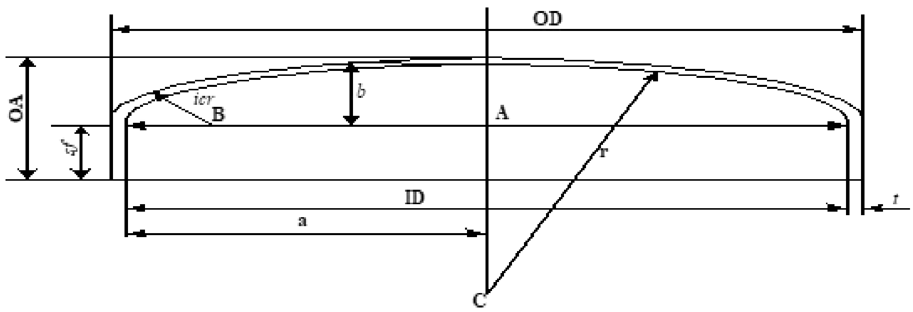
= 0,0148 ft x 0,3048 = 0,00452 m

= 0,00452 m x 100 = 0,4517 cm

Dirancang 1 in = 1 in = 0,0254 m

Standart (Tabel 5.6 hal 88, Brownell 1979)

Menghitung tabel head :



Keterangan :

ID = Diameter dalam head

OD = Diameter luar head

th = Tebal head

r = Jari-jari dish

icr = Jari-jari dalam sudut dish

b = Tinggi head

sf = Straight flange

OA = Tinggi head bagian luar

OD = ID + 2 x ts

= 86,69610637 + 2 x 3/16

= 87,07110637 in

Dari tabel 5.7, halaman 90; Brownell, 1979 untuk OD = 96 in dan ts = 3/16, in diperoleh harga :

r = 96

icr = 4,375

Tabel head dihitung dengan persamaan :

(pers. 7.77 halaman 138, Brownell 1979)

th = $\frac{P \; x \; ri \; x \; W}{2.f.E - 0{,}2.P} + C$

Faktor (W) untuk tipe torisperical, dihitung dengan rumus:

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

= $\frac{1}{4}(3 + \sqrt{\frac{78}{4\frac{3}{4}}})$

= 1,921080088

Maka :

th = 0,128300961 in

= 0,003143374 m

= 0,010312905 ft

dirancang 1/4 in = 0,00635 m

= 0,020833333 ft

Menentukan tinggi head :

Dari (tabel 5.8, halaman 93, Brownell, 1979) dengan th = 1/4 in, didapat :

Sf = $\left(1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{4}\right) in,$

dipilih sf = 2 in

a = ID/2 = 43,34805318

AB = a- icr = 41,22305318

BC = r – icr = 91,625

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$ = 81,82787124

b = r – AC = 14,17212876

Tinggi head (OA) = th + b + sf

= 1/4 + 14,928 + 2

= 16,4221 in

= 0,4171 m

= 1,3685 ft

Tinggi reaktor total = tinggi silinder + (2 x tinggi head)

= 86,69610637 + (2 x 17,1784) in

= 119,5403639 in

= 3,036325243 m

= 9,961696991 ft

PERANCANGAN PENGADUK

Pengadukan dimaksudkan agar reaktan tercampur sempurna dan suhu dalam reaktor dapat homogen, sehingga kontak masing-masing bahan dapat lebih baik, sehingga reaksi berjalan dengan baik. Dari data viscositas cairan dalam reaktor, maka dari gambar 8.4 Rase dipilih jenis pengaduk turbin dengan flat blade. Untuk pengaduk jenis turbin dengan 6 blade dengan 4 buffle (6 blade plate turbine impeller with 4 baffle) didapat persamaan :

$$\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 0,75 - 1,3$$

$$\frac{Z_L}{D_t} = 2,7 - 3,9$$

$$\frac{W}{D_t} = 0,1$$

$$\frac{L}{D_i} = 0,25$$

Di	= Diameter pengaduk
Dt	= Diameter dalam reaktor
Zi	= Jarak pengaduk ke dasar reaktor
ZL	= Tinggi cairan dalam silinder reaktor
L	= Panjang blade
W	= Lebar baffle
T	= Tinggi blade

Dari perhitungan diperoleh :

Dt	= 7,2247	ft	= 2,2021m	=	86,6961	in
Di	= 1/3 x Dt					
	= 1/3 x 9,7023 ft					
	= 2,4082	ft	= 0,7340m	=	28,8987	in
Zi	= 1,3 x Di					
	= 1,3 x 3,2341 ft					
	= 3,1307	ft	= 0,9542 m	=	37,5683	in
ZL	= 6,5401	ft	= 1,9934 m	=	78,4809	in
W	= 0,1 x Dt					
	= 0,1 x 9,7023 ft					
	= 0,7225	ft	= 0,2202 m	=	8,6696 in	
L	= 0,25 x Di					
	= 0,25 x 3,2341 ft					

= 0,6021 ft = 0,1835 m = 7,2247 in

T = 0,2 x Di

= 0,2 x 3,2341 ft

= 0,4816 ft = 0,1468m = 5,7797 in

<u>Menghitung kecepatan pengaduk :</u>

$$\frac{WELH}{2.Di} = \left[\frac{\pi.Di.N}{600}\right]^2$$ (Rase 8.8, halaman 345, 1977)

Keterangan :

WELH = Water equivalent Liquid Height (ft)

Di = Diameter pengaduk (ft)

N = Kecepatan putaran pengaduk

WELH = ZL x $\varrho cairan/\varrho air)$

= 14,60647345 ft

N = $\frac{600}{\pi Di}\sqrt{\frac{WELH}{2\ Di}}$

= 138,1763297 rpm

= 8290,579783 rphr

= 2,302938829 rps

Number of turbine = $\frac{WELH}{D}$

= $\frac{14,6065\ ft}{7,2247ft}$

= 2,02174802

Menentukan daya pengadukan :

Bilangan Reynold,

Nre = $\frac{N.\rho.D^2}{\mu}$

Dimana :

Nre = Bilangan Reynold

D = Diameter pengaduk (ft)

N = Kecepatan putaran = 2,302938829 rps

ρ = Density campuran = 138,8561378 lb/ft3

μ = Viskositas campuran = 0,001653 lb/ft.det

(Convert dr internet viskositas campuran dari cP ke lb/ft.s)

Nre = 1121937,89

Dari fig. 8.8 rase, diperoleh harga Np sebesar : 5,5

Besarnya daya yang dibutuhkan untuk pengadukan :

$$P = 3.52x10^{-3} x Np x \left[\frac{\rho}{62,43}\right] x \left[\frac{N}{60}\right]^3 x \frac{Di^5}{12}$$

Dimana :

P = Daya pengadukan (Hp)

N = Kecepatan pengadukan (rpm)

ρ = Densitas slurry (lb/ft3)

Di = Diameter pengaduk (in)

P = 42,60001662 Hp

Untuk perancangan motor pengaduk ditambah 10% dan 0,5 Hp :

Sehingga P = 47,36001828 Hp = 35,33057364 KW

Dipilih power motor pengaduk = 47,36001828 Hp

PERANCANGAN JAKET PEMANAS

Komponen	Massa	BM	Cp	Q	Fraksi mol	Q.x	Massa
	(kg/jam	(kg/mol)	(kJ/mol)	(kJ/jam)	x	(kJ/jam)	(kmol/jam
MgSO4	18969,1694	120,38	1068	168292,6808	0,738220711	124237,1425	157,5774165
MgCO3	699,2290519	84,31	676	5606,438608	0,027211807	152,5613227	8,293548237
MgO	54,56816228	40,3	1512,943306	2048,598904	0,002123622	4,350449928	1,354048692
SiO2	20,33781135	60,08	1919,652212	649,8256415	0,000791484	0,51432658	0,338512173
CaO	18,98376266	56,08	899,4377452	304,4706256	0,000738789	0,224939438	0,338512173
Fe2O3	54,0570089	159,69	2909,435313	984,8792698	0,00210373	2,071919692	0,338512173
Al2O3	103,5441035	101,96	1474,037959	1496,939377	0,004029612	6,032085591	1,015536519
H2SO4	813,4312111	98,08	5711,307991	47367,00832	0,031656197	1499,459356	8,293548237
Cl	0,060085911	35,5	320	0,541619477	2,33836E-06	1,2665E-06	0,001692561
NO3	0,052473534	62,0049	1040	0,88013165	2,04211E-06	1,79732E-06	0,00084628
Fe	0,473917042	56	1030,41399	8,7	1,84434E-05	0,00016083	0,008462804
Pb	1,751800495	207	1065,689304	9	6,81746E-05	0,000614848	0,008462804
H2O	4960,138037	18,01528	1328,313249	365723,8227	0,19303305	70596,78501	275,3295001
TOTAL	25695,79682		0	592493,8250	1	196499,1427	452,8985993

Suhu setelah reaksi :

Q = m. Cp. ΔT

Sehingga :

$$\Delta T = \frac{592493,8}{452,8986 x 196499}$$

= 0,0067 °C

T2 = 65 - 0,0067 °C

= 64,9933 °C

Menghitung dimensi pendingin reaktor

a. Menghitung ΔT LMTD

Suhu fluida di reaktor = 64,9933 °C = 148,9880 °F

Suhu fliuida pendingin masuk = 27 °C = 80,6 °F

ΔT LMTD = 148,9880 - 80,6000 = 68,3880162 °F

Untuk fluida panas aqueous solution dan pendingin berupa air UD : 250-500 Btu/ft².°F.jam, (Tabel 8. Kern, 1969 : 840) diambil harga UD = 250 Btu/ft².°F.jam

b. Menghitung luas transfer panas

Q (beban pendingin) = 588145,0256 kJ/jam = 557483,4366 Btu/jam

Menghitung luas transfer panas : $A = \frac{Q}{U_D \, \Delta T}$

$$= \frac{557483,4366 \text{Btu/jam}}{250 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2}.°\text{F.jam x } 68,3880°\text{F}} = 32,6071 \text{ ft}^2 = 3,0292 \text{ m}^2$$

c. Menghitung luas selubung reaktor

A = π. D. L

= 3,14 x 2,2021 x 2,2021

= 15,2264 m²

Luas transfer panas reaktor < dibandingkan dengan selubung reaktor sehingga digunakan jaket pendingin. Jenis pendingin yang digunakan adalah pendingin air.

Jumlah air = 8883,41 kg/jam

ρ air pada 27°C = 0,9957 g/cm³

= 995,68 kg/m³ (engineeringtoolbox.com)

V air $= \frac{\text{massa (kg/jam)}}{\rho(\text{kg/m}^3)}$

$= \frac{8883{,}41\ (\text{kg/jam})}{995{,}68(\text{kg/m}^3)}$

= 8,9219 (m³/jam)

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

= 86,6961 in + (2 x 1,0000 in)

= 88,6961 in

= 2,2529 m

Tinggi jaket = Tinggi tangki = 119,5404 in

= 3,0363 m

Asumsi jarak jaket 5 in

Diameter luar jaket (D2) = D1 + (2 x Jarak Jaket)

= 88,6961 in + (2 x 5 in)

= 98,6961 in

= 2,5069 m

Luas yang dilalui pendingin (A) = π/4 (D22 - D12)

$= \frac{3{,}14}{4}$ x (101,6322² - 91,6322²)

= 1471,0289 in²

= 0,9490 m²

kec. superficial pendingin (V) $= \frac{\text{V pendingin}}{\text{A}}$

$= \frac{8{,}9219\ (\text{m}^3/\text{jam})}{0{,}9490\text{m}^2}$ = 9,4009 m/jam

h jaket = 119,5404 in = 3,0363 m

Ph = ρ. g. h

= 0,9957 x 9,8 x 3,0363

= 29,6274 kg/m.s²

= 4,0925 psia

Faktor kelonggaran : 20%

P design = (1 + fk) x (Ph + 14,7)

= (1 + 20%) x (4,2448 + 14,7)

= 22,5510 psia

Menghitung tebal jaket : Dari persamaan. 13.1 hal 254; Brownell, 1979 :

t min = $\frac{Pxri}{fE-0,6P}+C$

Keterangan :

t min = tebal shell minimum; in

P = tekanan jaket ; psi

ri = jari-jari jaket ; in (½ D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 0,125 in)

E = faktor pengelasan, digunakan double welded, E = 0,8

f = stress allowable

Bahan yang digunakan adalah stainless steel (SA-167) type 304 didapat :

Allowable stress (f) = 18750

ri = (D/2) = $\frac{88,6961\text{in}}{2}$

= 44,3481 in

= 3,6957 ft

Sehingga :

t min = 0,1917 in

Dirancang 3/16 = 0,1875 in = 0,0048 m

5. Rotary Vaccum Filter

Fungsi : memisahkan filtrat dan Padatan

Type : standart rotary vacuum filter

Dasar pemilihan : sesuai dengan bahan

Bahan konstruksi : Stainless steel (SA-167) type 304

p.campuran = 142,9394927 Kg/m^3 = 8,923426648 lb/cuft

cp.campuran = 1261,573335 kj/kmol.K = 12,78444391 kj/kg.mol.K

Perhitungan :

Bahan masuk = 25.695,80 kg/jam = 25,70 m3

= 56649,53122 lb/jam

fv campuran = 6348,405546 cuft/jam

RateVolumetrik = rate massa (lb/jam) / ro bahan (lb/cuft)

Rate Volumetrik = 6348,405546 cuft/jam = 1,763445985 cuft/det

Asumsi waktu filtrasi = 300 detik

Volume bahan = Rate volumetrik*120 detik

= 529,0337955 cuft = 14,98055471 m^3

TABLE 12-27 Standard Rotary Vacuum

Diameter, m	Length, m	Heating surface, m^2	Working capacity, m^3†	Agitator speed, r/min	Drive, kW	Weight, kg	Purchase price (1995) Carbon steel	Purchase price (1995) Stainless steel (304)
0.46	0.49	0.836	0.028	7½	1.12	540	$ 43,000	$ 53,000
0.61	1.8	3.72	0.283	7½	1.12	1,680	105,000	130,000
0.91	3.0	10.2	0.991	6	3.73	3,860	145,000	180,000
0.91	4.6	15.3	1.42	6	3.73	5,530	180,000	205,000
1.2	6.1	29.2	3.57	6	7.46	11,340	270,000	350,000
1.5	7.6	48.1	6.94	6	18.7	15,880	305,000	440,000
1.5	9.1	57.7	8.33	6	22.4	19,050	330,000	465,000

*Stokes Vacuum, Inc. Prices include shell, 50-lb/in²-gauge jacket, agitator, drive, and motor; auxiliary dust collectors, condensers.

†Loading with product level on or around the agitator shaft.

