APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

satuan massa = kilogram
waktu operasi = 1 tahun = 330 hari
1 hari kerja = 24 jam
kapasitas 55000 ton/tahun = 166,6667 ton/hari
= 6,9444 ton/jam
= 6944,4444 kg/jam
basis = 6944,4444 kg/jam

komposisi bahan baku

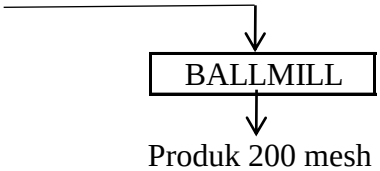
(PT. Putra Lima Jaya)

Komponen	% berat	fraksi berat	Berat
CaCO3	98,92	0,9892	6869,4444
MgCO3	0,67	0,0067	46,5278
H2O	0,41	0,0041	28,4722
Total	100	1,0000	6944,4444

Data Berat Molekul Perry's 7ed, Tb 2-1

BM	gr/mol
CaCO3	100
MgCO3	84
H2O	18
HCL	36,5
CO2	44
CaCl2	111
CaCl2.2H2O	147
MgCl2	95
Ca(OH)2	74
Mg(OH)2	58
H2CO3	62

1. BALL MILL



Produk 200 mesh

fungsi : Menghancurkan, menghaluskan feed dan menyeragamkan ukuran Feed

Kondisi operasi

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30 ^{o}C

Asumsi produk oversize	=	5%	(Perry's 7ed, Tabel 19-5)
berat feed	=	6944,4444	Kg/Jam
berat oversize	=	347,2222	Kg/Jam
Produk undersize = feed - produk oversiz	=	6597,2222	Kg/Jam
Berat undersize	=	6597,2222	Kg/Jam

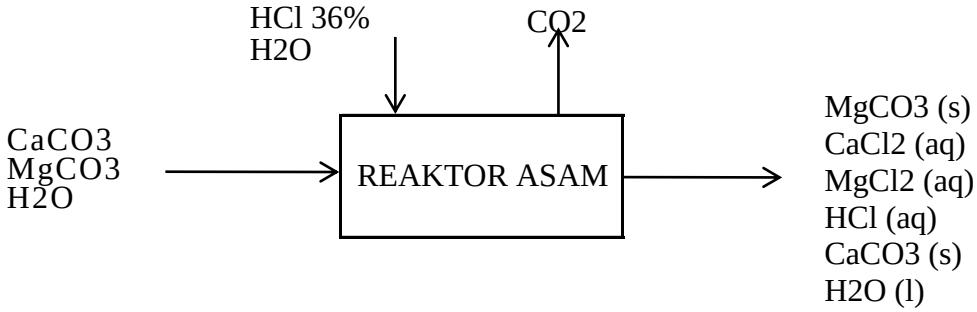
Komponen	Feed Masuk	Oversize	Undersize
CaCO3	6869,4444	343,4722	6525,9722
MgCO3	46,5278	2,3264	44,2014
H2O	28,4722	1,4236	27,0486
TOTAL	6944,4444	347,2222	6597,2222

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Limestone dari gudang		*Limestone ke Reaktor Asam	
CaCO3	6525,9722	CaCO3	6525,9722
MgCO3	44,2014	MgCO3	44,2014
H2O	27,0486	H2O	27,0486
	6597,2222		6597,2222
TOTAL	6597,2222		6597,2222

2. REAKTOR ASAM

Fungsi : Mereaksikan HCl dengan Calcium Carbonate untuk menghasilkan CaCl2



Konversi CaCO3	=	0,99	(William, 2002)
Konversi MgCO3	=	0,90	(William, 2002)
Feed Masuk	:		

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCO3	0,9892	98,92%	6525,9722
MgCO3	0,0067	0,67%	44,2014
H2O	0,0041	0,41%	27,0486
TOTAL	1,00	100%	6597,2222

Feed Masuk :

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
HCl	0,3600	36%	4988,4365
H2O	0,6400	64%	8868,3316
TOTAL	1,00	100%	13856,7681

Reaksi yang terjadi

*Reaksi Utama

	CaCO3(s)	+ 2 HCl(aq)	⟶ CaCl2(aq)	+ H2O(l)	+ CO2 (g)
M	65,2597				
R	64,6071	129,2143	64,6071	64,6071	64,6071
S	0,6526	129,2143	64,6071	64,6071	64,6071

*Reaksi Samping

	MgCO3(s)	+ 2 HCl(aq)	⟶ MgCl2(aq)	+ H2O(l)	+ CO2(g)
M	0,5262				
R	0,4736	0,9472	0,4736	0,4736	0,4736
S	0,0526	0,9472	0,4736	0,4736	0,4736

*Reaksi Utama

CaCO3(s) + 2 HCl(aq) ⟶ CaCl2(aq) + H2O(l) + CO2(g)

Berat CaCO3	=	6525,9722	Kg/Jam		
Sisa CaCO3	=	65,2597	Kg/Jam		
Kebutuhan HCl	=	129,2143	Kmol/jam	=	4716,3201
Produk CaCl2	=	64,6071	Kmol/jam	=	7171,3909
Produk H2O	=	64,6071	Kmol/jam	=	1162,9283
Produk CO2	=	64,6071	Kmol/jam	=	2842,7135

*Reaksi Samping

MgCO3(s) + 2 HCl(aq) ⟶ MgCl2(aq) + H2O(l) + CO2(g)

Berat MgCO3	=	44,2014	Kg/Jam			
sisa MgCO3	=	4,4201	Kg/Jam			
kebutuhan HCl	=	0,9472	Kmol/jam	=	34,5718	Kg/Jam
Produk MgCl2	=	0,4736	Kmol/jam	=	44,9907	Kg/Jam
Produk H2O	=	0,4736	Kmol/jam	=	8,5246	Kg/Jam
Produk CO2	=	0,4736	Kmol/jam	=	20,8378	Kg/Jam

Kebutuhan reaktan HCl

Kebutuhan HCl untuk reaksi 1	=	129,2143	Kmol/jam
Kebutuhan HCl untuk reaksi 2	=	0,9472	Kmol/jam
Kebutuhan HCl	=	130,1614	Kmol/jam
	=	4750,8919	Kg/Jam

Digunakan HCl berlebih 5 % untuk mengoptimalkan reaksi.

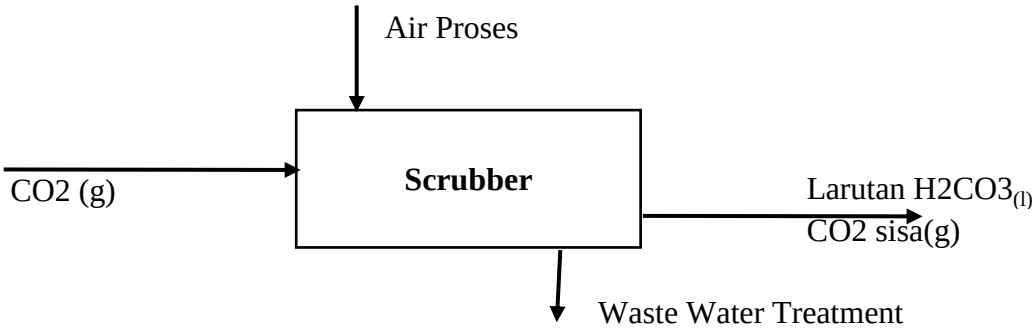
HCl berlebih	=	136,6695	Kmol/jam	=	4988,4365	Kg/Jam
HCl sisa reaksi	=	6,5081	Kmol/jam	=	237,5446	Kg/Jam

Kebutuhan HCl 36%	=	4988,4365	Kg/Jam	
Kadar HCl	=	36%		
Berat total HCl 36%	=	13856,7681	Kg/Jam	
Berat H2O pada HCl 36 %	=	8868,3316	Kg/Jam	
Produk reaksi				
Produk CaCl2	=	7171,3909	Kg/Jam	
Produk MgCl2	=	44,9907	Kg/Jam	
HCl sisa reaksi	=	237,5446	Kg/Jam	
Produk H2O				
Produk H2O reaksi 1	=	1162,9283	Kg/Jam	
Produk H2O reaksi 2	=	8,5246	Kg/Jam	
H2O dalam HCl 36 %	=	8868,3316	Kg/Jam	
H2O dari feed	=	27,0486	Kg/Jam	+
TOTAL	=	10066,8330	Kg/Jam	
Produk CO2				
Produk CO2 reaksi 1	=	2842,7135	Kg/Jam	
Produk CO2 reaksi 2	=	20,8378	Kg/Jam	+
TOTAL	=	2863,5513	Kg/Jam	

Neraca Massa

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/Jam
*CaCO3 dari Ball Mill		*Produk ke Tangki Penampung -1	
CaCO3	6525,9722	CaCl2 (aq)	7171,3909
MgCO3	44,2014	MgCl2 (aq)	44,9907
H2O	27,0486	HCl (aq)	237,5446
	6597,2222	H2O (l)	10066,8330
*HCl teknis dari tangki		MgCO3 (s)	4,4201
penampungan		CaCO3 (s)	65,2597
HCl	4988,4365		17590,4390
H2O	8868,3316		
	13856,7681	*Gas CO2 ke udara	
		CO2	2863,5513
TOTAL	20453,9903		20453,9903

3. SCRUBBER



Feed masuk

Karbon dioksida sisa keluar dari reaktor

Bahan	CO2	$H_2O_{(g)}$	Total
Mol (kmol)	65,0807	65,0807	130,1614
Berat (kg)	2.863,5513	1.171,4528	4.035,0041

Feed Masuk :

Karbon dioksida dan gas sisa dari Reaktor

Komposisi	% berat	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
CO2	70,97%	2.863,5513	65,0807
$H2O_{(g)}$	29,03%	1.171,4528	65,0807
TOTAL	**100%**	**4.035,0041**	**130,1614**

Proses :

Asumsi gas karbon dioksida lolos = 1% = 0,6508 kmol = 28,6355 kg/jam

Gas karbon dioksida yang terserap = 64,4299 kmol/jam = 2.834,9158 kg/jam

Absorbsi gas karbon dioksida dengan air proses suhu 30 ^oC

Kelarutan karbon dioksida = 42 per 100 bagian air (Perry 7^{ed} T.2-123, 1997)

Kebutuhan air proses = $\frac{100}{42}$ x 64,4299 kmol/jam

= 153,4045 kmol/jam x 18,00 kg/kmol

= 2761,2816 kg/jam

H_2O dalam feed = 1.171,4528 kg/jam

H_2O yang ditambahkan = 2761,2816 - 1.171,4528

= 1589,8288 kg/jam

Reaksi Pelarutan Karbon dioksida :

	$CO2_{(g)}$	+	$H_2O_{(l)}$	→	H2CO3 (aq)
M	64,4299		153,4045		-
R	64,4299		64,4299		64,4299
S	0,0000		88,9746		64,4299

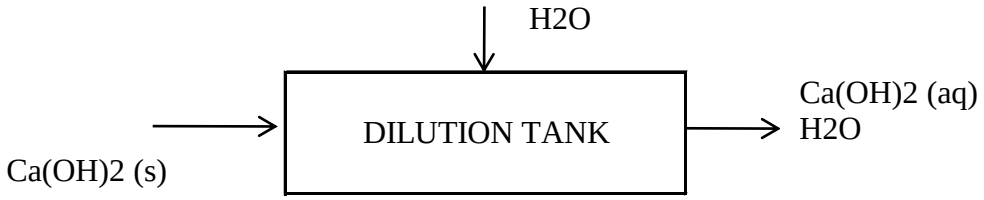
Produk Keluar dan Sisa Reaksi :

H2CO3 terbentuk	=	Mol Amonia terserap		x	BM	
	=	64,4299	kmol/jam	x	62,00	kg/kmol
	=	3994,6541	kg/jam			
Air sisa	=	88,9746	kmol	x	18,00	kg/kmol
	=	1601,5433	kg/jam			
Mula - Mula Gas Ammonia	=	2863,5513	kg/jam			
Excess	=	1%				
	=	28,6355	kg/jam			
Gas CO2	=	28,6355	kg/jam			

NERACA MASSA SCRUBBER

Massa Masuk (Kg/jam)			Massa Keluar (Kg/jam)		
Karbon dioksida dan gas lain dari Reaktor			Ammonium Hidroksida ke WWTP		
$CO2_{(g)}$	=	2.863,5513	$H2CO3_{(aq)}$	=	3994,6541
$H_2O_{(g)}$	=	1.171,4528	$H_2O_{(aq)}$	=	1601,5433
			Amonia sisa ke Udara		
			$CO2_{(g)}$	=	28,6355
Air Proses yang ditambahkan					
$H_2O_{(l)}$	=	1589,8288			
TOTAL	=	**5624,8329**	**TOTAL**	=	**5624,8329**

4. TANGKI PELARUTAN Ca(OH)2



Feed Masuk :

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
Ca(OH)2	0,2000	20%	253,3131
H2O	0,8000	80%	1013,2523
TOTAL	1,0000	100%	1266,5653

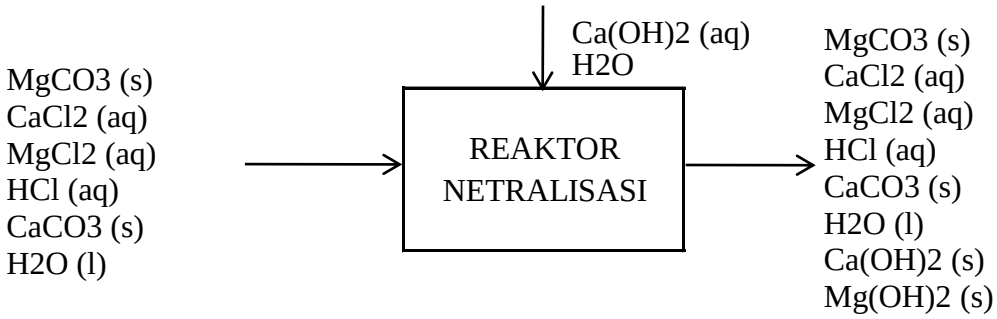
Ca(OH)2 yang dibutuhkan	=	253,3131	Kg/Jam
H2O yang dibutukan	=	1013,2523	Kg/Jam

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Ca(OH)2 dari gudang		*Ca(OH)2 ke Reaktor Netralisasi	
Ca(OH)2	253,3131	Ca(OH)2	253,3131
*Air dari utilitas		H2O	1013,2523

H2O	1013,2523	1266,5653
TOTAL	1266,5653	1266,5653

5. REAKTOR NETRALISASI



Konversi MgCl2 = 0,7 (Elsner, 2011)
Konversi HCl = 0,9 (Elsner, 2011)
Feed Masuk :

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,4077	40,77%	7171,3909
MgCl2	0,0026	0,26%	44,9907
HCl	0,0135	1,35%	237,5446
H2O	0,5723	57,23%	10066,8330
MgCO3	0,0003	0,03%	4,4201
CaCO3	0,0037	0,37%	65,2597
TOTAL	1,0000	100%	17590,4390

Feed Masuk :

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
Ca(OH)2	0,2000	20%	253,3131
H2O	0,8000	80%	1013,2523
TOTAL	1,00	100%	1266,5653

Reaksi yang terjadi
*Reaksi 1

	MgCl2(aq)	+ Ca(OH)2(aq)	⟶ CaCl2(aq)	+ Mg(OH)2(s)
M	0,4736			
R	0,3315	0,3315	0,3315	0,3315
S	0,1421	0,3315	0,3315	0,3315

*Reaksi 2

	2HCl(aq)	+	Ca(OH)2(aq)	⟶	CaCl2(aq)	+	2H2O(l)
M	6,5081						
R	5,8573		2,9286		2,9286		5,8573
S	0,6508		2,9286		2,9286		5,8573

Tinjauan reaksi:

*Reaksi 1

	MgCl2(aq)	+	Ca(OH)2(aq)	⟶	CaCl2(aq)	+	Mg(OH)2(s)

Berat MgCl2	=	44,9907	Kg/Jam			
Sisa MgCl2	=	13,4972	Kg/Jam			
Kebutuhan Ca(OH)2	=	0,3315	Kmol/jam	=	24,5318	Kg/Jam
Produk CaCl2	=	0,3315	Kmol/jam	=	36,7977	Kg/Jam
Produk Mg(OH)2	=	0,3315	Kmol/jam	=	19,2276	Kg/Jam

*Reaksi 2

	2HCl(aq)	+	Ca(OH)2(aq)	⟶	CaCl2(aq)	+	2H2O(l)

Berat HCl	=	237,5446	Kg/Jam			
sisa HCl	=	23,7545	Kg/Jam			
kebutuhan Ca(OH)2	=	2,9286	Kmol/jam	=	216,7188	Kg/Jam
Produk CaCl2	=	2,9286	Kmol/jam	=	325,0782	Kg/Jam
Produk H2O	=	5,8573	Kmol/jam	=	105,4308	Kg/Jam

Kebutuhan reaktan Ca(OH)2

Kebutuhan Ca(OH)2 untuk reaksi 1	=	0,3315	Kmol/jam	
Kebutuhan Ca(OH)2 untuk reaksi 2	=	2,9286	Kmol/jam	+
Kebutuhan Ca(OH)2	=	3,2601	Kmol/jam	
	=	241,2505	Kg/Jam	

Digunakan Ca(OH)2 berlebih 5 % untuk mengoptimalkan reaksi.

Ca(OH)2 berlebih	=	3,4231	Kmol/jam	=	253,3131	Kg/Jam
Ca(OH)2 sisa reaksi	=	0,1630	Kmol/jam	=	12,0625	Kg/Jam

Kebutuhan Ca(OH)2 20%	=	253,3131	Kg/Jam
Kadar Ca(OH)2	=	20%	
Berat total Ca(OH)2 20%	=	1266,5653	Kg/Jam
Berat H2O pada Ca(OH)2 20%	=	1013,2523	Kg/Jam

Produk reaksi

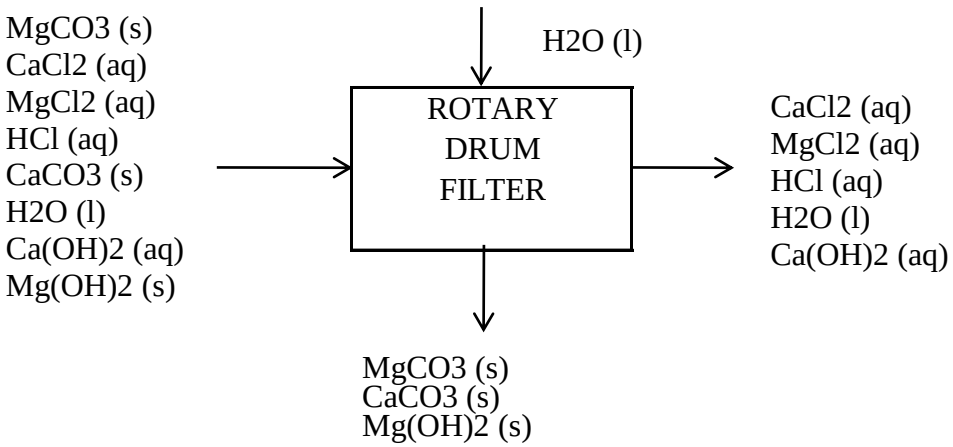
Produk CaCl2 (R-1)	=	36,7977	Kg/Jam	
Produk CaCl2 (R-2)	=	325,0782	Kg/Jam	+
TOTAL	=	361,8758	Kg/Jam	

Produk H2O			
Produk H2O reaksi 2	=	105,4308	Kg/Jam
H2O dalam Ca(OH)2 20 %	=	1013,2523	Kg/Jam
H2O dari feed	=	10066,8330	Kg/Jam
TOTAL	=	11185,5160	Kg/Jam

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Produk dari tangki penampung - 1		*Produk ke RDF	
CaCl2 (aq)	7171,3909	CaCl2 (aq)	7533,2667
MgCl2 (aq)	44,9907	MgCl2 (aq)	13,4972
HCl (aq)	237,5446	HCl (aq)	23,7545
H2O (l)	10066,8330	H2O (l)	11185,5160
MgCO3 (s)	4,4201	MgCO3 (s)	4,4201
CaCO3 (s)	65,2597	CaCO3 (s)	65,2597
	17590,4390	Ca(OH)2	12,0625
		Mg(OH)2	19,2276
*Kapur Susu dari Tangki Pelarutan			18857,0044
Ca(OH)2	253,3131		
H2O	1013,2523		
	1266,5653		
TOTAL	18857,0044		18857,0044

6. ROTARY DRUM FILTER



Feed Masuk

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,3995	39,95%	7533,2667
MgCl2	0,0007	0,07%	13,4972
HCl	0,0013	0,13%	23,7545
H2O	0,5932	59,32%	11185,5160

MgCO3	0,0002	0,02%	4,4201
CaCO3	0,0035	0,35%	65,2597
Ca(OH)2	0,0006	0,06%	12,0625
Mg(OH)2	0,0010	0,10%	19,2276
TOTAL	1,0000	100%	18857,0044

Menghitung Kebutuhan Air Pencuci

Asumsi Kebutuhan air pencuci air adalah 20% dari total cake yang di cuci

Air Pencuci = 20% x Total Cake
= 20% x 18857,0044
= 3771,4009 Kg/Jam

Asumsi semua cake terpisahkan, filtrat yang terikut pada cake 1%

CaCl2	=	1%	x	7533,2667	=	75,3327	Kg/Jam
MgCl2	=	1%	x	13,4972	=	0,1350	Kg/Jam
HCl	=	1%	x	23,7545	=	0,2375	Kg/Jam
H2O	=	1%	x	11185,5160	=	111,8552	Kg/Jam
MgCO3	=	1%	x	4,4201	=	0,0442	Kg/Jam
CaCO3	=	1%	x	65,2597	=	0,6526	Kg/Jam
Ca(OH)2	=	1%	x	12,0625	=	0,1206	Kg/Jam
Mg(OH)2	=	1%	x	19,2276	=	0,1923	Kg/Jam
				TOTAL	=	188,5700	Kg/Jam

Filtrat yang lolos RDF

CaCl2 (aq)	=	7457,9340	Kg/Jam
MgCl2 (aq)	=	13,3622	Kg/Jam
HCl (aq)	=	23,5169	Kg/Jam
H2O (l)	=	11073,6609	Kg/Jam
Ca(OH)2 (aq)	=	11,9419	Kg/Jam

Cake tertahan RDF ke Pengolahan Limbah

CaCO3 (s)	=	64,6071	Kg/Jam
MgCO3 (s)	=	4,3759	Kg/Jam
Mg(OH)2 (s)	=	19,0353	Kg/Jam

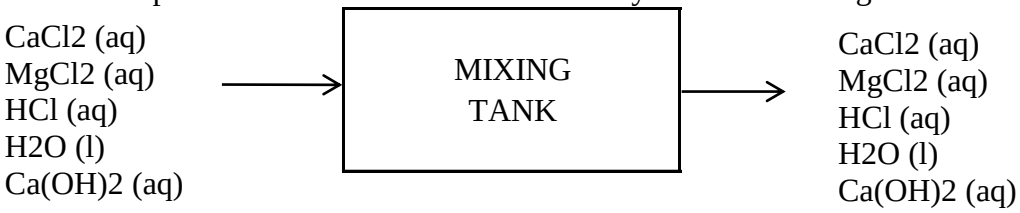
Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Produk dari Reaktor Netralisasi		*Filtrat ke Tangki Mixing	
CaCl2 (aq)	7533,2667	CaCl2 (aq)	7457,9340
MgCl2 (aq)	13,4972	MgCl2 (aq)	13,3622
HCl (aq)	23,7545	HCl (aq)	23,5169
H2O (l)	11185,5160	H2O (l)	11073,6609
MgCO3 (s)	4,4201	Ca(OH)2 (aq)	11,9419
CaCO3 (s)	65,2597		18580,4159
Ca(OH)2	12,0625		

Mg(OH)2	19,2276	*Solid ke Pengolahan Limbah	
	18857,0044	MgCO3 (s)	4,3759
		CaCO3 (s)	64,6071
*Air pencuci dari utilitas		Mg(OH)2 (s)	19,0353
H2O	3771,4009		88,0184
		*Bekas Air Pencuci	
		Produk terikut Cake	188,5700
		H2O	3771,4009
			3959,9709
	22628,4052		22628,4052

7. MIXING TANK

Fungsi : Mencampurkan feed keluar dari RDF dan Recycle dari Centrifuge



Feed Masuk :

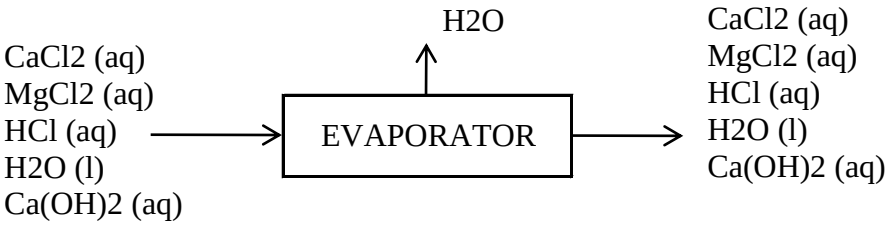
Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,4014	40,14%	7457,9340
MgCl2	0,0007	0,07%	13,3622
HCl	0,0013	0,13%	23,5169
H2O	0,5960	59,60%	11073,6609
Ca(OH)2	0,0006	0,06%	11,9419
TOTAL	1,0000	100,00%	18580,4159

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Filtrat dari RDF		*Filtrat ke Evaporator	
CaCl2 (aq)	7457,9340	CaCl2 (aq)	7457,9340
MgCl2 (aq)	13,3622	MgCl2 (aq)	13,3622
HCl (aq)	23,5169	HCl (aq)	23,5169
H2O (l)	11073,6609	H2O (l)	11073,6609
Ca(OH)2 (aq)	11,9419	Ca(OH)2 (aq)	11,9419
	18580,4159		18580,4159
TOTAL	18580,4159		18580,4159

8. EVAPORATOR

Fungsi : Menjenuhkan Larutan CaCl



Feed Masuk :

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,4014	0,4014	7457,9340
MgCl2	0,0007	0,0007	13,3622
HCl	0,0013	0,0013	23,5169
H2O	0,5960	0,5960	11073,6609
Ca(OH)2	0,0006	0,0006	11,9419
TOTAL	1,0000	1,0000	18580,4159

Konsentrasi larutan dalam Feed

$$\frac{7506,7551}{18580,4159} \times 1,0000 = 0,4040 = 40,40\%$$

Neraca Massa : F = v1 + L1 (Badger, pg 195)

neraca komponen : F.XF = Vtotal.Y + L1.XL1

dimana F = 18580,4159 kg/jam

XF = 0,4040

XL = 0,5960

$$L1 = \frac{(F \times XF) - (V1 \times Y)}{XL1}$$

$$= \frac{18580,4159 \times 0,4040 - 0}{0,5960}$$

$$= 12595,5304$$

$$V1 = F - L1$$

$$= 5984,8856 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Evaporator

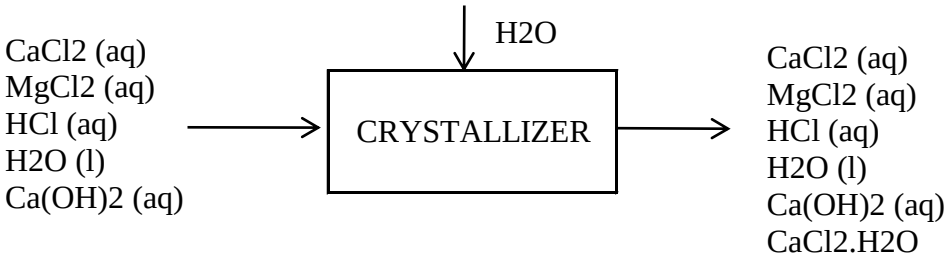
Feed Masuk	=	18580,4159 kg/jam
Berat Larutan Pekat (L1)	=	12595,5304 kg/jam
Berat Vapor (V1)	=	5984,8856 kg/jam
Berat H2O pada produk akhir	=	5088,7753 kg/jam
Berat H2O pada feed	=	11073,6609 kg/jam

Neraca massa total

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
*filtrat dari Mixing Tank		*filtrat ke crystallizer	
CaCl2	7457,9340	CaCl2	7457,9340
MgCl2	13,3622	MgCl2	13,3622
HCl	23,5169	HCl	23,5169
H2O	11073,6609	H2O	5088,7753
Ca(OH)2	11,9419	Ca(OH)2	11,9419
TOTAL	18580,4159		12595,5304
		*air menguap pada evaporator	
		H2O	5984,8856
Total	18580,4159	Total	18580,4159

9. CRYSTALLIZER

Fungsi : Membentuk Crystal CaCl2.2H2O



Feed Masuk

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,5921	59,21%	7457,9340
MgCl2	0,0011	0,11%	13,3622
HCl	0,0019	0,19%	23,5169
H2O	0,4040	40,40%	5088,7753
Ca(OH)2	0,0009	0,09%	11,9419
TOTAL	1,0000	100,00%	12595,5304

Kelarutan CaCl2 pada suhu 30 = $\frac{59,5 \text{ gr}}{100,0 \text{ gr air}} = \frac{0,00595 \text{ kg}}{0,1 \text{ kg air}}$

Penentuan Kristal yang terbentuk

Dengan metode example 1. (Perry 7ed), hal. 18-37, dengan persamaan :

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

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

Perhitungan :

Asumsi terjadi penguapan H_2O = 0%

H_2O yang menguap = 0% x 5.088,7753 kg/jam
= 0 kg/jam

Ratio BM kristal dengan larutan (R) :
BM CaCl2.2H2C = 147 kg/mol
BM CaCl2 = 111 kg/mol

Kelarutan CaCl2 = 0,595

Berat CaCl2 terkristalkan pada feed (Wo) :
Wo = 7457,9340 kg

Total bahan yang bersifat liquid pada feed (Ho) :
Ho = 5137,5963 kg

Evaporation (E) :
E = 0 kg

maka jumlah kristal yang terbentuk adalah :

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

$$P = 1 \times \frac{(100 \times 8135,9280) - (0,595 \times (5604,6505 - 0))}{100 - (0,595\,(1-1))}$$

$$P = 1 \times \frac{742736,5319}{100}$$

P = 7427,3653 kg

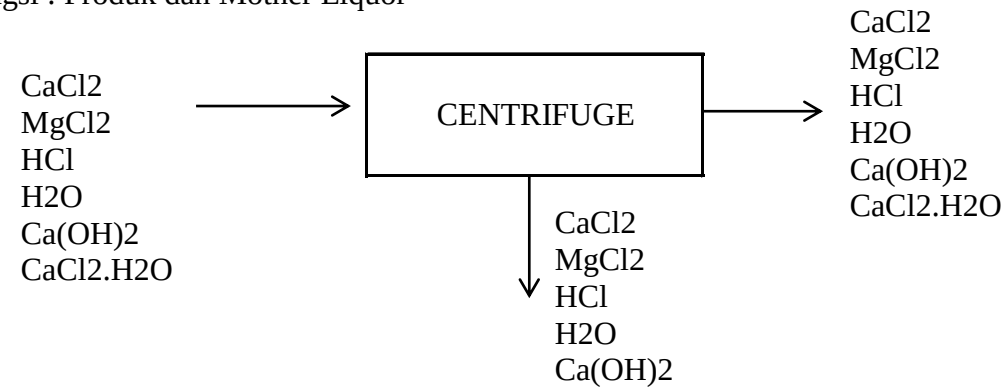
Berat Kristal CaCl2.H2O = 7427,3653
Berat CaCl2 tidak terkristal = Berat CaCl2 pada feed - Berat kristal CaCl2.H2O
= 7457,9340 - 7427,3653
= 30,5687 kg

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Filtrat dari Evaporator		*Crystal ke Centrifuge	
CaCl2 (aq)	7457,9340	CaCl2	30,5687
MgCl2 (aq)	13,3622	MgCl2	13,3622
HCl (aq)	23,5169	HCl	23,5169
H2O (l)	5088,7753	H2O	5088,7753
Ca(OH)2 (aq)	11,9419	Ca(OH)2	11,9419
	12595,5304	CaCl2.2H2O	7427,3653
			12595,5304
TOTAL	12595,5304		12595,5304

10. CENTRIFUGE

Fungsi : Produk dan Mother Liquor



Feed Masuk

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,0024	0,24%	30,5687
MgCl2	0,0011	0,11%	13,3622
HCl	0,0019	0,19%	23,5169
H2O	0,4040	40,40%	5088,7753
Ca(OH)2	0,0009	0,09%	11,9419
CaCl2.2H2O	0,5897	58,97%	7427,3653
TOTAL	1,0000	100,00%	12595,5304

Berdasarkan perhitungan pada Crystallizer

Feed bersifat liquid

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2	0,0059	0,59%	30,5687
MgCl2	0,0026	0,26%	13,3622
HCl	0,0046	0,46%	23,5169
H2O	0,9846	98,46%	5088,7753
Ca(OH)2	0,0023	0,23%	11,9419
TOTAL	1,0000	100,00%	5168,1650

Feed bersifat solid

Komponen	fraksi Berat	% Berat	Berat (Kg)
CaCl2.2H2O	1,0000	100,00%	7427,3653
TOTAL	1,0000	100,00%	7427,3653

Perhitungan cake

Asumsi filtrat terikut cake = 10% (Perry's 7ed, pg 18-38)

Asumsi solid terambil = 90%

Solid terambil = 6684,6288 Kg/Jam

Cake loss = cake pada feed - solid terambil

terdiri dari :

Komponen	Feed Masuk	Cake Terambil	Cake Loss
CaCl2.2H2O	7427,3653	6684,6288	742,7365

Perhitungan filtrat :

Asumsi filtrat terikut cake 10% (Perry's 7ed, pg 18-38)

Berat Liquid = 5168,1650 Kg/Jam

filtrat terikut = 516,8165 Kg/Jam

filtrat keluar = filtrat pada feed - filtrat terikut

terdiri dari :

Komponen	Feed Masuk	Filtrat Terikut	Mother Liquor
CaCl2	30,5687	3,0569	27,5118
MgCl2	13,3622	1,3362	12,0260
HCl	23,5169	2,3517	21,1652
H2O	5088,7753	508,8775	4579,8978
Ca(OH)2	11,9419	1,1942	10,7477
TOTAL	5168,1650	516,8165	4640,6008

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Crytal dari Crystallizer		*Crystal ke Rotay Dryer	
CaCl2	30,5687	CaCl2	3,0569
MgCl2	13,3622	MgCl2	1,3362
HCl	23,5169	HCl	2,3517
H2O	5088,7753	H2O	508,8775
Ca(OH)2	11,9419	Ca(OH)2	1,1942
CaCl2.2H2O	7427,3653	CaCl2.2H2O	6684,6288
	12595,5304		7201,4453
		*Mother Liquor ke Mixing Tank	
		CaCl2	27,5118
		MgCl2	12,0260
		HCl	21,1652
		H2O	4579,8978

		Ca(OH)2	10,7477
			4651,3485
		*Cake Loss	
		CaCl2.2H2O	742,7365
TOTAL	12595,5304		12595,5304

perhitungan recycle dari Mixing Tank ke centrifuge
perhitungan single pass recycle :
fresh feed = feed dari Mix masuk - feed dari centrifuge

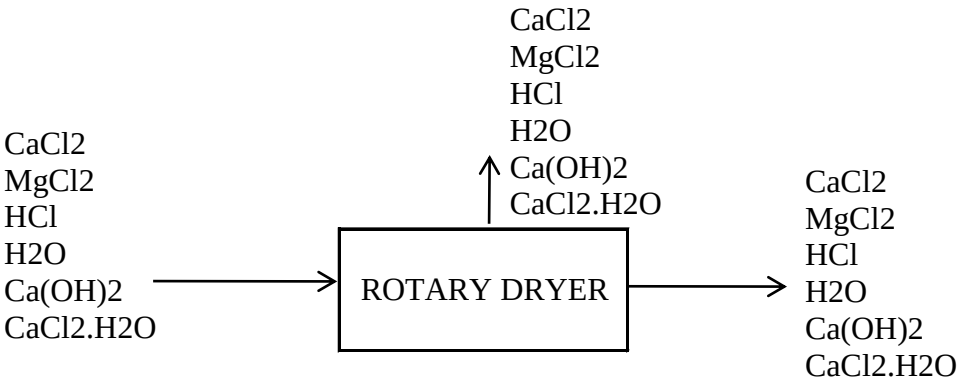
Komponen	Feed Masuk	Recycle	Fresh Feed
CaCl2	7457,9340	27,5118	7430,4222
MgCl2	13,3622	12,0260	1,3362
HCl	23,5169	21,1652	2,3517
H2O	11073,6609	4579,8978	6493,7631
Ca(OH)2	11,9419	10,7477	1,1942
TOTAL	18580,4159	4651,3485	13929,0674

Neraca Massa Mixing Tank Recycle

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Filtrat dari RDF		*Filtrat ke Evaporator	
CaCl2 (aq)	7430,4222	CaCl2 (aq)	7457,9340
MgCl2 (aq)	1,3362	MgCl2 (aq)	13,3622
HCl (aq)	2,3517	HCl (aq)	23,5169
H2O (l)	6493,7631	H2O (l)	11073,6609
Ca(OH)2 (aq)	1,1942	Ca(OH)2 (aq)	11,9419
	13929,0674		18580,4159
*Mother Liquor dari Centirfuge			
CaCl2 (aq)	27,5118		
MgCl2 (aq)	12,0260		
HCl (aq)	21,1652		
H2O (l)	4579,8978		
Ca(OH)2 (aq)	10,7477		
	4651,3485		
TOTAL	18580,4159		18580,4159

11. ROTARY DRYER

Fungsi : Mengeringkan CaCl2 dengan bantuan udara panas



kehilangan solid = 1,0% petrochemical handbook
maka produk solid = 99,0%

komponen

komponen	berat (kg)
CaCl2	3,0569
MgCl2	1,3362
HCl	2,3517
H2O	508,8775
Ca(OH)2	1,1942
CaCl2.2H2O	6684,6288
TOTAL	7201,4453

komponen	feed (kg)	kehilangan solid (kg)	produk solid (kg)
CaCl2	3,0569	0,0306	3,0263
MgCl2	1,3362	0,0134	1,3229
HCl	2,3517	0,0235	2,3282
H2O	508,8775	5,0888	503,7888
Ca(OH)2	1,1942	0,0119	1,1822
CaCl2.2H2O	6684,6288	66,8463	6617,7825
TOTAL	7201,4453	72,0145	7129,4308

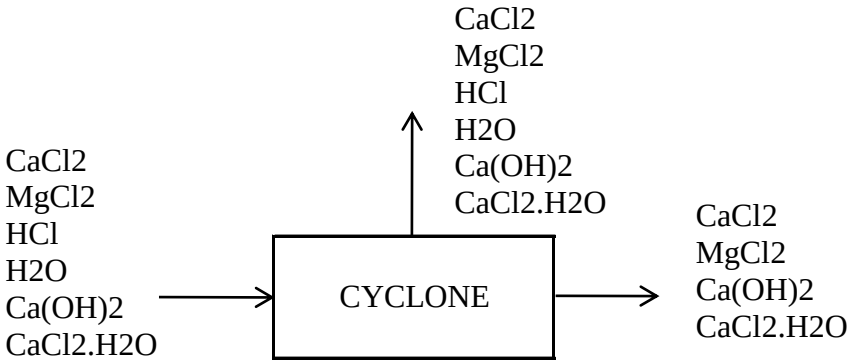
Asumsi air yang terikut pada produk = 1,0%
Berat air pada feed = 508,8775 kg/jam
Air pada produk = 5,0887753 kg/jam
Penguapan air = 503,7888 kg/jam

Neraca massa pada rotary dryer :

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Centrifuge		Kristal ke Cooling Conveyor	
CaCl2	3,0569	CaCl2	3,0263
MgCl2	1,3362	MgCl2	1,3229

HCl	2,3517	HCl	0,0235
H2O	508,8775	H2O	5,0888
Ca(OH)2	1,1942	Ca(OH)2	1,1822
CaCl2.2H2O	6684,6288	CaCl2.2H2O	6617,7825
TOTAL	7201,4453		6628,4262
		Kristal ke Cyclone	
*Udara kering masuk	689239,3069	CaCl2	0,0306
		MgCl2	0,0134
		HCl	2,3282
		Ca(OH)2	0,0119
		CaCl2.2H2O	66,8463
			69,2303
		*Udara keluar	689239,3069
		*uap H2O	503,7888
Total	696440,7522		696440,7522

12. CYCLONE



Kondisi operasi
Tekanan operasi : 1 atm
Suhu operasi : 92 ^{o} C
efisiensi cyclone : 99% (Ludwig:165)

Komponen	Berat (kg)
CaCl2	0,0306
MgCl2	0,0134
HCl	2,3282
H2O	503,7888
Ca(OH)2	0,0119
CaCl2.2H2O	66,8463
Total	573,0191

Kehilangan solid : 1%
Massa produk solid : 99%

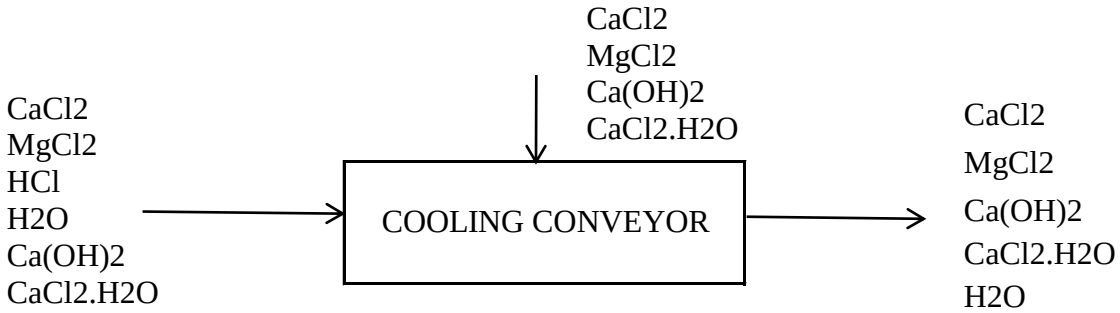
Terdiri dari :

Komponen	Feed	Kehilangan solid (kg)	Produk solid (kg)
CaCl2	0,0306	0,0003	0,0303
MgCl2	0,0134	0,000134	0,0132
HCl	2,3282	0,0232817	2,3049
H2O	503,7888	5,0378875	498,7509
Ca(OH)2	0,0119	0,0001194	0,0118
CaCl2.2H2O	66,8463	0,6684629	66,1778

Neraca massa :

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Masuk ke cyclone		Produk atas	
		*Udara keluar	689239,3069
CaCl2	0,0306	CaCl2	0,0003
MgCl2	0,0134	MgCl2	0,0001
HCl	2,3282	HCl	2,3282
H2O	503,7888	H2O	503,7888
Ca(OH)2	0,0119	Ca(OH)2	0,0001
CaCl2.2H2O	66,8463	CaCl2.2H2O	0,6685
Total	573,0191		506,7859
		Produk bawah	
		CaCl2	0,0303
*Udara keluar	689239,3069	MgCl2	0,0132
		Ca(OH)2	0,0118
		CaCl2.2H2O	66,1778
Total	689812,3260		689812,3260

13. COOLING CONVEYOR



Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Masuk dari cyclone		Keluar cooling conveyor	
CaCl2.2H2O	66,1778	CaCl2.2H2O	6683,9603
CaCl2	0,0303	CaCl2	3,0566
MgCl2	0,0132	MgCl2	1,3361
Ca(OH)2	0,0118	Ca(OH)2	1,1941
	66,2331	H2O	5,0888

Masuk dari R.Dryer		HCl	0,0235
CaCl2	3,0263		6694,6593
MgCl2	1,3229		
HCl	0,0235		
H2O	5,0888		
Ca(OH)2	1,1822		
CaCl2.2H2O	6617,7825		
	6628,4262		
Total	6694,6593	Total	6694,6593

APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

satuan massa = kilogram
waktu operasi = 1 tahun = 330 hari
1 hari kerja = 24 jam
kapasitas 55000 ton/tahun = 166,6667 ton/hari
= 6,9444 ton/jam
= 6944,4444 kg/jam
basis = 6944,444444 kg/jam
T reff = 25 C = 298,15 K

Data Cp = Perry 7th wd t.2-194 pg 2-161;NIST (kal/mol K

Komponen	BM	A	B	C
CaCO3	100	19,680	0,0119	-307600,00
MgCO3	84	16,900		
HCl	36,5	6,700	0,0008	
CaCl2	111	16,900	0,0039	
MgCl2	95	17,300	0,0038	
CO2	44	10,340	0,0027	-195500,00
Ca(OH)2	74	21,400		
Mg(OH)2	58	18,200		
CaCl2.H2O	147			
H2O (l)	18		1,0000	
H2O(g)	18	8,220	0,0002	0,00000134

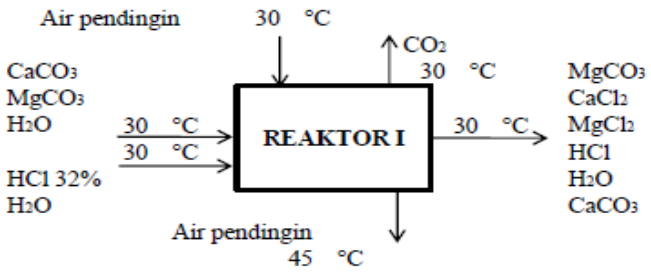
Tabel 1. Data konstanta kapasitas panas

Literature : Himmelblau app. E.1 (J/mol K)

Komponen	BM	A	B	C	D
H2O (l)	18	18,2964	0,47212	-0,0013388	1,3142E-06
H2O(g)	18	33,46	0,00688	0,000007604	-3,593E-09
CO2	44	36,11	0,04233	-0,00002887	7,464E-09

1. Reaktor Asam

Fungsi : Mereaksikan HCl dengan Calcium Carbonate untuk menghasilkan CaCl2



T feed masuk	=	303,15 K
T feed yang keluar	=	303,15 K
T reff	=	298,15 K
T steam masuk	=	303,15 K
T steam keluar	=	318,15 K

Neraca Massa

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/Jam
*CaCO3 dari Ball Mill		*Produk ke Reaktor Netralisasi	
CaCO3	6525,9722	CaCl2 (aq)	7171,3909
MgCO3	44,2014	MgCl2 (aq)	44,9907
H2O	27,0486	HCl (aq)	237,5446
	6597,2222	H2O (l)	10066,8330
		MgCO3 (s)	4,4201
*HCl teknis dari tangki penampungan		CaCO3 (s)	65,2597
HCl	4988,4365		0,0000
H2O	8868,3316		
	13856,7681	*Gas CO2 ke udara	
		CO2	2863,5513
TOTAL	20453,9903		2863,5513

Q bahan masuk

Q = n (kmol/jam) x Cp (kkal/kmol K)

$\Delta H = n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

ΔH CaCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 65,2597222 x 99,2724

= 6478,49065 kkal/jam

ΔH MgCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,5262 x 84,5000

= 44,4644924 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 1,5027 x 5,0000

= 7,51350309 kkal/jam

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 136,669494 x 34,7026

= 4742,78677 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 492,685089 x 5,0000

= 2463,42544 kkal/jam

TOTAL Q bahan masuk = 13736,681 kkal/jam

Q bahan keluar

ΔH CaCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 64,607125 x 90,362675

= 5838,0726 Kkal/jam

ΔH MgCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,47358631 x 92,21235

= 43,6705065 kkal/jam

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 6,50807113 x 34,7026

= 225,846989 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 559,268501 x 5
= 2796,3425 kkal/jam

ΔH MgCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,0526207 x 84,5000
= 4,44644924 kkal/jam

ΔH CaCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,6526 x 99,2724
= 64,7849065 kkal/jam

ΔH CO2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 65,0807113 x 49,00260339
= 3189,12428 kkal/jam

Q bahan keluar = 12162,2883 kkal/jam

$CaCO_3(s) + 2HCl(aq) \longrightarrow CaCl_2(aq) + H_2O(l) + CO_2(g)$
$MgCO_3(s) + 2HCl(aq) \longrightarrow MgCl_2(aq) + H_2O(l) + CO_2(g)$

Dari Lange 15th ed. T. 6.3 didapatkan ΔHf^o =

CaCO3(s)	=	-288,6233	kkal/kmol
HCl(aq)	=	-39,9498	kkal/kmol
CaCl2(aq)	=	-209,6391	kkal/kmol
H2O(l)	=	-68,315	kkal/kmol
CO2(g)	=	-94,0511	kkal/kmol
MgCO3(s)	=	-261,9025	kkal/kmol
MgCl2(aq)	=	-191,4794	kkal/kmol

REAKTAN

KOMPONEN	n bereaksi	ΔHf 298	ΔHf 298
	kmol/jam	kkal/kmol	kkal/jam
CaCO3(s)	64,6071	-288,6233	-18647,12162
MgCO3(s)	0,4736	-261,9025	-124,0334384
HCl(aq)	130,161423	-39,9498	-5199,922801

PRODUK

KOMPONEN	n bereaksi	ΔHf 298	ΔHf 298
	kmol/jam	kkal/kmol	kkal/jam
CaCl2 (aq)	64,607125	-209,6391	-13544,17954
MgCl2 (aq)	0,47358631	-191,4794	-90,6820224
H2O (l)	65,0807113	-68,315	-4445,988793
CO2	0,47358631	-94,0511	-44,54131336

ΔH298 = ΔH produk - ΔH reaktan
= -18125,39167 - -23971,07786
= 5845,686193 kkal/jam
ΔHp = 11867,2099
ΔHr = 11265,74191 kkal/jam
ΔHR = ΔHp + ΔH298 - ΔHr
= 11867,2099 + 5845,686193 - 11265,74191
= 6447,1542 kkal/jam

Q masuk = Q keluar
Q bahan masuk + Q reaksi = Q bahan keluar + Q serap
13736,6809 + 6447,1542 = 12162,2883 + Q serap
8021,5468 = Q serap

Kebutuhan air pendingin

Di butuhkan air pendingin dengan suhu m = 30 ºC
Air pendingin keluar = 45 ºC
Cp Air pendingin = 1 kkal/Kg ºC

$$\text{Kebutuhan air} = \frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$$

$$= \frac{8021,5468}{1 \times (45 - 30)}$$

= 534,7697863 kg/jam

NERACA PANAS

MASUK	kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
*CaCO3 dari Ball Mill		*Produk ke Reaktor Netralisasi	
CaCO3	6478,49065	CaCl2 (aq)	5838,0726
MgCO3	44,4644924	MgCl2 (aq)	43,67050653
H2O	7,51350309	HCl (aq)	225,8469892
	6530,46864	H2O (l)	2796,342503
*HCl teknis dari tangki penampungan		MgCO3 (s)	4,446449239
HCl	4742,78677	CaCO3 (s)	64,78490645
H2O	2463,42544		8973,1640
	7206,21222	*gas CO2 ke udara	
ΔH reaksi	6447,1542	CO2	3189,124285
		Q serap	8021,5468
TOTAL	20183,8351		20183,8351

2. SCRUBBER

Kondisi Operasi :
Tekanan = 1 atm
Suhu = 32 °C (Ulrich : 433)

Neraca energi total:

ΔH bahan masuk + ΔH reaksi + Qsupply = ΔH bahan keluar + Q loss

Entalpi Bahan Masuk 273,15

1 Entalpi CO2 dari reaktor pada suhu 30 °C

T saat masuk scrubber = 30 °C = 303,15 °K

T reference = 25 °C = 298,15 °K

Komposisi	Berat (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Entalpi (kJ/jam)
CO2	2.863,5513	44,00	13.343,2960
H_2O	1.171,4528	18,00	11.699,8970
Total	4.035,0041		25.043,1930

2 Entalpi air proses pada suhu 30 °C

T saat masuk scrubber = 30 °C = 303,15 °K

T reference = 25 °C = 298,15 °K

Komposisi	Berat (kg/jam)	BM (kg/kgmol)	Rate mol (kmol/jam)
H2O	1.589,8288	18	88,3238
Total			88,3238

T (K)	Tref (K)	$\int_{Tref}^{T} Cp\ dT$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
303,1500	298,1500	374,6940	33.094,4076
303,1500	298,1500		
		TOTAL	33.094,4076

Entalpi Bahan Keluar

1 Entalpi H2CO3 ke storage pada suhu 32 ^{o}C

T saat keluar scrubber = 32 ^{o}C = 305,15 ^{o}K

T reference = 25 ^{o}C = 298,15 ^{o}K

Komposisi	Berat (kg/jam)	BM (kg/kgmol)	Rate mol (kmol/jam)
H2CO3	3.994,6541	62	64,4299
H2O	1.601,5433	18	88,9746
Total			153,4045

T (K)	Tref (K)	$\int_{Tref}^{T} Cp\ dT$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
305,1500	298,1500	325,1967	27.962,5784
305,1500	298,1500	128,0748	11.210,8033
		TOTAL	39.173,3818

2 Entalpi bahan keluar ammonia sisa ke udara bebas

Komposisi	Berat (kg/jam)	BM (kg/kgmol)	Rate mol (kmol/jam)
$CO2_{sisa}$	28,6355	44	0,6508
Total			0,6508

T (K)	Tref (K)	$\int_{Tref}^{T} Cp\ dT$ (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
305,1500	298,1500	325,1967	200,4486
298,1500	298,1500		
		TOTAL	200,4486

ΔH2 bahan keluar = 39.173,3818 + 200,4486
= 39.373,8303 kmol/jam

Neraca Energi Total :

Asumsi : Q loss = 5% ΔH1 bahan masuk

ΔH1 bahan masuk = ΔH2 bahan keluar + Q loss
ΔH1 bahan masuk = ΔH2 bahan keluar + 5% (ΔH1 bahan masuk)
58137,6006 = 39373,8303 + 2906,880032
58137,6006 = 42280,7104

Panas Reaksi

Berdasarkan Himmelblau halaman 456 :

Panas reaksi pada suhu 85°C (358,15 K) :

$\Delta H_{R,358,15K}$ = $\Delta H_{R,\ Tref}$ + (ΔH_{Produk} - $\Delta H_{Reaktan}$)
$\Delta H_{Reaktan}$ = Entalpi bahan masuk
ΔH_{Produk} = Entalpi bahan keluar
$\Delta H_{R,\ Tref}$ = Panas Reaksi pada suhu reference
T_{ref} = Suhu Reference = 25 °C
$\Delta H_{R,298,15K}$ = $\Delta H°_{f\ Produk}$ - $\Delta H°_{f\ Reaktan}$

$\Delta H°_f$ = Panas pembentukan bahan

Reaksi yang tejadi

CO2 (g) + H_2O (l) ⟶ H2CO3 (aq)

Data $\Delta H°_f$ komponen :