EVAPORATOR

Fungsi : memekatkan larutan MAGNESIUM SULFAT

Type : Standard Vertical Tube Evaporator

Dasar pemilihan : sesuai untuk proses pemekatan larutan

Bahan konstruksi :

Dari neraca panas :

Q = Q supply = 370233,0365 Kj/jam = 350913,1614 Btu/jam

Suhu masuk = 65 ^oC = 149 ^oF

Suhu keluar = 100 ^oC = 212 ^oF

Delta T = suhu keluar - suhu masuk = 63 ^oF

UD = 250 Btu/j.ft2.^oF (kern, tabel 8)

Digunakan 1 buah evaporator , sehingga luas perpindahan panas evaporator :

$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$ = 22,28020073 ft^2 = 2,069898379 m^2

Luas perpindahan panas maksimum = 300 m2 (Ulrich ; T.4-7)

Kondisi tube calandria berdasarkan Badger , hal. 176 :

Ukuran tube = 48 in = 4 ft

Dipilih : Pipa standard ukuran 4 in IPS schedule 40 (Kern , tabel.11)

OD= 4,5 in

ID = 4,026 in = 0,3355 ft

a't = 12,7 in^2 = 0,089 ft^2

Jumlah tube = $Nt = \frac{A'}{a'_t x\, L}$ = 62,5848335 buah

Dimensi evaporator :

Luas penampang : $A = Nt\, x\, a't$ = 5,570050182 ft2

Diameter evaporator = $D_{evap} = \sqrt{4\, x\, \frac{A}{\pi}}$ = 2,663757746 ft

= 0,811913361 m

= 9,74296033 in

Tinggi evaporator berdasarkan dimension ratio :

Asumsi dimension ratio ; H/D = 2

H = 2xD,

H = 2 x 5,327515491 ft

H = 1,623826722 m

<u>Menentukan tebal shell (ts)</u>

Bahan konstruksi shell : stainless steel (SA-167) tipe 304

$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$ (Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254) Dalam hubungan ini ts = tebal shell, in

r = Jari-jari = ½ .Diameter Mixer

= 0,5 x 9,74296033 = 4,871480165 in

E = effisiensi penggelasan = 0,85

C = faktor korosi = 0,125

f = tegangan yang diizinkan = 18750psi (Brownell,1959)

Dari B & Y didapat bahan konstruksi = stainless steel (SA-167) tipe 304

Fix : Stainless steel 304

Poperasi = atmosferis = 14,7 psi

Pdesain = 1.1* P operasi = 16,17 psi

P = tekanan dalam mixer = 16,17 psi

Sehingga : $ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$

ts = 0,129945557 in

digunakan tebal standar : 3/16 in (Brownell, Halaman 350)

Tebal conical dished (bawah) :

Tebal conical = $Tebal\ conical = \frac{P.D}{2\cos\alpha\,(fE - 0,6P)} + C$ Brownell, hal. 118; ASME Code)

dengan alfa = ½ sudut conis = 60/2 = 30

fallowance = 18.750 psi (B & Y tabel 13.1)

tc = 0,182108049 in

digunakan tebal standar : 0,25 in

CRYSTALLIZER

Fungsi = Mengkristalkan larutan MgSO4 menjadi kristal MgSO4.7H2O

Type = Swenson-Walker Crystallizer

Dasar pemilihan = Umum digunakan untuk kristalisasi dengan pendinginan

Kondisi operasi

T	=	50	C	=	323,15 K
P	=	1	atm		

ARUS 10

T masuk = 50 ^oC = 323,15 K

ρ campuran = 0,0897 kg/L

= 89,6806 kg/m3

= 5,5987 lb/ft³

Rate bahan masuk = 22014,7753 kg/jam

= 48534,2684 lb/jam

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{Rate Bahan Masuk}}{\rho \text{ campuran}}$

$= \frac{48534{,}2684 \text{ lb/jam}}{5{,}5987 \text{lb/ft}^3}$

= 8668,8877 ft^3/jam

= 2,4080 ft^3/detik

Waktu kristalisasi = 1 jam (time of passes)

Volume bahan = 8668,8877 ft3/jam

over design = 20%

maka,

Volume crystallizer = 10836,1096 ft3

= 306,8442 m3

Perhitungan dimensi crystallizer :

Digunakan dimention ratio m = L/D = 3,3 (Hugot : 697)

Volume crystallizer $= \frac{m\ x\ D^3}{2} \times \left(1 + \frac{\pi}{4}\right)$ (Hugot; pers.35.5)

(m x D3)/2 = 6070,6496 ft

m x D3 = 12141,2993 ft

D3 = 3679,1816 ft

D = 15,4377 ft = 4,7054 m

L = 3,3 . D

= 50,9445 ft = 15,5279 m

Luas cooling area pada crystallizer :

$$S = V\ x\ \frac{(2 + 4m)}{mD}$$

S = 3233,1012 ft2/ft3

Power pengaduk pada swenson-walker cristallizer :

power yang digunakan adalah 16 hp tiap 1000 cuft bahan (hugot : 694)

Volume kristaliser = 10836,1096 ft3

Power kristaliser = 173,3778 Hp

= 200 Hp

CENTRIFUGE

Kode :

Fungsi : memisahkan endapan MgSO4.7H2O dari larutan

Dasar pemilihan : sesuai dengan jenis bahan dan efisiensi tinggi

Kondisi operasi : T = 30 ^oC = 303,15 K

ARUS MASUK CENTRIFUGE

ARUS 11

KONDISI = T = 30 ^oC = 303,15 ^oK

ρ campuran = 1,561624935 kg/L = 97,48906054 lb/cuft

Cp campuran = 426,1848545 J/mol.K = 1,956117729 J/kg.K

Fv campuran = 14097,35129 L/jam

= 352,4337822 cuft/jam

= 43,93968179 gallon/menit

ARUS KELUAR CENTRIFUGE

ARUS 13

KONDISI = T = 30 ^oC = 303,14 ^oK

ρ campuran = 0,799525626 kg/L = 49,91275462 lb/cuft

Cp campuran = 309,6435048 J/mol.K = 7,814099586 J/kg.K

Fv campuran = 3784,584245 L/jam

= 94,61460611 cuft/jam

= 11,79607602 gallon/menit

ARUS 12

KONDISI = T = 30 ^oC = 303,15 ^oK

ρ campuran = 1,678521882 kg/L = 104,7866986 lb/cuft

Cp campuran = 444,6715262 J/mol.K = 1,806128702 J/kg.K

Fv campuran = 11312,872 L/jam

= 282,8218 cuft/jam

= 35,26080791 gallon/menit

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disk	7	12,000	14,300	0.1–10		⅓
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7½
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	20–60	250
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

*Turbine drive, 100 lb/h (45 Kg/h) of steam at 40 lbf/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.
†Widely variable.
‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.
NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.063; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.253; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Perhitungan :

Bahan masuk = 22014,77529 kg/jam = 48534,2684 lb/jam ρ campuran = 97,48906054 lb/cuft

Volume bahan = $\frac{\text{Bahan masuk lb/jam}}{\rho\ \text{campuranlb/cuft}}$

= $\frac{48534{,}2684\text{lb/jam}}{97{,}48906054\text{lb/cuft}}$

= 497,843226 cuft/jam = 62,06860421 gallon/menit

ROTARY DRYER

Fungsi = Mengeringkan kristal $MgSO_4.7H_2O$ dengan bantuan udara panas

Dasar pemilihan = Sesuai untuk pengeringan padatan

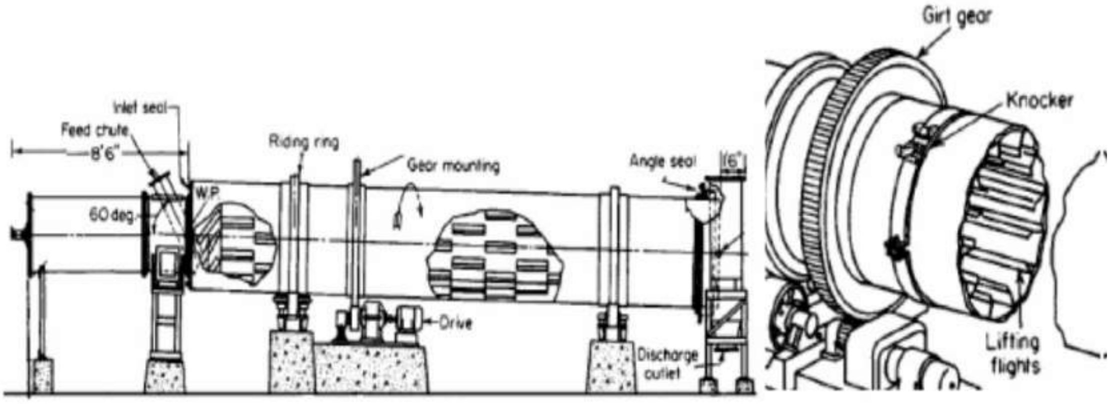
kondisi operasi

Suhu = 100 ^{o}C = 373,15 ^{o}K

Tekanan = 1 atm

= 760 mmHg

Waktu proses = Waktu melewati (time of passes)



KONDISI : T = 100 ^{o}C = 373,15 ^{o}K

P = 1 atm

= 760 mmHg

ρ campuran = 1679,848568 kg/m3

= 47,56891226 lb/ft^3

Rate bahan masuk = 8779,14881 kg/jam

= 41400,93355 lb/jam

Flowrate volumetrik (Fv) = $\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho\ \text{campuran}}$

$= \frac{41400{,}93355 \text{ lb/jam}}{47{,}56891226 \text{lb/ft}^3}$

= 870,3359313 ft3/jam

= 14,50559886 ft3/menit

Perhitungan

Dari neraca massa dan neraca panas

Feed masuk = 18988,9032 kg/jam = 41863,36279 lb/jam

Total panas = 448644,7345 kJ/jam = 425233,1009 Btu/jam

Kebutuhan udara = 17786,72015 kg/jam = 39213,00302 lb/jam

Mass velocity gass

Mass velocity gass yang diijinkan 200-1000 lb/jam.ft2

maka ditetapkan Gs = 1000 lb/jam.ft2

Luas penampang A'

A $= \frac{\text{mass gas,lb/jam}}{\text{mass velocity}}$

$= \frac{39213{,}00302 \text{ lb/jam}}{1000 \text{lb/jam.ft2}}$

= 39,21300302 ft2

= 3,643007188 m2

Diameter, D = ((4/pi)*A)^1/3

D = 7,067734438 ft

= 2,154245457 m

= 84,81281326 in

Suhu bahan masuk = 30 ^{o}C = 86 °F

Suhu bahan keluar = 100 ^{o}C = 212 °F

Suhu udara masuk = 120 ^{o}C = 248 °F

Suhu udara keluar = 100 ^{o}C = 212 °F

Log Mean Temperatur Difference, LMTD :

dt1 = 36 °F *) suhu udara masuk - suhu udara keluar

dt2 = 126 °F *) suhu bahan keluar - suhu bahan masuk

dt2-dt1 = 90

dt2/dt1 = 3,5

ln (dt2/dt1) = 1,252762968

LMTD = dt2-dt1 $= \frac{71{,}84120401°F}{\ln(dt2/dt1)}$

= 71,71416722 °C

= 344,8641672 °K

$$L = \frac{Qp}{0{,}125.\pi.D.Gs^{0{,}67}.\Delta T\ LMTD}$$

Panjang (L),

L $= \frac{425233{,}1009}{20393{,}58073}$

= 20,85132114 ft

= 6,355482683 m

= 250,2158537 in

Perlengkapan Rotary dryer

1. Tebal dinding rotary

Untuk diameter = 2,154245457 m

diambil tebal = 0,039350866 in

= 0,000999512 m

2. Kecepatan putaran rotary dryer

Kecepatan linier batasannya = 0,25 - 0,5 m/detik

diambil v = 0,5 m/detik

Putaran rotary dryer $N = \frac{V}{\pi.D}$

= 0,073917143 rps

= 4,435028561 rpm

Diambil putaran = 10 rpm

= 0,166666667 rps

Putaran rotary dryer harus lebih kecil putaran kritis

Putaran kritis = putaran sentrifugal = putaran gravitasi Vsf < G

$$\frac{mV^2}{r} < G$$

$$4\pi^2 rN^2 < G$$

$$N < G$$

$$N < \left(\frac{1}{2}\pi\right)\left(\frac{G}{r}\right)^{\frac{1}{2}}$$

N = 0,25 rps

15 rpm

N dirancang 10 rpm < 15 rpm (memenuhi)

3. Flight

Perhitungan berdasarkan Perry hal 12-56 ;

Ketentuan :

Tinggi flight = 1/12 D ~ 1/8 D

Panjang flight = 0,6 m ~ 2 m

Jumlah flight1 circle = 2,4 D ~ 3 D

D = 2,154245457 m

L = 6,355482683 m

Pengambilan data :

Tinggi flight = 1/8 D = 0,269280682 m

Panjang flight = 2 m = 2 m

Jumlah flight1 circle = 3 D = 6,46273637 m

Total circle = Panjang drum / Panjang flight

Total circle = 3,177741342 buah

Total jumlah flight = Total circle x jumlah flight tiap circle

Total jumlah flight = 20,53690454 buah

4. *Hold up* padatan

Volume dryer yang ditempati oleh padatan pada setiap saat berkisar antara 10-15

Volume dryer (treyball p-692)

diambil 10% volume dryer

Hold up = 0,1*(pi/4)*D^2*L

Hold up = 81,76429188 ft3

waktu rata-rata padatan dalam dryer

feed rata-rata = 18988,9032 kg/jam

rata-rata = 870,3359313 ft3/jam

$$\theta = \frac{hold\ up}{\rho rata-rata} = \frac{81,76429188}{870,3359313}$$

= 0,09394567 jam

= 5,636740178 menit

= 338,2044107 detik

5. Slope / kemiringan rotary dryer

Persamaan friedman and marshall

$$\theta = \frac{0,23\ L}{5.N^{0,9}.D} - 0,6\frac{B.L.G}{F}$$

Dimana :

Dp = diameter paktikel rata-rata, um

F = Kecepatan umpan , lb/ft2

N = Putaran dryer, rpm

L = panjang dryer, ft

G = kecepatan massa udara , lb/j ft2

D = diameter dryer, ft

6. Perhitungan tebal shell drum

Rotary Drum memakai shell dari stainless steel (SA-167) tipe 304 dengan strees allowable = 18750

Untuk las dipakai double welded butt joint dengan

effisiensi 80 % Faktor korosi : C = 0,125

Perbandingan tinggi bahan dan diameter drum , H/D = 0,16

(Perry 5ed , tabel 6-52 , hal. 6-87)

D = 7,067734438 ft = 2,154245457 m

H = (0,16 x D) = 1,13083751 ft = 0,344679273 m

P operasi = atmosferis = 14,7 psi

P desain = 1,1 x P operasi = 16,17 psi

P = tekanan dalam RD = 16,17 psi

$$ts = \frac{P.D}{2.f.e - P} + C$$

ts = 0,187611114 in, dirancang 3/16 in = 0,1875 in = 0,0047625 m

Isolasi :

Batu isolasi dipakai setebal 4 in (Perry 7ed ; 12-42) diameter dalam rotary = 7,067734438 ft

diameter luar rotary = 7,068528188 ft

maka diameter rotary terisolasi = 7,735194855 ft

7. Perhitungan power rotary

$$\text{Perry}^{6ed}\text{, persamaan 20-44} = hp = \frac{N \times (4.75dw + 0{,}1925DW + 0{,}33W)}{100000}$$

dimana :

N = putaran rotary = 10 rpm

d = diameter shell = 7,067734438 ft

w = berat bahan =41863,36279 lb

D = d +2 =9,067734438 ft

W = berat total = lb

Perhitungan berat total :

a. Berat shell

$$We = \frac{\pi}{4} \text{ x } (Do^2 - Di^2) \text{ x L x } \rho \text{ dengan :}$$

Do = diameter luar shell = 7,068528188 ft

Di = diameter dalam shell = 7,067734438 ft

L = panjang Drum = 20,85132114 ft

ρ = density steel = 482 lb/cuft

We = 88,52554626 lb

b. Berat isolasi

$$We = \frac{\pi}{4} \text{ x } (Do^2 - Di^2) \text{ x L x } \rho \text{ dengan :}$$

Do = diameter luar isolasi = 7,735194855 ft

Di = diameter dalam isolasi = 7,068528188 ft

L = panjang isolasi = 20,85132114 ft

ρ = density isolasi = 19 lb/cuft

We = 3069,280125 lb

c. Berat bahan dalam drum

$$We = \frac{\pi}{4} \times (Do^2 - Di^2) \times L \times \rho \text{ dengan :}$$

Untuk solid hold-up = 15 % (Ulrich T.4-10)

Rate massa = 41863,36279 lb/jam

Berat bahan = 48142,8672 lb/jam

*) berat total = (W) = 51300,67288 lb/jam

Berat lain diasumsikan 15 %, maka berat total = 58995,77381 lb/jam

$$\text{Perry}^{6ed}\text{, persamaan 20-44} = hp = \frac{N \times (4.75dw + 0{,}1925DW + 0{,}33W)}{100000}$$

Hp = 152,7873894 Hp

dengan Effisiensi motor = 75 % (Perry 6ed;p.20-37) , maka :

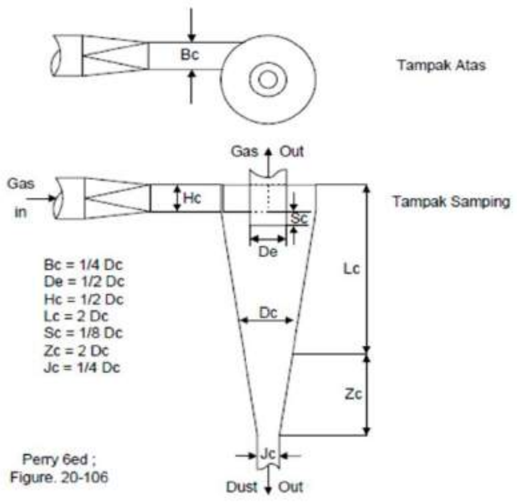
P = 203,7165192 Hp

CYCLONE

Fungsi = Untuk menangkap Magnesium Sulfat yang terangkat dari rotary dryer

Type = Van Tongeren Cyclone

Dasar pemilihan = Efektif dan sesuai dengan jenis bahan



Asumsi time pass = 2 detik

Rate udara = 17786,7201 kg/jam = 39213,0030 lb/jam

BM udara = 29

ρ campuran pada = 1 atm, T = 100 C = 672 Rankine; udara std = 492 R

P = 1 atm

T = 100 ^oC

= 672 ^oR

Udara std = 492 ^oR

ρ = 0,0591 lb/cuft (Himmelblau : 249)