Komposisi	ΔH°f (KJoule/mol)	Literatur
H2CO3	-125	Lange
CO2	-393,51	Himelblau
H_2O	-285,83	Himelblau

Tinjauan panas reaksi :

Dari neraca massa : (Kapasitas produksi : 250.000 ton/tahun)

Komposisi	Jumlah mol (Kmol)	Jumlah mol (mol)
H2CO3	64,4299	64.429,9042
H_2O	64,4299	64.429,9042
CO2	64,4299	64.429,9042

$\Delta H_{R,298,15K}$ = $\Delta H°_{f\ Produk}$ - $\Delta H°_{f\ Reaktan}$

= $\Delta H°_{f\ H2CO3}$ - ($\Delta H°_{f\ H2O}$ + $\Delta H°_{f\ CO2}$)

= [(-125 x 64.429,9042) -

((-285,83 x 64.429,9042) +

(-393,51 x 64.429,9042) +

= 35.716.073,0922 Kj

Konversi = 100,00% sehingga

$\Delta H_{R,298,15K}$ = 100,00% x 35.716.073,0922 Kj

= 35.716.073,0922 Kj

$\Delta H_{Reaktan}$ = 58.137,6006 (Entalpi bahan masuk)

ΔH_{Produk} = 39.373,8303 (Entalpi bahan keluar)

Asumsi Q loss =

Neraca Energi Total

ΔH bahan mas + Q supply = ΔH bahan keluar + $\Delta H_{R,298,15}$ + Q loss

58.137,601 + Q supply = 39.373,8303 + 35.716.073,0922 + Q loss

58.137,601 + Q supply = 35.755.446,923 + 5% (Q supply)

95% Q supply = 35.697.309,3220 Kj

Q supply = 37.576.115,0757 Kj

Q loss = 1.878.805,7538 Kj

Kebutuhan Air Proses:

Suhu air proses masuk = 30 °C (Ulrich : 427)

Suhu air proses keluar = 45 °C (Ulrich : 427)

Cp air proses = 4 kj/kg.°C (Perry 6^{ed}; fig 3-11)

Q supply = m . Cp . ΔT

M air proses = $\frac{\text{Q supply}}{\text{Cp . ΔT}}$

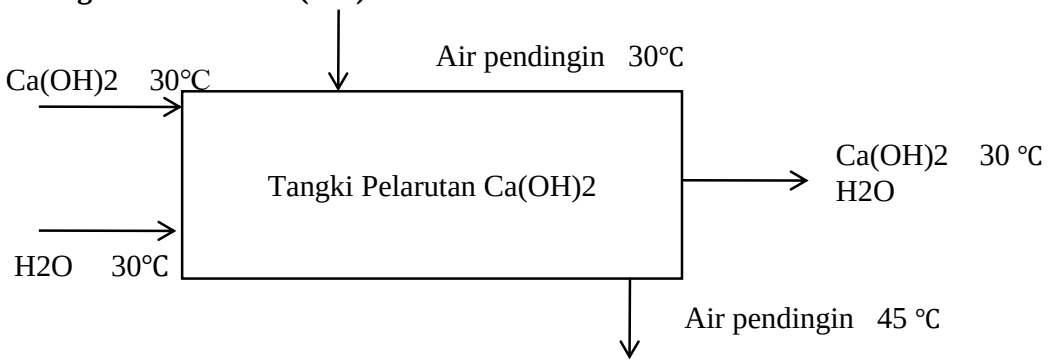
= $\frac{37.576.115,0757}{4 \times 15}$

= 599.314,4186 Kg

NERACA ENERGI SCRUBBER

Energi Masuk (Kkal/jam)			Energi Keluar (Kkal/jam)		
Gas dari reaktor			Larutan H2CO3 ke storage		
CO2	=	3.189,1278	H2CO3	=	9.362,6733
$H_2O_{(g)}$	=	2.796,3456	H2O (a	=	47,9084
Air proses	=	7.909,7620			
			Q loss	=	449.045,8480
Q supply	=	8.980.916,9598	ΔH_{Reaks}	=	8.536.355,7655
TOTAL		**8.994.812,1952**	**TOTAl**	=	**8.994.812,1952**

3. Tangki Pelarutan Ca(OH)2



T feed masuk	=	303,15 K
T feed yang keluar	=	303,15 K
T reff	=	298,15 K
T steam masuk	=	303,15 K
T steam keluar	=	318,15 K

Neraca Massa

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/Jam
*Ca(OH)2 dari gudang		*Ca(OH)2 ke reaktor netralisasi	
Ca(OH)2	253,3131	Ca(OH)2	253,3131
		H2O	1013,2523
			1266,5653
*Air dari utilitas			
H2O	1013,2523		
TOTAL	1266,5653		1266,5653

Dengan trial suhu dari persamaan berikut didapat suhu 30 °C

Q bahan masuk

Q = n (kmol/jam) x Cp (kkal/kmol K)

$\Delta H = n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 3,42314955 x 107,0000

= 366,277002 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 56,2918 x 5,0000

= 281,458963 kkal/jam

TOTAL Q bahan masuk = 647,73596 kkal/jam

Q Pelarutan bahan

ΔH = -16,2 Kj/Kg = -3109,928 Kj/jam = 743,2914 kkal/jam

Q bahan keluar

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 3,42314955 x 107,0

= 366,2770 Kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 56,2917925 x 5,0000

= 281,458963 kkal/jam

Q bahan keluar = 647,7360 kkal/jam

$Ca(OH)_2 (aq) + H_2O(l) \longrightarrow Ca(OH)_2.xH_2O$

Neraca Energi Total

Q masuk = Q keluar

Q bahan masuk + Q pelarutan = Q bahan keluar + Q serap

647,7359643 + 743,2914 = 647,7360 + Q serap

Q serap = 743,2914

kebutuhan air pendingin

di butuhkan air pendingin dengan suhu m = 30 ºC

air pendingin keluar = 45 ºC

Cp Air pendingin = 1 kkal/Kg ºC

Kebutuhan air = $\frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$

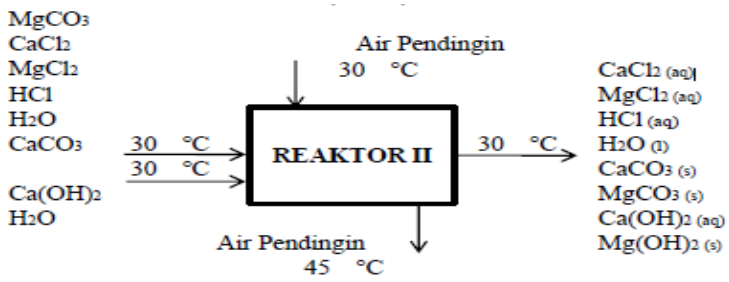
= $\frac{743,2914}{1 \times (45 - 30)}$

= 49,55276 kg/jam

NERACA PANAS

Masuk	kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
*Ca(OH)2 dari gudang		*Produk ke Reaktor Netralisasi	
Ca(OH)2	366,277002	Ca(OH)2	366,2770
		H2O	281,4589627
			647,7360
*Air dari utilitas			
H2O	281,458963		
ΔH pelarutan	743,2914	Q serap	743,2914
TOTAL	1391,0274	TOTAL	1391,0274

4. Reaktor Netralisasi



T feed masuk	=	303,15 K
T feed yang keluar	=	303,15 K
T reff	=	298,15 K
T steam masuk	=	303,15 K
T steam keluar	=	318,15 K

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Produk dari REAKTOR ASAM		*Produk ke RDF	
CaCl2 (aq)	7171,3909	CaCl2 (aq)	7533,2667
MgCl2 (aq)	44,9907	MgCl2 (aq)	13,4972
HCl (aq)	237,5446	HCl (aq)	23,7545
H2O (l)	10066,8330	H2O (l)	11185,5160
MgCO3 (s)	4,4201	MgCO3 (s)	4,4201
CaCO3 (s)	65,2597	CaCO3 (s)	65,2597
	17590,4390	Ca(OH)2	12,0625
		Mg(OH)2	19,2276
*Kapur Susu dari Tangki Pelarutan			18857,0044
Ca(OH)2	253,3131		
H2O	1013,2523		
	1266,5653		
TOTAL	18857,0044		18857,0044

Q Bahan masuk

Q = n (kmol/jam) x Cp (kkal/jmol.K)

CaCl2 (aq)	=	5838,0726
MgCl2 (aq)	=	43,6705
HCl (aq)	=	225,8470
H2O (l)	=	2796,3425
MgCO3 (s)	=	4,4464
CaCO3 (s)	=	64,7849
Ca(OH)2	=	366,2770
H2O (l)	=	281,4590
Total Q bahan masuk	=	9620,9000 Kkal/jam

Q Reaksi

Menghitung panas reaksi pada suhu 298.15 K (ΔHf 298)

$$MgCl_2(aq) + Ca(OH)_2(aq) \longrightarrow CaCl_2(aq) + Mg(OH)_2(s)$$

$$2HCl(aq) + Ca(OH)_2(aq) \longrightarrow CaCl_2(aq) + 2H_2O(l)$$

Dari Lange 15Th ed T.6.3 Dipakai (ΔHf 298) :

MgCl2 (aq)	=	-191,4794 Kkal/Kmol
Ca(OH)2(aq)	=	-235,4685 Kkal/Kmol
HCl (aq)	=	-39,9498 Kkal/Kmol
CaCl2(aq)	=	-209,6391 Kkal/Kmol
Mg(OH)2(s)	=	-221,5105 Kkal/Kmol
H2O(l)	=	-68,315 Kkal/Kmol

REAKTAN

Komponen	n Bereaksi (Kmol/Jam)	ΔHf 298 (Kkal/Kmol)	ΔHf 298 (Kkal/jam)
MgCl2 (aq)	0,3315	-191,4794	-63,4774
Ca(OH)2(aq)	3,2601	-235,4685	-767,6608
HCl (aq)	5,8573	-39,9498	-233,9965
TOTAL			-1065,1348

PRODUK

Komponen	n Bereaksi (Kmol/Jam)	ΔHf 298 (Kkal/Kmol)	ΔHf 298 (Kkal/jam)
CaCl2(aq)	3,2601	-209,6391	-683,4533
Mg(OH)2(s)	0,3315	-221,5105	-73,4330
H2O(l)	5,8573	-68,315	-400,1390
TOTAL			-1157,0254

ΔH 298 = ΔH 298 produk - ΔH 298 reaktan
= -1157,0254 - -1065,1348
= -91,8906 Kkal/Jam
ΔHr = 635,7945 Kkal/Jam
ΔHp = 9269,9231 Kkal/Jam

Sehingga
ΔHR = ΔHp + ΔH 298 + ΔHr
= 9269,923 + -91,8906 + 635,7945
= 9813,827 Kkal/Jam

Q Bahan Keluar
Q = n (kmol/jam) x Cp (Kkal/Jam)

$\Delta H\ CaCl2 = n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 67,8673 x 90,362675
= 6132,66783 Kkal/Jam

$\Delta H\ MgCl2$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,1421 x 92,21235

= 13,101152 Kkal/Jam

$\Delta H\ HCl$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,6508 x 34,7026

= 22,5847 Kkal/Jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 621,4176 x 5,000

= 3107,08779 Kkal/Jam

ΔH CaCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,6526 x 99,2724

= 64,7849 Kkal/Jam

ΔH MgCO3 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,0526 x 84,5

= 4,4464 Kkal/Jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,1630 x 107

= 17,4418 Kkal/Jam

ΔH Mg(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$

= 0,3315 x 91

= 30,1674 Kkal/Jam

Total Q bahan keluar = 9392,282 Kkal/Jam

Neraca Energi Total :

Q masuk = Q keluar

Q bahan masuk + Q reaksi = Q bahan keluar + Q serap

9620,900 + 9813,827 = 9392,282 + Q serap

Q serap = 10042,445 Kkal/Jam

Kebutuhan air pendingin

Di butuhkan air pendingin dengan suhu m = 30 ºC
Air pendingin keluar = 45 ºC
Cp Air pendingin = 1 kkal/Kg ºC

$$\text{Kebutuhan air} = \frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$$

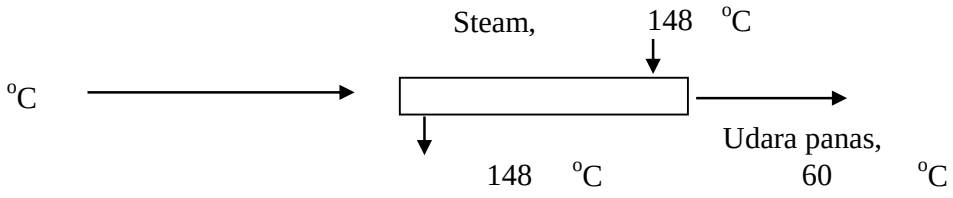
$$= \frac{10042,4449}{1 \times (45 - 30)}$$

= 669,4963281 kg/jam

Neraca Panas

Masuk	Kkal/Jam	Keluar	Kkal/Jam
*Produk dari REAKTOR ASAM		*Produk ke RDF	
CaCl2 (aq)	5838,0726	CaCl2 (aq)	6132,6678
MgCl2 (aq)	43,6705	MgCl2 (aq)	13,1012
HCl (aq)	225,8470	HCl (aq)	22,5847
H2O (l)	2796,3425	H2O (l)	3107,0878
MgCO3 (s)	4,4464	MgCO3 (s)	4,4464
CaCO3 (s)	64,7849	CaCO3 (s)	64,7849
	8973,1640	Ca(OH)2	17,4418
		Mg(OH)2	30,1674
*Kapur Susu dari Tangki Pelarutan			9392,2820
Ca(OH)2	366,2770		
H2O	281,4590		
	647,7360		
ΔH reaksi	9813,8270	Q serap	10042,4449
TOTAL	19434,7270		19434,7270

5. Heater



T feed masuk = 303,15 K
T feed keluar = 333,15 K
T reff = 298,15 K
T steam = 421,15 K

Feed masuk

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Produk dari Reaktor Netralisasi		*Filtrat ke Tangki Mixing	
CaCl2 (aq)	7533,2667	CaCl2 (aq)	7457,9340
MgCl2 (aq)	13,4972	MgCl2 (aq)	13,3622
HCl (aq)	23,7545	HCl (aq)	23,5169
H2O (l)	11185,5160	H2O (l)	11073,6609
MgCO3 (s)	4,4201	Ca(OH)2 (aq)	11,9419
CaCO3 (s)	65,2597		18580,4159
Ca(OH)2	12,0625		
Mg(OH)2	19,2276	*Solid ke Pengolahan Limbah	
	18857,0044	MgCO3 (s)	4,3759
		CaCO3 (s)	64,6071
*Air pencuci dari utilitas		Mg(OH)2 (s)	19,0353
H2O	3771,4009		88,0184
		*Bekas Air Pencuci	
		Produk terikut Cake	188,5700
		H2O	3771,4009
			3959,9709
TOTAL	22628,4052		22628,4052

Dengan trial suhu dari persamaan berikut didapat : 30 °C

Q bahan masuk

CaCl2 (aq)	=	6132,6678	kkal/jam
MgCl2 (aq)	=	13,1012	kkal/jam
HCl (aq)	=	22,5847	kkal/jam
H2O (l)	=	3107,0878	kkal/jam
MgCO3 (s)	=	4,4464	kkal/jam
CaCO3 (s)	=	64,7849	kkal/jam
Ca(OH)2	=	17,4418	kkal/jam
Mg(OH)2	=	30,1674	kkal/jam
TOTAL Q bahan masuk	=	9392,2820	kkal/jam

Q bahan keluar

ΔH CaCl2 (aq) = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 67,1886 x 634,5862

= 42636,957 Kkal/jam

ΔH MgCl2 (aq) = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,1407 x 647,4815
= 91,0716 kkal/jam

ΔH HCl (aq) = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,6443 x 243,3382
= 156,782569 kkal/jam

ΔH H2O (l) = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 615,2034 x 35
= 21532,1184 kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 (aq) = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,1614 x 749
= 120,8714 kkal/jam

Q Total bahan keluar = 64537,801 kkal/jam

Neraca Energi Total (Kehilangan maksimum=10%)

Asumsi Q loss = 5% x Q bahan masuk (Ulrich:432)

Q loss = 5% x 9392,282
= 469,6141016 kkal/jam

Qmasuk = Qkeluar

Q bahan masuk + Q supply = Q bahan keluar + Q loss

9392,282 + Q supply = 64537,8006 + 469,6141016

Q supply = 55615,133 kkal/jam

λ = 2257,9 Kj/Kg = 539,6516474 Kkal/kg

$m = \frac{\text{Q supply}}{\lambda}$

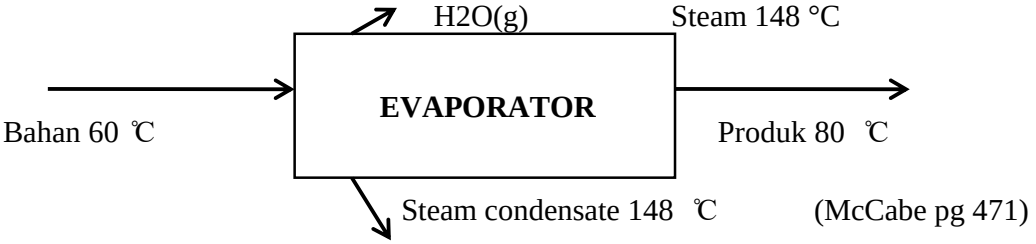
= 103,0574686 kg/jam

Neraca panas

Masuk	Kkal/Jam	Keluar	Kkal/Jam
*Produk dari Reaktor Netralisasi		*Masuk ke Evaporator	
CaCl2 (aq)	6132,6678	CaCl2 (aq)	42636,9567

MgCl2 (aq)	13,1012	MgCl2 (aq)	91,0716
HCl (aq)	22,5847	HCl (aq)	156,7826
H2O (l)	3107,0878	H2O (l)	21532,1184
MgCO3 (s)	4,4464	Ca(OH)2 (aq)	120,8714
CaCO3 (s)	64,7849		64537,8006
Ca(OH)2	17,4418		
Mg(OH)2	30,1674		
	9392,2820		
Q supply	55615,1327	Q loss	469,6141
TOTAL	65007,4147		65007,4147

6. Evaporator



(McCabe pg 471)

T Feed Masuk	=	333,15	K
T feed Keluar	=	353,15	K
T Reff	=	298,15	K
T Steam masuk	=	421,15	K
T steam keluar	=	421,15	K

Neraca massa total

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
*filtrat dari Mixing Tank		*filtrat ke crystallizer	
CaCl2	7457,9340	CaCl2	7457,9340
MgCl2	13,3622	MgCl2	13,3622
HCl	23,5169	HCl	23,5169
H2O	11073,6609	H2O	5088,7753
Ca(OH)2	11,9419	Ca(OH)2	11,9419
TOTAL	18580,4159		12595,5304
		*air menguap pada evaporator	
		H2O	5984,8856
Total	18580,4159	Total	18580,4159

Q Bahan Masuk

CaCl2	=	42636,9567	Kkal/Jam
MgCl2	=	91,0716	Kkal/Jam

HCl = 156,7826 Kkal/Jam
H2O = 21532,1184 Kkal/Jam
Ca(OH)2 = 120,8714 Kkal/Jam

Q Total Bahan masuk = 64537,8006 kkal/ Jam
Q Uap ke Condensore (McCabe 477-478)
ƛ H2O = 541,9461 Kkal/jam

$$\Delta H_{H_2O_{(g)}} = n \int_{T_1}^{T_2} C_p \, dT + m \,.\, \Lambda \quad \text{(terjadi perubahan fase)}$$

= [332,49364 x 455,6822] + [5984,8856 x 541,9461]
= 151511,4184 + 3243485,4014
= 3394996,8198

Q Bahan keluar
Q = n (kmol/jam) x Cp (Kkal/Kmol.K)

$\Delta H\ CaCl2$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 67,1886 x 999,351925
= 67145,0515 Kkal/jam

$\Delta H\ MgCl2$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 0,1407 x 1019,5609
= 143,406468 Kkal/jam

$\Delta H\ HCl$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 0,6443 x 382,8286
= 246,6561 Kkal/jam

$\Delta H\ H2O$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 282,7097 x 55
= 15549,0356 Kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\ dT$
= 0,1614 x 1177,0000
= 189,940788 Kkal/jam

Q Bahan Keluar = 83274,0904 Kkal/jam

Neraca Energi Total = 5% Q Suplay
(Kehilangan maksimum = 10%) (Ulrich; 432)
= 5% x 3593403,3
Q loss = 179670,164 Kkal/Jam

Q masuk = Q keluar

Q bahan masuk + Q supply = Q bahan keluar + Q loss

64537,80 + Q supply = 3478270,9 + 5% Q supply
Q supply = 3593403,27 Kkal/jam

λ = 2256,9 Kj/Kg = 539,4126 Kkal/Kg

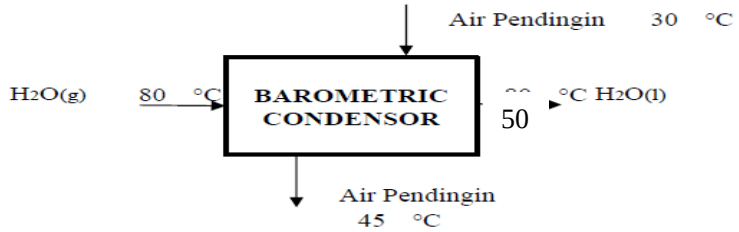
$$m = \frac{\text{Q supply}}{\lambda} = \frac{3593403,2732}{539,4126} = 6661,6970 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas

Masuk	Kkal/jam	Keluar	Kkal/jam
*filtrat dari Mixing Tank		*filtrat ke crystallizer	
CaCl2	42636,9567	CaCl2	67145,0515
MgCl2	91,0716	MgCl2	143,4065
HCl	156,7826	HCl	246,6561
H2O	21532,1184	H2O	15549,0356
Ca(OH)2	120,8714	Ca(OH)2	189,9408
TOTAL	64537,8006		83274,0904
		* Air menguap pada evaporator	3394996,8198
Q Supply	3593403,2732	Q Loss	179670,1637
Total	3657941,0739	Total	3657941,0739

7. Barometric Condensor

Fungsi : mengubah H2O fase gas menjadi cair



T bahan masuk = 353,15 K
T bahan keluar = 323,15 K
Treff = 298,15 K
T air proses masuk = 303,15 K
T air proses keluar = 318,15 K

Feed bahan masuk

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
*H2O dari evaporator		*H2O (l) ke Hot Well	
H2O (g)	5984,8856	H2O(l)	5984,8856
TOTAL	5984,8856		5984,8856

Q bahan masuk
H2O (g) = 3394996,8198 kkal/jam

Asumsi :
Uap air yang lolos (non-condensat) = 20% x uap air masuk
= 20% x 5984,8856
= 1196,9771 kg/jam
Kondensat = uap air masuk - uap air non kondensat
= 5984,8856 - 1196,977117
= 4787,9085 kg/jam
Q gas keluar
Q = n (kmol/jam) x Cp (Kkal/Kmol.K)
ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$
= 66,4987 x 207,0566
= 13769,0009 kkal/jam
Q kondensat keluar
Q = n (kmol/jam) x Cp (Kkal/Kmol.K)
λ H2O = 539,4126414 Kkal/jam

ΔH H2O (l) = $n \int_{T_2}^{} C_p\, dT + m \cdot \Lambda$ (terjadi perubahan fase)

= [265,9949 x 207,06] + [4787,9085 x 539,41264]
= 2637734,357 kkal/jam
Total Q bahan keluar = 2651503,36 kkal/jam
Neraca energi total

Qmasuk = Qkeluar
Q bahan masuk = Q bahan keluar + Qserap
3394996,8198 = 2651503,3579 + Qserap
Q serap = 743493,4618 kkal/jam

$$\text{Kebutuhan air pendingin (m)} = \frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$$

$$= \frac{743493,4618}{1 \times (45 - 30)}$$

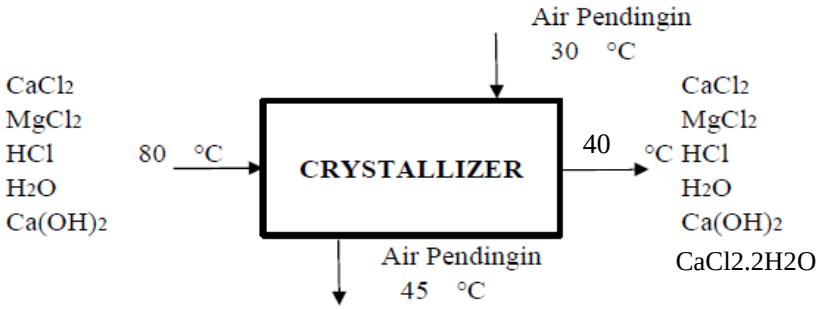
= 49566,2308 kg/jam

Neraca panas

Masuk	kkal/jam	Keluar	kkal/jam
*Filtrat dari mixing tank		*H2O (l) ke utilitas	
H2O (gas)	3394996,8198	H2O (l)	2637734,357
		*H2O(g) ke udara	
		H2O(g)	13769,00094
		Q serap	743493,4618
TOTAL	3394996,8198		3394996,8198

8. Crystallizer

Fungsi : Membentuk kristal CaCl2.2H2O



T bahan masuk = 353,15 K
T bahan keluar = 313,15 K
Treff = 298,15 K
T air proses masuk = 303,15 K
T air proses keluar = 318,15 K

Neraca Massa

Masuk	Kg/Jam	Keluar	Kg/Jam
*Filtrat dari Evaporator		*Crystal ke Centrifuge	
CaCl2 (aq)	7457,9340	CaCl2	30,5687
MgCl2 (aq)	13,3622	MgCl2	13,3622

HCl (aq)	23,5169	HCl	23,5169
H2O (l)	5088,7753	H2O	5088,7753
Ca(OH)2 (aq)	11,9419	Ca(OH)2	11,9419
	12595,5304	CaCl2.2H2O	7427,3653
			12595,5304
TOTAL	12595,5304		12595,5304

Q bahan masuk

CaCl2 (aq)	=	67145,0515	kkal/jam
MgCl2 (aq)	=	143,4065	kkal/jam
HCL (aq)	=	246,6561	kkal/jam
H2O (l)	=	15549,0356	kkal/jam
Ca(OH)2 (aq)	=	189,9408	kkal/jam
Total Q bahan masuk	=	83274,0904	kkal/jam

Q bahan keluar

ΔH CaCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,2754 x 271,3805

= 74,7365 Kkal/jam

ΔH MgCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,1407 x 276,9221

= 38,9505 kkal/jam

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,6443 x 104,1678

= 67,1152137 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 282,7097 x 15

= 4240,64607 kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,1614 x 321,0000
= 51,8020 kkal/jam

ΔH CaCl2.2H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 50,5263 x 1253
= 63309,4472 Kkal/jam

Total Q bahan keluar = 67782,6975 Kkal/jam

Q crystallization

ΔH CaCl2.2H2O = 12,5 kkal/mo (Perry 7ed : T.2 - 224)

Q crystallization = ΔHS x mol
= 12,5 x 50,5263
= 631578,6836 kkal/jam

Neraca energi total :

Qmasuk = Qkeluar

Q bahan masu + Q Crystallization = Q bahan keluar + Qterserap

83274,0904 + 631578,6836 = 67782,6975 + Qterserap

Qterserap = 647070,0765 kkal/jam

Kebutuhan air pendingin (m) = $\frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$

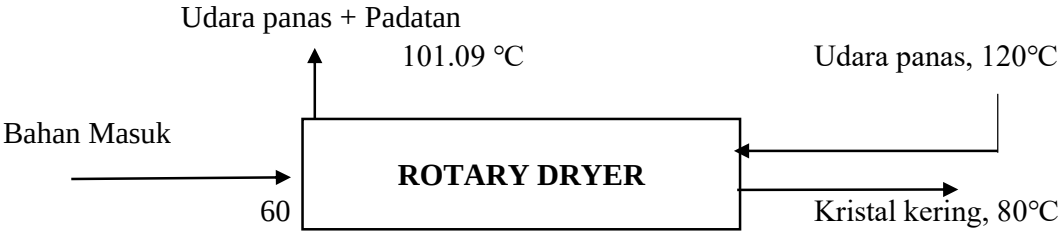
= $\frac{647070,0765}{1 \times (45 - 30)}$

= 43138,0051 kg/jam

Neraca Panas

Masuk	Kkal/Jam	Keluar	kkal/Jam
*Filtrat dari Evaporator		*Crystal ke Centrifuge	
CaCl2 (aq)	67145,0515	CaCl2	74,7365
MgCl2 (aq)	143,4065	MgCl2	38,9505
HCl (aq)	246,6561	HCl	67,1152
H2O (l)	15549,0356	H2O	4240,6461
Ca(OH)2 (aq)	189,9408	Ca(OH)2	51,8020
	83274,0904	CaCl2.2H2O	63309,4472
			67782,6975
Q Crystallization	631578,6836	Q serap	647070,0765
TOTAL	714852,7740		714852,7740

9. Rotary Dryer



Suhu masuk Rotary Dryer	=	60	°C	=	303,15	K	
Suhu reference	=	25	°C	=	298,15	K	
Suhu keluar Rotary Dryer	=	80	°C	=	353,15	K	
suhu Keluar Ke Cyclone	=	101,09	°C	=	374,24	K	

Penentuan suhu keluar udara panas :

Suhu udara masuk = 120 °C = 248,2 °F

Relatif Humidity 70 %

Humidity udara masuk (WG) 86^{o}F = 0,023 lb H_2O/lb udara kering
(Himmelblau 6th Ed. Fig. 5.19a)

Asumsi : Suhu wet bulb = 96 °C = 206 °F

Perhitungan suhu wet bulb

Pers. Badger hal 383 :

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

Dengan :

W_W = humidity pada 206 ^{0}F = 0,0124 lb air/lb udara kering

W_G = humidity pada 86°F = 0,0012 lb air/lb udara kering

h_G = heat transfer coefficient dari udara ke permukaan basah

t_G = suhu udara panas masuk ke dryer 248 °F

t_W = suhu wet bulb = 206 °F

k_G = mass transfer coefficient dari permukaan basah ke udara

P = tekanan operasi

λ = panas laten udara basah T = 206 ^{0}F =974,1 Btu/lb
(Steam Table Smith Vannes)

Dari Badger hal 384 diketahui :

$$\frac{h_G}{29 \times \lambda \times k_G \times P} = 0,26$$

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

$$0{,}0124-0{,}0012 = \frac{0{,}26}{974{,}1} \times (248-206)$$

$$0{,}0112 = 0{,}0112 \quad \text{(memenuhi)}$$

Jadi, asumsi t_W = 206 °F = 96,67 °C (benar)

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

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

Dengan : t_{G1} = suhu udara masuk
t_{G2} = suhu udara keluar
NTU = total Number of Transfer Unit

(1,5 s/d 2; Badger,p.508), ditetapkan = 1,5

maka :

$$1{,}5 = \ln \left[\frac{(248-206)}{(t_{G2}-206)} \right]$$

$$4{,}4817 = \frac{248{,}2 - 206}{t_{G2} - 206}$$

t_{G2} = 215,42 °F = 101,79 °C

Neraca massa pada rotary dryer :

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
*Kristal ke Cooling Conveyor		Kristal ke Cooling Conveyor	
CaCl2	3,0569	CaCl2	3,0263
MgCl2	1,3362	MgCl2	1,3229
HCl	2,3517	HCl	0,0235
H2O	508,8775	H2O	5,0888
Ca(OH)2	1,1942	Ca(OH)2	1,1822
CaCl2.2H2O	6684,6288	CaCl2.2H2O	6617,7825
	7201,4453		6628,4262
		Kristal ke Cyclone	
		CaCl2	0,0306
		MgCl2	0,0134
		HCl	2,3282
		Uap H2O	503,7888
		Ca(OH)2	0,0119
		CaCl2.2H2O	66,8463
			573,0191
Total	7201,4453		7201,4453

Q Bahan Masuk

CaCl2	=	74,7365	Kkal/Jam
MgCl2	=	38,9505	Kkal/Jam
HCl	=	67,1152	Kkal/Jam
H2O	=	4240,6461	Kkal/Jam
Ca(OH)2	=	51,8020	Kkal/Jam
CaCl2.2H2O	=	63309,4472	Kkal/Jam
Q Total bahan masuk	=	67782,6975	Kkal/Jam

Q Bahan Keluar

Q = n (kmol/jam) x Cp (kkal/kmol K)

ΔH CaCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0273 x 999,3519

= 27,246305 kkal/jam

ΔH MgCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0139 x 1019,5609

= 14,1972403 kkal/jam

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0006 x 418,2667

= 0,26948884 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,28270974 x 55,0000

= 15,5490356 kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,01597633 x 1177,0000

= 18,804138 kkal/jam

ΔH CaCl2.2H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 45,0189286 x 1253
= 56408,7175 Kkal/jam

Q bahan ke cyclone

ΔH CaCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0003 x 1385,6872
= 0,38160949 Kkal/jam

ΔH MgCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0001 x 1413,5651
= 0,1988

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0638 x 565,7060
= 36,0838977 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 27,9882641 x 630,5760
= 17648,728 kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0002 x 1628,3260
= 0,26277445 kkal/jam

ΔH CaCl2.2H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 1,1525222 x 1253
= 1444,11032 Kkal/jam

Q Bahan Keluar = 75614,5492

Perhitungan untuk uap H_2O :

H $n \int_{Treff}^{T} Cp\,dT$ + n . λ (Terjadi perubahan fase)

Massa Uap air = 503,7888 kg = 27,9883 kmol

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\,dT$

= 27,9883 x 630,5760155

= 17648,728

λ H_2O = 9717 kkal/mol

H H_2O $_{uap}$ = $n \int_{Treff}^{T} Cp\,dT$ + nλ

= 27,9883 x 17649 + 27,9883 x 9717

= 765919,2221 kkal/jam

ΔH Keluar = 841533,7713

Neraca Energi Total :

Q bahan masuk + Q udara masuk = Q bahan keluar + Q udara keluar

67782,6975 + H udara masuk = 841533,7713 + H udara keluar

Suhu udara masuk = 120 ˚C = 248 ^oF (Perry 7th Ed. : T.2-196)

BM udara = 28,951 kg / kmol = 63,69 lb/kmol

Cp udara pada suhu 248°F = 0,12 BTU / lb.^oF (Kern Fig.3 : 805)

= 1,5286 kkal / kmol.^oF

ΔH udara = Cp x ΔT

= 1,5286 x (248-77)

= 261,3928 n kkal / kmol

Suhu udara keluar = 101,79 ˚C = 215,22 ^oF

Cp udara pada suhu 215,22 °F = 0,13 BTU / lb.^oF (Kern Fig.3 : 805)

= 1,6560 kkal / kmol.^oF

ΔH udara = Cp x ΔT

= 1,6560 x (215,22-77)

= 228,8919 kkal / kmol x n

Sehingga :

Q bahan masuk + Q udara masuk = Q bahan keluar + Q udara keluar

Q Bahan masu + Q udara masuk = 841533,7713 + Q udara keluar n
67782,6975 + 261,3928 n = 841533,7713 228,8919 n
32,5009 n = 773751,0737 kkal/jam
n udara = 23807,0984 kmol/jam
Massa udara kering = 23807,0984 kmol / jam 28,9510 kg / kmol
= 689239,3069 kg / jam

Perhitungan Entalpi Udara :

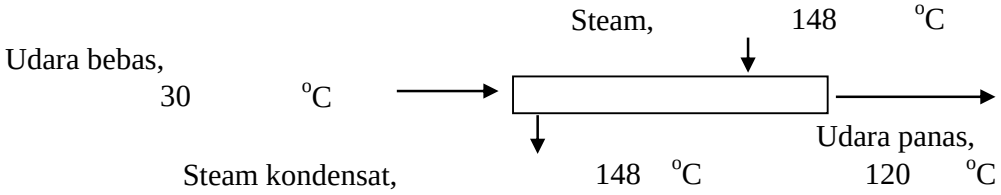
Entalpi udara masuk :
Cp.ΔT udara (120°C) = 261,3928 kkal / kmol
Mol udara = 23807,0984 kmol / jam
H udara masuk = 6223003,8539 kkal / jam

Entalpi udara keluar :
Cp.ΔT udara (101,09°C = 228,8919 kkal / kmol
Mol udara = 23807,0984 kmol / jam
H udara keluar = 5449252,780 kkal / jam

Neraca Panas

Masuk	kkal/jam	keluar	kkal/jam
Dari Crystalizer		Ke Cooling Conveyor	
CaCl2	74,7365	CaCl2	27,2463
MgCl2	38,9505	MgCl2	14,1972
HCl	67,1152	HCl	0,2695
H2O	4240,6461	H2O	15,5490
Ca(OH)2	51,8020	Ca(OH)2	18,8041
CaCl2.2H2O	63309,4472	CaCl2.2H2O	56408,7175
	67782,6975		56484,7837
Dari Steam		Ke Cyclone	
Udara Kering	6223003,8539	CaCl2	0,3816
		MgCl2	0,1988
		HCl	36,0839
		H2O	17648,7280
		Ca(OH)2	0,2628
		CaCl2.2H2O	1444,1103
			19129,7655
		H2O Uap	765919,2221
		Udara Kering	5449252,7802
TOTAL	6290786,5515	TOTAL	6290786,5515

10. Air Chamber



T feed masuk = 303,15 K
T feed keluar = 393,15 K
T reff = 298,15 K
T steam = 421,15 K
Feed masuk
*udara masuk = 689239,3069 kg/jam

Neraca energi total :
ΔH bahan masuk + Q supply = ΔH bahan keluar + Q loss

BM udara = 28,951 kg/kmol (Perry 7th ed : T2-196)
Entalpi udara bebas pada suhu 30 °C = 86 ° F
Cp udara pada suhu 30 °C = 0,26 BTU/lb° F (Kern Fig 3:805)
= 7,5273 kkal/kmol° F
ΔH udara = Cp x dt
= 7,5273 x (303,15 - 298,15)
= 37,6365 kkal/kmol

Entalpi udara masuk
Mol udara = 23807,0984 kmol/jam (perhitungan dryer)
H udara masuk = 37,6365 x 23807,09844
= 896015,8604 kkal/jam

Entalpi udara keluar:
Dari perhitungan dryer, entalpi udara keri = 6223003,8539 kkal/jam
(h udara masuk di dryer)

Neraca Energi Total :
Entalpi bahan masuk + Q supply = Entalpi bahan keluar + Q loss
Kehilangan maksimum = 10% (Ullrich:432)

Asumsi : Q loss = 5% dari Q supply
896015,86 Q supply = 6223004 + 5% dari Q supply
Q supply = 5607355,78 kkal/jam
Q loss = 280367,789 kkal/jam

Kebutuhan steam:

Dipakai steam pada tekanan steam 4,5 atm dengan suhu steam 148°C

λ steam = 2119,5 kj/kg (Smith : Steam table F-1)

= 506,5732 kkal/kg

Q steam = M steam x λ

$$M\ steam = \frac{Q\ steam}{\lambda\ steam}$$

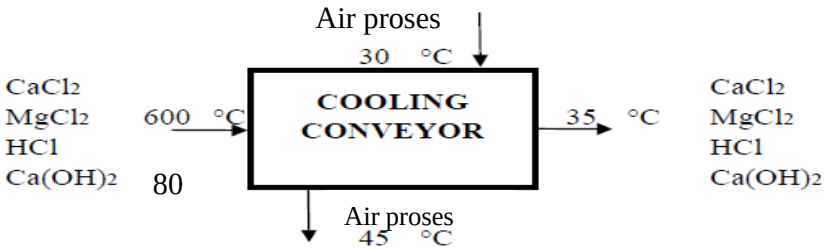
$$= \frac{5607355,783}{506,5732}$$

= 11069,19155 kg/jam

Neraca panas

Masuk	kkal/jam	Keluar	kkal/jam
*Dari Udara Bebas		*Ke Rotary Dryer	
Udara bebas	896015,8604	Udara kering	6223003,8539
*Dari Steam		*Ke Steam Kondensat	
Q supply	5607355,7827	Q loss	280367,7891
Total	6503371,6430	Total	6503371,6430

11. Cooling Conveyor



T bahan masuk = 353,15 K

T bahan keluar = 308,15 K

Treff = 298,15 K

T air proses masuk = 303,15 K

T air proses keluar = 318,15 K

Neraca Massa

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Masuk dari cyclone		Keluar cooling conveyor	
CaCl2.2H2O	66,1778	CaCl2.2H2O	6683,9603
CaCl2	0,0303	CaCl2	3,0566
MgCl2	0,0132	MgCl2	1,3361
		HCl	0,0235

Ca(OH)2	0,0118	Ca(OH)2	1,1941
	66,2331	H2O	5,0888
Masuk dari R.Dryer			6694,6593
CaCl2	3,0263		
MgCl2	1,3229		
H2O	5,0888		
HCl	0,0235		
Ca(OH)2	1,1822		
CaCl2.2H2O	6617,7825		
	6628,4262		
Total	6694,6593	Total	6694,6593

Q bahan masuk

CaCl2	=	27,2463	Kkal/jam
MgCl2	=	14,1972	Kkal/jam
H2O	=	15,549036	Kkal/jam
Ca(OH)2	=	18,8041	Kkal/jam
CaCl2.2H2O	=	56408,7175	Kkal/jam
HCl	=	0,26948884	Kkal/jam
Total Q bahan masuk	=	56484,7837	Kkal/jam

Q bahan keluar

Q = n (kmol/jam) x Cp (kkal/kmol.K)

ΔH CaCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0275 x 180,8229

= 4,9792 Kkal/jam

ΔH MgCl2 = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0141 x 184,5197

= 2,5951 kkal/jam

ΔH H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,2827 x 10

= 2,82709738 kkal/jam

ΔH Ca(OH)2 = $n \int^{T} Cp\, dT$

$\int_{Treff}^{T}$

= 0,0161 x 214
= 3,4531 kkal/jam

ΔH HCl = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 0,0006 x 69,4252
= 0,0447 Kkal/jam

ΔH CaCl2.2H2O = $n \int_{Treff}^{T} Cp\, dT$

= 45,4691 x 1253
= 56972,8047 Kkal/jam

Total Q keluar = 56986,7040 Kkal/jam

Neraca Energi Total (Kehilangan maksimum = 10%, Ullrich:432)

Asumsi Q loss = 5% x Q bahan masuk

Q loss = 5% x 56484,7837
= 2824,2392 kkal/jam

Q masuk = Q keluar

Q masuk = Q keluar + Q loss + Q serap

56484,78 = 56986,7040 + 2824,239185 + Q serap

Q serap = -3326,1595

Kebutuhan air pendingin (m) = $\frac{Qc}{Cp \times (T2 - T1)}$

= $\frac{3326,1595}{1 \times (45 - 30)}$

= 221,74396 kg/jam

Neraca Panas

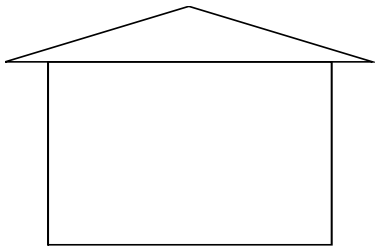
Masuk	kkal/jam	Keluar	kkal/jam
Masuk dari cy		Keluar cooling conveyor	
CaCl2.2H2O	56408,7175	CaCl2.2H2O	56972,8047
CaCl2	27,2463	CaCl2	4,9792
MgCl2	14,1972	MgCl2	2,5951
Ca(OH)2	18,8041	Ca(OH)2	3,4531
HCl	0,2695	HCl	0,0447
H2O	15,5490	H2O	2,8271
	56484,7837		56986,7040

		Q serap	-3326,1595
		Q loss	2824,2392
Total	56484,7837	Total	56484,7837

APPENDIX C
SPESIFIKASI ALAT

1. GUDANG CALCIUM CARBONATE (F-110)

Fungsi : Menampung calcium carbonate dari suplier
Dasar pemilihan : sesuai untuk bahan solid



Bahan masuk :

Komponen	berat (kg/jam)	Fraksi berat	ρ (gr/cc) Peery 7 ed , T 2-1
CaCO3	6869,4444	0,9892	2,711
MgCO3	46,5278	0,0067	3,037
H2O	28,4722	0,0041	1
Total	6944,4444	1,0000	

Gudang menampung bahan baku selama 1 minggu

Total bahan masuk = 166,6667 ton/hari
= 1166,6667 ton/seminggu

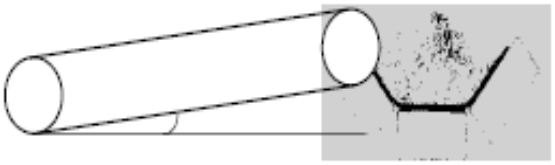
Maka, ukuran gudang dibangun dengan ukuran 100 m x 100 m x 100 m, dengan diberi jalan 3 m x 3 m

Spesifikasi :

Fungsi = Menampung CaCO3 dari suplier
Kapasitas = 1166,6667 ton/seminggu
Bentuk = Kubus
Ukuran = panjang = 100 m
lebar = 100 m
tinggi = 100 m
Bahan konstruksi = beton
jumlah = 1 buah

2. BELT CONVEYOR-1 (J-111)

Fungsi : Memindahkan bahan dari gudang CaCO3 ke Ball Mill
Type : Troughed belt on 45°
Dasar pemilihan : dipilih conveyor jenis sesuai bahan



Perhitungan :
Rate massa = 6944,4444 kg/jam = 6,9444 ton/jam ≈ 6,9 ton/jam

Dengan kapasitas 6,944 ton/jam, dari Perry 7ed, Tabel 21-7 dan fig 21-4 dipilih belt conveyor dengan spesifikasi sebagai berikut :
Kapasitas maksimal = 32 ton/jam
hp tiap 10 ft (linear-ft) = 0,34
Asumsi = jarak belt conveyor = 30 ft
tinggi belt conveyor = 10 ft

slope = α
tg α = $\frac{10}{30}$ maka sudut belt conveyor; α = 18 °
panjang belt = $\sqrt{30^2+10^2}$ = = 31,6 ft

Perhitungan power :
hp/10 ft, lift = 0,34 hp/ft
hp = $\frac{31,62}{10}$ x 0,34
= 1,0752 hp

penambahan power untuk tripper = 2 hp
power total = 3,0752 hp
= 3 hp
Perry 7ed, Tabel 21-7 dan fig 21-4

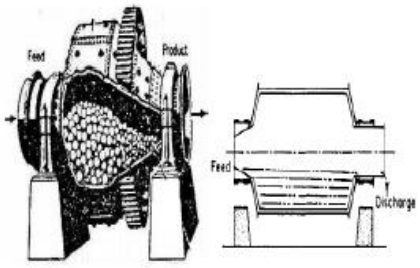
Spesifikasi :
Fungsi = memindahkan barang dari gudang CaCO3 ke Ball Mill
Type = troughed belt on 45 ° idelrs ith rolls of equal leght

Kapasitas maksimal = 32 ton/jam

Belt = lebar = 14 cm
trough width = 9 in
skirt seal = 2 in
belt speed = (6,9 / 32 * 100 ft/menit)
= 21,701389 ft/mnt
panjang = 32 ft
sudut elevasi = 18 o
power = 3,0752
jumlah = 1 buah

3. BALL MILL (C-112)

Fungsi : Menghaluskan bahan sampai 200 mesh
Type : Ball Mill Grinding System, Air-Lift Type
Dasar pemilihan : Dipilih jenis ini karena sesuai dengan bahan dan kapasitas
Kondisi operasi : Tekanan operasi : 1 atm
Suhu operasi : suhu kamar
Waktu proses : Continous



Perhitungan :
Rate massa = 6,5972 ton/jam ≈ 6,6 ton/jam = 158 ton/hari
Berdasarkan rate massa (ton/hari), dari Perry 7ed Tabel 20-16 pg 20-35 diperoleh spesifikasi :
Jenis ball mill = Mercy ball mill
No. Sieve = 200 mesh
Rate maksimum = 315 ton/hari
Berat bola baja = 30 ton
Power = 345 hp (Brown: fig 37)
Untuk Mercy ball mill, maka digunakan 3 ukuran bola baja 5, 3½, 2½ 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:

Diameter bola baja 1 = 5 in = 12,5 cm = 0,13 m
Jari-jari, r = ½ diameter = 0,06 m
Volume bola baja = (4/3) x phi x r3 = 0,001 m3 = 1,0221 liter
ρ bola baja = 4,8 kg/lt (Perry 7ed, pg 20-33)
Berat 1 buah bola baja = 4,8 kg/lt x 1,0221 lt = 4,91 kg = 0,005 ton
Berat total bola baja 1 = 10,00 ton
Jumlah bola baja 5 in = $\frac{10,00}{0,004906}$ = 2038,2 ≈ 2038 buah

Diameter bola baja 2 = 3,5 in = 8,75 cm = 0,09 m
Jari-jari, r = ½ diameter = 0,04 m
Volume bola baja = (4/3) x phi x r3 = 0,0004 m3
= 0,35059 lt
ρ bola baja = 4,8 kg/lt (Perry 7ed, pg 20-33)
Berat 1 buah bola baja = 4,8 kg/lt x 0,35059 lt = 1,68 kg
= 0,001683 ton
Berat total bola baja 2 = 10 ton
Jumlah bola baja 3½ in = $\frac{10}{0,001683}$ = 5942,3 ≈ 5942 buah

Diameter bola baja 3 = 2,5 in = 6,25 cm = 0,06 m
Jari-jari, r = ½ diameter = 0,03 m
Volume bola baja = (4/3) x phi x r3 = 0,0001 m3
= 0,12777 lt
ρ bola baja = 4,8 kg/lt (Perry 7ed, pg 20-33)
Berat 1 buah bola baja = 4,8 kg/lt x 0,12777 lt = 0,61 kg
= 0,000613 ton
Berat total bola baja 3 = 10,00 ton
Jumlah bola baja 2½ in = $\frac{10,00}{0,000613}$ = 16306 ≈ 16306 buah

Perhitungan Screen

Bahan Masuk : 6597,222222 kg/jam = 6,5972 ton/jam
Ukuran yang tersaring diharapkan mempunyai ukuran 200 mesh
Produk oversize : feed (Perry's 7ed, Tabel 19-5)
Produk undersize : feed
Produk undersize dalam oversize : 5% feed

Perhitungan effisiensi screen

$$E = 100 \times \frac{100\ (e-v)}{e \times (100-v)}$$ (Perry 7ed, halaman 19-23)

dimana :

E : effisiensi screen

e : % undersize dalam feed

v : % undersize dalam screen oversize

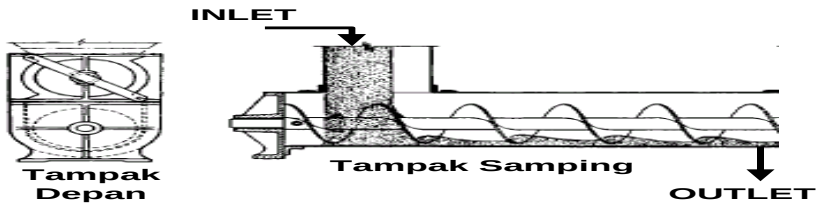
sehingga $E = 100 \times \frac{100\ (95 - 5)}{95 \times (100 - 5)} = 99{,}7230\ \%$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Menghaluskan bahan sampai 200 mesh
Type	:	Marcy Ball Mill
Sieve Number	:	No.200
Kapasitas maksimum	:	315 ton/hari
Ukuran ball mill	:	9 ft x 7 ft x 5 ft
Mill speed	:	20 rpm
Power	:	345 hp
Bola baja	:	- Ball charge : 30 ton
		- Ukuran bola baja : 5, 3½, 2½ in
		- Jumlah bola 5 in : 2038 buah
		- Jumlah bola 3½ in : 5942 buah
		- Jumlah bola 2½ in : 16306 buah
Jumlah ball mill	:	1 buah

4. SCREW CONVEYOR-1 (J-113)

Fungsi	:	Memindahkan CaCO3 dari Ball Mill ke Hopper CaCO3
Type	:	Plain Spouts or Chutes
Dasar pemilihan	:	Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup



Perhitungan :

Rate massa = 6597,2222 kg/jam ; (1 kg = 2.20462 lb)
= 14544,36806 lb/jam

Komponen	Berat (kg)	Fraksi	ρ (gr/cc)
CaCO3	6525,9722	0,989	2,7110
MgCO3	44,2014	0,007	3,0370
H2O	27,0486	0,004	1,0000
Total	6597,2222	1,000	6,7480

ρ bahan = 168,1888 lb/cuft

Volumetrik bahan = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{14544,3681}{168,1888}$ lb/jam / lb/cuft

= 86,4764 cuft/jam

= 1,4413 cuft/mnt

Untuk bulk density = 168,1888 lb/cuft , bahan termasuk kelas D dengan F = 3 ***(Badger , Tabel 16-6)***

Power motor = $\frac{C.L.W.F}{33000}$ ***(Badger, pers 16-4)***

Dengan :

C : Kapasitas ; cuft/mnt
L : panjang ; ft
W : densitas bahan ; lb/cuft
F : faktor bahan

Asumsi panjang screw, (L) = 30 ft

Power motor = $\frac{1,44 \times 30 \times 168,1888 \times 3}{33000}$ = 0,6611076 hp

untuk power < 2 hp, maka dikalikan 2 = 0,6611 x 2 = 1,3222 hp

Efisiensi motor = 80% , maka : ***(Badger : 713)***

Power motor = $\frac{1,322215}{80\%}$ = 1,6528 ~ 1,7 hp

Dari **Badger, figur 16-20** untuk kapasitas = 86,476 cuft/jam digunakan ukuran :

Diameter = 6 in

Kecepatan putaran = 12 rpm

Spesifikasi :

Fungsi : Memindahkan CaCO3 ke Hopper CaCO3
Type : Plain spouts or chutes
Kapasitas : 86,4764 cuft/jam
Panjang : 30 ft
Diameter : 6

Kecepatan putaran : 12 rpm
Power : 1,7 hp
Jumlah : 1 buah

5. BUCKET ELEVATOR- 1 (J-114)

Fungsi : Memindahkan bahan dari Screw Conveyor-1 ke Hopper CaCO3
Type : Continous discharge bucket elevator
Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu
Perhitungan :
Rate massa = 6597,222222 kg/jam = 6,597222 ton/jam

Dari Perry 7 Ed. T 21-9 pg 21-16 dipilih bucket elevator dengan spesifikasi :

Tinggi Bucket = Tinggi reaktor asam + tinggi hopper
= 135,4035 ft

Putaran head shaft (kepala poros) = 28 rpm
Kapasitas maksimum = 35 ton/jam
Bucket linear speed = 150 ft/min
Sehingga, untuk kapasitas 6,5972 ton/jam, maka :

$$\text{Kecepatan bucket elevator} = \frac{6,5972}{35} \times 150 \text{ ft/min}$$