Rate volumetrik udara = 184,1740 cuft/dt

Berat solid = 11,7273 kg/jam

= 25,8542 lb/jam

SOLID

Arus 8

Massa MgSO4.7H2O = 18966,5826 kg/jam = 41814,1542 lb/jam

ρ MgSO4.7H2O = 1,6800 kg/m3 = 0,1049 lb/cuft

Fv solid $= \frac{\text{massa solid}}{\rho \text{ solid}}$

$= \frac{41814{,}1542 \text{lb/jam}}{0{,}1049 \text{lb/cuft}}$

= 398689,33051 cuft/jam

= 110,74704 cuft/detik

GAS

Arus 8

Massa H2O = 22,3206 kg/jam = 49,2085 lb/jam

ρ H2O = 0,422515333 kg/m3 = 0,0264 lb/cuft

Fv gas $= \frac{\text{massa gas}}{\rho \text{ gas}}$

$= \frac{49{,}2085 \text{lb/jam}}{0{,}0264 \text{lb/cuft}}$

= 1865,60034 cuft/jam

= 0,51822 cuft/detik

Total volumetrik bahan = 295,4392 cuft/detik

Volume bahan = 590,8784 cuft

= 16,7318 m3

berdasarkan Ulrich, T.4-23

H/D = 4-6 Diambil H/D = 6

Volume shell = ¼ π D2 H

590,8784 = $\frac{\pi}{4} . D^2 . 6\,D$

6 D^3 = 752,7114

D = 5,0060 ft

D = 1,5258 m

D = 60,0722 in

H = 9,1550 m

Dc = 60,0722 in = 1,5258 m

Bc = (1/4 Dc) = 15,0181 in = 0,3815 m = 1,2515 ft

De = (1/2 Dc) = 30,0361 in = 0,7629 m

Hc = (2 Bc) = 30,0361 in = 0,7629 m

Lc = (2 Dc) = 120,1444 in = 3,0517 m

Sc = (1/8 Dc) = 7,5090 in = 0,1907 m

Zc = (2 Dc) = 120,1444 in = 3,0517 m

Jc = (1/4 Dc) = 15,0181 in = 0,3815 m

$$Dp_{min} = \left(\frac{9 . \mu . Bc}{\pi . Ntc . Vc . (\rho_s - \rho)} \right)^{0,5}$$ Perry 6ed. ; pers.20-63

Dp min = diameter partikel minimum

μ udara = 0,0000215 lb/ft.dt

ρ solid = 0,1049 lb/cuft

ρ gas = 0,0264 lb/cuft

Bc = 15,0181 in = 1,2515 ft

Area cyclone = 2*Bc^2

= 3,1325 ft2 = 0,2910 m2

Ntc (number of turn made by gas stream in cyclone separator)

= 10 (Perry 6ed hal 20-86)

Dp min = 0,001021 ft

= 0,000311 m

Rate volumetrik bahan = 295,4392 cuft/detik

Kecepatan bahan, Vc = 94,3134 ft/detik

Perencanaan tebal shell dan tutup

Bahan konstruksi dipilih = Carbon stell SA-283 grade C

f allowance = 12650 psi (Brownell and Young tabel 13.1)

Faktor korosi : C = 0,125 Tebal shell digunakan API-ASME code

Tebal shell :

Tekanan design = 1 atm

= 14,7 psi

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C \qquad \text{[B\&Y,pers.13-1,hal.254]}$$

Dipakai double welded butt joint e = 0,8

ts = 0,1687 in

dirancang = 3/16 = 0,1875 in

= 0,0048 m

Tebal tutup atas :

Tebal tutup atas disamakan dengan tebal tutup bawah, karena tutup bawah menahan beban yang terberat

Tebal tutup bawah :

$$\text{Tebal conical} = \frac{P.D}{2\cos\alpha\,(fE - 0{,}6P)} + C \qquad \text{[B\&Y,hal.118; ASME Code]}$$

dengan α = ½ sudut conis = 30/2 = 15°

Tebal conical (tc) = 0,1702

dirancang = 3/16 in = 0,1875 in

= 0,0048 m

BALLMILL

Fungsi : Menghaluskan solid sampai 100 mesh

Type : Ball Mill Grinding System, Air-Lift Type

Dasar pemilihan : dipilih jenis ini karena sesuai bahan dan kapasitas.

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 30 °C

Waktu proses = Continous

Perhitungan :

Rate massa = 18939,39394 Kg/jam

18,93939394 ton/jam

454,5454545 ton/hari

Berdasarkan rate massa ton/hari, dari TABLE 20-16 Illustrative Performance of Marcy Ball Mills Perry,7 ed

didapat spesifikasi :

Jenis ball mill = marcy ball mill

No sieve = 100 mesh

rate maksimum = 505 ton/hari

Berat bola baja = 30 ton/hari

untuk mercy ball mill digunakan 3 ukuran bola baja :

10 7,5 5 satuan dalam in

Asumsi berat bola baja didistribusikan sama rata menjadi 3 bagian (berdasarkan 3 ukuran) Berat bola baja masing masing ukuran = $\frac{30}{3}$ = 10 ton

Perhitungan jumlah bola baja :

<u>Bola baja 1</u>

Diameter bola baja -01 = 10 in = 0,254 m

Jari jari, r = 1/2 D = 0,127 m

Volume bola baja = (4/3) pi r^3 = 0,008575897 m3

= 8,575896827 liter

ro bola baja = 4,8 kg/liter (Perry 7ed ; 20-33)

Berat 1 buah bola baja = 4,8 kg/liter x 8,575896827 liter

= 41,16430477 kg

= 0,041164305 ton

Jumlah bola baja 5 in = $\frac{10}{= 0,041164305}$ 10 = 242,9289176 buah

<u>Bola baja 2</u>

Diameter bola baja -02 = 7,5in = 0,1905 m

Jari jari, r = 1/2 D = 0,09525 m

Volume bola baja = (4/3) pi r^3 = 0,003617956 m3

= 3,617956474 liter

ro bola baja = 4,8 kg/liter

Berat 1 bola baja = 4,8 kg/liter x 3,617956474 liter

= 17,36619107 kg

= 0,017366191 ton

Jumlah bola baja 3,5 in $= \frac{10}{0,017366191}$

= 575,8315083 buah

Bola baja 3

Diameter bola baja -3 = 5 in = 0,127 m

Jari jari, r = 1/2 D = 0,0635 m

Volume bola baja = (4/3) pi r^3 = 0,001071987 m3

= 1,071987103 liter

ro bola baja = 4,8 kg/liter

Berat 1 buah bola baja = 4,8 kg/liter x 1,071987103 liter

= 5,145538096 kg

= 0,005145538 ton

Jumlah bola baja 2,5 in $= \frac{10}{0,005145538}$ = 1943,431341 bua

SCREEN

Fungsi = Memisahkan serbuk ukuran 100 mesh

Type = Vibrating screen

Dasar pemilihan = Sesuai dengan ukuran, kapasitas dan jenis bahan

Bahan masuk = 11217,0507 kg/jam

= 11,2171 ton/jam

ukuran yang tersaring mempunyai ukuran 100 mesh

Produk oversize = 5% feed

Produk undersize = 95% feed

produk undersize dalam oversize, 5 % oversize

Perhitungan effisiensi screen :

$E = 100 \times \frac{100\,(e - v)}{e\,(100 - v)}$

dimana :

E = efisiensi screen

e = % undersize dalam feed (95% dari feed)

v = % undersize dalam screen oversize (5% dari screen oversize)

Sehingga,

E = 100*((100*(95-5))/(95*(100-5)))

E = 99,7230 %

Perhitungan Power Screen :

Cu unit capacity = 0,7 ton/ jam ft2

Ct = 11,2171 ton/jam

Foa = open area factor= 0,25 in

Fs = sloted area factor = 1

A = 0.4Ct/Cu.Foa.Fs = 25,63897306 ft2

A = screen area = 7,814758988 m

Power = 3 Hp (Peter's 4ed;p.567)

BUCKET ELEVATOR

Fungsi : memindahkan produk Magnesium Sulfat Heptahidrat dari Screen menuju Silo Penyimpanan Produk

Type : Continuous Discharge Bucket Elevator

Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu

Rate massa = 18985,5411 kg/jam = 18,9855 ton/jam

Tinggi bucket = (Tinggi silo + jarak dari dasar)

Tinggi bucket = 8,5067 m + 1,0000 m

= 9,5067 m

= 31,1900 ft

Perhitungan Power (Perry 7 ed tabel 21-8) :halaman 1851

Kapasitas maksimum = 14 ton/jam

Power pada head shaft = 1,0 hp

Power tambahan = 0,02 hp tiap ft

= 31,1900 ft x 0,02 (minimum 0,5 hp)

= 0,6238 hp ≈1

Power total = 0,6238 hp + 1 hp

= 1,6238 hp

Efisiensi motor = 0,8

Power total $= \frac{1{,}6238 \text{ hp}}{0{,}8}$

= 2,0298 hp

Dari Perry 7ed tabel 21-8 sesuai kapasitas dipilih spesifikasi sebagai berikut :

Ukuran = 6 in x 4 in x 4 ¼ in

= 0,1524 m x 0,1016 m x 0,1080 m

Bucked spacing = 12 in = 0,3048 m

Pusat elevator = 25 ft = 7,6200 m

Ukuran feed maxium = 3/4 in = 0,0191 m

Bucked speed $= \frac{\text{rate massa (ton/jam)} \quad x \quad 225 \text{ ft/menit}}{\text{kapasitas max (ton/jam)}}$

$= \frac{18{,}9855 \text{ ton/jam x } 225 \text{ ft/menit}}{14\text{ton/jam}}$

= 305,124767 ft/menit

= 1,5500 m/detik

Putaran head saft $= \frac{\text{rate massa (ton/jam)} \quad x \quad 43 \text{ rpm}}{\text{kapasitas max (ton/jam)}}$

$= \frac{18{,}9855 \text{ ton/jam x } 43 \text{ rpm}}{14\text{ton/jam}}$

= 58,3127 rpm

Lebar belt = 7 in = 0,1778 m

TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets*

Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)†	Elevator centers, ft‡	Capacity, tons/h (metric tons/h)§	Size of lumps handled, in (mm)¶	Bucket Bucket speed, ft/min (m/min)	r/min, head shaft	hp required at head shaft	Additional hp/ft for intermediate lengths	Head	Tail	Head	Tail	Belt width, in
6 × 4 × 4¼ – 12	25	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.0	0.02	1 15/16	1 11/16	20	14	7
	50	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	1.6	0.02	1 15/16	1 11/16	20	14	7
(152 × 102 × 108) – (305)	75	14 (12.7)	¾ (19.0)	225 (68.6)	43	2.1	0.02	1 15/16	1 11/16	20	14	7
8 × 5 × 5½ – 14	25	27 (24.5)	1 (25.4)	225 (68.6)	43	1.6	0.04	1 15/16	1 11/16	20	14	9
	50	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	3.5	0.05	1 15/16	1 11/16	24	14	9
(203 × 127 × 140) – (356)	75	30 (27.2)	1 (25.4)	260 (79.2)	41	4.8	0.05	2 7/16	1 11/16	24	14	9
10 × 6 × 6¼ – 16	25	45 (40.8)	1¼ (32.0)	225 (68.6)	43	3.0	0.063	1 15/16	1 15/16	20	16	11
	50	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	5.2	0.07	2 7/16	1 15/16	24	16	11
(254 × 152 × 159) – (406)	75	52 (47.2)	1¼ (32.0)	260 (79.2)	41	7.2	0.07	2 15/16	1 15/16	24	16	11
12 × 7 × 7¼ – 18	25	75 (68.1)	1½ (38.1)	260 (79.2)	41	4.7	0.1	2 7/16	1 15/16	24	18	13
	50	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	8.9	0.115	2 15/16	1 15/16	30	18	13
(305 × 178 × 184) – (457)	75	84 (76.3)	1½ (38.1)	300 (91.4)	38	11.7	0.115	3 7/16	2 7/16	30	18	13
14 × 7 × 7¼ – 18	25	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	7.3	0.14	2 15/16	2 7/16	30	18	15
	50	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	11.0	0.14	3 7/16	2 7/16	30	18	15
(355 × 179 × 184) – (457)	75	100 (90.8)	1¾ (44.5)	300 (91.4)	38	14.3	0.14	3 7/16	2 7/16	30	18	15
16 × 8 × 8½ – 18	25	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	8.5	0.165	2 15/16	2 7/16	30	20	18
	50	150 (136.2)	2 (50.8)	300 (91.4)	38	12.6	0.165	3 7/16	2 7/16	30	20	18
(406 × 203 × 216) – (457)	75	150 (136.2)	2 (50.8)	400 (121.9)	38	16.7	0.165	3 15/16	2 7/16	30	20	18

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft 8 m, 50 ft 15 m, and 75 ft 23 m.
§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft^3 (1602 kg/m^3). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft^3 material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

Bucket Elevator	Hp
1	2
2	2
3	2

COOLING CONVEYOR

Fungsi = Mendinginkan produk $MgSO_4.7H_2O$ sampai dengan 30 °C dari rotary dryer dialirkan ke Ballmill dan Screen

Type = Plain spouts or chutes

Dasar pemilihan = Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup

PANAS MASUK

ARUS 17

Dimana : T = 100 ^oC = 373,15 ^oK

T ref = 25 ^oC = 298,15 ^oK

ARUS 14

Dimana : T = 100 ^oC = 373,15 ^oK

T ref = 25 ^oC = 298,15 ^oK

PANAS KELUAR

ARUS 17 + 14

Dimana : T = 30 ^oC = 303,15 ^oK

T ref = 25 ^oC = 298,15 ^oK

ρ campuran = 1,678535023 kg/L

= 1678,535023 kg/m3

= 104,789372 lb/ft³

Rate bahan masuk = 18986,80565 kg/jam

= 41858,73849 lb/jam

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$

$= \frac{41858{,}73849 \text{lb/jam}}{104{,}789372 \text{lb/ft}^3}$

= 399,4559533 ft3/jam

= 6,657599222 ft3/menit

Untuk ρ = 104,789372 lb/ft³

bahan termasuk kelas D dengan F = 3 (Badger, Tabel 16-6)

Power motor $= \frac{\text{C.L.W.F}}{33000}$ (Badger, persamaan 16-5)

Dengan :

C	= kapasitas	= 6,657599222 ft3/menit
L	= panjang	= 50 ft
W	= Densitas bahan	= 104,789372 lb/ft³
F	= Faktor bahan	= 3

Asumsi panjang screw, L = 50 ft

= 15,24 m

Power motor (Hp) = 3,171116553 Hp

Untuk power lebih kecil 2, maka dikalikan 2 [Badger : 713]

Power motor = 6,342233105 Hp

efisiensi motor = 0,8

Sehingga,

Power Motor = 7,927791381 Hp

Dari Badger, fig 16-20 untuk kapasitas = 399,4559533 ft3/jam

digunakan ukuran :

Diameter = 6 in

Kecepatan putaran = 18 rpm

SCREW CONVEYOR

Fungsi = Memindahkan produk MgSO4.7H2O dari screen kembali ke ballmill

Type = Plain spouts or chutes

Dasar pemilihan = Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup

ARUS 20

ρ campuran = 1,6499 kg/l

= 1649,8624 kg/m3

= 102,9994 lb/ft3

Rate bahan masuk = 46,1471 kg/jam

= 101,7369688 lb/jam

Flowrate volumetrik (Fv) $= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$

$= \frac{101{,}7370 \text{ lb/jam}}{102{,}9994 \text{ lb/ft}^3}$

= 0,9877 ft3/jam

= 0,0165 ft3/menit

Untuk ρ = 102,9994 lb/ft³

bahan termasuk kelas D dengan F = 3 (Badger, Tabel 16-6)

Power motor $= \frac{C.L.W.F}{33000}$ (Badger, persamaan 16-5)

Dengan :

C = kapasitas = 0,0165 ft3/menit

L = panjang = 50 ft

W = Densitas bahan = 102,9994 lb/ft³

F = Faktor bahan = 3

Asumsi panjang screw, L = 50 ft = 15,24 m

Power motor (Hp) = 0,0077 Hp

Untuk power lebih kecil 2, maka dikalikan 2 [Badger : 713]

Power motor = 0,0154 Hp

efisiensi motor = 0,8

Sehingga,

Power Motor = 0,0193 Hp

Dari Badger, fig 16-20 untuk kapasitas = 0,9877 ft3/jam

digunakan ukuran :

Diameter = 16 in

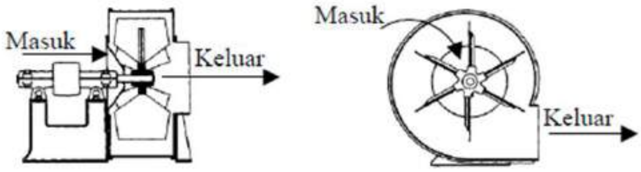
Kecepatan putaran = 13 rpm

BLOWER

Fungsi = Memindahkan udara dari udara bebas ke rotary dryer

Type = Centrifugal Blower

Dasar Pemilihan = Sesuai dengan jenis bahan , efisiensi tinggi.