= 28,27381 ft/min
Power pada head shaft = 1,8 hp
Power tambahan = 0,06 hp tiap ft
= 0,06 x 135
= 8,124212556 hp
Power total = 1,8 + 8,12
= 9,924 hp
Ukuran bucket = lebar x Proyeksi x kedalaman
= 8" x 5,5" x 7,75"
Bucket spacing = 8 in
Efisiensi motor = 80%
Maka, motor penggerak yang digunakan = 9,9242 = 12,4 hp = 4,5 hp

Spesifikasi :

Fungsi = Memindahkan bahan dari Screw Conveyor-1 ke Hopper CaCO3
Kapasitas = 6,5972 ton/jam
Bucket = Tinggi bucket = 135,40 ft
= Kecepatan bucket = 28,2738 ft/min
= Bucket spacing = 8 in
= Ukuran bucket = 8" x 5,5" x 7,75"
= Putaran head shaft = 28 rpm

Power = 4,5 hp
Jumlah = 1 buah

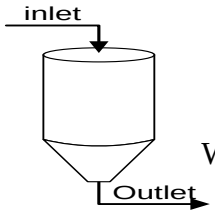
Dari Perry 7ed tabel 21-8 sesuai kapasitas dipilih spesifikasi sebagai berikut :

Spesifikasi :

Fungsi = Memindahkan bahan dari Ball Mill ke Hopper CaCO3
Type = Continous Discharge Bucket elevator
Kapasitas maksimum = 14 ton/jam
Ukuran = 6 in x 4 in x 4 1/4 in
Bucket spacing = 12 in
Tinggi elevator = 25 ft
Ukuran feed (maksimum) = 3/4 in
Bucket speed = 7 / 14 x 225 ft/menit = 126,5 ft/menit
Putaran Head shaft = 7 / 14 x 43 rpm = 24 rpm
lebar Belt = 7 in
Power total = 4,5 hp
Jumlah = 1 buah

6. HOPPER CaCO3 (F-115)

Fungsi = Menampung awal CaCO3 sebelum masuk reaktor asam
Type = Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal



kondisi operasi : T = 30°C
P = 1 atm

Waktu tinggal = $\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Rate volumetrik}} = \frac{108,10 \text{ cuft}}{86,476 \text{ cuft/jam}} = 1,25$ jam

Komposisi Bahan :

Bahan Masuk : (Perry 7 ed. T. 2-1)

Komponen	Berat (kg/jam)	X Berat	ρ (gr/ml)
CaCO3	6525,9722	0,9892	2,711
MgCO3	44,2014	0,0067	3,037
H_2O	27,0486	0,0041	1
Total	6597,2222	1	

ρ campuran = $\frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62,43$ = … lb/cuft
(Foust : 671)

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho \text{ bahan} = \frac{1}{\frac{0{,}9892}{2{,}71} + \frac{0{,}0067}{3{,}04} + \frac{0{,}0041}{1{,}0000}}$$

= 2,694038593 gr/cc

= 168,1888 lb/cuft

(1 kg = 2.20462 lb)

Rate massa = 6597 kg/jam ;

= 14544,3681 lb/jam

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{14544{,}3681 \text{ lb/jam}}{168{,}1888 \text{ lb/cuft}}$

= 86,4764 cuft/jam

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Tangki = $\frac{86{,}476}{0{,}8}$ = 108,096 cuft

Penentuan dimensi hopper:

Ditentukan :

α = sudut conis ; 60 °

D = diameter tangki ; ft

m = flat spot center ; 12 in

= 1 ft

asumsi = H = 1 D

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

$108{,}096 = 0{,}785 \times 1{,}0 \times D^3$

$D^3 = 137{,}701$

Ds = 5,164 ft = 61,97 in

Hs = 5,164 ft = 61,97 in

Tinggi feed dalam tangki :

volume feed = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

$86{,}476 = 0{,}785 \times 1{,}0 \times D^3$

$D^3 = 110{,}161$

D = 4,794 ft = 57,53 in

H = 4,794 ft = 57,53 in

Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$ *(Hesse, hal 92)* [Hesse, pers 4-17]

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis 60 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 60 \times (5{,}164 - 1)}{2}$$

h = 3,6061 ft

Volume = 0,26 h (D^2 + D.m + m^2)

Conical = 0,262 x 3,6061 x 32,8300

= 31,0173 cuft

(Hesse pers 4-18)

Bentuk : Standart conical dished

Volume Silinder = Volume Tangki - Volume Conical

= 108,096 - 31,0173

= 77,078 cuft

Volume silinder = 1/4 π D^2 H

77,078 = 20,93 x H

H = 3,682 ft

Tinggi Tangki = Tinggi silinder + Tinggi conical

= 3,682 + 3,6061

= 7,288 ft

Menentukan Tekanan Design :

Poperasi = 1 atm = 14,7 psi

Pd = Poperasi

= 14,7 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x 14,700

= 16,170 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint
Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 61,97
= 30,984 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$$t = \frac{16{,}1700 \times 31}{((12650 \times 0{,}8) - 0{,}6 \times 16{,}1700)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,1746 in
Diambil tebal shell : 3/16 in

*Penentuan tebal head : (Brownell pg.118 eq. 6-154)
Jenis : Conical
Type las : Single welded butt joint tanpa backing up strip dengan effisiensi 70%
Tebal tutup :

$th = \frac{p \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0.6p)} + C$

$$= \frac{16{,}170 \times 61{,}97}{2 \cos(12650 \times 70\% - 0{,}6 \times 16{,}170)} + \frac{1}{8}$$

$= \frac{1002}{17691} + 0{,}125$
= 0,1816 in digunakan 3/16 in

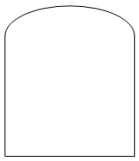
Spesifikasi hopper :

Fungsi	:	Menampung sementara calcium carbonate sebelum masuk reaktor asam
Type	:	Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal
Kapasitas	:	6597,222 kg/jam
Diameter silinder	:	5,164 ft
Tinggi silinder	:	5,164 ft
Tebal shell	:	3/16 in
Tinggi conical	:	3,606 ft
Cone angle	:	60 °

Tebal angle : 3/16 in
Waktu tinggal : 1 4/16 jam
Jumlah : 1 buah

7. TANGKI HCl (F-120)

Fungsi : Menampung HCl 36% dari supplier
Type : Silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas dish
Dasar pemilihan : Umum digunakan pada tekanan atmospheric



Perhitungan Analog dengan tangki sebelumnya :

Bahan masuk :

Komponen	Masuk (kg/j)	fraksi berat	ρ (gr/cc)
HCl	4988,4365	0,36	1,268
H2O	8868,3316	0,64	1
total	13856,7681	1,00	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43$$ ***(Foust : 671)***

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho \text{ bahan} = \frac{1}{\frac{0{,}36}{1{,}268} + \frac{0{,}64}{1}} \times 62{,}43 = 67{,}5714 \ \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}$$

Rate massa = 13856,7681 kg/jam (1 kg = 2.20462 lb)
= 30548,90812 lb/jam

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{30548{,}9081 \ \text{lb/jam}}{67{,}5714 \ \text{lb/cuft}} = 452{,}098 \ \text{cuft/jam}$$

a. Penentuan Volume Tangki

Direncanakan penyimpanan untuk 7 hari dengan 2 buah tangki, sehingga di dapat :

$$\text{Volume bahan} = \frac{452{,}0982 \ \frac{\text{cuft}}{\text{jam}} \times (7 \times 24 \ \text{jam})}{2}$$

= 37976,2517 cuft

Asumsi bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume tangki $= \frac{37976,2517}{80\%} =$ 47470,31462 cuft

Asumsi : H = D

Volume = ¼ p Ds^2 x Hs

Vs = (π/4) x Ds3

Vs = 0,785 Ds^3

V tutup atas = 0,000049 Ds3 (Brownell pg. 88)
(Torispherical)

Volume Tangki = Vs + V tutup atas

47470,3146 = 0,785 Ds^3 + 0,000049 Ds^3

47470,3146 = 0,785049 Ds^3

Ds^3 = 60467,96394 cuft

Ds = 39,2502 ft = 471,0023 in

Hs = 39,2502 ft = 471,0023 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Volume Liquid dalam Tangki

Volume Liquid = (π/4) x $Dliq^2$ x Hliq

37976,252 = 0,785 $Dliq^3$

Dl = 36,4374 ft = 437,2489 in

Hl = 36,4374 ft = 437,2489 in

2. Menentukan P design

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + Phidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + Phidrostatis

P design = p hidrostatis

P design = ρ x g/gc x h liq

= 67,5714 $\frac{lbm}{cuft}$ x 1 $\frac{lbf}{lbm}$ x 36,4374 ft

= 2462,1265 $\frac{lbf}{ft^2}$

= 17,09810065 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

P design = 110% x 17,0981 = 18,8079 psi

3. Menentukan Tebal Shell Minimum

ri = ½ D = ½ x 471,00 = 235,50 in

$$t_{min} = \frac{19 \times 236}{(12650 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 19)} + \frac{1}{8}$$

= 0,563164939 in (digunakan t = 3/16 in)

4. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical (Brownell & Young; pers.13.12)

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{f\,E - 0{,}1\,P} + C$$

OD = ID + 2ts

= 471 + 2 x 0,7

= 472,3356333 in

rc = 236,1678 in = 19,6807 ft

$$t_h = \frac{0{,}885 \times P \times rc}{f\,E - 0{,}1\,P} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 19 \times 236{,}2}{(12650 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 19)} + 0{,}125$$

= 0,514 (digunakan t = 5/8 in)

(tinggi tutup)

$$h = rc - \sqrt{rc^2 - \frac{D^2}{4}}$$

$$= 19{,}7 - \sqrt{20^2 - \frac{39^2}{4}}$$

= 18,20293266 ft

Bentuk : Flanged and standart dished head

Untuk tebal tutup bawah datar karena tutup menumpang diatas semen,

maka tebal tutup = ¼ ***(Brownell, hal 58)***

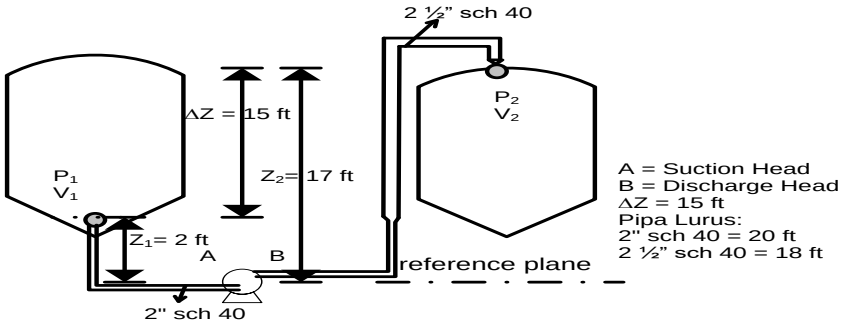
Spesifikasi :

Fungsi	:	Menampung HCL dari supplier
Type	:	Silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas dish
Volume	:	47470 cuft
Diameter	:	39,2502 ft
Tinggi	:	39,2502 ft
Tebal sheel	:	1/5 in
Tebal tutup atas	:	5/8 in
Tebal tutup bawah	:	¼ in
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel 316
Jumlah	:	2 buah ***(Perry 7^{ed}, Tabel 28-11)***

8. POMPA -1 (L-121)

Fungsi : Mengalirkan HCl dari tangki HCl ke reaktor asam-1

Type : Centrifugal pump



Perhitungan : (Asumsi aliran turbulen)

Bahan masuk = 13856,7681 kg/jam = 30548,90812 lb/jam

r campuran = 67,6 lb/cuft

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{30548,9081 \text{ lb/jam}}{67,5714 \text{ lb/cuft}}$ = 452,098 cuft/jam

= 7,5350 cuft/menit = 0,1256 cuft/dt = 56,37 gpm

sg bahan = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{67,571}{62,430}$ = 1,082

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference : 1

Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,950 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}}$ x μ reference

= $\frac{1,082}{1}$ x 0,950

= 1,0282 cp

= 0,000691 lb/ft s

Di optimum untuk turbulen, N_{re} > 2100 digunakan persamaan (15) Peters :

Diameter Optimum = $3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13}$ ***Peters, 4 ed , pers.15, hal.496***

dengan :

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluis density ; lb/cuft

Diameter pipa optimum = $3.9 \times q_f^{0.45} \times r^{0.13}$

$= 3{,}9 \times 0{,}1256^{0{,}45} \times 67{,}6^{0{,}1}$

$= 2{,}65126062$ in

Jadi untuk aliran dari tangki ke pipa dipilih pipa ukuran 3" sch 80

OD = 3,500 in ***(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)***

ID = 2,900 in = 0,242 ft = 0,07366 m

A = $(\frac{1}{4}.p.ID^2)$ = 0,045846181 ft^2

kecepatan aliran , $V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{area pipa}} = \frac{\text{cuft/mnt}}{ft^2} \times \frac{1}{60\ dt}$

$= \frac{7{,}5350}{0{,}0458} \times \frac{1}{60\ dt}$

= 2,739221488 ft/dt

$Nre = \frac{D\ V\ r}{m} = \frac{0{,}242 \times 2{,}74 \times 67{,}6}{0{,}000691}$

= 64739 > 2100

(asumsi turbulen benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1 Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 20 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0140

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 20 ft

- 3 elbow 90^0 = 3 x 35 x 0,242 = 25,4 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,242 = 2,2 ft

Panjang total pipa ; Le = 47,6 ft

Friksi yang terjadi :

1 Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$F1 = \frac{2\ f\ x\ V^2\ x\ Le}{gc\ x\ D} =$

$= \frac{2 \times 0{,}014 \times (2{,}739)^2 \times 47{,}6}{32{,}2 \times 0{,}242}$

$= 1{,}284 \quad \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lbm}}$

2 Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{Kc \times V^2}{2 \times a \times gc} \longrightarrow \begin{array}{l} K = 0{,}5 \text{ A tangki} > \text{A pipa} \\ a = 1 \text{ , untuk aliran turbulen} \\ \textit{(Peters 4}^{ed}\textit{ ,hal. 484)} \end{array}$$

$$= \frac{0{,}5 \times 2{,}739^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}06 \quad \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lb}_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa 2" sch 40 ke pipa 2 1/2 " sch 40

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc} \longrightarrow a = 1$$ untuk aliran turbulen

(Peters 4^{ed} ,hal. 484)

$$= \frac{2{,}739^2 - 0{,}000^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}117 \quad \frac{\text{ft . lb}_f}{\text{lb}_m}$$

4 Friksi karena Elbow 90 *(Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)*

$$F4 = \frac{K_f \, v_1^2}{2} = \frac{0{,}750 \times 7{,}5033}{2} = 2{,}8138 \quad \frac{\text{ft lbf}}{\text{lbm}}$$

5 Friksi karena gate valve

$$F4 = \frac{K_f \, v_1^2}{2} = \frac{0{,}170 \times 7{,}5033}{2} = 0{,}6378 \quad \frac{\text{ft lbf}}{\text{lbm}}$$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 1{,}284 + 0{,}0583 + 0{,}117 + 2{,}8138 + 0{,}6378$

$= 4{,}9101 \quad \frac{\text{ft . lbf}}{\text{lbm}}$

P_1 = P hydrostatis = r x H

Tinggi bahan = 36,4374 ft

r bahan = 67,6 lb / cuft

P hidrostatis = r x H x g/gc

= 67,6 x 36,4 x 1 = 2462,1 lb_f / ft^2

(1 atm = 14,7 x 144 lb_f / ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f / ft^2

$$DP = P_2 - P_1 = 2116{,}8 - 2462 = 345 \quad lb_f / ft^2$$

$$\frac{DP}{r} = \frac{345{,}326}{67{,}6} = 5{,}111 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

Z_2 = 11,12 ft
Z_1 = 36,4374 ft
g/gc = 1 lbf/lbm

Karena DZ = 25,3183 ft maka :
DZ $\frac{g}{gc}$ = 25,32 ft $\frac{ft / dt^2}{ft.lbm/dt^2\ lbf}$ = 25,318 $\frac{ft\ .lb_f}{lbm}$

(g = percepatan gravitasi = 32.2 ft/d ^{2})
(gc = konstanta gravitasi = 32.2 ft.d ^{16} x lbm/lbf)

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{2{,}739 - 0{,}000}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}117 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-Wf = \frac{\Delta P}{r} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\ a\ gc} + \Sigma F$$

$$= 5{,}111 + 25{,}3 + 0{,}117 + 4{,}910$$

$$= 35{,}455 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

(Perry 6 ^{ed} ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$= \frac{35{,}455 \times 0{,}126 \times 67{,}571}{550}$$

$$= 0{,}547032782 \text{ hp}$$

Kapasitas = 7,5350 cuft/menit x 7,481 = 56,369 gpm

Effisiensi pompa = 60% ***(Peters 4^{ed} ; fig. 14-37)***

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\text{h pompa}} = \frac{0,5}{60\%} = 0,9 \text{ hp}$$

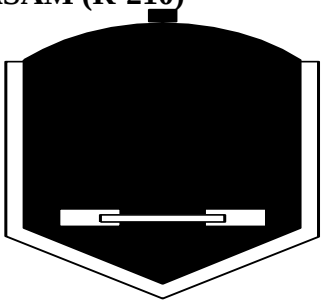
Effisiensi motor = 81% ***(Peters 4^{ed} ; fig. 14-38)***

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{h pompa}} = \frac{0,9}{81\%} = 1,13 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mengalirkan HCl dari tangki HCl ke reaktor asam	
Type	:	Centrifugal Pump	
Bahan konstruksi	:	Galvanized Iron	
Rate volumetrik	:	56,365	gpm
Total Dynamic Head	:	35,455	ft.lbf/lbm
Efisiensi Pompa	:	60%	
Effisiensi motor	:	81%	
Bhp	:	0,9	hp
Power Motor	:	1,1	hp
Jumlah	:	1 buah	

9. REAKTOR ASAM (R-210)



Kondisi Operasi :
T = 30 ºC
P = 1 atm

Fungsi : Untuk mereaksikan batu kapur (CaCO3) dengan asam klorida (HCl)

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, dilengkapi dengan pengaduk dan jaket

Dimensi ratio, H/D : ditetapkan H = 2 D

Perhitungan :

Komposisi bahan :

Bahan masuk : (Perry 7 ed. T. 2-1)

Komponen	F.Berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCO3	31,91%	6525,9722	2,7110
MgCO3	0,0022	44,2014	3,037
H_2O	0,1%	27,0486	1
HCl	24,4%	4988,4365	1,268
H_2O	43,4%	8868,3316	1
	1,0000	20453,9903	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43$$

(Foust : 671)

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho \text{ bahan} = 83{,}7271 \ \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}$$

a. Penentuan Volume Tangki

Densitas bahan = 83,7271 lb/cuft

Rate bahan = 20453,9903 kg/jam (1 kg = 2.20462 lb)

= 45093,27618 lb/jam

$$\text{rate volumetrik} = \frac{\text{rate bahan}}{\text{densitas}} = \frac{45093{,}2762 \ \text{lb/jam}}{83{,}7271 \ \text{lb/cuft}} = 538{,}5747 \ \text{cuft/jam}$$

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

$$\text{Volume tangki} = \frac{538{,}5747}{80\%} = 673{,}2183197 \ \text{cuft}$$

$Vs = \frac{1}{4} \pi Ds^2 \times Hs$

$Vs = (\pi/4) \times Ds2 \times 2\,Ds$

$Vs = 1{,}57 \ Ds^3$

V tutup atas = 0,000049 Ds3 (Brownell, hal 88)

V tutup bawah = $(\pi\, Ds3)/24 tg\alpha$ (Hesse hal 92)

= (3,14 x Ds^3) / 24 x tg 30

= 0,227

Volume Tangki = Vs + V tutup atas + V tutup bawah

673,2183 = 1,57 Ds^3 + 0,000049 Ds^3 + 0,227 Ds^3

673,2183 = 1,796658981 Ds^3

Ds^3 = 374,705677 cuft

Ds = 7,2094 ft = 7 ft = 86,512329 in

Hs = 14,4187 ft = 14 ft = 173,024658 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Volume Liquid dalam shell

Volume Liquid = Vs + Vtutup bawah

$538{,}575 = (\pi/4) \times h \times Ds^2 + 0{,}227\ Ds^3$

$538{,}575 = 0{,}785 \times h \times 51{,}975 + 0{,}22661 \times 374{,}706$

h = 11,1191 ft = 3,389103 in

2. Menentukan P design

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + Phidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + Phidrostatis

P design = p hidrostatis

P design = ρ x g/gc x h liq

$= 83{,}7271 \frac{lbm}{cuft} \times 1 \frac{lbf}{lbm} \times 11{,}1191\ ft$

$= 930{,}9700 \frac{lbf}{ft^2}$

= 6,465069521 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

P design = 110% x 6,4651 = 7,1116 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 87

= 43 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$t = \frac{7{,}112 \times 43}{((12650 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 7{,}112))} + \frac{1}{8}$

t = 0,1554 in

Diambil tebal shell : 0,1875 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk dished head

OD = ID + 2ts
= 86,512 + 2 0,19
= 86,887 in
rc = 43,444 in = 3,62 ft

Tinggi tutup (h) = $rc-([[rc]]\text{^}2-(D\text{^}2/4)\text{^}0,5$ (Hesse, hal 4-14)

= 3,62 - (3,62 2 - (7) 2
4

= 3,608 ft

Volume dishead = 1,1 x h (3Rc - h)
= 1,1 x 3,6076 2 (10,86 - 3,6076)
= 103,84 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0,885 x P_d x r_c}{(fxE - 0,1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)
rc = Crown radius (in) = jari - jari dalam
E = Faktor Pengelasan, 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)
f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka
= 12650 psi [Brownell, T.13-1]
C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

t = 0,885 x 7,1116 x 43,444 87 + 1
12650 x 0,8 - 0,1 x 7,1116 8

t = 0,02702 + 0,13 = 0,152 in

Diambil tebal head : 3/16 in

<u>Menentukan Berat Tutup Atas :</u>

A = 6.28 L. h (Hesse pers 4-16)
L = radius crown = rc

$$h = L - \sqrt{L^2 - \frac{D^2}{4}}$$ (Hesse pers 4 - 14)

$$= rc - \sqrt{rc^2 - \frac{D^2}{4}}$$

$$= 43{,}44 - \sqrt{43^2 - \frac{87^2}{4}}$$

= 39,412 in

= 3,284 ft

maka :

A = 6.28 L. h

= 6,28 x 43,4 x 39,412

= 10752,56 in

Tutup atas terbuat dari Steel, sehingga :

$V = A \times th$

$= 10752{,}56 \times \frac{3}{16} = 2016{,}1 \text{ in}^3$

r shell = 0,279 $\frac{lb}{in^3}$ ***(B & Y appendix D)***

W = V x r

= 2016 in^3 x 0,279 $\frac{lb}{in^3}$

= 562,5 lb

4. Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$ (Hesse, pers 4-17 hal 92)

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis = 30 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$h = \frac{tg\ 30 \times (7{,}209 - 1)}{2}$ (Hesse pers 4-18)

= 1,7925 ft

Volume = 0,262 h (D^2 + D.m m^2)

= 0,262 x 1,7925 (7,21 2 + 7,21 x 1 x 1 2)

= 0,262 x 1,7925 x 59,184

= 27,7948 cuft

Bentuk : Standart conical dished (B & Y, Pers.6-154, hal.118)

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0{,}6xP_d)} + C$$

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

D = Diameter shell (in)

E = Faktor Pengelasan, (0.8)

t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{7{,}11 \times 86{,}51 \times 1}{2 \cos 30 \,(\, 12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 7{,}11 \,)} + \frac{1}{8}$$

= 0,1601 in

Diambil tebal head = 1/5 in

Menentukan berat tutup bawah

Tinggi conical :

$$h = \frac{D \text{ tg } \alpha}{2}$$ ***(Hesse, hal 91-91)***

Keterangan :

α = cone angle ; 30°

D = diameter tangki ; ft

maka :

$$h = \frac{7{,}209 \times \text{tg } 30°}{2} = 2{,}0799 \text{ ft} = 24{,}95881 \text{ in}$$

$$A = 0.785\, D \sqrt{4h^2 + D + 0.785\, d^2}$$

dimana d^2 = D - 2 th

= 7,21 - (2 x 1 / 4)

= 6,709 ft

$$A = 0.785 \times 0.899 \,(\, 4 \times 0.3^2 \,) + 0.899 + (\, 0.785 \times (\, (^2 \,))$$

= 1,007 ft^2 = 145 in

$$A = 0{,}785 \times 7{,}21 \sqrt{17{,}304 + 7{,}21 + (\, 0{,}8 \times 6{,}709 \,)}$$

= 5,659348187 x 5,457119621

= 30,88374003 ft = 4447,258565 in

Tutup atas terbuat dari Steel, sehingga :

$V = A \times th$

$= 4447 \times \frac{3}{16}$

$= 833,8609809 \ in^3$

r shell = 0,279 $\frac{lb}{in^3}$ ***(B & Y appendix D)***

$W = V \times r$

$= 833,86 \ in^3 \times 0,279 \ \frac{lb}{in^3}$

$= 232,6 \ lb$

c. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8 (McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 11,119 ft

Diameter dalam tangki, D_t = 7,209 ft

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\quad \frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)
D_t = Diameter tangki
L = Panjang blade
W = Lebar blade
E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki
J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 7,209

= 2,40 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,200 x 2,40

= 0,481 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 2,40
= 0,601 ft
Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 I = 0,33 x 7,209
= 2,403 ft
Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,083 x 7,209
= 0,601 ft
Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 0,601 = 0,060 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 11,119 ft
Diameter dalam tangki, D_t = 7,209 ft

$$sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{83,727 \text{ lb/cuft}}{62,430 \text{ lb/cuft}}$$

= 1,341

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{\text{tinggi larutan} \times Sg}{\text{diameter bejana}}$$

$$= \frac{11,119}{7,209} \times 1,341$$

= 2,068

Jadi jumlah impeler sebanyak = 2 buah

3. Penentuan Power Motor

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference = 1
Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,95 cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{sg \text{ bahan} \times \mu \text{ reference}}{sg \text{ reference}}$$

$$= \frac{1,341}{1} \times 0,95$$

= 1,2741 cp = 0,000856 lb/ft s

ρ campuran = 83,727 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 100 rpm = 2 rps
Putaran pengaduk, (V) = π x N x Da (Joshi; hal.415)
= π x 100 x (2,40 x 0,3048)
= 229,996 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

$N_{Re} = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu} = \frac{81{,}555 \times 3{,}392^2 \times 1{,}2}{0{,}00083393}$

$= 1313007{,}3497$ (Aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{Re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,300 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

$P = \frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)*
(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)

$P = \frac{6{,}300 \times 1{,}667^3 \times 2{,}403^5 \times 81{,}56}{32{,}200}$

= 5920,511 ft.lbf /s = 5920,511 / 550

= 10,765

(Joshi : 424)

Power Losses pada Gland 10 % hp = 0,100 * 10,765

= 1,0765 hp

Diambil power = 1 hp

Power input dengan gland losses = 10,765 + 1,0765

= 11,841 hp

Transmission sistem losses 20 % = 0,200 x 11,841

= 2,3682042 hp

Power Total = 11,841 + 2,3682 = 14,2092

Karena jumlah pengaduk 2 buah, maka power = 2 x 14,2092

= 28,41845 hp

Efisiensi motor = 0,850 =(85%)

Sehingga power motor = $\frac{28{,}4185}{0{,}850}$ = 33,43347 hp

≈ 33,4 hp

d. Perhitungan Sistem Pendingin

Perhitungan Jaket

Sebagai media pendingin digunakan air pendingin deng = 25 ^oC

untuk menjaga suhu supaya suhu dalam reaktor tetap = 30 ^oC

Q serap 2553,429 kkal/jam = 10126,90 Btu/jam

Suhu Bahan Masuk = 30 ^oC = 86 °F

Suhu Bahan Keluar = 30 ^oC = 86 °F

Suhu Air Pendingin Masuk = 25 ^oC = 77 °F

Suhu Air Pendingin Keluar = 45 ^oC = 113 °F

ΔT1 = 27 °F
ΔT2 = 9 °F
ΔT LMTD = 16,38 °F
Keb Air Pendingin = 534,77 Kg/jam
= 1179,17 Lb/jam
ρ Air Pendingin = 62,43 Lb/cuft = 1000 kg/m³
Rate Volumetrik = Keb Air Pendingin / ρ Air Pendingin
= 1179,17 / 62,43 = 18,89 cuft/jam = 0,0052 cuft/s

Koefisien perpindahan panas bagian luar jaket :

$$hc = 0{,}87 \frac{(k / Di)\,[L^2\ N\ \rho]^{2/3}\,[C\ \mu]^{1/3}\,[\mu]^{0{,}14}}{\mu \qquad k \qquad \mu}$$

(Persamaan 20-4 kern hal 722)
keterangan :
L = Da (diameter impeler) = 2,4031 ft
N = Putaran pengaduk = 100,00 rpm = 6000 rph
ρ = berat jenis larutan = 83,73 lb/cuft
μ = Viscositas larutan = 0,000856 lb/ ft s
= 3,0821 lb /ft jam
= 1,274 cp
C = kapasitas panas campuran (Btu/lb °F)

Komponen	Cp (J/mol °C)	Berat Molekul	Cp kkal/kg °C	Fraksi Xf
CaCO3	83,5	100	0,1996	0,0022
MgCO3	75,51	84	0,2148	0,0013
H2O	75,35	18	1,0005	0,2439
HCl	-136,9	37	-0,8964	0,4336
H2O	75,35	18	1,0005	1,0000
TOTAL				1,68

1 Joule = 0,000239 kkal
1 kkal/kg °C = 1 Btu/lb °F
C = % Cp1 +% Cp2 + % Cp3 + ... +%Cpn)
= 0,8565 Btu/lb °F

K = konduktifitas larutan
Kmix = 0.0677 / sg [1 - 0.0003 (t-32)] *Perry ed 5 pers 3-89 hal 3-243*
= 0,0677 / 1,341 [1 - 0.0003 x (194 - 32)]
= 0,0531 Btu/jam.ft.^{o}F

$$Re\ p = \frac{[L^2\ N\ \rho]^{2/3}}{\mu}$$

$$= \frac{(\ 2,4^{\ 2}\ x\ 6000\ x\ 83,727\ )\ ^{\wedge}\ 0,6667}{1,2741}$$

$$= 15965,521$$

$$\frac{[C\ \mu\ ]^{1/3}}{k} = \frac{(\ 0,857\ x\ 1,274\ )\ ^{\wedge}\ 0,33}{0,0531}$$

$$= 19,4041$$

$$\frac{[\ \mu\ ]^{0,14}}{\mu_w} = \frac{1,274}{1}^{0,14} = 1,0345$$

$$hc = 1\ x\ \frac{0,053}{7}\ x\ 15965,521\ x\ 19,404\ x\ 1,03$$

$$= 2052,01\ \text{Btu/jam.ft.}^{o}\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam jaket (hi) :
Dari kern tabel 10, dipakai pipa 16 BWG dengan ukuran :

OD = 1,5 in
ID = 1,37 in
flow area = 1,47 in^2 = 0,0009 m^2
surface per 1in ft (a) = 0,39 ft^2

$$v = \frac{W}{\rho\ x\ A} = \frac{62,4300}{1000\ x\ 0,0009}$$

$$= 65,827\ \text{m/jam}$$

$$= 0,018\ \text{m/s}$$

$$= 0,060\ \text{fps}$$

Dari Kern hal 717 didapat harga hi = 100 Btu/j $ft^2\ ^{o}F$

$$hio = hi\ x\ \frac{ID}{OD}$$

$$= 100\ x\ \frac{1,370}{1,500}$$

$$= 91,33\ \text{Btu/j ft}^2\ ^{o}\text{F}$$

$$Uc = \frac{hi\ x\ hio}{hi + hio} = \frac{100\ x\ 91,333}{100 + 91,333}$$

$$= 47,7352\ \text{Btu/j ft}^2\ ^{o}\text{F}$$

Rd = 0,001 (Kern Tabel 12, hal 845)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{Uc} + Rd$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{47,735} + 0,001$$

U_D = 45,560 Btu/j ft^2 ^oF

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta TLMTD} = \frac{2553,4292}{45,56 \times 16,38}$$

= 3,4206 ft^2

Menentukan Tinggi Jaket

Tinggi Jaket = Tinggi Shell + Tinggi Tutup Bawah

h = 14,42 + 2,080

h = 16,50 ft = 197,9834649 in

Asumsi :

Tebal air pendingin (s) = 2 in

Tebal jaket (tj) = 1/5 in

Effisiensi sambungan las (= 0,8

Faktor korosi (c) = 1/8

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari carbon Steel dengan spesifikasi , SA - 283 Grade C

f all = 12650

Do (shell) = Di + 2ts

= 86,5 + 2 x 0,1875

= 86,887 in

Di (jaket) = Dos + 2s

= 86,89 + 2 x 2

= 90,89 in

Do (jaket) = Di j + 2tj

= 90,89 + 2 x 1/5

= 91,262 in

P desain jaket : Po - Pi + Ph

= 14,7 - 14,7 + ρ x g/gc x h liq

= 62,4 $\frac{lbm}{cuft}$ x 1 $\frac{lbf}{lbm}$ x 12 ft

= 720,12863 lbf/ft^2 = 5,0009 psi

Penentuan Tebal jaket :

Tebal Jaket berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t = "P\ x\ Dij" / "2fe - P" + C$$

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

Dij = Diameter dalam jaket (in)

E = Faktor Pengelasan, 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

$$0,188 = \frac{5,001 \text{ x } 90,89}{(\text{ f } 1,6 \text{ }) - (\text{ } 5,001 \text{ })} + \frac{1}{8}$$

$$0,06 = \frac{454,5178}{1,6 \text{ f } - 5,001}$$

0,1 f - 0,313 = 454,518

fdesain = 4548,303848

fall > fdesain

12650 > 4548,30

dipilih tebal jaket 1/5 in

e. Perencanaan Nozzle

a. Nozzle inlet asam klorida

Rate liquida = 13856,7681 kg/j = 30548,91 lb/j

r liquida = 67,57 lb/cuft

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{30548,9081}{67,57}$ lb/jam / lb/cuft

= 452 cuft/jam

= 7,5350 cuft/menit = 0,1256 cuft/dt = 56,365 gpm

mencari diameter optimum

Diameter Optimum = $3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13}$

dengan : ***Peters, 4 ed , pers.15, pg 496***

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = $3,9 \times 0,1256^{0,45} \times 67,57^{0,13}$

= 2,651 in

Dipilih pipa 1 3 in , sch 80 ***(Geankoplis App. A.5, hal. 892)***

OD = 3,500 in

ID = 2,900 in = 0,242 ft

A = (¼.p.ID^2) = 0,0458462 ft^2

b. Nozzle outlet slurry

Rate volumetrik = 538,575 cuft/j = 8,9762 cuft/menit

= 0,1496 cuft/dt = 67,147 gpm

Diameter Optimum = 3,9 x $q_f^{0,45}$ x $r^{0,13}$

dengan : ***Peters, 4^{ed} , pers.15***

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = 3,9 x 0,1496^{0,45} x 84^{0,13}

= 2,949590367 in

(Geankoplis App. A.5, hal. 892)

Dipilih pipa 1 3 in , sch 80

OD = 3,500 in

ID = 2,90 in = 0,242 ft

A = (¼.p.ID^2) = 0,045846 ft^2

f. Perencanaan Penyangga

Berat total yang ditahan penyangga :

a. Berat Shell

Volum dinding shell = $\frac{1}{4}\pi(OD^2 - ID^2)h$

= $\frac{1}{4}$ x 3,14 x (7,24 ^{2} - 7,21 ^{2}) x 14,419

= 5,111 ft ^{3}

r shell = 0,279 $\frac{lb}{in^3}$ = 482 $\frac{lb}{ft^3}$

(B & Y appendix D)

Berat shell = volume shell x r shell

= 5,111 ft ^{3} x 482 $\frac{lb}{ft^3}$ = 2464,1 lb

b. Berat tutup

tutup atas : 562,5 lb

tutup bawah : 232,65 lb

c. Berat bahan reaktor

W = V0 x r

= 539 cuft/jam x 84 lb/cuft

= 45093,276 lb/jam

d. Berat jaket dan nozzle

Asumsi 20% berat reaktor

Berat total reaktor = W shell + W tutup atas + W tutup bawah + W bahan + W jaket

= 2464,12 + 562,5 + 232,65 + 45093 + 0.2 W tot

0.8 W tot = 48352,534

W tot = 60440,66754 lb

kolom penahan :

Berat total reaktor = 60440,66754 lb

Direncanakan menggunakan 4 penahan jenis 1-Beam

$$\text{Beban tiap kolom} = \frac{\text{Berat total reaktor}}{4} = \frac{60440,668}{4} = 15110,167 \text{ lb}$$

tinggi reaktor = 173,0247 in

letak bracket = 60% tinggi total reaktor

= 60% x 173

= 103,815 in

diambil jarak dari dasar reaktor ke lantai 3 in.

jadi panjang kolom penyangga = 103,815 + 3 = 106,815 in

Dipilih kolom penyagga jenis 1-Beam American Standart ukuran 12" x 5"

Dari Hesse tabel 7-2 diperoleh :

A	=	10,2 in^2
L x-x	=	227
L y-y	=	10
K x-x	=	4,72
K y-y	=	0,99

$$\text{Beban tiap kolom penyangga} = \frac{P}{A} = \frac{15110,17}{10,2} = 1481,4 \ \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Analisa terhadap sumbu X - X

$$\frac{L}{K\ x\text{-}x} = \frac{106{,}815}{4{,}72} = 22{,}630$$

(Hesse tabel 7-1 ham 143)

$$\frac{P}{A} = 17000 - 0{,}485 \left(\frac{L}{K\ x\text{-}x} \right)^2$$

$$= 17000 - (0{,}485 \times 22{,}630^{\ 2})$$

$$= 16751{,}61775 \ \frac{lb}{in^2} > 1481{,}4 \ \frac{lb}{in^2}$$ (memenuhi)

Jadi penyangga jenis I - Beam dengan ukuran 12" x 5 " dapat digunakan.

Base plate

Beban tiap kolom = 15110,167 lb

sebagai pondasi dipilih bahan dari beton (conrete) dengan allowable bearing stress = 600 psi

Luas base plate = $\frac{15110{,}167}{600}$ = 25,183611 in

Waktu tinggal : $\frac{\text{volume tangki}}{\text{rate volumetrik}} = \frac{673{,}218 \text{ cuft}}{538{,}5747 \text{ cuft/jam}} = 1{,}25$ jam

Spesifikasi Reaktor Asam :

Fungsi : Untuk mereaksikan batu kapur (CaCO3) dengan asam klorida (HCl)

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, dilengkapi dengan pengaduk dan jaket.

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kondisi operasi

Suhu operasi : 30 ^{o}C = 303,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi

Waktu tinggal : 1,25 jam

Proses operasi : Batch

Jumlah : 1 buah

Dimensi Reaktor 1 :

Tinggi bejana : 14 ft

Diameter bejana : 7 ft

Tebal bejana : 3/16 in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Tinggi tutup atas	:	3,608	ft
Tinggi tutup bawah	:	1,792	ft

Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah	
Jumlah impeller	:	2	buah
Diameter impeller	:	2,4031	ft
Lebar blade	:	0,481	ft
Panjang blade	:	0,601	ft
Jarak impeller dari dasar	:	2,403	ft
Lebar baffle	:	0,601	ft
Power motor	:	33	hp

Jaket

Tebal jacket	:	1/5	in
tinggi jacket	:	16,499	ft

Nozzle

Nozzle inlet asam klorida	:	3	in
Nozzle slurry	:	3	in

Sistem Penyangga

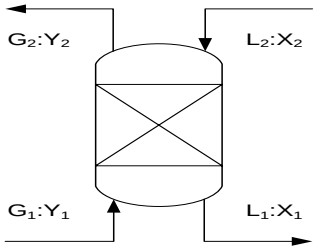
Panjang	:	106,815	in

Base Plate

Luas base plate	:	25,18361148	in

10. SCRUBBER (D-117)

Fungsi	:	Menyerap gas H2CO3 yang keluar dari reaktor dengan menggunakan air
Tipe	:	Packed coloumn
Bahan Konstruksi	:	Carbon stell SA-283 grade C
Dasar Pemilihan	:	Untuk mengurangi pencemaran udara dari H2CO3



Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30 ^{o}C
- Waktu operasi : 45 menit

Perhitungan :

Feed masuk liquid dari atas : L_2

Komponen	Massa(kj/jam)	BM	Kmol	Fraksi Mol
Air Proses	1.589,8288	18	88,3238	1
Total	1.589,8288		88,3238	1

Produk liquid keluar dari bawah : L_1

Komponen	Massa(kj/jam)	BM	Kmol	Fraksi Mol
H2CO3	3.994,6541	44	90,7876	0,5050
H_2O(l)	1.601,5433	18	88,9746	0,4950
Total	3.994,6541		179,7622	1,0000

L = 88,3238 + 179,7622 = 268,0860 kmol

Gas yang berada pada kolom G

Feed gas masuk dari bawah : G_1

Komponen	Massa(kj/jam)	BM	Kmol	Fraksi Mol
CO2(g)	2.863,5513	17,03	168,1475	0,7210
H_2O(g)	1.171,4528	18,00	65,0807	0,2790
Total	4.035,0041		233,2282	1

Produk atas gas : G_2

Komponen	Massa(kj/jam)	BM	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
CO2	28,6355	44	0,6508	1
Total	28,6355		0,6508	1

Data Kelarutan CO2 pada 30 C dan P : 760 mmH berat H_2O = 100

(Perry 7ed, T.2-125)

W.H2CO3 / 100 H_2O	P. parsial (mmHg)	Mol H2CO3	BM CO2	Mol H_2O	BM H2O	X	Y
2,88454	0,0286	0,0656	44	5,556	18	0,0117	0,0051
4,70143	0,0933	0,1069				0,0189	0,0168
5,79857	0,1725	0,1318				0,0232	0,0311
5,96571	0,2367	0,1356				0,0238	0,0426
6,31540	0,3758	0,1435				0,0252	0,0677
6,53450	0,5185	0,1485				0,0260	0,0933
7,03844	0,8377	0,1600				0,0280	0,1508
7,37571	1,1705	0,1676				0,0293	0,2107
7,69307	1,5261	0,1748				0,0305	0,2747
8,49294	2,3586	0,1930				0,0336	0,4246

Densitas campuran = $\frac{1}{\frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}}$ x 62,4300

= 38,1721 lb/cuft

Rate volumetrik liquid keluar = 8.788,2389 lb/jam

38,1721 lb/cuft

= 230,2270 cuft/jam

= 6,9068 m^3/jam

Gas terserap = 28,6355 kmol/jam = 230,2270 cuft/jam

Dari Perry 7ed, hal 14-58 dengan asumsi approximate flooding didapat :

$\frac{G^2 Fp \Psi \mu^2}{\rho_G \rho_L g} = 0,34$

Dimana :

G = Superficial gas mass flux

Fp = Konstanta packing : Untuk 1 in (25 mm) rasching ring Fp

= 50 **(Ulrich, hal, 198)**

$\Psi = \frac{62,4300}{\rho . L} = \frac{62,4300}{38,1721} = 1,6355$

μ = Viscositas . Cp : 2,16 Cp

g = Konstanta gravitasi : 32,147 lb/ft det^2

0,75 jam = 2700 detik

$0,34 = \frac{G^2 \text{ x } 50 \text{ x } 1,6355 \text{ x } (2,16)^2}{38,1721 \text{ x } 38,1721 \text{ x } 32,147 \text{ x } 2700}$

G^2 = 112,7065 lb/jam ft^2 flooding

G = 10,6163 lb/jam ft^2 flooding

Perhitugan Plate

Y_{n+1}^* = 0,0051 Y_1^* = 0,00 Xn max 0,01

Yn+1 = 0,5000 Y1 = 0,1

$\frac{L}{V \text{ min}} = \frac{Yn+1 - Y1}{Xn - Xo}$ $\frac{L}{V} = \frac{Yn+1 - Y1}{Xn\ max - Xo}$

$= \frac{0,5000 - 0,10}{0,01 - 0}$ $34,3 = \frac{0,5000 - 0,10}{Xn\ max - 0}$

= 34 Xn max = 0,012

$\frac{L}{V} = 1,3 \frac{L}{V \text{ min}}$ Didapat plate ideal = 3 plate

= 1,3 x 34,3 Efisiensi = 85% (Ulrich,T.4-18)

= 43 Plate aktual = 4

= 4 plate

$$(y - y^*) = \frac{(yn - yn^*) - (y - y1^*)}{\ln \frac{(y1 - y1^*)}{(y2 - y2^*)}}$$

$$= \frac{(0{,}500 - 0{,}005) - (0{,}10 - 0{,}00)}{\ln \frac{(0{,}500 - 0{,}005)}{(0{,}10 - 0{,}000)}}$$

$$= \frac{0{,}3949}{1{,}5991}$$

$(y - y^*) = 0{,}2469$

Number of Transfer Unit (Ng) $= \frac{yn - y1}{(y - y^*)}$

$= \frac{0{,}500 - 0{,}10}{0{,}2469}$

$= 0{,}4590$

Diameter tower, D $= \left(\frac{4VMg}{\pi G}\right)^{0,5}$ **(Ulrich, Eq. 4-88)**

Dimana :

V = gas flow rate = 3,8371 ft/jam

Mg = Berat gas = 2.863,5513 kg

= 6314,1306 lb

Diameter tower, D = 17,97 ft

Perhitungan tinggi tower :

Ulrich, pers 4-88, didapat Height Equipment to Theoretical Plate $= D^{0.3}$

Maka HETP $= D^{0,3}$

$= 17{,}97^{0,3}$

= 2,3789 ft

Tinggi tower = Ng x HETP

= 0,46 x 2,3789 = 1,0919 ft

Stage Effisiensi = 85% **(Ulrich, Tabel 4-82)**

Maka tinggi kolom $= \frac{1{,}0919}{85\%} = 3{,}2846$ ft

Menentukan Tekanan Desain

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

Phidrostatis = ρ x g/gc x H

= 38,1721 lb/cuft x 1 lbf/lbm x 3 ft

= 125,37935 lbf/ft^2

= 0,8707 psi

P operasi = Po - Pi + Phidrostatis
= 14,7 - 14,7 + 0,8707
= 0,8707 psi

Asumsi P design 10% lebih besar dari P Operasi untuk faktor keamanan

P design = 110% x 0,8707 psi
= 0,9578 psi

Menentukan Tebal Minimum Shell

tebal shell berdasarkan ASME code untuk tangki silinder :

$$t_s = \frac{P.\,ri}{f.\,E - 0.6\,P} + C$$ **(Brownel & Young Eq 13.1 : hal 2**

dengan, t_s = tebal shell minimum (in)
P = tekanan tangki (psia)
ri = jari-jari tangki (in)
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint*
= 0,8 **(Brownel & Young T 13.2 : hal 254)**
C = faktor korosi, 1/8 in
f = Allowable Stress, 12650 psi (Brownel & Young hal. 251)
untuk bahan konstruksi Carbon steel grade SA-283 Grade C

ri = 1/2 D
= 1/2 (17,9728) in
= 107,8369 in

maka :

$$t_s = \frac{0,9578 \times 107,8369}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 0,9578} + 1/8$$

t_s = 0,135 in , maka digunakan tebal shell minimum 2/16 in

Menentukan Tebal Tutup Atas dan Bawah

Dipilih tutup Torisperical

OD = ID + 2 t_s
= 215,6737 + 2 (2/16)
= 215,9441 in

$$rc = \frac{215,9441}{2} = 107,9721 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{0,9\ P \times r_c}{f\ e - 0.1\ P} + C$$ **(Brownel & Young Eq 13.12 : hal 258)**

dengan, t_h = tebal tutup (head) shell ; in
r_c = *radius of curfative* sama dengan Diameter ; in
= in
P = tekanan tangki ; psia
E = faktor pengelasan, digunakan jenis *double welded butt joint.*
= 0,8
C = faktor korosi, 1/8 in
f = Allowable Stress, 12650 psi (Brownel & Young hal. 251)
untuk bahan konstruksi Carbon steel grade SA-283 Grade C

$$t_h = \frac{0,9 \left(0,9578 \right) \text{ x } 107,9721}{12650 \quad 0,8 - 0,1 \quad 0,9578} + 1/8$$

t_h = 2/16 in

Spesifikasi Scrubber (D-220) :

Fungsi	:	Menyerap gas H2CO3 yang keluar dari reaktor dengan menggunakan air			
Tipe	:	Packed Column			
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 grade C			
Dasar Pemilihan	:	Untuk mengurangi pencemaran udara dari H2CO3			
Kondisi Operasi	:	- Tekanan	:	1	atm
		- Suhu	:	30	^oC
		- Waktu operasi	:	45	menit

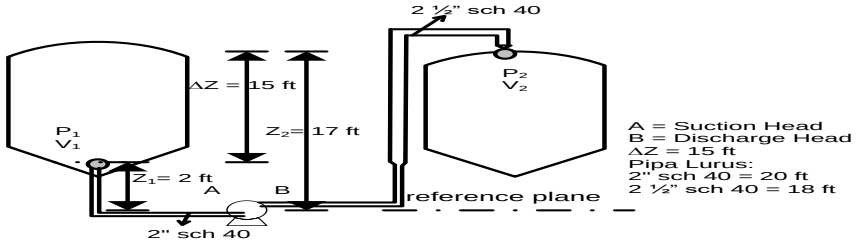
Dimensi Scrubber :

Diameter	=	17,9728	ft	=	5,5 m
Tinggi total	=	3,2846	ft	=	1,0 m
Rate bahan	=	4035,0041	kg/jan		
Tebal shell	=	2/16	in		
Tebal tutup	=	2/16	in		
Jenis packing	=	Ceramic Ring			
Ukuran packing	=	1 in			
Jumlah plate	=	4 plate			
Jumlah	=	1 buah			

11. POMPA -2 (L-211)

Fungsi : Mengalirkan larutan CaCl2 dari reaktor asam ke reaktor netralisasi

Type : Centrifugal pump



Perhitungan : (Asumsi aliran turbulen)

Bahan masuk = 20453,9903 kg/jam = 45093,27618 lb/jam

r campuran = 83,7 lb/cuft

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{45093,2762 \text{ lb/jam}}{83,7271 \text{ lb/cuft}}$ = 538,575 cuft/jam

= 8,9762 cuft/menit = 0,1496 cuft/dt = 67,15 gpm

sg bahan = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{83,727}{62,430}$

= 1,341

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,950 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}}$ x μ reference

= $\frac{1,341}{1}$ x 0,950

= 1,2741 cp

= 0,000856 lb/ft s

Di optimum untuk turbulen, N_{re} > 2100 digunakan persamaan (15) Peters :

Diameter Optimum = $3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13}$ ***Peters, 4 ed , pers.15, hal.496***

dengan :

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluis density ; lb/cuft

Diameter pipa optimum = $3.9 \times q_f^{0.45} \times r^{0.13}$

$= 3,9 \times 0,1496^{0,45} \times 83,7^{0,1}$

= 2,949590367 in

Jadi untuk aliran dari tangki ke pipa dipilih pipa ukuran 3" sch 80

OD = 3,500 in ***(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)***

ID = 2,900 in = 0,242 ft = 0,07366 m

A = (¼.p.ID^2) = 0,045846181 ft^2

kecepatan aliran , V = $\frac{\text{rate volumetrik}}{\text{area pipa}} = \frac{\text{cuft/mnt}}{\text{ft}^2} \times \frac{1}{60 \text{ dt}}$

$= \frac{8,9762}{0,0458} \times \frac{1}{60 \text{ dt}}$

= 3,263174145 ft/dt

$$Nre = \frac{D \quad V \quad r}{m} = \frac{0,242 \times 3,26 \times 83,7}{0,000856}$$

= 77122 > 2100

(asumsi turbulen benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1 Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 20 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0130

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 20 ft

- 3 elbow 90^0 = 3 x 35 x 0,242 = 25,4 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,242 = 2,2 ft

Panjang total pipa ; Le = 47,6 ft

Friksi yang terjadi :

1 Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F1 = \frac{2 f \times V^2 \times Le}{gc \times D} =$$

$$= \frac{2 \times 0,013 \times (3,263)^2 \times 47,6}{32,2 \times 0,242}$$

$$\frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\left(\frac{ft \cdot lbm}{dt^2 \cdot lb_f}\right) \times ft}$$

= 1,692 ft. lbf

lbm

2 Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{Kc \times V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{0,5 \times 3,263^2}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,08 \ \frac{ft.\ lbf}{lb_m}$$

→ K= 0,5 A tangki > A pipa
a = 1 , untuk aliran turbulen
(Peters 4 ed ,hal. 484)

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa 2" sch 40 ke pipa 2 1/2 " sch 40

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc}$$

→ a = 1 untuk aliran turbulen
(Peters 4 ed ,hal. 484)

$$= \frac{3,263^2 - 0,000^2}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 0,165 \ \frac{ft.\ lb_f}{lb_m}$$

4 Friksi karena Elbow 90

$$F4 = \frac{K_f \ v_1^2}{2} = \frac{0,750 \times 10,6483}{2} = 3,9931 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5 Friksi karena gate valve

$$F4 = \frac{K_f \ v_1^2}{2} = \frac{0,170 \times 10,6483}{2} = 0,9051 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 1,692 + 0,0827 + 0,165 + 3,9931 + 0,9051$

$= 6,8380 \ \frac{ft.\ lbf}{lbm}$

P_1 = P hydrostatis = r x H

Tinggi bahan = 7,2094 ft

r bahan = 83,7 lb / cuft

P hidrostatis = r x H x g/gc

= 83,7 x 7,2 x 1 = 603,62 lb_f / ft^2

(1 atm = 14,7 x 144 lb_f / ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f / ft^2

DP = P_2 - P_1 = 2116,8 - 604

$= \quad 1513 \quad lb_f / ft^2$

$$\frac{DP}{r} = \frac{1513{,}181}{83{,}7} = 18{,}073 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

$Z_2 = 10{,}93 \quad ft$

$Z_1 = 11{,}1191 \quad ft$

$g/gc = 1 \quad lbf/lbm$

Karena DZ = $0{,}1849 \quad ft$ maka :

$$DZ \quad \frac{g}{gc} = 0{,}185\ ft \qquad \frac{ft / dt^2}{ft.lbm/dt^2\ lbf} = 0{,}1849 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

(g = percepatan gravitasi = 32.2 ft/d ^{2})

(gc = konstanta gravitasi = 32.2 ft.d ^{16} x lbm/lbf)