Perhitungan Rate udara :

massa udara = 17786,7201 kg/jam = 39213,0030 lb/jam

BM udara = 29

ρ campuran pada P = 1 atm, T = 30°C = 546 R ; udara std = 492 R

ρ = 0,0728 lb/ft³ [Himmelblau:249]

Rate Volumetrik $= \frac{39213{,}0030 \text{lb/jam}}{0{,}0728 \text{lb/ft}^3}$

= 8978,4805 ft³/menit

= 15254,5209 m³/jam

Asumsi aliran turbulen :

dipilih pipa 12 in, sch 30 (Kern, tabel 11)

OD = 12,75 in

ID = 12,09 in

A = 115 in2

hp $= 0{,}0044\ Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1}$ (Perry 6[ed], pers.6-31b)

dengan Q : volumetrik gas ; cuft/mnt

P_1 : operating suction presurre ; psi

P_2 : operating discharge pressure ; psi

P2 = P1 + ΔP pipa + ΔP heater

= 14,7 + 2 + 2 Psi

= 18,7 Psi

hp = 0,0044Q*P1*ln(P2/P1) (Perry 6ed; pers.6-31b)

= 139,7673 hp

dengan asumsi effisiensi motor = 85%

maka : hp = 164,4322 hp

Adiabatic Head = ft.lbf/lbm gas, (Perry 6ed, fig.6-35)

BL	Hp
BLOWER-02	20

POMPA/PUMP

Fungsi = Mengalirkan bahan baku Asam Sulfat dari Truk ke tangki penyimpanan

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Commercial Steel

Jumlah = 1 buah

Rate masuk = 16331,5958 kg/jam = 10,0014 lb/s

Densitas = 1819,4126 kg/m³ = 113,5823 lb/ft³

Tujuan = 1. Menentukan tipe pompa

2. Menentukan bahan konstruksi pompa

3. Menghitung tenaga pompa

4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas 15-5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran

- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Commercial Steel karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)
- Menghitung Tenaga Pompa

Rate volumetrik (Q) = $\frac{m}{\rho}$

$= \frac{10{,}0014 lb/s}{113{,}5823 lb/ft^3}$

$= 0{,}0881\ ft^3/s$

$= 39{,}5213$ gpm

20% $= 0{,}1057\ ft^3/s$

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di > = 1 in, yaitu :

Di opt = $3{,}9\ (Q)^{0{,}45}\ (\rho)^{0{,}13}$ (Pers. 45, Peters, hal 365)

Di opt = 3,6 (Q)0,40 (μ)0,20 = 2,6551 in

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft3/s

ρ = density fluida, lb/ft3

Sehingga :

Di opt = 3,9 x 0,3351 x 1,8501

= 2,4176 in

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft^2	$m^2 \times 10^4$
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2 1/2	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3 1/2	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman dipilih NPS 4 in sch 40 diperoleh

OD	= 3,5 in	= 0,2917 ft	= 0,0889 m
ID	= 3,068 in	= 0,2557 ft	= 0,0779 m
A	= 0,0513 ft^2	= 7,3872 in2	

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft3/s

A = inside sectional area, ft2

Sehingga :

$$v = \frac{0{,}0881 ft^3/s}{0{,}0513 ft^2}$$

= 1,7165 ft/s

= 0,5232 m/s

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho\ v\ D}{\mu}$$

Dimana :

ρ = densitas cairan (lb/ft^3)

ID = diameter dalam pipa (ft)

μ = viskositas (lb/ft s)

v = kecepatan linier (ft/s)

Log μ = A + B/T + CT + DT2 (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI = T = 30 ^oC

= 303,15 ^oK

μ campuran = 19,5460 cP = 0,0131 lb/ft.s

Sehingga :

$$Nre = \frac{113{,}5823 \times 1{,}7165 \times 0{,}2557}{0{,}0131}$$

= 3794,812318 (Nre>2100 jadi aliran turbulen)

Head Losses (HF)

a). Sudden Contraction Losses

hc = kc $\frac{V2}{2 \text{ x gc x } \alpha}$

(A1 >>A2),dimana: A1

A2 = 0,0513 ft2

A1 = 133685,6336 ft2

Karena :

A2 = 3,83736E-07

A1

Kc = 0,4 (1,25 - $\frac{A2}{A1}$)

= 0,4 (1,25 - $\frac{0{,}0513\text{ \^{}2}}{133685{,}6336}$) = 0,499999847 = 0,5

α = 1 (untuk aliran turbulen)

sehingga :

hc = kc x $\frac{V2}{2 \text{ x gc x } \alpha}$

= 0,499999847 $\frac{1{,}71652\text{ \^{}2}}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ x } 1}$

= 0,022892782 $\frac{\text{lbf . Ft}}{\text{lbm}}$

b). Sudden Enlargement Losses

(A2 >>A1),dimana: A1 = 0,0513 ft2

A2 ≈ 133685,6336 ft2

dimana :

Kex = (1 - $\frac{A1}{A2}$)^2

= 0,999999233

sehingga :

hex = kex$\frac{V2}{2 \text{ x gc x } \alpha}$

= 0,999999233 x $\frac{1{,}7165\text{ \^{}2}}{2\text{x}32{,}174\text{x}1}$

$= 0{,}045785543 \; \frac{lbf.ft}{lbm}$

c). Losses in fitting and valve

hf = $kf \times \frac{V^2}{2 \times gc}$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

Elbow, 90° → kf = 0,75

Gate valve (wide open) → kf = 0,17

Coupling → kf = 0,04

Asumsi :

Panjang pipa = 18 m

= 59,0544 ft

maka :

elbow 90o = 3 . kf = 2,25

gate valve = 1 . kf = 0,17

coupling = 3 . kf = 0,12

Total kf = 2,54

sehingga :

hf $= kf \times \frac{V^2}{2 \times gc}$

$= 2{,}54 \times \frac{1{,}7165^2}{2 \times 32{,}174}$

$= 0{,}116295367 \; \frac{lbf.ft}{lbm}$

d). Losses in pipe straight

hF $= \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot ID \cdot gc}$ (Pers. 2.10-6, Geankoplis, hal 92)

Dimana :

hF = Friction loss(ft.lbf/lbm)

f = Faktor friksi

v = Kecepatan Linier Fluida (ft/s)

Σ Le = Panjang Equivalen Pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32,174 lbm.ft/lbf.s2

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90o → L/D = 35

Gate valve (wide open) → L/D = 9

Coupling → L/D = 2

Maka :

elbow 90^o = 3 . ID . L/D = 26,845 ft

gate valve = 1 . ID . L/D = 2,301 ft

coupling = 3 . ID . L/D = 1,534 ft

Total Le = 30,68 ft

∑L = L + Le

= 59,0544 + 30,68

= 89,7344 ft

= 27,35104512 m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel → ε = 0,000046 m

= 0,000150918 ft

Sehingga :

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000150918}{0,2557} = 0,0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 3794,812318

didapatkan nilai f = 0,0079

sehingga :

$$hF = 4 \text{ x } \frac{0,0079 \text{ x } (1,7165\&)^2 \text{x } 89,7344}{2 \text{ x } 0,2557 \text{ x } 32,174}$$

$$= 0,507809282 \frac{lbf.ft}{lbm}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

ΣF = HF = hc + hex + hf + hF

$$= 0,692782973 \frac{lbf.ft}{lbm}$$

* Menghitung Static Head

Z1 = 0 ft

Z2 = 12,41716243 ft

ΔZ = Z2 - Z1 = 12,41716243 – 0 = 12,41716243 ft

g/gc = 1 lbf/lbm

ΔZ (g/gc) = 12,41716243 ft x 1 lbf/lbm

= 12,41716243 ft.lbf/lbm

* Menghitung Velocity Head

V1 = kecepatan linier fluida dari tangki ke pipa

V2 = kecepatan linier fluida ke reaktor

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka V1 = V2

Sehingga velocity head (V2 / 2agc) = 0,045785578

* Menghitung Pressure Head

P_1 = 1 atm = 2116 lb/ft2

ΔP = P_1 x velocity

= 2116 x 0,045785578 = 96,88228236 lb/ft2

Sehingga, ΔP/ρ = 0,852969964 ft

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$- Wf = \frac{\Delta V2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana :

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

- Wf = 0,045785578 + 12,41716243 ft. lbf/lbm + 0,852969964 ft + 0,692782973 ft. lbf/lbm

= 14,00870094 ft. lbf/lbm

* Menghitung Broke Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Qf \,.\rho \,.(-Wf)}{550 \,.\eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk Qf = 39,5213 gpm = 9,0 m3/jam

diperoleh η pompa = 60%

Sehingga :

$$BHP = \frac{0{,}0881 \times 113{,}5823 \times 14{,}00870094}{550 \times 0{,}6}$$

= 0,424564608 Hp

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Tab 3.1 Coulson, untuk BHP = 0,4246 Hp

diperoleh η motor = 0,6

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$P\ motor = \frac{BHP}{\eta}$$

$$= \frac{0{,}4246\ Hp}{0{,}6}$$

= 0,7076 Hp

Dipilih motor standar dengan power = 1,0000 Hp

Pompa	Hp
2	1
3	1
4	1
5	5
6	15
7	20
8	1

BELT CONVEYOR

Fungsi =Mengangkut padatan Magnesium sulfat heptahidrat dari Centrifuge ke Rotary Dryer

Jenis = Horizontal Belt Conveyor

Bahan = Karet

Kondisi Operasi :

T = 50 °C

P = 1 atm

Laju alir massa = 18988,9032 kg/jam (dari neraca massa)

Faktor kelonggaran (fh) = 20%

Kapasitas = (1 + fh) x laju alir massa

= (1 + 20%) x 23276,5986 kg/jam

= 22786,6838 kg/jam

= 22,7867 ton/jam

Tabel 7-7 Perry 1999, Hal 7-10, spesifikasinya adalah sebagai berikut :

Untuk Belt Conveyor kapasitas = 22,7867 ton/jam

Kapasitas maksimal = 32 ton/jam

Dipakai :

1. Lebar belt = 14,0000 in
   = 35,5600 cm
   = 0,3556 m
2. Luas area = 0,1100 ft^2
   = 0,0102 m^2
3. Kecepatan belt normal = 200 ft/min
   = 60,9600 m/min
   = 1,0160 m/s
4. Kecepatan Belt Maksimum = 300 ft/min
   = 91,4400 m/min
   = 1,5240 m/s
5. Belt Plies Maksimum = 5
6. Belt Plies Minimum = 3
7. Kecepatan belt = 100 ft/min
   = 30,4800 m/min
   = 0,5080 m/s

asumsi panjang belt conveyor 10 m = 32,8084 ft

Untuk kapasitas = 22,7867 ton/jam

Maka kecepatan belt = $\frac{\text{Kapasitas}}{\text{Kapasitas max}}$ x kecepatan belt

Dimana :

= $\frac{22{,}7867}{32}$ x 100 = 71,2084 ft/min

hp = Tenaga yang diperlukan

F = Faktor friksi, dipakai 0,05 untuk plain bearing

L = Panjang belt conveyor = 32,8084 ft

Lo = 100 ft untuk plain bearing

S = Kecepatan belt = 71,2084 ft/min

T = Kapasitas = 22,7867 ton/jam

DZ = Kenaikan elevasi material = 0

W = Massa bagian yang bergerak per ft jarak, lb

Ditetapkan = 1 lb/in, lebar belt

= 1 lb/in x 14,0000 in

= 14 in

8. Power belt conveyor

Persamaan design Brown, hal 57

$$Hp = \frac{F\ (L + Lo)\ (T + 0{,}03\ WS) + T\ \Delta Z}{990}$$

= 0,353446123 hp

efisiensi motor = 0,

Power motor =

$$\frac{\text{hp total}}{\text{efiseinsi}} = \frac{0{,}353446123}{0{,}8} = 0{,}441807654\ \text{hp} \approx 1\ \text{hp}$$

TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers*

conveyor bel

Belt width, in (cm)	Cross-sectional area of load, ft² (m²)	Belt speed, ft/min (m/min): Normal	Belt speed, ft/min (m/min): Maximum	Belt plies: Minimum	Belt plies: Maximum	Maximum lump size, in (mm): Sized material, 80% under	Maximum lump size, in (mm): Unsized material, not over 20%	Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ft³ material: Capacity tons/h (metric tons/h)	hp/10-ft (3.05-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) centers	Add for tripper hp†
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	32 (29)	0.34	0.44	
								200 (61.0)	64 (58)	0.68	0.68	2.0
								300 (91.5)	96 (87)	1.04	1.32	
16 (40)	0.14 (.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5)	44 (40)	0.46	0.56	
								200 (61.0)	88 (80)	0.90	1.12	2.5
								300 (91.5)	132 (120)	1.36	1.68	
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	54 (49)	0.58	0.70	
								250 (76.2)	134 (122)	1.42	1.76	3.0
								350 (106.7)	190 (172)	2.00	2.42	
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5)	66 (60)	0.70	0.84	
												3.20
								250 (76.2)	164 (148)	1.72	2.06	
								350 (106.7)	230 (206)	2.44	2.90	
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5)	98 (89)	1.02	1.02	
								300 (91.5)	294 (267)	3.06	3.04	3.5
								400 (121.9)	392 (356)	4.08	4.04	
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5)	158 (143)	1.60	1.50	
								300 (91.5)	474 (430)	4.80	4.50	5.0
								450 (137.2)	710 (645)	7.20	6.74	
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5)	230 (209)	2.44	1.59	
								400 (121.9)	920 (835)	9.74	6.36	7.0
								600 (182.9)	1380 (1253)	14.60	9.52	
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5)	330 (300)	3.50	2.28	
								400 (121.9)	1320 (1198)	14.00	9.12	9.5
								600 (182.9)	1980 (1797)	23.20	13.68	
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5)	440 (399)	4.66	3.04	
								400 (121.9)	1760 (1598)	18.70	12.14	12.8
								600 (182.9)	2640 (2397)	28.00	18.20	
54 (135)	1.90 (.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	100 (30.5)	570 (517)	6.04	3.94	
								450 (137.2)	2564 (2328)	27.20	17.70	20.0
								600 (182.9)	3420 (3105)	36.20	23.60	
60 (150)	2.40 (.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5)	720 (654)	7.64	4.98	
								450 (137.2)	3240 (2941)	34.40	22.40	23
								600 (182.9)	4320 (3921)	45.80	29.90	

UTILITAS

Utilitas berfungsi untuk menyediakan bahan - bahan penunjang untuk mendukung kelancaran pada sistem produksi di seluruh pabrik. Unit - unit yang ada di utilitas terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (water treatment system)

2. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (Power Plant and Power Distribution System)

3. Unit pembangkit steam (Steam Generation System)

4. Unit penyedia udara instrument (Instrument Air System)

Air untuk keperluan proses			**(kg/jam)**	Syarat air proses :
1.	MIXER	=	9529,2022	pH netral
	TOTAL	=	9529,2022	kesadahan tidak boleh terlalu tinggi
	OVERDESIGN 20%	=	11435,0427	
	MAKE UP 10%	=	1143,5043	

Air untuk pendingin alat proses			**(kg/jam)**	Syarat air pendingin :
1.	REAKTOR	=	7066,4475	pH netral
2.	COOLER	=	465,1615	kesadahan tidak boleh terlalu tinggi
3.	CRYSTALLIZER	=	7037,8603	
4.	COOLING CONVEYOR	=	2279,3471	
	TOTAL	=	16848,8165	OVERDESIGN 20%
	AIRUNTUK KEBUTUHAN PENDINGIN	=	20218,5798	
	MAKE UP AIR PENDINGIN 6,5%	=	1617,4864	

Air untuk pembuatan uap air/steam			**(kg/jam)**	Syarat air untuk pembuatan steam :
1.	HEATER-01	=	2178,7643	pH netral
2.	HEATER-02	=	2355,4825	kesadahan tidak boleh terlalu tinggi
3.	EVAPORATOR	=	220,0554	
	TOTAL	=	4754,3022	OVERDESIGN 20%
	AIR PEMBUATAN STEAM	=	5705,1626	
	MAKE UP 10%	=	570,5163	