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{3{,}263 - 0{,}000}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}165 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-Wf = \frac{\Delta P}{r} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2\ a\ gc} + \Sigma F$$

$$= 18{,}073 + 0{,}18 + 0{,}165 + 6{,}838$$

$$= 25{,}261 \quad \frac{ft\ .lb_f}{lbm}$$

(Perry 6 ed ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$= \frac{25{,}261 \times 0{,}150 \times 83{,}727}{550}$$

$= 0{,}575303505 \quad hp$

Kapasitas = 8,9762 cuft/menit x 7,481 = 67,151 gpm

Effisiensi pompa = 61% ***(Peters 4 ed ; fig. 14-37)***

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\text{h pompa}} = \frac{0,6}{61\%} = 0,9 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 81% ***(Peters 4 ed ; fig. 14-38)***

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{h pompa}} = \frac{0,9}{81\%} = 1,16 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mengalirkan larutan CaCl2 dari reaktor 1 ke reaktor 2
Type	:	Centrifugal Pump
Bahan konstruksi	:	Galvanized Iron
Rate volumetrik	:	67,147 gpm
Total Dynamic Head	:	25,261 ft.lbf/lbm
Efisiensi Pompa	:	61%
Effisiensi motor	:	81%
Bhp	:	0,9 hp
Power Motor	:	1,2 hp
Jumlah	:	1 buah

12. TANGKI PENAMPUNG SEMENTARA - 1 (F-116)

Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke reaktor netralisasi

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical,

Bahan : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kapasitas : 17590,44 Kg/Jam = 5863,480 Kg/Jam

Kondisi operasi :

Suhu operasi : 80 ^{o}C = 353,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi

Waktu operasi : 1,25 jam (continue)

Dimensi Reaktor :

Dimensi Ratio, H/D ditetapkan H = 2 D

Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	7171,3909	0,4077	2,15
MgCl2 (aq)	44,9907	0,0026	2,32
HCl (aq)	237,5446	0,0135	1,49
H2O (l)	10066,8330	0,5723	1,00
MgCO3 (s)	4,4201	0,0003	2,71

CaCO3 (s)	65,2597	0,0037	3,04
TOTAL	17590,4390	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran : $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$ = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran : 80,8501 lb/cuft

a. Penentuan Volume Tangki :

Densitas Bahan = 80,8501 lb/cuft

Rate Bahan = 17590,44 Kg/jam = 38786,92 lb/jam

$$\text{Volumetrik Bahan} = \frac{\text{Rate bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{38786,92}{80,8501} = 479,74 \text{ cuft/jam}$$

Volume Bahan = 479,74 cuft/jam

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Bahan = 80% x Volume Tangki

479,74 = 80% x Volume Tangki

Volume Tangki = 599,67 cuft

$V_s = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$= (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$= 1,57\ Ds^3$

$V_{tutup\ atas} = 0,000049\ Ds^3$ (Brownel hal 88)

$V_{tutup\ bawah} = (\pi\ Ds^3)/24tg\alpha$ (Hesse hal 92)

$= (3,14 \times Ds^3) / 24 \times tg \times 30°$

$= 0,227\ Ds3$

α diambil 30° sehingga ,

$V_t = V_s + V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$

$599,67 = 1,57\ Ds^3 + 0,000049\ Ds^3 + 0,227\ Ds^3$

$599,67 = 1,7967\ Ds^3$

$Ds^3 = 333,7716$

Ds = 6,94 ft = 7 ft = 83,24 in

Hs = 13,87 ft = 14 ft = 166,48 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Tinggi liquid dalam shell :

Volume liquid = V_s + $V_{tutup\ bawah}$

479,74 = $(\pi/4) \times h \times D_s^2$ + 0,227 Ds^3

479,74 = 0,79 x h x 48,12 + 0,23 x 333,77

h = 10,698 ft = 3,26 m

2. Menentukan Tekanan Design :

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + P hidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + P hidrostatis

P design = P hidrostatis

P design = P hidrostatis

= ρ x g/gc x h liq

$= 80{,}850 \frac{\text{lbm}}{\text{cuft}} \times 1 \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}} \times 10{,}698 \text{ ft}$

= 864,97 lbf/ft² = 6,0068 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x P design

= 110% x 6,0068

= 6,6074 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C

$f_{allowable}$ = 12650 *(Brownell & Young, T 13-1 hal 251)*

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las (E) = 0,8

ri = 0,5 x 83,24

= 41,62 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young, pers 13.1 hal 254)*

$= \frac{6{,}6074 \times 41{,}6}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}60 \times 6{,}6074} + 0{,}125$

= 0,1522 in

Diambil tebal shell 3/16 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts

= 83,240 + 2 x 0,19

= 83,615 in

rc = 41,807 in = 3,48 ft

Tinggi tutup (h) = rc-(⟦rc⟧^2-(D^2/4)^0,5 (Hesse, hal 4-14)

$$= 3{,}48 - \left(3{,}48^{2} - \left(\frac{7}{4} \right)^{2} \right)^{0{,}5}$$

= 3,154 ft

Volume dishead = 1,1 x h 2 (3Rc - h)

= 1,1 x 3,1544 2 (10,45 - 3,1544)

= 79,87 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0{,}885 x P_d x r_c}{(fxE - 0{,}1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam

E = Faktor Pengelasan = 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka

= 12650 psi [Brownell, T.13-1]

C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = \frac{0{,}885 \times 6{,}607 \times 41{,}81}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}1 \times 6{,}607} + \frac{1}{8}$$

= 0,02416 + 0,13

= 0,1492 in

Diambil tebal shell 3/16 in

4. Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ (Hesse, pers 4-17 hal 92)

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis = 30 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

h = $\frac{tg\ 30 \times (\ 6,937 - 1\ )}{2}$

= 1,7138 ft

Volume = 0,262 h (D^2 + D.m m^2) (Hesse pers 4-18)

= 0,262 x 1,7138 (6,94 ^{2} + 6,94 x 1 x 1 ^{2})

= 0,262 x 1,7138 x 56,054

= 25,1685 cuft

Bentuk : Standart conical dished

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0{,}6xP_d)} + C$$ *(B & Y, Pers.6-154, hal.118)*

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

D = Diameter shell (in)

E = Faktor Pengelasan, (0.8)

t = Tebal dinding minimal (in)

t = $\frac{6,61 \times 83,24}{2\ \cos\ 30\ (\ 12650 \times 0,8 - 0,6 \times 6,61\ )} + \frac{1}{8}$

= 0,1564 in

Diambil tebal head 3/16 in

C. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8

(McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total, = 10,698 ft = 128,38 in

Diameter dalam tangki, = 6,94 ft = 83,24 in

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)
D_t = Diameter tangki
L = Panjang blade
W = Lebar blade
E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki
J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 6,94
= 2,31 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,20 x 2,31
= 0,46 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 2,31
= 0,58 ft

Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 Dt = 0,33 x 6,94
= 2,31 ft

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,08 x 6,94
= 0,58 ft

Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 0,58 = 0,06 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 10,698 ft
Diameter dalam tangki, D_t = 6,94 ft

$$sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{80,850 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

= 1,2951

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{\text{tinggi bahan}}{\text{diameter bejana}} \times Sg$$

$$= \frac{10,70}{6,94} \times 1,2951$$

= 2,00

Jadi jumlah impeler sebanyak = 3 buah

3. Penentuan Power Motor

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan} \times \mu \text{ reference}}{\text{sg reference}}$$

$$= \frac{1,2951 \times 0,95}{1}$$

= 1,2303 cp = 0,001 lb/ft s

ρ campuran = 80,850 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 120 rpm = 2 rps

Putaran pengaduk, V = π x N x Da (Joshi; hal.415)

= π x 120 x (2,31 x 0,3048)

= 265,55 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$$

$$= \frac{80,850 \times 2,31^2 \times 2,00}{0,0008}$$

= 1045699,456 (aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,3 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

$$P = \frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)* *(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)*

$$= \frac{6,30 \times 2,00^3 \times 2,31^5 \times 80,850}{32,20}$$

= 8363,683 ft.lbf /s = 8363,683 / 550

= 15,21 Hp

(Joshi : 424)

Power Losses pada Gland 10 % Hp = 10% x 15,21

= 1,52 Hp

Diambil power = 2 Hp

Power input dengan gland losses = 15,21 + 1,52

= 16,73 Hp

Transmission sistem losses 20 % = 20% x 16,73

= 3,35 Hp

Power Total = 16,73 + 3,35 = 20,1 Hp
Karena jumlah pengaduk 3 buah, maka power = 3 x 20,1
= 60,22 Hp
Efisiensi motor = 85%
Sehingga power motor = $\frac{60,22}{0,85} = 70,85$ Hp ≈ 71 Hp

Spesifikasi Tangki Penampung Sementara :

Nama alat : Tangki Penampung Sementara
Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke reaktor netralisasi
Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, dilengkapi dengan pengaduk
Bahan konstruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C
Kondisi operasi
Suhu operasi : 80 ^{o}C = 353,15 K
Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi
Waktu operasi : 1 jam
Proses operasi : Continue
Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki penampung sementara 1:

Tinggi bejana : 13,9 ft
Dameter dalam bejana : 6,94 ft
Tebal bejana : 3/16 in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas : 3/16 in
Tebal tutup bawah : 3/16 in
Tinggi tutup atas : 3,1544 ft
Tinggi tutup bawah : 1,7138 ft

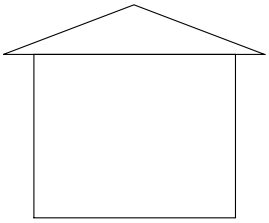
Pengaduk :

Jenis pengaduk : Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah
Jumlah impeller : 3 buah
Diameter impeller : 2,3122 ft
Lebar blade : 0,462 ft
Panjang blade : 0,578 ft
Jarak impeller dari dasar : 2,312 ft
Lebar baffle : 0,578 ft

Type poros : Commercial hot rolled steel
Putaran : 120 rpm
Power motor : 70,845 hp

13. GUDANG Ca(OH)2 (F-130)

Fungsi : menampung kalsium hidroksida dari supplier
Dasar pemilihan : sesuai untuk bahan solid
Gudang berbentuk persegi panjang dan terbuat dari beton.



Kebutuhan Ca(OH)2 =
253,3130665 kg/jam

Bahan masuk : Perry 7ed, Tabel 2-1

Komponen	Berat	Fraksi berat	ρ (gr/cc)
$Ca(OH)_2$	227,9818	0,9	2,2000
H2O	25,3313	0,1	1,0000
Total	253,3131	1	

Gudang menampung bahan baku selama 1 minggu
Total bahan masuk = 6,0795 ton/hari
= 42,5566 ton/seminggu
Maka, ukuran gudang dibangun dengan ukuran 50 m x 50 m x50 m, dengan diberi jalan 3 m x 3 m

Spesifikasi :

Fungsi = menampung kalsium hidroksida dari supplier
Kapasitas = 42,5566 ton/seminggu
Bentuk = Kubus
Ukuran = panjang = 50 m
lebar = 50 m
tinggi = 50 m

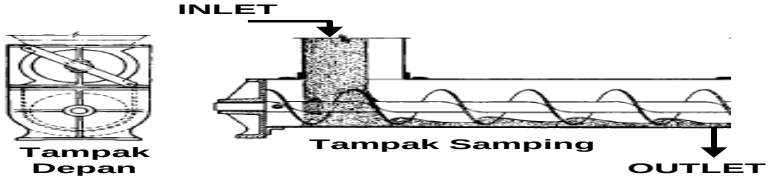
Bahan konstruksi = beton
jumlah = 1 buah

14. SCREW CONVEYOR-2 (J-131)

Fungsi : Memindahkan Ca(OH)2 dari gudang ke bucket elevator-2

Type : Plain Spouts or Chutes

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup



Perhitungan : (1 kg = 2.20462 lb)

Rate massa = 253,3131 kg/jam ;

= 558,4590526 lb/jam

Komponen	Berat (kg)	Fraksi	ρ (gr/cc)
$Ca(OH)_2$	227,9818	0,900	2,2000
H_2O	25,3313	0,100	1
Total	253,3131	1,000	

ρ bahan = 122,6304 lb/cuft

Volumetrik bahan = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{558,4591 \text{ lb/jam}}{122,6304 \text{ lb/cuft}}$

= 4,5540 cuft/jam

= 0,0759 cuft/mnt

Untuk bulk density = 122,6304 lb/cuft , bahan termasuk kelas D dengan F = 3 ***(Badger , Tabel 16-6)***

Power motor = $\frac{C.L.W.F}{33000}$ ***(Badger, pers 16-4)***

Dengan :

C : Kapasitas ; cuft/mnt

L : panjang ; ft

W : densitas bahan ; lb/cuft

F : faktor bahan

Asumsi panjang screw, (L) = 30 ft

Power motor = $\frac{0,08 \times 30 \times 122,6304 \times 3}{33000}$ = 0,0253845 hp

untuk power < 2 hp, maka dikalikan 2 = 0,0254 x 2 = 0,0508 hp

Efisiensi motor = 80% , maka : ***(Badger : 713)***

Power motor = $\frac{0,050769}{80\%}$ = 0,0635 ~ 0,1 hp

Dari **Badger, figure 16-20** untuk kapasitas = 4,554 cuft/jam digunakan ukuran :

Diameter = 6 in

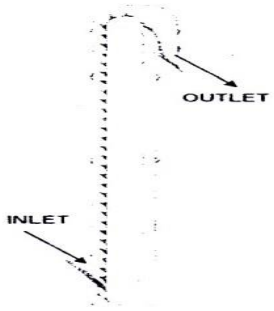
Kecepatan putaran = 12 rpm

Spesifikasi :

Fungsi	:	memindahkan Ca(OH)2 dari gudang menuju Bucket elevator-2
Type	:	Plain spouts or chutes
Kapasitas	:	4,5540 cuft/jam
Panjang	:	30 ft
Diameter	:	6 in
Kecepatan putaran	:	12 rpm
Power	:	0,1 hp
Jumlah	:	1 buah

15. BUCKET ELEVATOR-2 (F-132)

Fungsi	:	memindahkan Ca(OH)2 dari screw conveyor-2 ke hopper Ca(OH)2
Type	:	Continous discharge bucket elevator
Dasar pemilihan	:	untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu



Perhitungan :

Rate massa = 253,3131 kg/jam = 0,2533 ton/jam

ρ bahan = 122,6304 lb/cuft

Dari Perry 7 Ed. T 21-9 dipilih bucket elevator dengan spesifikasi :

Tinggi Bucket = 12 ft

Putaran head shaft (kepala poros) = 28 rpm

Kapasitas maksimum = 35 ton/jam

Bucket linear speed = 150 ft/min

Sehingga, untuk kapasitas 0,2533 ton/jam, maka :

Kecepatan bucket elevator = $\frac{0,2533}{}$ x 150 ft/min

35

= 1,085627 ft/min

Power pada head shaft = 1,8 hp

Power tambahan = 0,06 hp tiap ft

= 0,06 x 12

= 0,736874037 hp

Power total = 1,8 + 0,74

= 2,5369 hp

Ukuran bucket = lebar x Proyeksi x kedalaman

= 8" x 5,5" x 7,75"

Bucket spacing = 8 in

Efisiensi motor = 80%

Maka, motor penggerak yang digunaka = $\frac{2,5369}{80\%}$ = 3,17 hp = 4,5 hp

Spesifikasi :

Fungsi = Memindahkan Ca(OH)2 dari Screw Conveyor ke Hopper Ca(OH)2

Kapasitas = 0,2533 ton/jam

Bucket = Tinggi bucket = 12 ft

= Kecepatan bucket = 1,0856 ft/min

= Bucket spacing = 8 in

= Ukuran bucket = 8" x 5,5" x 7,75"

= Putaran head shaft = 28 rpm

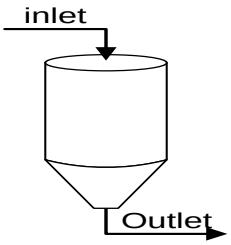
Power = 4,5 hp

Jumlah = 1 buah

16. HOPPER Ca(OH)2 (F-133)

Fungsi : Menampung sementara Ca(OH)2 sebelum masuk tangki pelarutan

Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal



Kondisi Operasi = T = 30ºC

P = 1 atm

Waktu tinggal : $\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Rate volumetrik}} = \frac{5,6925 \text{ cuft}}{4,5540 \text{ cuft/jam}}$ = 1,25 jam

Komposisi Bahan :

Bahan Masuk :

Komponen	Berat (kg/jam)	X Berat	ρ (gr/ml)

Ca(OH)2	227,9818	0,900	2,2
H_2O	25,3313	0,1	1
Total	253,3131	1	

ρ campuran = $\frac{1}{\sum \frac{fraksi\ berat}{\rho\ komponen}} \times 62{,}43$ = … lb/cuft ***(Foust : 671)***

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

ρ bahan = $\frac{1}{\frac{0{,}9}{2{,}20} + \frac{0{,}1}{1{,}0000}}$

= 1,964285714 gr/cc

= 122,6304 lb/cuft

Rate massa = 253 kg/jam ; (1 kg = 2.20462 lb)

= 558,4591 lb/jam

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{558{,}4591\ \text{lb/jam}}{122{,}6304\ \text{lb/cuft}}$ = 4,5540 cuft/jam

Perencanaan Dimensi Hopper :

r campuran = 122,6304 lb/cuft

Asumsi : V bahan = 80% V tangki

Volume tangki = $\frac{4{,}5540}{80\%}$ = 5,6925 cuft

Ditentukan :

α = sudut conis ; 60 °

D = diameter tangki ; ft

m = flat spot center ; 12 in

= 1 ft

asumsi = H = 1 D

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

5,693 = 0,785 x 1,0 x D^3

D^3 = 7,252

Ds = 1,936 ft = 23,23 in

Hs = 1,936 ft = 23,23 in

Tinggi feed dalam tangki :

volume feed = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

4,554 = 0,785 x 1,0 x D^3

D^3 = 5,801

D = 1,797 ft = 21,56 in

H = 1,797 ft = 21,56 in

Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ *(Hesse, hal 92)* [Hesse, pers 4-17]

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis 60 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 60 \times (1{,}936 - 1)}{2}$$

h = 0,8102 ft

Volume = 0,262 h (D^2 + D.m + m^2)

Conical = 0,262 x 0,8102 x 6,6821

= 1,4185 cuft

(Hesse pers 4-18)

Bentuk : Standart conical dished

Volume Silinder = Volume Tangki - Volume Conical

= 5,693 - 1,4185

= 4,274 cuft

Volume silinder = 1/4 π D^2 H

4,274 = 2,94 x H

H = 1,453 ft

Tinggi Tangki = Tinggi silinder + Tinggi conical

= 1,453 + 0,8102

= 2,264 ft

Menentukan Tekanan Design :

Poperasi = 1 atm = 14,7 psi

Pd = Poperasi

= 15 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x 14,700

= 16,170 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 23,23

= 11,613 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$$t = \frac{16{,}1700 \times 12}{((12650 \times 0{,}8) - 0{,}6 \times 16{,}1700)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,1436 in

Diambil tebal shell : 3/16 in

*Penentuan tebal head : (Brownell pg.118 eq. 6-154)

Jenis : Conical

Type las : Single welded butt joint tanpa backing up strip dengan effisiensi 70%

Tebal tutup :

$$th = \frac{p \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0.6p)} + C$$

$$= \frac{16{,}170 \times 23{,}23}{2 \cos (12650 \times 70\% - 0{,}6 \times 16{,}170)} + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{375{,}58}{17691} + 0{,}125$$

= 0,1462 in digunakan 3/16 in

Spesifikasi hopper :

Fungsi : Menampung awal Ca(OH)2 sebelum masuk tangki pelarutan

Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal

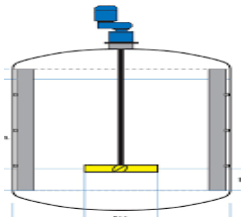
Kapasitas : 253,313 kg/jam

Diameter silinder : 1,936 ft

Tinggi silinder : 1,936 ft

Tebal shell	:	3/16	in
Tinggi conical	:	0,810	ft
Cone angle	:	60	°
Tebal angle	:	3/16	in
Waktu tinggal	:	1 4/16	jam
Jumlah	:	1 buah	

17. TANGKI PELARUTAN Ca(OH)2 (M-134)



Kondisi Operasi :
T = 30 ºC
P = 1 atm

Fungsi : Melarutkan Ca(OH)2 dalam air untuk membuat larutan Ca(OH) 20%

Type : Silinder tegak, tutup atas dan tutup bawah elliptical dished dilengkapi pengaduk

Dimensi ratio, H/D : ditetapkan H = 2 D

Perhitungan :

Komposisi bahan :

Bahan masuk : (Perry 7 ed. T. 2-1)

Komponen	%Berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
$Ca(OH)_2$	18,0%	227,9818	2,2000
H_2O	2,0%	25,3313	1
H_2O(air proses)	80,0%	1013,2523	1
	1266,5653		

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{fraksi\ berat}{\rho\ komponen}} \times 62,43$$

$$\rho \text{ bahan} = \frac{1}{\frac{0,18}{2,2000} + \frac{0,02}{1} + \frac{0,8}{1}} \text{ x } 62,43$$

= 69,2268 lb/cuft

a. Penentuan Volume Tangki

Densitas bahan = 69,2268 lb/cuft

Rate bahan = 1266,5653 kg/jam

= 2792,295263 lb/jam

rate volumetrik = $\frac{\text{rate bahan}}{\text{densitas}} = \frac{2792,30}{69,2268}$ = 40,335 cuft/jam

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume tangki = $\frac{40,335}{80\%}$ = 50,41932 cuft

Vs = ¼ p Ds^2 x Hs

Vs = (π/4) x Ds2 x 2 Ds

Vs = 1,57 Ds^3

V tutup atas = 0,000076 Ds3 (Brownell, hal 95)

V tutup bawah = 0,000076 Ds3 (Brownell, hal 95)

Volume Tangk = Vs + V tutup atas + $V_{tutup\ bawah}$

50,4193 = 1,57 Ds^3 + 0,000076 Ds^3 + 0,000076 Ds^3

50,4193 = 1,570152 Ds^3

Ds^3 = 32,11110923 cuft

Ds = 3,1785 ft = 3 ft = 38,14167 in

Hs = 6,3569 ft = 6 ft = 76,28334 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Volume Liquid dalam shell

Volume Liquid = Vs + Vtutup bawah

40,335 = (π/4) x h x Ds^2 + 0,000076 Ds^3

40,335 = 0,785 x h x 10,10 + 0,000076 x 32,11

h = 5,086 ft = 1,550 m

2. Menentukan P design

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + Phidrostatis

P design = 14,7 - 14,7 + Phidrostatis

P design = p hidrostatis

P design = ρ x g/gc x h liq

= 69,2268 $\frac{lbm}{cuft}$ x 1 $\frac{lbf}{lbm}$ x 5,0857 ft

= 352,0696 $\frac{lbf}{ft^2}$

= 2,444927816 psi

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

P design = 110% x 2,4449 = 2,6894 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 76

= 38 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0,6P} + C$

$t = \frac{2,689 \times 38}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 2,689)} + \frac{1}{8}$

t = 0,1351 in

Diambil tebal shell : 1/5 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Elliptical

Tutup atas berbentuk elliptical head

Tinggi tutup (h) = $\frac{1}{4}$ x IDs (Hesse, hal 92)

h = 0,25 x 6

h = 1,589 ft

Volume dishead = $\pi D^3/24$

= 58077,4 in^3

= 33,610 cuft

Bentuk : Elliptical head

Tebal standart elliptical dished (atas) : *(Brownell & Young pers 13.10 hal 256)*

$$t=(p\ Di\ "")/(2\ f\ E-0.2P)+C$$

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

Di = Diameter dalam (in)

E = Faktor Pengelasan, 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{2{,}689 \times 38}{(2 \times 12650 \times 0{,}8) - (0{,}2 \times 3)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,130 in

Diambil tebal head : 3/16 in

Asumsi : Tebal Tutup Atas = Tebal Tutup Bawah = 3/16 in

c. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8 (McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 0,785 = 9,4200 in

Diameter dalam tangki, D_t = 3 = 38 in

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

D_t = Diameter tangki

L = Panjang blade

W = Lebar blade

E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki (ft)

J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,333 x 3

= 1 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,2 x 1

= 0,212 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 1

= 0,264872695 ft

Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 I = 0,333 x 3

= 1 ft

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,083 x 3

= 0,264872695 ft

Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 0,265 = 0,026 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 0,785 ft

Diameter dalam tangki, D_t = 3 ft

sg = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$

= $\frac{69,227 \text{ lb/cuft}}{62,430 \text{ lb/cuft}}$

= 1,109

Jumlah impeler = $\frac{\text{tinggi larutan} \times \text{Sg}}{\text{diameter bejana}}$

= $\frac{0,785}{3,178}$ x 1,109

= 0,274

Jadi jumlah impeler sebanyak = 1 buah

3. Penentuan Power Motor

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan} \times \mu \text{ reference}}{\text{sg reference}}$

= $\frac{1,109}{1}$ x 0,95

= 1,0534 cp = 0,000708 lb/ft s

ρ campuran = 69,227 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 200 rpm = 3 rps

Putaran pengaduk, (V) = π x N x Da

= π x 200 x (1 x 0,3048)

= 202,802 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

N_{Re} = $\frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$ = $\frac{69,227 \times 1,123 \times 3}{0,00070787}$

= 365925,7343 (Aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{Re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,300 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

$$P = \frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)* *(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)*

$$P = \frac{6,300 \text{ x } 3,333^3 \text{ x } 1,059^5 \text{ x } 69,227}{32,200}$$

= 669,701 ft.lbf /s = 669,701 / 550

= 1,218 hp

(Joshi : 424)

Power Losses pada Gland 10 % hp = 0,100 x 1,218

= 0,1218

Diambil power = 0,1218 hp

Power input dengan gland losses = 1,218 + 0,1218

= 1,339

Transmission sistem losses 20 % = 0,200 x 1,339

= 0,268 hp

Power Total = 1,339 + 0,268 = 1,607 hp

Karena jumlah pengaduk 1 buah, maka power = 1 x 1,6073

= 1,6073 hp

Efisiensi motor = 0,850

Sehingga power motor = $\frac{1,6073}{0,850}$ = 1,89092143 hp

≈ 2

Waktu tinggal : $\frac{\text{volume tangki}}{\text{rate volumetrik}} = \frac{50,41932238 \text{ cuft}}{40,335 \text{ cuft/jam}}$ = 1,3 jam

Spesifikasi Tangki Pelarutan :

Fungsi : Mencampurkan Ca(OH)2 dan H2O untuk membuat larutan Ca(OH)20%

Type : Silinder tegak, tutup atas dan tutup bawah elliptical dished dilengkapi pengaduk

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kondisi operasi

Suhu operasi : 30 ^oC = 303,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi

Waktu tinggal : 1,25 jam

Proses operasi : Batch

Jumlah	:	1	buah

Dimensi Tangki Pengencer:

Tinggi bejana	:	6	ft
Diameter bejana	:	3	ft
Tebal bejana	:	3/16	in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Tinggi tutup atas	:	1,589	ft
Tinggi tutup bawah	:	1,589	ft