Air untuk keperluan umum			**(kg/jam)**
	Air untuk keperluan umum (General Uses)		
	kebutuhan air ini meliputi kebutuhan laboratorium, kantor, karyawan, dll		
	Penggunaan :		
1.	Karyawan @5 kg/j x 90	=	450
2.	Laboratorium, poliklinik, bengkel	=	150
3.	Kebutuhan pemadam kebakaran	=	100
4.	Kantin, Mushola	=	150
5.	Pembersihan, pemeliharaan, taman	=	150
	TOTAL	=	1000
	OVERDESIGN 20%	=	1200

TOTAL KESELURUHAN			**(kg/jam)**	
1.	Kebutuhan Air Proses	=	11435,0427	
2.	Kebutuhan Air Pendingin	=	20218,5798	
3.	Kebutuhan Air untuk Boiler	=	5705,1626	

4.	Kebutuhan Air untuk Sanitasi	=	1200	
	TOTAL	=	38558,7851	kg/jam
		=	38,5588	m^3/jam
AIR MAKE UP TOTAL		=	4531,5	kg/jam
		=	4,53	m^3/jam
		=	108,7562	m^3/hari
		=	35889,53474	m^3/tahun

Udara Tekan

Kebutuhan udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol

Pneumatis dan instrumen-instrumen lain

Tugas = Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi Kebutuhan udara diperkirakan = 60 m^3/jam = 1,0000 m^3/min

kompresor udara

Fungsi = Menaikkan tekanan udara dari atmosferis menjadi 1,3 atm

T1 = Suhu udara masuk = 30 ^oC = 303,15 K

RH (kelembapan relatif) = 70%

P* = Tekanan uap air = 0,04 atm

P1 = Tekanan udara = 1 atm

Vw= Vd.(T1/Ts).(P1/(P1-P*))

= 69,3644 m3/jam

= 2444,763579 ft^3/jam

= 40,74605965 ft^3/menit

dari figure 1 hal 113, Branan, didapat kompresor yang digunakan reciprocating

P2 = 1,3 atm

compression ratio = 1,3

Dipilih reciprocating compressor 1 stage horizontal

BM udara = 18

BHP = -W = $\frac{z.R.T1}{M} \cdot \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{(n-1)/1} - 1 \right]$ (Coulson, 2005)

R = 8,314 J/mol.K

n = 1,4

T1 = 303,15 K

P2/P1 = 1,3

BHP = 892,6781935 J/mol

untuk reciprocating compressor, efisiensi : (Coulson, 2005)

efisiensi = 65%

actual work required = $\frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi}}$ = 1373,351067 J/mol

kecepatan udara masuk (G) = $\frac{P1.Vw}{R.T1}$ = 2,7884 kmol/jam

Power motor

= 1,0637 kW

= 1,4254 Hp

Standard NEMA = 1,5

Cooling Tower

Fungsi = Tempat mendinginkan air pendingin yang akan keluar dan disirkulasi kembali

Suhu air masuk cooling = 62 C = 143,6 F

Suhu air keluar cooling = 27 C = 80,6 F

Kecepatan pemasukan air

= 20218,5798 kg/jam

= 49,0997 m3/jam

= 12970,7632 gal/jam

= 216,1794 gal/menit

Digunakan udara sebagai medium pendingin dengan :

relative humidity = 80%

dry bulb temperature = 90 F

wet bulb temperature = 80 F

= 39.1 Btu/lb dry air (17.54)

The enthalpies of Tables 17.2 and 17.3 have been computed in this manner.

TABLE 17.2. ENTHALPIES AND HUMIDITIES OF AIR-WATER MIXTURES AT 14.7 PSIA

Temp, °F	Vapor pressure, psia	Humidity, lb H_2O/lb air	Enthalpy, Btu/lb air	v air, ft^3/lb	v air + H_2O, ft^3/lb
40	0.1217	0.005	15.15	12.59	12.70
45	0.1475	0.0063	17.8	12.72	12.85
50	0.1781	0.0076	20.5	12.84	13.00
55	0.2141	0.0098	23.8	12.97	13.16
60	0.2563	0.0110	26.7	13.10	13.33
65	0.3056	0.0130	30.4	13.23	13.51
70	0.3631	0.0160	34.5	13.35	13.69
75	0.4298	0.0189	39.1	13.48	13.88
80	0.5069	0.0222	44.1	13.60	14.09
85	0.5959	0.0262	50.0	13.73	14.31
90	0.6982	0.0310	56.7	13.86	14.55
95	0.8153	0.0365	64.2	13.99	14.81
100	0.9492	0.0430	72.7	14.11	15.08
105	1.1016	0.0503	82.5	14.24	15.39
110	1.2748	0.0590	93.8	14.36	15.73
115	1.4709	0.0691	106.7	14.49	16.10
120	1.6924	0.0810	121.5	14.62	16.52
125	1.9420	0.0948	138.8	14.75	16.99
130	2.2225	0.1108	158.5	14.88	17.53
135	2.5370	0.1300	181.9	15.00	18.13
140	2.8886	0.1520	208.6	15.13	18.84
145	3.2810	0.1810	243.8	15.26	19.64

Tabel 17.2, Kern hal 585 diperoleh humidity udara pada 30 C = 86 F = 0,02716 lb H2O/lb udara kering

maka setiap lb udara kering membawa = 0,02716 lb H_2O

Kehilangan air akibat penguapan (We)

We = 0,00085 Wc (T2-T1) (Perry, 1999)
dimana :

Wc = jumlah air yang diinginkan

Wc = 20218,5798 kg/jam

We = 601,5027 kg/jam

= 1326,0850 lb/jam

Udara yang dipindahkan ke fan $= \frac{\text{Air menguap}}{\text{Humidity udara}}$ = 48824,9260 lb udara kering/jam

pada kondisi :

T masuk = 143,6 F

T keluar = 80,6 F

Kecepatan aliran pendingin 2 - 5 gal/min.ft2 (Brown, hal 557)

diambil kecepatan aliran = 5 gal/min.ft2

T wet bulb = 80 F

ρ air = 997 kg/m3

= 28,2356 kg/ft3

μ air = 0,85 cP

= 2,057 lb/ft.jam

= 3,0612 kg/m.jam

Laju alir massa = 336,9763 kg/menit

Holding time = 30 menit

Qt = 11,9344 ft3/menit

= 88,9320 gal/menit

Volume = 10,1397 m3

Cooling tower area $= \frac{\text{Debit air yang diinginkan}}{\text{Kecepatan aliran}} = 17{,}7864$ ft2

Overdesign 20%

Luas cooling tower = 21,3437 ft2 = 1,9829 m2

Tinggi cooling tower = 5,1136 m

maka tower rancangan berbentuk persegi

Kebutuhan make up air cooling water

Wm = We + Wd + Wb (Perry, 12-9)

Wb = We/(s-1) (Perry, 12-12)

Wd = 0,0002 We (Perry, 12-17)

dimana :

Wm = jumlah make up water

We = air hilang karena penguapan

Wd = air hilang karena dikeluarkan

Wb = air hilang untuk blow down

s = cycle of cooling tower

= 5

Wb $= \frac{We}{(s-1)}$

= 331,5212 lb/jam

Wd = 0,2652 lb/jam

Wm = 1657,8715 lb/jam

= 751,9987 kg/jam

= 18047,9697 kg/hari

Daya penggerak fan cooling tower

performance cooling tower standart = 90%

Daya penggerak fan cooling tower = 0,03 Hp/ft2

Tenaga yang dibutuhkan (BHP) = Luas cooling tower x daya penggerakan

= 0,6403 Hp

effisiensi motor = 80%

power motor $= \frac{BHP}{80\%}$

= 0,8004 Hp

maka digunakan 1 fan dengan motor = 1 Hp

1. Bak penampung sementara (BU-01)

Fungsi : Menampung air sebanyak = 38558,78508 kg/jam

selanjutnya akan dikirim ke tangki demineralisasi dan keperluan umum

Volume tangki $= \frac{\text{Massa kg/jam}}{\text{densitas kg/m3}}$ = 91,26008479 m3/jam

Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam

V = 109,5121017 m3/jam

V = P * L * t

= 2L * L * 4L

= $8L^3$

L = $\sqrt[3]{\frac{1}{8} V}$

= 2,392162671 m

P = 4,784325341 m

t = 19,13730137 m

2. Demineralizer

Tangki Kation Exchanger (TU-03)

Fungsi= Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Resin = Natural Greensand zeolit

Bahan = Stainless steel plate SA-167 type 304

Kapasitas

Jumlah air yang harus diolah (W) = 5705,162616 kg/jam

Densitas (ρ) = 422,5153326 kg/m3

Over design = 20%

Kapasitas (Q) = 1,2*W/ρ = 16,20342414 m3/jam

Perancangan waktu siklus kation exchanger

Waktu operasi = t_0 = 16 jam

Waktu pencucian = tw = 4 jam

Waktu generasi = tr = 4 jam

Waktu siklus tc = 24 jam

Kisaran laju alir melalui bed zeolit : 3 - 8 gpm/ft2 (Powl, 1954)

dirancang :

Kecepatan air (ul) = 4 gpm/ft2 = 9,777892163 m3/jam.m2

Luas penampang kolom (A) = $\frac{Q}{ul}$ = 1,657148991 m2

Diameter = (4.A / π)0,5

= 1,452934212 m

Kapasitas natural green sand zeolite = 3000 grain hardness/ft3

Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

kesadahan yang dihilangkan selama waktu operasi

= 6,38978213 kg

= 98609,29035 grain

Volume bed zeolite

$= \frac{\text{kesadahan air yang dihilangkan}}{\text{kapasitas zeolit}}$

= 32,86976345 ft3

= 0,93076796 m3 = 245,8958642 gall

Tinggi bed zeolite = $\frac{\text{Volume bed zeolit}}{\text{Luas penampang kolom (A)}}$ = 1,780410439 m

Tinggi cairan diatas bed = 0,25 m

Tinggi cairan dibawah bed = 0,25 m

Tinggi kolom = 2,280410439 m

Kebutuhan HCl untuk Regenerasi = 0,5 lb/1000 grain hardness

Efisiensi Regenerasi = 49,30464517 lb/waktu siklus

Jumlah HCl = 22,36423745 kg/waktu siklus

Tangki Anion Exchanger (TU-04)

Tugas = Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger

Resin = Synthetic resin Anion Exchanger

Kapasitas

Jumlah air yang harus diolah (W) = 5705,162616 kg/jam

Densitas (ρ) = 422,5153326 kg/m3

overdesign = 20%

Kapasitas (Q) = 1,2*W/ρ = 16,20342414 m3/jam

Perancangan Waktu Siklus Anion Exchanger

Waktu operasi = to = 22,5 jam

Waktu pencucian = tw = 0,5 jam

Waktu regenerasi = tr = 1 jam

Waktu siklus = tc = 24 jam

Kapasitas natural green sand zeolit = 3000 grain hardness/ft3

Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

kesadahan yang dihilangkan selama waktu operasi

= 6,38978213 kg

= 98609,29035 grain

Volume bed zeolite

$= \frac{\text{kesadahan air yang dihilangkan}}{\text{kapasitas zeolit}}$

= 32,86976345 ft3

= 0,93076796 m3 = 245,8958642 gall

Tinggi bed zeolite = $\frac{\text{Volume bed zeolit}}{\text{Luas penampang kolom (A)}}$ = 1,780410439 m

Tinggi cairan diatas bed = 0,25 m

Tinggi cairan dibawah bed = 0,25 m

Tinggi kolom = 2,280410439 m

Kebutuhan HCl untuk Regenerasi = 0,5 lb/1000 grain hardness

Efisiensi Regenerasi = 49,30464517 lb/waktu siklus

Jumlah HCl = 22,36423745 kg/waktu siklus

Tangki Anion Exchanger (TU-04)

Tugas = Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger

Resin = Synthetic resin Anion Exchanger

Kapasitas

Jumlah air yang harus diolah (W) = 5705,162616 kg/jam

Densitas (ρ) = 422,5153326 kg/m3

overdesign = 20%

Kapasitas (Q) = 1,2*W/ρ

= 16,20342414 m3/jam

Perancangan Waktu Siklus Anion Exchanger

Waktu operasi = to = 22,5 jam

Waktu pencucian = tw = 0,5 jam

Waktu regenerasi = tr = 1 jam

Waktu siklus = tc = 24 jam

Karakteristik Synthetic resin Anion Exchanger (Nalco, 1978)

Kapasitas = 10000-22000 grain/ft3

Kecepatan aliran air = 5 - 7,5 gpm/ft2

Kebutuhan Regenerasi dengan NaOH = 12 lb/ft3

Dirancang :

Kecepatan Air (ul) = 5 gpm/ft2 = 12,2223652 m3/jam.m2

Luas penampang kolom (A) $= \frac{Q}{ul}$ = 1,325719193 m2

Diameter (D) = (4.A / π)0,5 = 1,299543866 m

Setelah proses pelunakan awal di Bak pengendapan awal, kesadahan air biasanya berkisar 50 - 70 ppm

Dipakai Kapasitas Resin = 10000 grain/ft3

Diperkirakan :

Total Anion sebelum lewat AEU = 70 ppm

Total Anion setelah lewat AEU = 0 ppm

Total Anion yang dihilangkan selama Waktu Operasi

= 8,98563112 kg = 138669,3146 grain

Volume Bed Resin (V)

$= \frac{\text{kesadahan air yang dihilangkan}}{\text{kapasitas resin}}$

= 13,86693146 ft3

= 0,392667733 m3

Tinggi Bed Zeolit = 0,296192237 m

Tinggi Cairan di atas Bed = 0,25 m

Tinggi Cairan di bawah Bed = 0,25 m

Tinggi Kolom = 1,18885997 m

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi = 12 lb/ft3

Jumlah NaOH = 0,865368091 lb/waktu siklus = 0,39252483 kg/waktu siklus

3. Tangki Air umpan Boiler (TU-05)

Bahan = Carbon stell (SA-283)

Tugas = menampung sementara air make up boiler dan air demin untuk keperluan proses dari anion exchanger

Kecepatan volumetrik = 16,20342414 m3/jam

waktu tinggal = 6 jam

Volume terisi = 80%

Volume bak $= \frac{\text{Fv.t}}{80\%}$ = 121,525681 m3 = 32105,38357 gall

Diambil H/D = 1,5

Diameter tangki = 4,690679025 m

Tinggi tangki = 7,036018537 m

4. Deaerator (De)

Bahan = bahan stainless stell plate SA-167 type 304

Tugas = melepaskan gas - gas yang terlarut dalam air seperti O2 dan CO2 sehingga mengurangi korosi logam

Jenis = Silinder tegak dengan bahan isian

Kecepatan volumetrik (Q) = 16,20342414 m3/jam

Perancangan

Bahan isian = Raschig ring ceramic

Dp = 1 in

= 25,4 mm

Packing factor = 160

Kecepatan air = 5705,162616 kg/jam

= 316,6846486 kmol/jam

Kecepatan steam = 1000 kg/jam

= 55,39773357 kmol/jam

Densitas air (ρl) = 422,5153326 kg/m3

Densitas steam (ρv) = 422,7704 kg/m3

Viscositas air (μl) = 1 cP

= 0,001 Ns/m2

FLv = L /V (ρv / ρl)0.5

= 5,718288513

Luas penampang = 1000

0,214253653 x 3600

= 1,296490278 m2

Diameter bed = 0,522431421 m

dipakai D = 0,29 m

Untuk diameter packing 1 in maka tingi bed diperkirakan 0,4 - 0,5 m (Coulson,1983)

Tinggi bed (Ho) = 0,5 m

Tinggi ruang diatas bed (H1) = Ho/2 = 0,25 m

Tinggi ruang dibawah bed (H2) = Ho/2 = 0,25 m

Hs = Ho + H1 + H2

= 1 m

Digunakan elliptical dished head dengan a/b = 2

Hh = D/4

= 0,0725 m

H total = Hs + 2.Hh

= 1,145 m

= 0,004786341 m3

Volume = 1,264555152 gall

5. Boiler

Tugas = menghasilkan steam yang digunakan di peralatan proses

Jenis = fire tube boiler

jumlah steam = 5705,162616 kg/jam

= 12580,45408 lb/jam

kondisi steam

STEAM TABLE

P = 14,7 psia

T = 100 C

= 212 F

saturated vapor (Hg) = 2774,2 kJ/jam

saturated liquid (Hf) = 752,82 kJ/jam

Hfg = 2021,38 kJ/jam

Efisiensi boiler = 85%

Air umpan $= \frac{5705{,}162616 kg/jam}{85\%}$

= 6711,956018 kg/jam

= 14800,53422lb/jam

Suhu air umpan (T1) = 25 C = 77 F

Cp air = 1 kg/l

Beban Boiler = M air . Cp air . (Ts-T1) + M air . (Hg - Hf)

= 14070810,36 kJ/jam

Digunakan bahan bakar fuel oil (solar) dengan spesifikasi :

Normal heating value (F) = 42600 kJ/kg

Densitas = 0,846 kg/l = 846 kg/m3

Efisiensi = 80%

kebutuhan fuel oil (solar)

$= \frac{Q}{F \times \rho}$

$= \frac{14070810,36 kJ/jam}{28831,68 kJ/l}$

= 488,0329678 liter/jam

= 11712,79123 liter/hari

6. Tangki larutan N2H4

Tugas : Membuat larutan N2H4 yang mencegah pembentukan kerak dalam proses.

Air yang diolah sebanyak

= 5705,162616 kg/jam

= 5,705162616 m3/jam

= 1507,224091 gallon/jam

= 36173,37818 gal /hari

= 11937214,8 gallon/tahun

Kebutuhan N2H4

= 30 ppm

= 0,171154878 kg/jam

= 9,055973393 lb/hari

ρ N2H4 = 62,4 lb/ft3 = 999,5544 kg/m3

Volume N2H4 = 0,145127779 ft3/hari

Waktu tinggal = 30 hari = 720 jam

Over design = 20%

Dibuat larutan N2H4 = 5%

Volume larutan (VL) = 87,07666724 ft3 = 2,465736628 m3

Volume tangki (Vt) = 2,958883954 m3 = 781,6957162 gallon

Bentuk tangki = Silinder Tegak

Ukuran tangki = H/D = 1

$V = \frac{\pi}{4} . D^2 . (D) = V = \frac{\pi}{4} . D^3 = D = \sqrt[3]{\frac{4.v}{\pi}}$

D = 1,556274108 m

H = 1,556274108 m

7. Tangki karbon aktif (TU-01)

Fungsi = Membersihkan air dari bau dan rasa yang kurang sedap.

Bahan = Carbon Stell (SA-283)

Air yang diolah sebanyak

= 1100 kg/jam

= 1,1 m3/jam

= 290,6046 gallon/jam

= 6974,5104 gal /hari

= 209235,312 gallon/bulan

Kebutuhan karbon aktif :

Kebutuhan karbon aktif

= 6 lb/100000 gallon = $\frac{6 \text{ x } 209235{,}312}{100000}$ = 12,55411872 lb/bulan

ρ karbon aktif = 27 lb/ft3

Volume

= $\frac{12{,}55411872 \text{lb/bulan}}{27 \text{lb/ft3}}$ x 1bulan

= 0,46496736 ft3

Over design = 20 %

V = 0,557960832 ft3 = 0,015799665 m3 = 4,174050374 gall

Perhitungan diameter dan tinggi tangki :

Bentuk tangki silinder vertikal (H/D = 2)

Diameter packing :

V = (π/4) x D2 x (2 × D)

D = (2 × V / π)1/3

= 0,708328452 ft

= 0,215898512 m

H = 1,416656904 m

= 0,431797024 ft

8. Tangki kaporit

Tugas =menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 bulan

Bahan = Fiber

Jumlah air yang diolah = 1100 kg/jam

Konsentrasi kaporit dalam air yang diolah = 5 ppm

Kebutuhan kaporit = 0,0055 kg/jam

Kebutuhan larutan kaporit 5 % = 0,11 kg/jam

Density larutan dianggap = 997 kg/m3

Keperluan 1 Bulan operasi

Volume cairan = 0,079438315 m3

Overdesign = 20%

Volume cairan setelah overdesign = 0,095325978 m3

Dipilih tangki silinder tegak, dengan H/D = 2

V tangki = (π/4) x D2 x (2 × D)

D = (2 × V / π)1/3

= 0,393040411 m

H = 0,786080823 m

9. Tangki air sanitasi (TU-02)

Fungsi = Menampung air bersih untuk perkantoran dan sehari-hari

Bahan = Carbon Steel (SA-283)

Bentuk = silinder vertikal

Jumlah = 1

Perhitungan diameter dan tinggi penampang

Q air yang ditampung :

= 1100 kg/jam

= 1,1 m3/jam

= 26,4 m3/hari

Kapasitas 7 hari keperluan :

Over design = 20 %

Volume setelah overdesign = 221,76 m3

Dimensi bak dirancang (D : H = 2 : 1)

$\frac{D}{H} = \frac{2}{1} \gg D = 2H > V = \frac{\pi}{4}\ x\ 2H^2\ x\ H > V = \frac{\pi}{2} H^3$

H = (2V/π)1/3

= 5,207882616 m

D = 10,41576523 m

10. Tangki larutan HCl

Tugas = Membuat larutan HCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Bentuk tangki = Silinder Tegak

Bahan = Stainless stell plate SA-167 type 304

Densitas (ρ) = 62,24 lb/ft3

Dibuat larutan HCl = 5%

Volume kation Exchanger = 32,86976345 ft3 = 0,930768161 m3

HCl yang dibutuhkan = 1479,139355 lb

Volume HCl = 23,76509247 ft3

= 0,672952559 m3

Over design = 20%

Volume tangki (Vt) setelah overdesign = 0,80754307 m3

Ukuran tangki = H/D = 1

$V = \frac{\pi}{4}.D^2.(D) = V = \frac{\pi}{4}.D^3 =$ $V = \frac{\pi}{4}.D^2.(D)$

D = 1,009482232 m

H = 1,009482232 m

Digunakan motor listrik 0.5 Hp dengan putaran pengadukan 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis = Silinder Tegak

Volume = 0,80754307 m3 = 213,3442148 Gall

Diameter = 1,009482232 m

Tinggi = 1,009482232 m

Jenis pengaduk = Marine propeler 3 blade

12. Tangki air pendingin (TU-06)

Tugas = Menampung air make-up dan air pendinginan proses yang telah digunakan

Jenis = Tangki silinder tegak

Bahan = Carbon stell (SA-283)

Jumlah air = 20218,57979 kg/jam = 20,21857979 m3/jam

Tangki dirancang dengan overdesign 10 % dan waktu tinggal 1 jam

V tangki = 22,24043777 m3 = 5875,612292 gall

Dimensi tangki = D = H = (4.V /π)^1/3 =

D = H = 3,048535276 m

13. Tangki air pendingin (TU-07)

Tugas = Menampung air yang keluar dari cooling tower

Jenis = Tangki silinder tegak

Bahan = Carbon stell (SA-283)

Jumlah air = 20218,57979 kg/jam = 20,21857979 m3/jam

Tangki dirancang dengan overdesign 10 % dan waktu tinggal 1 jam

V tangki = 22,24043777 m3 = 5875,612292 gall

Dimensi tangki = D = H = (4.V /π)^1/3 = D = H = 3,048535276 m

14. Tangki Demineralizer (TU-08)

Tugas = Menampung air demineralisasi

Jenis = Tangki silinder tegak

Bahan = Carbon stell (SA-283)

Jumlah air = 5705,162616 kg/jam = 5,705162616 m3/jam

Tangki dirancang dengan overdesign 10 % dan waktu tinggal 1 jam

V tangki = 6,275678877 m3

Dimensi tangki = D = H = $(4.V/\pi)^{1/3}$ = D = H = 1,999541177 m

Pompa Utilitas

Fungsi = Mengalirkan air dari perusahaan jasa utilitas ke Bak penampung sementara (B-01)

Tipe = Centrifugal Pump

Bahan = Commercial Steel

Jumlah = 1 buah

Tujuan

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

massa = 38558,7851 kg/jam

= 85007,4688 lb/jam

= 23,6132 lb/s

μ campuran

= 0,8709 cP

= 0,0006 lb/ft.s

ρ campuran

= 422,5153 kg/m3

= 26,3768 lb/ft^3

Rate volumetrik (Q) $= \frac{m}{\rho}$

$= \frac{85007{,}4688 lb/jam}{26{,}3768 lb/ft^3}$

= 3222,8136 ft^3/jam

= 0,8952 ft^3/s

= 401,8043 gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan

untuk Di > 1 in, yaitu :

$D_{i,opt=} 3.9_{qf}^{0.45}\ \rho^{0,13}$ (Pers. 45, Peters,Hal365)

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft3

Sehingga :

Di opt

= 3,9 x 0,9514 x 1,5302

= 5,6780 in

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 5 in sch 40 diperoleh

OD = 5,5630 in = 0,4636 ft = 0,1413 m

ID = 5,0470 in = 0,4206 ft = 0,1282 m

A = 0,1390 ft^2 = 20,0160 in2

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai

berikut :

$v = \frac{Q}{A}$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft3/s

A = inside sectional area, ft2

Sehingga :

$V = \frac{0{,}8952 ft^3/s}{0{,}139 ft^2}$

= 6,4405 ft/s

= 1,9631 m/s

Menghitung Reynold Number (Nre)

$Nre = \frac{\rho\ v\ D}{\mu}$

Dimana :

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

ID = diameter dalam pipa (ft)

μ = viskositas (lb/ft s)

v = kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$Nre = \frac{26{,}3768 \text{ x } 6{,}4405 \text{ x } 0{,}4206}{0{,}0006} = 122088{,}8914$

(NRe > 2100 jadi aliran Turbulen) jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (HF)

a). Sudden Contraction Losses

$hc = kc \frac{V^2}{2 \text{ x } gc \text{ x } \alpha}$ (Pers. 2.10-16, Geankoplis, hal 98)

(A1 >>A2),dimana: A1

= 1,0000 ft2

A2 = 0,139 ft2

Karena :

$\frac{A2}{A1}$ = 0,1390 ≤ 0,715 Maka,

Kc = 0,4 (1,25- $\frac{A2}{A1}$)

= 0,4 (1,25 - $\frac{0,139}{1,0000}$) = 0,4444

α = 1 (untuk aliran turbulen)

sehingga :

hc = kc $\frac{V^2}{2 \text{ x gc x } \alpha}$ = 0,4444. $\frac{41,4797}{64,348}$ = 0,2865 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

b). Sudden Enlargement Losses

= 0,6432 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

c). Losses in fitting and valve

= 15,0453 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

d). Losses in pipe straight

gc = 32,174 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel → ε = 0,000046 m = 0,0001509 ft

Sehingga :

$\frac{\varepsilon}{D}$ = $\frac{0,0001509}{0,4206}$ = 0,0004

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

ΣF = 232,0396 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

* Menghitung Static Head

ΔZ (g/gc) = 62,7864 $\frac{\text{lbf .ft}}{\text{lbm}}$

* Menghitung Velocity Head

Sehingga velocity head (V^2 / 2agc) = 0,6446

* Menghitung Pressure Head

Sehingga, $\Delta P/\rho$ = 51,7124 ft

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

= 347,1830 $\frac{lbf.ft}{lbm}$

* Menghitung Broke Horse Power (BHP)

BHP = 24,8427

Menghitung Tenaga Motor

P motor = 29,2267 Hp

Pompa Ke -	Hp
Pompa 2	20
Pompa 3	20
Pompa 4	1
Pompa 5	1
Pompa 6	1
Pompa 7	1
Pompa 8	1
Pompa 9	1
Pompa 10	1
Pompa 11	30
Pompa 12	30
Pompa 13	30
Pompa 14	5

Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air

Power yang di butuhkan = 1046,169126 kW

Listrik untuk Utilitas

Power yang dibutuhkan = 80,16275 kW

Listrik untuk penerangan dan Ac

Listrik untuk Ac diperkirakan sebesar 5000 W = 5 kW

Listrik untuk penerangan diperkirakan sebesar = 100 kW

Listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik yang digunakan diperkirakan sebesar = 40 kW

Listrik untuk instrumentasi

Listrik yang digunakan diperkirakan sebesar = 5 kW listrik untuk kebutuhan pengering rotary dryer = 12,2905 kW

Total kebutuhan listrik = 1288,6223 kW

Emergency generator yang digunakan mempunyai efisiensi = 80%

Maka input generator

$= \frac{1288,6223\ kW}{80\%}$

= 1610,7779 kW

Ditetapkan input generator = 1800 kW

Untuk keperluan lainnya dan cadangan masih tersedia

= 189,2221 kW

= 151,3777 kW

Kebutuhan bahan bakar untuk generator set

Jenis bahan bakar = Solar

Heating value = 18315 Btu/lb

Efisiensi bahan bakar = 80%

ρ solar = 53 lb/ft3

Kapasitas input generator

= 1800 x 3412,412 btu/jam

= 6142342 Btu/jam

Kebutuhan solar

$= \frac{6142341,6000}{80\% x 53 x 18315}$

= 7,9097 ft3/jam

= 7,9097 ft3/jam x 0,0283 m3/ft3

= 0,2238 m3/jam

lama gangguan 7 jam = 1,566915806 liter/7jam

gangguan 15 hari = 23,5037371 liter/tahun

Tangki bahan bakar untuk generator

Fungsi = Menampung bahan bakar solar untuk generator

Jenis = Tangki silinder horizontal

Kebutuhan solar = 0,2238 m3/jam

gangguan/pemadaman listrik selama 7 jam dalam 1 hari

= 1,5669 m3/jam

Kebutuhan solar boiler

= 11712,7912 L/jam = 11,7128 m3/jam

Kebutuhan solar total

= 11,9366 m3/jam = 8594,3782 m3/th

Waktu tinggal = 3 hari

Tangki dirancang dengan over design = 20%

Volume tangki = 1031,3254 m3

Tangki solar direncanakan 1 buah, juga untuk menyimpan bahan bakar boiler

Volume tangki = 1031,3254 m3 = 1031325,38 Liter

Bentuk tangki silinder tegak (H/D = 1)

V tangki = π/4 x D2 x H

= π/4 x D3

D = (4 x V / π)1/3

= 10,9524 m

H = 10,9524 m

Bahan = Carbon steel

3.400 MVA PLN Dipakai PLN, genset hanya untuk kalau PLN gangguan

EKONOMI TEKNIK

Dalam prarancangan pabrik, diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produk suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas atau suatu titik dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Dasar perhitungan :

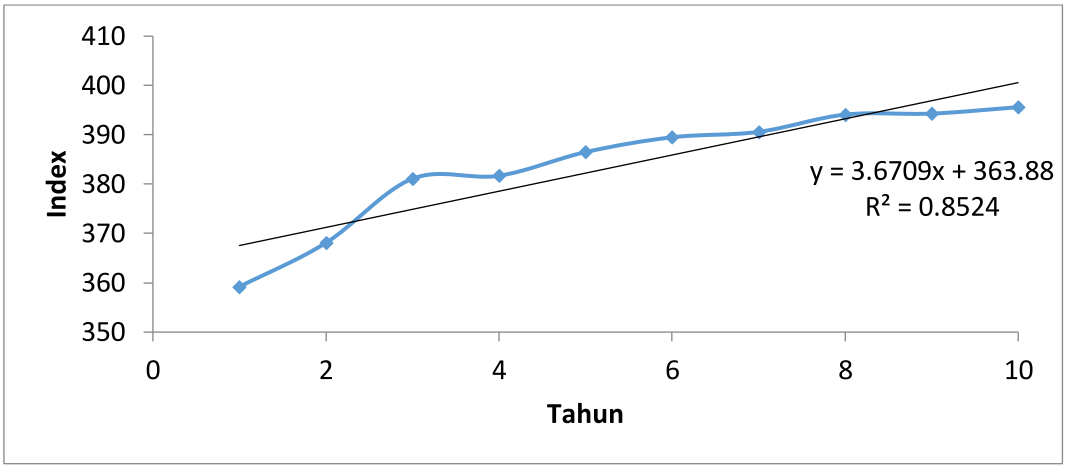
1. Kapaasitas produksi : 150000 ton/tahun
2. Pabrik beroprasi : 330 hari kerja
3. Umur alat : 10 tahun
4. Nilai kurs : 1 US $ = Rp14.455 (02 Maret 2021, kursdollar.net)
5. Tahun evaluasi : 2021

Pabrik beroprasi selama 1 tahun produksi adalah 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2021 didalam analisis ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisis. Untuk mencari harga pada tahun analisis, maka dicari index pada tahun analisis. Asumsi kenaikan harga dianggap linier, dengan menggunakan program excel, dapat dicari persamaan linier, yaitu :

(Tabel : Cost Index Chemical Plant)

Tahun ke-	Index	Tahun
1	359,20	1993
2	368,10	1994
3	381,10	1995
4	381,70	1996
5	386,50	1997
6	389,50	1998
7	390,60	1999
8	394,10	2000
9	394,30	2001
10	395,60	2002

(Peters & Timmerhaus, 2003)



Dari grafik diatas diperoleh persamaan :

Y = 3,6709x + 363,88

Dari persamaan tersebut, dicari index pada tahun perancangan, yaitu:

Tahun 2015 adalah tahun ke 23 = 448,3107

Tahun 2024 adalah tahun ke 32 = 481,3488

Tahun 2020 adalah tahun ke 28 = 466,6652

Tahun 2014 adalah tahun ke 22 = 444,6398

Harga upah buruh di Gresik

= Rp. 4.300.479,19

= 20675,38072 Rp/jam

Harga alat diperhitungkan dari (www.matche.com)

$$\frac{\text{Index 2023}}{\text{Index 2014}} = \quad 1{,}07369465$$

No.	Nama alat	Variabel penentu	Jumlah	Harga 2014 ($)	Harga 2023 ($)	Harga Total ($)	Harga Total (Rp)
1.	Ballmill	Luas	1	934900	1003797,128	1003797,128	Rp14.509.887.486
2.	Blower-01	Kapasitas Blower	1	3800	4080,0397	4080,039669	Rp58.976.973
3.	Blower-02	Kapasitas Blower	1	15700	16857,0060	16857,006	Rp243.668.022
4.	Belt Conveyor-2	Lebar, Panjang	1	9200	9877,9908	9877,990777	Rp142.786.357
5.	Bucket Elevator-01	Tinggi	1	12000	12884,3358	12884,3358	Rp186.243.074
6.	Belt Conveyor-1	lebar, Panjang	1	9200	9877,9908	9877,990777	Rp142.786.357
7.	Bucket Elevator-03	Tinggi	1	12000	12884,3358	12884,3358	Rp186.243.074
8.	Crystallizer	Volume	1	720500	773596,9951	773596,9951	Rp11.182.344.564
9.	Centrifuge	Diameter	1	11900	12776,9663	12776,96633	Rp184.691.048
10.	Cyclone	Aliran udara per menit	1	65300	70112,2606	70112,26063	Rp1.013.472.727
11.	Cooler	Luas	1	12900	13850,6610	13850,66098	Rp200.211.304
12.	Cooling Conveyor	Lebar, panjang	1	10100	10844,3160	10844,31596	Rp156.754.587
13.	Evaporator	Luas Permukaan	1	9400	10092,7297	10092,72971	Rp145.890.408
14.	Heater-01	Luas	1	1300	1395,8030	1395,803045	Rp20.176.333
15.	Heater-02	Luas	1	1300	1395,8030	1395,803045	Rp20.176.333
	Hopper	Volume	1	104200	111878,9825	111878,9825	Rp1.617.210.692
16.	Mixer	Volume	1	469900	504529,1159	504529,1159	Rp7.292.968.370
17.	Pompa-01	Diameter pipa	2	9300	9985,3602	19970,72048	Rp288.676.765
18.	Pompa-02	Diameter pipa	1	9300	9985,3602	9985,360242	Rp144.338.382
19.	Pompa-03	Diameter pipa	1	3900	4187,4091	4187,409134	Rp60.528.999
20.	Pompa-04	Diameter pipa	1	7000	7515,8625	7515,862548	Rp108.641.793
21.	Pompa-05	Diameter pipa	2	15000	16105,4197	32210,83949	Rp465.607.685
22.	Pompa-06	Diameter pipa	1	18000	19326,5037	19326,50369	Rp279.364.611
23.	Pompa-07	Diameter pipa	2	16700	17930,7007	35861,4013	Rp518.376.556
24.	Pompa-08	Diameter pipa	1	9300	9985,3602	9985,360242	Rp144.338.382
25.	Reaktor	Volume	1	222500	238897,0596	238897,0596	Rp3.453.256.996

26.	Rotary Dryer	Luas Permukaan	1	145500	156222,5715	156222,5715	Rp2.258.197.272
27.	RVF	Luas Permukaan	1	145000	155685,7242	155685,7242	Rp2.250.437.143
28.	Screw Conveyor	Dimeter, Panjang	1	13100	14065,3999	14065,39991	Rp203.315.356
29.	Screen	Luas	1	20100	21581,2625	21581,26246	Rp311.957.149
30.	Silo MgCO3	Volume	2	56900	61093,2256	122186,4511	Rp1.766.205.151
31.	Silo MgSO4.7H2O	Volume	2	84700	90941,9368	181883,8737	Rp2.629.131.394
32.	Tangki H2SO4	Volume	2	349200	374934,1717	749868,3434	Rp10.839.346.903
33.	Tangki H2O	Volume	2	306500	329087,4101	658174,8203	Rp9.513.917.027
	TOTAL					5018341,423	Rp72.540.125.274

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost total (PEC)

= \$5.018.341,42

= Rp72.540.125.273,85

(Biaya selama pengangkutan, cara pengangkutan, berat, ukuran)

1. Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

DEC = 10% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp7.254.012.527,38

2.Instalasi (Biaya pasang alat)

(25% sd 55% PEC Peters hal 245) biaya pembangunan untuk menyokong PEC

Material 11% PEC = 11% x Rp. 72.540.125.273,85 = Rp.7.979.413.780,12

Buruh (32% PEC)

= 32% x Rp72.540.125.273,85 = Rp. 23.212.840.087,63

Jumlah manhour = $\frac{Rp.23.212.840.087,63}{Rp20.675,38}$ = Rp1.122.728,54 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.1.122.728,54

= Rp.23.212.840.087,63

Total Cost = Rp.7.980.536.508,67

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% Peters hal 245

Material (45% PEC) = 43% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp.31.192.253.867,75

Buruh (35% PEC) = 37% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp.26.839.846.351,32

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp26.839.846.351,32}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp1.298.154,88/manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.1.298.154,88

= Rp.26.839.846.351,32

Total Cost = Rp. 58.032.100.219,08

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat-alat kontrol) 8-50% peters hal 245

Material (10% PEC) = 10% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp.7.254.012.527,38

Buruh (10% PEC) = 10% x Rp72.540.125.273,85

= Rp7.254.012.527,38

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp7.254.012.527,38}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp.350.852,67 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.350.852,67

= Rp.7.254.012.527,38

Total Cost = Rp.14.508.025.054,77

5. Listrik 15-30% PEC Peters hal 273

Material (20% PEC) = 15% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp.10.881.018.791,08

Buruh (10% PEC) = 5% x Rp72.540.125.273,85

= Rp3.627.006.263,69

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp3.627.006.263,69}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp.175.426,33 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.175.426,33

= Rp.3.627.006.263,69

Total Cost = Rp.14.508.025.054,77

6. Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa) = 8% -9% PEC

Material (8% PEC) = 5% x Rp72.540.125.273,85

= Rp.3.627.006.263,69

Buruh (8% PEC) = 4% x Rp.72.540.125.273,85

= Rp.2.901.605.010,95

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp.2.901.605.010,95}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp140.341,07/manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.140.341,07

= Rp.2.901.605.010,95

Total Cost = Rp.6.528.611.274,65

<u>Bangunan</u>

No.	Nama Bangunan	P (m)	L (m)	Jumlah	Luas (m^2)
1.	Pos Keamanan	3	2	2	12
2.	Ruang Kontrol	10	10	1	100
3.	Gudang Bahan baku	20	15	1	300
4.	Gudang Produk	30	15	1	450
5.	Kantor	30	25	1	750
6.	Masjid	15	15	1	225
7.	Kantin	15	15	1	225
8.	Poliklinik	10	10	1	100
9.	Gedung Pertemuan	30	20	1	600
10.	Laboratorium	25	15	1	375
11.	Bengkel	20	20	1	400
12.	Perpustakaan	10	7	1	70
13.	Daerah Proses	60	50	1	3000
14.	Daerah Utilitas	30	30	1	900
15.	K3 dan Fire Hidran	15	12	1	180
16.	Unit Pengolahan Limbah	15	20	1	300
17.	Tempat Parkir	20	20	2	800
18.	Tempat Parkir Truk	30	30	1	900
19.	Taman	15	15	1	225
20.	Jalan raya	15	15	1	225
21.	Area pengembangan				1000
	TOTAL				11137

Harga di Kawasan Industri Gresik

Tahun 2014 $250,00 = Rp3.613.750,00 /m2

Tahun 2019 = Rp3.761.702,24 /m2

Biaya bangunan = Rp30.044.715.828,19

7. Pengembangan Lahan (Yard Improvment) = 10% -20% PEC

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya.

Harga = Rp1.500.000,00 /m²

untuk biaya taman, pagar, dan area parkir

Biaya = Rp4.387.500.000,00

Luas Jalan = 225 m²

Harga Jalan aspal = Rp150.000 /m²

Biaya Jalan = Rp33.750.000

Biaya Pengembangan = Rp4.421.250.000,00

8. Tanah

Luas tanah = 11137 m^2

Harga tanah = Rp2.000.000,00 /m^2 (Tahun 2016)

= Rp2.099.070,75 /m^2 (Tahun 2019)

Biaya tanah = Rp23.377.350.981,18

9. Peralatan Utilitas (PEC-UT)

No.	Nama alat		Jumlah	Harga 2014 ($)	Harga 2023 ($)	Harga Total ($)	Harga Total (Rp)
1.	Demineralizer	Carbon steel	1	15800	16964,37547	16964,37547	Rp245.220.047
2.	Dearator	Stainless 304	1	14900	15998,05028	15998,05028	Rp231.251.817
3.	Boiler		1	275300	295588,1371	295588,1371	Rp4.272.726.521
4.	Tangki larutan N2H4	Stainless 304	1	32600	35002,44558	35002,44558	Rp505.960.351
5.	Tangki karbon aktif	Carbon steel	1	2200	2362,128229	2362,128229	Rp34.144.564
7.	Pompa Utilitas (P-01)		2	7300	7837,970943	15675,94189	Rp226.595.740
8.	Pompa Utilitas (P-02)		2	2400	2576,867159	5153,734319	Rp74.497.230
9.	Pompa Utilitas (P-03)		1	1400	1503,17251	1503,17251	Rp21.728.359
10.	Pompa Utilitas (P-04)		2	7300	7837,970943	15675,94189	Rp226.595.740
11.	Pompa Utilitas (P-05)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
12.	Pompa Utilitas (P-06)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
13.	Pompa Utilitas (P-07)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
14.	Pompa Utilitas (P-08)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
15.	Pompa Utilitas (P-09)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
16.	Pompa Utilitas (P-10)		1	5100	5475,842714	5475,842714	Rp79.153.306
17.	Pompa Utilitas (P-11)		1	2400	2576,867159	2576,867159	Rp37.248.615
18.	Pompa Utilitas (P-12)		1	3900	4187,409134	4187,409134	Rp60.528.999
19.	Pompa Utilitas (P-13)		1	3900	4187,409134	4187,409134	Rp60.528.999
20.	Pompa Utilitas (P-14)		2	3900	4187,409134	8374,818268	Rp121.057.998
21.	Tangki HCl	Stainless 304	1	20500	22010,74032	22010,74032	Rp318.165.251
22.	Tangki NaOH	Stainless 304	1	8600	9233,773988	9233,773988	Rp133.474.203
23	Tangki kaporit	Fiber	1	8800	9448,512917	9448,512917	Rp136.578.254
24.	Tangki anion exchanger	Stainless 304	2	15900	17071,74493	34143,48986	Rp493.544.146
25.	Tangki kation exchanger	Stainless 304	2	21500	23084,43497	46168,86994	Rp667.371.015
26.	Tangki pendingin 1	Carbon steel	1	46800	50248,90961	50248,90961	Rp726.347.988
27.	Tangki pendingin 2	Carbon steel	1	46800	50248,90961	50248,90961	Rp726.347.988
28.	Tangki air sanitasi	Carbon steel	1	74300	79775,51247	79775,51247	Rp1.153.155.033
29.	Tangki air umpan boiler	Carbon steel	1	33500	35968,77077	35968,77077	Rp519.928.581
30.	Cooling tower	Carbon steel	1	101900	109409,4848	109409,4848	Rp1.581.514.103
	TOTAL					$ 902.762,46	Rp 13.049.431.380,70

Harga alat lokal = Rp800.000,00 /m3

No.	Nama alat	Jumlah	Volume (m^3)	Harga total (Rp)
1.	Bak penampung	1	109,5121	Rp 87.609.681

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost total (PEC) = Rp.13.137.041.062,10

1. Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

DEC = 10% x Rp.13.137.041.062,10 = Rp.1.313.704.106,21

2. Instalasi (Biaya pasang alat) (25% sd 55% PEC Peters hal 245)

biaya pembangunan untuk menyokong PEC

Material 30% PEC = 30% x Rp.13.137.041.062,10

= Rp.3.941.112.318,63

Buruh (32% PEC) = 32% x Rp.13.137.041.062,10

= Rp.4.203.853.139,87

Jumlah manhour = $\frac{\text{Rp4.203.853.139,87}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp.203.326,52 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.203.326,52

= Rp.4.203.853.139,87

Total Cost = Rp8.144.965.458,50

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% Peters hal 245

Material (45% PEC) = 45% x Rp13.137.041.062,10

= Rp5.911.668.477,94

Buruh (37% PEC) = 37% x Rp.13.137.041.062,10

= Rp.4.860.705.192,98

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp4.860.705.192,98}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp235.096,28/manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp.20.675,38 x Rp.235.096,28

= Rp.4.860.705.192,98

Total Cost = Rp. 10.772.373.670,92

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat-alat kontrol) 8-50% peters hal 245

Material (30% PEC) = 30% x Rp.13.137.041.062,10

= Rp.3.941.112.318,63

Buruh (15% PEC) = 15% x Rp13.137.041.062,10

= Rp1.970.556.159,31

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp1.970.556.159,31}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp95.309,30 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp20.675,38 x Rp95.309,30

= Rp1.970.556.159,31

Total Cost = Rp5.911.668.477,94

5. Listrik 15-30% PEC Peters hal 273

Material (15% PEC) = 15% x Rp13.137.041.062,10

= Rp1.970.556.159,31

Buruh (10% PEC) = 10% x Rp13.137.041.062,10

= Rp1.313.704.106,21

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp1.313.704.106,21}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp.63.539,54 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp20.675,38 x Rp63.539,54

= Rp.1.313.704.106,21

Total Cost = Rp3.284.260.265,52

6. Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa) = 8% -9% PEC

Material (8% PEC) = 8% x Rp13.137.041.062,10

= Rp. 1.050.963.284,97

Buruh (8% PEC) = 8% x Rp13.137.041.062,10

= Rp1.050.963.284,97

Jumlah Manhour = $\frac{\text{Rp1.050.963.284,97}}{\text{Rp20.675,38}}$ = Rp.50.831,63 /manhour

Buruh lokal (100%) = 100% x Rp20.675,38 x Rp50.831,63

= Rp.1.050.963.284,97

Total Cost = Rp2.101.926.569,94

PPC UTILITAS = Rp31.528.898.549,03

FIXED CAPITAL INVESMENT	Rp
PEC	85.677.166.335,94
Instalasi	16.125.501.967,17
Pemipaan	68.804.473.890,00
Instrument	20.419.693.532,71
Listrik	17.792.285.320,29
Isolasi	8.630.537.844,58
Tanah	23.377.350.981,18
Bangunan	30.044.715.828,19
Pengembangan	4.421.250.000,00
Jumlah PPC	**275.292.975.700,06**
Engineering & Contruction, 15%	41.293.946.355,01
Jumlah DPC	**316.586.922.055,07**
Contractor's fee, 15%	47.488.038.308,26
Contingency, 10%	31.658.692.205,51
Jumlah FCI	**395.733.652.568,83**

MANUFACTURING COST (BIAYA PRODUKSI)

DIRECT MANUFACTURING COST

1. Bahan Baku

Harga Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Rp/kg	Harga (Rp)
$MgCO_3$ 98%	13993,44119	21,6825	Rp 2.403.029.285,67
Asam sulfat 98%	16278,93147	Rp. 98,000	Rp 12.672.960.612,86
TOTAL			Rp 15.075.989.898,53

2. Gaji Karyawan = Gaji karyawan / tahun = Rp19.332.000.000,00

3.Supervisi (15% karyawan) (15% labor Peter 266) = Rp2.899.800.000,00

4. Maintenance (5% FCI) = Rp19.786.682.628,44 (2-10% FCI Peter 268)

5. Plant suplies (15% maintenance) = Rp2.968.002.394,27

(15% maintenance Peter 268)

Harga produk	kg	Rp/kg	Harga USD
$MgSO_4.7H_2O$	18902,40594	2818,725	$ 421.983.018.630,90
		TOTAL	
			Rp. 421.983.018.630,90

6. Royalty dan patent (1% sales) = Rp4.219.830.186,31

(0-6% total produk Peter hal 269)

7. Kebutuhan bahan utilitas

Bahan baku

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	kg/tahun	Harga (Rp/kg)	Harga total (Rp/tahun)
Natural Greensand Zeolit	0,194	1.539,66	25000,00	38.491.446,35
Resin anion exchanger	0,648	5.132,19	20000,00	102.643.856,92
N_2H_4 (Hidrazin)	0,171	1.355,55	20000,00	27.110.932,75
Karbon aktif	0,007	55,44	11000,00	609.840,00
Kaporit	0,006	43,56	3000,00	130.680,00
HCl	1.098,306	8.698.586,93	1500,00	13.047.880.390,14
NaOH	836,382	6.624.149,02	4700,00	31.133.500.404,42
Solar (L/jam)	488,033	3.865.221,11	5150,00	19.905.888.691,85
TOTAL				**Rp. 64.256.256.242,41**

Bahan	Kebutuhan (m^3/jam)	m^3/tahun	Harga (Rp/m^3)	Harga total (Rp/tahun)
Air	38,5588	38,5588	3200	123388,1123
Air make up	4,532	35.889,53	3200	114.846.511,18
TOTAL				Rp. 114.969.899,29

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp128.653.531.249,26

Indirect Manufacturing cost

Payroll Overhead 15% kary = Rp3.866.400.000,00

(10-20% dari labor cost, hal 273 peter)

Laboratorium 15% kary = Rp3.866.400.000,00

(10-20% dari labor cost, hal 273 peter)

Pack dan Shipping 15% FCI = Rp79.146.730.513,77

(10-20% FCI, hal 274 peter)

Plant Overhead 60% kary = Rp13.532.400.000,00

(50-70% dari labor cost, hal 274 peter)

Total Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Rp100.411.930.513,77

Fixed manufacturing Cost

Depresiation 10% FCI = Rp39.573.365.256,88 (10 % FCI, Hal 273 peter)

Property tax 2% FCI = Rp7.914.673.051,38 (1-4%FCI hal 273 peter)

Asuransi 1% FCI = Rp3.957.336.525,69 (0,4-1%FCI hal 273 peter)

Total Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Rp51.445.374.833,95

TOTAL MANUFACTURING COST = Rp280.510.836.596,97

Manufacturing Cost	Rp
Bahan Baku	15.075.989.898,53
Buruh(Labor)	19.332.000.000,00
Supervisi	2.899.800.000,00
Perawatan	19.786.682.628,44
Plant Suplies	2.968.002.394,27
Royalty	4.219.830.186,31
Utilitas	64.371.226.141,71
Direct Manufacturing Cost	**128.653.531.249,26**
Payroll	3.866.400.000,00
Laboratorium	3.866.400.000,00
Plant Overhead	13.532.400.000,00
Packed	79.146.730.513,77
Indirect Manufacturing Cost	**100.411.930.513,77**
Depresiasi	39.573.365.256,88
Pajak	7.914.673.051,38
Asuransi	3.957.336.525,69
Fixed Manufacturing Cost	**51.445.374.833,95**
Manufacturing Cost	**280.510.836.596,97**

Working Capital (MODAL KERJA)		
Persediaan bahan baku	1/12 x bahan baku	Rp.1.256.332.491,54
Bahan baku dalam proses	0.5/330 x manufacturing	Rp.425.016.419,09
Biaya sebelum terjual	1/12 x manufakturing	Rp. 23.375.903.049,75
Persediaan uang	1/12 x manufakturing	Rp. 23.375.903.049,75
Jumlah	WC (WORKING CAPITAL)	Rp. 48.433.155.010,13

General Expense		
Administrasi	5% MC	Rp. 14.025.541.829,85
Distribution and marketing cost	10% MC	Rp. 28.051.083.659,70
Finance	1% MC	Rp. 2.805.108.365,97
Research and development cost	5% MC	Rp. 14.025.541.829,85
Total general Expanse		**Rp. 58.907.275.685,36**

Total Biaya Produksi = Manufacturing Cost + General Expense =		**Rp 339.418.112.282,33**
Penjualan (Sa)	=	Rp 421.983.018.630,90
Total Cost	=	Rp 369.713.865.396,96
Keuntungan sebelum pajak	=	**Rp 52.269.153.233,94**
Keuntungan sesudah pajak	=	**Rp 36.588.407.263,76**
Pajak 30% dari keuntungan	=	**Rp 15.680.745.970,18**

$$Pr.b = \frac{Pb}{If} \quad Pr.a = \frac{Pa}{If}$$

$$POT = \frac{If}{Pb+0{,}1\,x\,If} \quad POT = \frac{If}{Pa+0{,}1\,x\,If}$$

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3\ Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra}\ x\ 100\%$$

$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra}\ x\ 100\%$$

ROI sebelum pajak = 13,208 %

(untuk resiko rendah sebelum pajak minimal 11%)

ROI sesudah pajak =9,246 %

POT sebelum pajak = 4,3088 tahun

(untuk resiko rendah sebelum pajak maksimal 5 tahun)

POT sesudah pajak = 5,196 tahun

Fixed Cost (Fa)	**Rp**
Depreciation	39.573.365.256,88
Pajak	7.914.673.051,38
Insurance	3.957.336.525,69
	51.445.374.833,95
Varible cost (Va)	**Rp**
Bahan Baku	15.075.989.898,53
Royalty and Patent	4.219.830.186,31
Utilitas	64.256.256.242,41
Packaging and Shipping	79.146.730.513,77
	162.698.806.841,02
Regulateted Cost (Ra)	**Rp**
Labour	19.332.000.000,00
Maintenance	19.786.682.628,44
Plant Suplies	2.968.002.394,27
Labolatory	3.866.400.000,00
Payroll Overhead	3.866.400.000,00
Plant Overhead	13.532.400.000,00
General Expense	58.907.275.685,36
	122.259.160.708,07

BEP = 50,732 %

SDP = 21,115 %

(BEP TIDAK BOLEH KURANG DARI 40, (40-60)

(SDP TIDAK BOLEH LEBIH DARI 30, SEMAKIN KECIL SEMAKIN BAGUS)

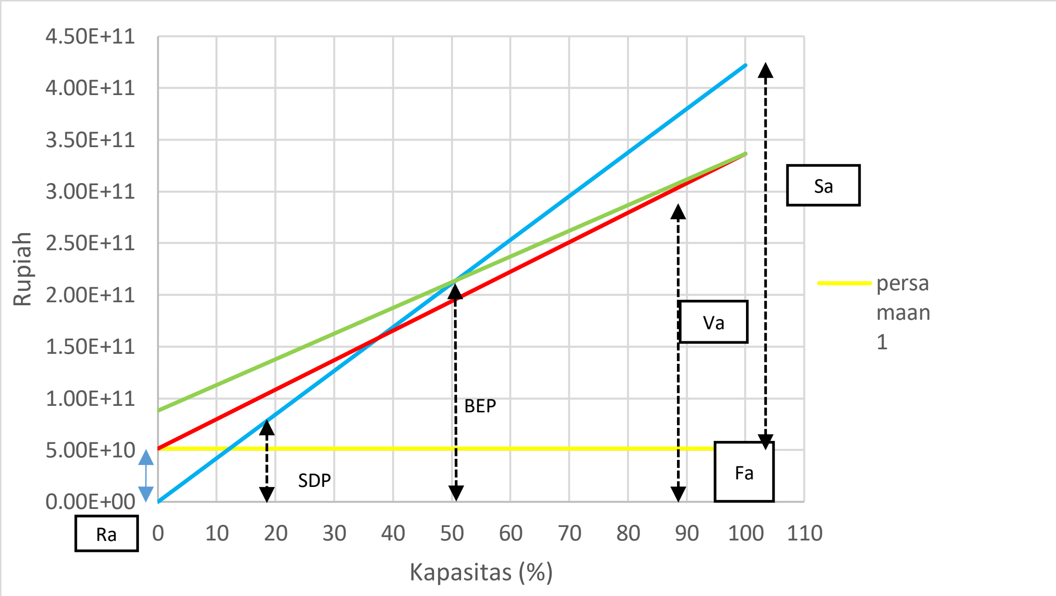
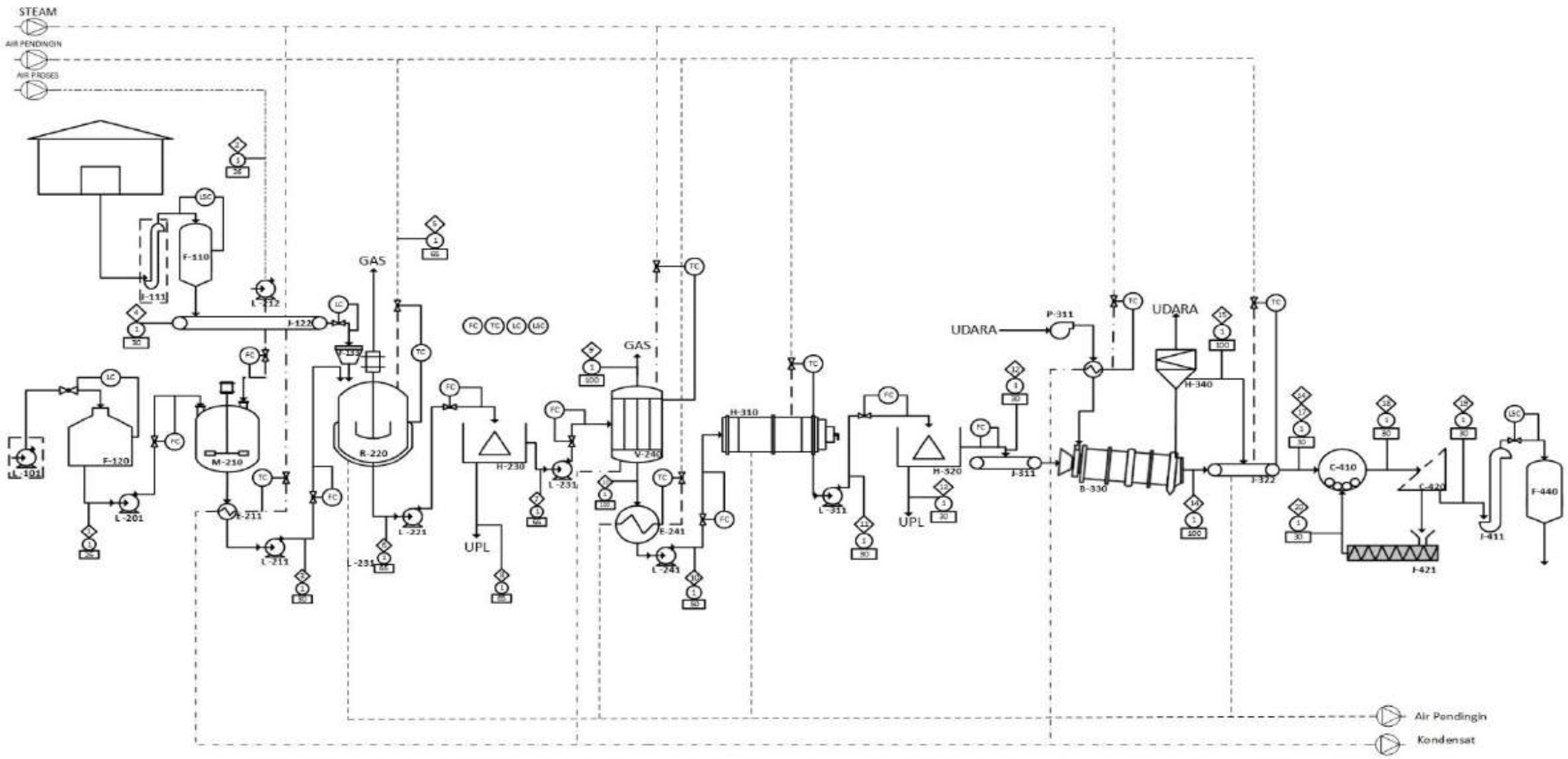

4.50E+11
4.00E+11
3.50E+11
3.00E+11
2.50E+11
2.00E+11
1.50E+11
1.00E+11
5.00E+10
0.00E+00
Rupiah
Sa
Va
BEP
SDP
Fa
Ra
persa maan 1
0 10 20 30 40 50 60 70 80 90 100 110
Kapasitas (%)

DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT DARI MAGNESIUM KARBONAT DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 150.000 TON/TAHUN



KODE	KETERANGAN
KODE	GUDANG MAGNESIUM KARBONAT
F-133	HOPPER
F - 110	SILO MAGNESIUM KARBONAT
F - 440	SILO MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT
F - 120	TANGKI ASAM SULFAT
M-210	MIXER
R-220	REAKTOR
H-230	CENTRIFUGE-1
V-240	EVAPORATOR
H-310	CRYSTALLIZER
H-320	CENTRIFUGE-2
B-330	ROTARY DRYER
H-340	CYCLONE
C-410	BALLMILL
H-420	SCREEN
L -101	POMPA 1
L-201	POMPA 2
L-212	POMPA 3
L-211	POMPA 4
L-221	POMPA 5
L-231	POMPA 6
L-241	POMPA 7
L-311	POMPA 8
J - 111	BUCKET ELEVATOR 1
J - 122	BELT CONVEYOR 1
J-411	BUCKET ELEVATOR 2
E-211	HEATER 1
E-231	HEATER 2
P-311	BLOWER (RD)
J-311	BELT CONVEYOR 2
J-322	COOLING CONVEYOR
J-421	SCREW CONVEYOR
E-241	COOLER
LC	LEVEL CONTROL
LSC	LEVEL SWITCH CONTROL
TC	TEMPERATURE CONTROL
FC	FLOW CONTROL
◇	NOMOR ARUS
○	TEKANAN (atm)
▭	TEMPERATURE (C)
— — — —	STEAM
— — — —	AIR PENDINGIN
- - — - - —	AIR PROSES

Komponen / Kg/jam	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7
H2SO4	16268,62422		16268,62422			813,9465733	813,9465733
Cl	0,0060085911		0,060085911			0,060123967	0,060123967
NO3	0,052473534		0,052473534			0,052506779	0,052506779
Fe	0,473917042		0,473917042			0,4742173	
Pb	1,751800495		1,751800495			1,752910379	
H2O	60,63325828	2063,111281	2123,744539			4963,28061	7464,783831
MgCO3				13984,58104		699,6720595	
MgO				54,56816228		54,6027548	
SiO2				20,33781135		20,35069669	
CaO				18,98376266		18,99557901	
Fe2O3				54,0570089		54,6027348	
Al2O3				103,5441035		103,6097005	
CO2					6934,982101		
MgSO4						18981,18762	18955,53714
MgSO4.7H2O							
Total	16551,59576	2063,111281	18394,70704	14236,07189	6934,982101	25712,0768	27254,58017

Komponen / Kg/jam	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12	ARUS 13	ARUS 14
H2SO4				813,9465733	813,9465733	813,9465733	
Cl				0,060123979	0,060123979	0,060123979	
NO3				0,052506779	0,052506779	0,052506779	
Fe		0,4742173					
Pb		1,752910376					
H2O	2571,20768	69,70445908	3732,391916	3732,391916	3732,391916	3695,067997	37,32391916
MgCO3		699,6720595					
MgO		54,6027548					
SiO2		20,35069669					
CaO		18,99579012					
Fe2O3		54,09125757					
Al2O3		103,6097055					
CO2							
MgSO4		25,6504781		18955,53714	3,81583728	3,81583728	
MgSO4.7H2O					18951,67555		18951,67555
Total	2571,20768	1048,904809	3732,391916	23501,98826	23501,98826	4512,988784	18988,99947

Komponen / Kg/jam	ARUS 15	ARUS 16	ARUS 17	ARUS 18	ARUS 19	ARUS 20	ARUS 21
H2SO4							
Cl							
NO3							
Fe							
Pb							
H2O	33,59152724	3,732391916	0,335915272	33,25561197	1,84900194	38,83740408	1,849400194
MgCO3							
MgO							
SiO2							
CaO							
Fe2O3							
Al2O3							
CO2							
MgSO4							
MgSO4.7H2O	189,5167555	18762,1588	1,895167555	187,621588	45,00572842	18947,41166	45,00572842
Total	223,1082828	18765,89119	2,231082828	220,8772	46,85512861	18986,24907	46,85512861

DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK MAGNESIUM SULFAT HEPTAHIDRAT DARI MAGNESIUM KARBONAT DAN ASAM SULFAT KAPASITAS 150.000 TON / TAHUN

OLEH :
BONARB DOLI SIREGAR
21150278D

DOSEN PEMBIMBING 1 :
Dr.Supriyono, S.T., M.T

DOSEN PEMBIMBING 2 :
[illegible]