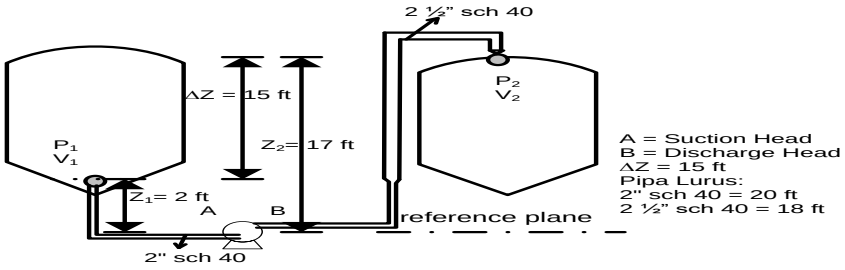
Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah	
Jumlah impeller	:	1	buah
Diameter impeller	:	1,0595	ft
Lebar blade	:	0,212	ft
Panjang blade	:	0,265	ft
Jarak impeller dari dasar	:	1,059	ft
Lebar baffle	:	0,265	ft
Power motor	:	2	hp

18. POMPA -3 (L-135)

Fungsi : mengalirkan larutan Ca(OH)2 dari tangki pelarutan Ca(OH)2 ke reaktor netralisasi

Type : Centrifugal pump



Perhitungan : (Asumsi aliran turbulen)

Bahan masuk = 1266,5653 kg/jam = 2792,295263 lb/jam

r campuran = 69,2 lb/cuft

rate volumetrik = rate massa / densitas = 2792,295 lb/jam / 69,2268 lb/cuft = 40,335 cuft/jam

= 0,6723 cuft/menit = 0,0112 cuft/dt = 5,03 gpm

sg bahan = ρ bahan / ρ reference

= 69,227 / 62,430

= 1,109

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference : 1

Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,950 cp

μ bahan = sg bahan / sg reference x μ reference

= 1,109 / 1 x 0,950

= 1,0534 cp

= 0,000708 lb/ft s

Di optimum untuk turbulen, N_{re} > 2100 digunakan persamaan (15) Peters :

Diameter Optimum = $3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13}$ ***Peters, 4 ed , pers.15, hal.496***

dengan :

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluis density ; lb/cuft

Diameter pipa optimum = $3.9 \times q_f^{0.45} \times r^{0.13}$

$= 3,9 \times 0,0112^{0,45} \times 69,2^{0,1}$

= 0,896444265 in

Jadi untuk aliran dari tangki ke pipa dipilih pipa ukuran 3" sch 80

OD = 3,500 in ***(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)***

ID = 2,900 in = 0,242 ft = 0,07366 m

A = (¼.p.ID^2) = 0,045846181 ft^2

kecepatan aliran , V = rate volumetrik / area pipa (cuft/mnt / ft^2) x 1 / 60 dt

= 0,6723 / 0,0458 x 1 / 60 dt

= 0,244388818 ft/dt

$$Nre = \frac{D \quad V \quad r}{m} = \frac{0{,}242 \quad x \quad 0{,}24 \quad x \quad 69{,}2}{0{,}000708}$$

$= \quad 5776 \quad > \quad 2100$ (asumsi turbulen benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1 Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 20 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0150

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 20 ft

- 3 elbow 90^0 = 3 x 35 x 0,242 = 25,4 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,242 = 2,2 ft

Panjang total pipa ; Le = 47,6 ft

Friksi yang terjadi :

1 Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F1 = \frac{2 f \times V^2 \times Le}{gc \times D}$$

$$= \frac{2 \times 0{,}015 \times (0{,}244)^2 \times 47{,}6}{32{,}2 \times 0{,}242} \quad \frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\left(\frac{ft \cdot lbm}{dt^2 \cdot lb_f}\right) \times ft}$$

$= 0{,}011 \quad \frac{ft.\ lbf}{lbm}$

2 Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{Kc \times V^2}{2 \times a \times gc}$$

$\longrightarrow$ K= 0,5 A tangki > A pipa

a = 1 , untuk aliran turbulen

$$= \frac{0{,}5 \times 0{,}244^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

(Peters 4 ed ,hal. 484)

$= 0{,}0005 \quad \frac{ft.\ lbf}{lb_m}$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa 2" sch 40 ke pipa 2 1/2 " sch 40

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc} \longrightarrow a = 1$$ untuk aliran turbulen

(Peters 4 ed ,hal. 484)

$$= \frac{0{,}244^2 - 0{,}000^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}001 \quad \frac{ft \cdot lb_f}{lb_m}$$

4 Friksi karena Elbow 90

$$F4 = \frac{K_f \; v_1^2}{2} = \frac{0{,}750 \times 0{,}0597}{2} = 0{,}0224 \quad \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5 Friksi karena gate valve

$$F4 = \frac{K_f \; v_1^2}{2} = \frac{0{,}170 \times 0{,}0597}{2} = 0{,}0051 \quad \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 0{,}011 + 0{,}0005 + 0{,}001 + 0{,}0224 + 0{,}0051$

$= 0{,}0398 \quad \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$

P_1 = P hydrostatis = r x H x g/gc

Tinggi bahan = 3,1785 ft

r bahan = 69,2 lb / cuft

P hidrostatis = r x H x g/gc

= 69,2 x 3,2 = 220,04 lb_f / ft^2

(1 atm = 14,7 x 144 lb_f / ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f / ft^2

DP = P_2 - P_1 = 2116,8 - 220

= 1897 lb_f / ft^2

$$\frac{DP}{r} = \frac{1896{,}764}{69{,}2} = 27{,}399 \quad \frac{ft \cdot lb_f}{lbm}$$

Z_2 = 10,93 ft

Z_1 = 5,0857 ft

g/gc = 1 lbf/lbm

Karena DZ = 5,8485 ft maka :

DZ $\frac{g}{gc} = 5{,}848$ ft $\frac{ft/dt^2}{ft.lbm/dt^2 lbf} = 6 \frac{ft.lb_f}{lbm}$

(g = percepatan gravitasi = 32.2 ft/dt^2)

(gc = konstanta gravitasi = 32.2 ft.dt^{16} x lbm/lbf)

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{0{,}244 - 0{,}000}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}001 \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-Wf = \frac{\Delta P}{r} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 a gc} + \Sigma F$$

$$= 27{,}399 + 5{,}85 + 0{,}001 + 0{,}040$$

$$= 33{,}288 \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

(Perry 6^{ed} ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$= \frac{33{,}288 \times 0{,}011 \times 69{,}227}{550}$$

$$= 0{,}0469451 \text{ hp}$$

Kapasitas = 0,6723 cuft/menit x 7,481 = 5,029 gpm

Effisiensi pompa = 45% ***(Peters 4^{ed} ; fig. 14-37)***

$$Bhp = \frac{hp}{h\ pompa} = \frac{0{,}0}{45\%} = 0{,}1 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 80% ***(Peters 4^{ed} ; fig. 14-38)***

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{h\ pompa} = \frac{0{,}1}{80\%} = 0{,}13 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	mengalirkan larutan Ca(OH)2 dari tangki pelarutan Ca(OH)2 ke reaktor netralisasi
Type	:	Centrifugal Pump
Bahan konstruksi	:	Galvanized Iron
Rate volumetrik	:	5,029 gpm

Total Dynamic Head	:	33,288	ft.lbf/lbm
Efisiensi Pompa	:	45%	
Effisiensi motor	:	80%	
Bhp	:	0,1	hp
Power Motor	:	0,1	hp
Jumlah	:	1 buah	

19. REAKTOR NETRALISASI (R-220)

Fungsi : Mereaksikan Feed Keluar dari Reaktor Asam dengan Larutan Ca(OH)2 20%

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, yang dilengkapi dengan pengaduk dan jaket.

Bahan Kontruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kapasitas : 18857,0044 Kg/Jam

Kondisi operasi :

Suhu operasi : 30 ^{o}C = 303,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,70 psi

Dimensi Reaktor :

Dimensi Ratio, H/D ditetapkan H = 2 D

Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	7171,3909	0,4019	2,15
MgCl2 (aq)	44,9907	0,0025	2,32
HCl (aq)	237,5446	0,0133	1,49
H2O (l)	10066,8330	0,5642	1
CaCO3 (s)	65,2597	0,0037	2,71
MgCO3 (s)	4,4201	0,0002	2,96
Ca(OH)2 (aq)	253,3131	0,0142	2,21
TOTAL	17843,7521	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran : $1/(\sum(frak\bar{s}i\ berat)/(\rho\ komponen))$

1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran : 81,1861 lb/cuft

a. Penentuan Volume Tangki :

Densitas Bahan = 81,1861 lb/cuft

Rate Bahan = 18857,0044 Kg/jam = 41579,6946 lb/jam

Volumetrik Bahan = $\frac{\text{Rate bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{41579,6946}{81,1861} = 512,1527$ cuft/jam

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Bahan = 80% x Volume Tangki

512,15 = 80% x Volume Tangki

Volume Tangki = 640,19 cuft

$V_s = (\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

$= (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$= 1,57\ Ds^3$

$V_{tutup\ atas} = 0,000049\ Ds^3$ (Brownel hal 88)

$V_{tutup\ bawah} = (\pi\ Ds^3)/24tg\alpha$ (Hesse hal 92)

$= (\ 3,14 \times Ds^3\ ) / 24 \times tg \times 30°$

$= 0,227\ Ds3$

α diambil 30° sehingga ,

$V_t = V_s + V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$

$640,19 = 1,57\ Ds^3 + 0,000049\ Ds^3 + 0,227\ Ds^3$

$640,19 = 1,7967\ Ds^3$

$Ds^3 = 356,3230$

Ds = 7,09 ft = 12 ft = 85,07 in

Hs = 14,18 ft = 23 ft = 170,15 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Tinggi liquid dalam shell :

Volume liquid = $V_s + V_{tutup\ bawah}$

512,15 = $(\pi/4) \times h \times D_s^2 + 0,227\ Ds^3$

512,15 = 0,7850 x h x 50,2608 + 0,2266 x 356,32

h = 10,934 ft = 3,33 m

2. Menentukan Tekanan Design :

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + P hidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + P hidrostatis

P design = P hidrostatis

P design = P hidrostatis

= ρ x g/gc x h liq

= 81,1861 $\frac{\text{lbm}}{\text{cuft}}$ x 1 $\frac{\text{lbf}}{\text{lbm}}$ x 10,9342 ft

= 887,71 lbf/ft² = 6,1646 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x P design

= 110% x 6,1646

= 6,7811 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell & Young, T 13-1 hal 251)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,1250 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las (E) = 0,8

ri = 0,5 x 85,07

= 42,54 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

t_{min} = $\frac{P \times ri}{fE - 0,6P}$ + C *(Brownell & Young, pers 13.1 hal 254)*

$$= \frac{6,7811 \times 42,54}{12650 \times 0,80 - 0,60 \times 6,7811} + 0,125$$

= 0,1535 in

Diambil tebal shell : 1/5 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts

= 170,1476 + 2 x 0,19

= 170,5226 in

rc = 85,261 in = 7,11 ft

Tinggi tutup (h) = $rc-([[rc]]\text{^}2-(D\text{^}2/4)\text{^}0,5$ (Hesse, hal 4-14)

$$= 7,11 - \left(7,11^2 - \left(\frac{14}{4}\right)^2\right)^{0,5}$$

= 6,634 ft

Volume dishead = 1,1 x h 2 (3Rc - h)

= 1,1 x 6,6342 2 (21,32 - 6,6342)

= 710,76 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0{,}885 x P_d x r_c}{(fxE - 0{,}1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam

E = Faktor Pengelasan = 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka

= 12650 psi [Brownell, T.13-1]

C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = \frac{0{,}885 \times 6{,}781 \times 85{,}2613}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}1 \times 6{,}781} + \frac{1}{8}$$

= 0,05056 + 0,1250

= 0,1756 in

Diambil tebal shell : 1/5 in

4. Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ (Hesse, pers 4-17 hal 92)

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis = 30 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 30 \times (14{,}179 - 1)}{2}$$

= 3,8044 ft

Volume = $0{,}262\ h\ (D^2 + D.m\ m^2)$ (Hesse pers 4-18)

= $0{,}262 \times 3{,}8044\ (14{,}18^2 + 14{,}1790 \times 1 \times 1^2)$

= 0,262 x 3,8044 x 216,2221

= 215,5223 cuft

Bentuk : Standart conical dished

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0{,}6xP_d)} + C$$ *(B & Y, Pers.6-154, hal.118)*

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

D = Diameter shell (in)

E = Faktor Pengelasan, (0.8)

t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{6{,}78 \times 170{,}15}{2 \cos 30 \left(12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 6{,}7811 \right)} + \frac{1}{8}$$

= 0,1909 in

Diambil tebal head = 1/4 in

C. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8 (McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total = 10,934 ft = 131,21 in

Diameter dalam tangki, = 14,18 ft = 170,15 in

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

D_t = Diameter tangki

L = Panjang blade

W = Lebar blade

E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki

J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 14,18

= 4,73 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,20 x 4,73

= 0,95 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 4,73
= 1,18 ft
Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 I = 0,33 x 14,18
= 4,73 ft
Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,08 x 14,18
= 1,18 ft

Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 1,18 = 0,12 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk
Tinggi bahan total, H_L = 10,934 ft
Diameter dalam tangki, D_t = 14,18 ft

sg = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$

= $\frac{81,1861 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$

= 1,3004

Jumlah impeler = $\frac{\text{tinggi bahan}}{\text{diameter bejana}}$ x Sg

= $\frac{10,93}{14,18}$ x 1,3004

= 1,00

Jadi jumlah impeler sebanyak = 1 buah

3. Penentuan Power Motor
Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1
Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}}$ x μ reference

= $\frac{1,3004}{1}$ x 0,95

= 1,2354 cp = 0,001 lb/ft s

ρ campuran = 81,1861 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 50 rpm = 0,83 rps

Putaran pengaduk, (V) = π x N x Da (Joshi; hal.415)

= π x 50 x (4,73 x 0,3048)

= 226,17 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$$

$$= \frac{81,1861 \times 4,7263^2 \times 0,83}{0,0008}$$

= 1820477,52 (aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,3 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

$$P = \frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)* *(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)*

$$= \frac{6,30 \times 0,83^3 \times 4,73^5 \times 81,1861}{32,20}$$

= 21679,0148 ft.lbf /s = 21679,0148 / 550

= 39,4164 Hp

(Joshi : 424)

Power Losses pada Gland 10 % Hp = 10% x 39,4164

= 3,94 Hp

Diambil power = 0,5 Hp

Power input dengan gland losses = 39,4164 + 3,9416

= 43,3580 Hp

Transmission sistem losses 20 % = 20% x 43,3580

= 8,6716 Hp

Power Total = 43,3580 + 8,672 = 52,0296 Hp

Karena jumlah pengaduk 1 buah, maka power = 1 x 52,03

= 52,03 Hp

Efisiensi motor = 85%

Sehingga power motor = $\frac{52,03}{0,85}$ = 61,21 Hp ≈ 61 Hp

d. Perhitungan Sistem Pendingin

Perhitungan Jaket

Sebagai media pendingin digunakan air pendingin deng = 25 ^oC

untuk menjaga suhu supaya suhu dalam reaktor tetap = 30 ^oC

Q serap = 10042,4449 kkal/jam = 39828,3366 Btu/jam

Suhu Bahan Masuk = 30 ^oC = 86 °F

Suhu Bahan Keluar = 30 °C = 86 °F
Suhu Air Pendingin Masuk = 25 °C = 77 °F
Suhu Air Pendingin Keluar = 40 °C = 104 °F

ΔT1 = 18 °F
ΔT2 = 9 °F
ΔT LMTD = 12,9843 °F

Keb Air Pendingin = 669,4963 Kg/jam
= 1476,2394 Lb/jam

ρ Air Pendingin = 62,43 Lb/cuft = 1000 kg/m³

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{Keb Air Pendingin}}{\rho \text{ Air Pendingin}}$$

$$= \frac{1476,24}{62,43} = 23,65 \text{ cuft/jam}$$

= 0,0066 cuft/s

Koefisien perpindahan panas bagian luar jaket :

$$hc = 0,87 \left(k / Di\right) \left[\frac{L^2 \; N \; \rho}{\mu}\right]^{2/3} \left[\frac{C \; \mu}{k}\right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu}\right]^{0,14}$$

(Persamaan 20-4 kern hal 722)

keterangan :

L = Da (diameter impeler) = 4,7263 ft
N = Putaran pengaduk = 50,00 = rpm = 3000 rph
ρ = berat jenis larutan = 81,186 lb/cuft
μ = Viscositas larutan = 0,000830 lb/ ft s
= 2,9886 lb /ft jam
= 1,2354 cp

C = kapasitas panas campuran (Btu/lb °F)

Komponen	Cp (J/mol °C)	Berat Molekul	Cp kkal/kg °C	Fraksi Xf
CaCl2 (aq)	72,9	111	0,1570	0,4019
MgCl2 (aq)	71,38	95	0,1796	0,0025
HCl (aq)	-136,9	37	-0,8964	0,0133
H2O (l)	75,35	18	1,0005	0,5642
CaCO3 (s)	83,5	100	0,1996	0,0037
MgCO3 (s)	75,51	84	0,2148	0,0002
Ca(OH)2 (aq)	87,5	74	0,2826	0,0142
TOTAL				1,00

1 Joule = 0,000239 kkal

1 kkal/kg °C = 1 Btu/lb °F

C = % Cp1 +% Cp2 + % Cp3 + ... +%Cpn)

= 0,6208 Btu/lb °F

K = konduktifitas larutan

Kmix = 0.0677 / sg [1 - 0.0003 (t-32)] *Perry ed 5 pers 3-89 hal 3-243*

= 0,0677 / 1,3004 [1 - 0.0003 x (194 - 32)]

= 0,0547 Btu/jam.ft.^{o}F

$$Re\ p = \frac{[L^2\ N\ \rho]}{\mu}^{2/3}$$

$$= \frac{(\ 4,7^{\ 2}\ x\ 3000\ x\ 81,19\ )^{\ 2/3}}{1,2354}$$

= 25039,2666

$$\frac{[C\ \mu\ ]}{k}^{1/3} = \frac{(\ 0,6208\ x\ 1,2354\ )^{\ 1/3}}{0,0547}$$

= 16,7286

$$\frac{[\ \mu\ ]}{\mu_w}^{0,14} = \frac{1,2354}{1}^{0,14} = 1,0300$$

$$hc = 1\ x\ \frac{0,0547}{14}\ x\ 25039,2666\ x\ 16,7286\ x\ 1,0300$$

= 1448,59 Btu/jam.ft.^{o}F

Koefisien perpindahan panas bagian dalam jaket (hi) :

Dari kern tabel 10, dipakai pipa 16 BWG dengan ukuran :

OD = 1,5 in

ID = 1,37 in

flow area = 1,47 in^2 = 0,0009 m^2

surface per 1in ft (a) = 0,39 ft^2

$$v = \frac{W}{\rho\ x\ A} = \frac{669,4963}{1000\ x\ 0,00095}$$

= 705,93027 m/jam

= 0,1961 m/s

= 0,6433 fps

Dari Kern hal 717 didapat harga hi = 100 Btu/j ft^2 ^{o}F

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 100 \times \frac{1,370}{1,500}$$

$$= 91,3333 \text{ Btu/j ft}^2\,^oF$$

$$Uc = \frac{hi \times hio}{hi + hio} = \frac{100 \times 91,3333}{100 + 91,3333}$$

$$= 47,7352 \text{ Btu/j ft}^2\,^oF$$

Rd = 0,001 (Kern Tabel 12, hal 845)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{Uc} + Rd$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{47,735} + 0,001$$

$$U_D = 45,560 \text{ Btu/j ft}^2\,^oF$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{10042,4449}{45,5604 \times 12,9843}$$

$$= 16,9760 \text{ ft}^2$$

Menentukan Tinggi Jaket

Tinggi Jaket = Tinggi Shell + Tinggi Tutup Bawah

h = 170,15 + 3,8044

h = 173,9521 ft

Asumsi :

Tebal air pendingin (s) = 2 in

Tebal jaket (tj) = 8/16 in

Effisiensi sambungan las (e) = 0,8

Faktor korosi (c)= 1/8

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari low-allow Steel dengan spesifikasi , SA - 253

f all = 22500

Do (shell) = Di + 2ts

= 170,1476 + 2 x 0,19

= 170,5226 in

Di (jaket) = Dos + 2s

= 170,52 + 2 x 2

= 174,52 in

Do (jaket) = Di j + 2tj
= 174,52 + 2 x 0,1875
= 174,8976 in

P desain jaket : Po - Pi + Ph
= 14,7 - 14,7 + ρ x g/gc x h liq
= 62,4 lbm x 1 lbf x 139 ft
cuft lbm
= 8687,8614 lbf/ft² = 60,332 psi

Penentuan Tebal jaket :

Tebal Jaket berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t = "P\ x\ Dij" / "2fe - P" + C$$

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)
Dij = Diameter dalam jaket (in)
E = Faktor Pengelasan, 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)

$$0{,}5000 = \frac{60{,}332 \times 174{,}5226}{(f\ 1{,}6) - (60{,}332)} + \frac{1}{8}$$

$$0{,}38 = \frac{10529{,}3630}{1{,}60\ f - 60{,}332}$$

0,6 f - 22,625 = 10529,3630
fdesain = 17586,646
fall > fdesain
22500 > 17586,6461

dipilih tebal jaket 8/16 in

Waktu tinggal : $\frac{\text{Volume tangki}}{\text{Rate volumetrik}} = \frac{640{,}19 \text{ cuft}}{512{,}15 \text{ cuft/jam}} = 1{,}25$ jam

Spesifikasi Reaktor 2 :

Nama alat	:	Reaktor Netralisasi
Fungsi	:	Mereaksikan Feed Keluar dari Reaktor Asam dengan Larutan Ca(OH)2 20%
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, yang dilengkapi dengan pengaduk dan jaket.
Bahan konstruksi	:	Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kondisi operasi

Suhu operasi	:	30	^{o}C	=	303,15 K
Tekanan operasi	:	1 atm		=	14,7 psi
Waktu tinggal	:	1,25	jam		
Proses operasi	:	Batch			
Jumlah	:	1	buah		

Dimensi Reaktor :

Tinggi bejana	:	14,18	ft
Dameter dalam bejana	:	7,09	ft
Tebal bejana	:	3/16	in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	1/4	in
Tinggi tutup atas	:	6,6342	ft
Tinggi tutup bawah	:	3,8044	ft

Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah
Jumlah impeller	:	1 buah
Diameter impeller	:	4,7263 ft
Lebar blade	:	0,945 ft
Panjang blade	:	1,182 ft
Jarak impeller dari dasar	:	4,726 ft
Lebar baffle	:	1,182 ft
Type poros	:	Commercial hot rolled steel
Putaran	:	50 rpm
Power motor	:	61,2113 hp
Tebal Jaket	:	8/16 in
Tinggi Jaket	:	173,95 ft

20. POMPA-4 (L-221)

Fungsi : Memindahkan produk dari Reaktor Netralisasi ke RDVF

Type : Centrifugal Pump

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	0,3995	7533,2667	2,1000
MgCl2 (aq)	0,0007	13,4972	2,3200

HCl (aq)	0,0013	23,7545	1,4900
H2O (l)	0,5932	11185,5160	1,0000
CaCO3 (s)	0,0035	65,2597	2,7100
MgCO3 (s)	0,0002	4,4201	2,9600
Ca(OH)2 (aq)	0,0006	12,0625	2,2100
Mg(OH)2 (s)	0,0010	19,2276	2,3400
TOTAL	1,0000	18857,0044	

Perhitungan :

ρ campuran = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43 = \text{.. lb/cuft} \quad (\textit{Foust : 671})$$

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

ρ campuran = 79,3622 lb/cuft

sg baha = ρ bahan / ρ reference

= 79,3622 / 62,4300

= 1,2712

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference 0,95 cp

μ = sg bahan / sg reference x μ reference

= 1,271 / 1 x 0,9500

= 1,2077 cp

= 0,0008 lb/ ft s

Bahan Masuk: = 18857,0044 kg/jam = 41579,6946 lb/jam

Rate Volumetril = rate massa / densitas

= 523,9231 cuft/jam

= 8,7321 cuft/min

= 0,1455 cuft/s

= 65,3245 gpm

Perhitungan diameter pipa

Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :

Diameter Opt. = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$

(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)

dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik
= 523,9231 cuft/jam
= 0,1455 cuft/s

ρ = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = $3,9 \times 0,1455^{0,45} \times 79,362^{0,130}$
= 2,8930 in

Dipilih pipa 3 , sch 40 *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*

OD = 3,5 in

ID = 3,0680 in = 0,2557 ft = 0,0779 m

A = 0,0513 ft^2

Cek :

Kecepatan linier (v) = qf/A
= 0,1455 / 0,0513
= 2,837 ft/s

$N_{Re} = \frac{D\ v\ \rho}{\mu} = \frac{0,2557 \times 2,8369 \times 79,3622}{0,000812}$
= 70931,9077 > 2100
(asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0130

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus						=	15	ft
- 2 elbow 90°	=	2	x	35	x	0,2557	=	18 ft
- 1 gate valve	=	1	x	9	x	0,2557	=	2 ft +
Panjang total pipa ; Le						=	35	ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{2 \times 0{,}013 \times 2{,}8369^{\,2} \times 35}{32{,}2 \times 0{,}2557}$

$= 0{,}8946 \ \frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{0{,}5 \times 2{,}837^{\,2,0}}{2 \times 1 \times 32{,}20}$

$= 0{,}0625 \ \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$F_3 = \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{\Delta v_2^{\,2} - \Delta v_1^{\,2}}{2 \times a \times gc}$

$= \frac{2{,}8369^{\,2} - 0^{\,2}}{2 \times 1 \times 32{,}20} = 0{,}12497 \ \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$F4 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}7500 \times 8{,}0481}{2} = 3{,}0181 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

5. Friksi karena gate valve

$F5 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}1700 \times 8{,}0481}{2} = 0{,}6841 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 0{,}8946 + 0{,}0625 + 0{,}12497 + 3{,}0181 + 0{,}6841$

$= 4{,}7842 \ ft\ .\ lbf$

lbm

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 10,934 ft

ρ bahan = 79,362 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H . g/gc

= 79,362 x 10,934 x 1

= 867,7636 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,8000 lbf / ft^2

$\Delta P = P_2 - P_1$

= 1249,036 lbf / ft^2;

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1249,036 \text{ lbf / ft}^2}{79,362 \text{ lbm /cuft}} = 15,7384 \frac{\text{ft . lbf}}{\text{lbm}}$$

Z_2 = 2,986 ft

Z_1 = 10,934 ft

g/gc = 1,000 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$$\Delta Z \quad \frac{g}{gc} = 7,949 \times \frac{32,200 \text{ ft}}{32,200} \quad \frac{\text{ft/dt}^2}{\text{ft.lb}_m/\text{dt}^2.\text{lb}_f}$$

$$= 7,949 \frac{\text{ft . Lbf}}{\text{lbm}}$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{2,8369 \quad 2}{2 \times 32,2 \times 1}$$

$$= 0,1250 \frac{\text{ft . Lbf}}{\text{lbm}}$$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$$

15,738 + 7,949 + 0,1250 + 4,7842 = - Wf

$$- Wf = 28,5963 \frac{\text{ft . lbf}}{\text{lbm}}$$

$$hp = \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$hp = \frac{28,5963 \times 0,1455 \times 79,362}{550}$$

$= 0,601$ hp

Kapasitas = 8,732 cuft/menit x 7,481 = 65,3245 gpm

Effisiensi pompa = 0,600 *(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)*

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,601}{0,600} = 1,0009 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 0,810 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{h \text{ motor}} = \frac{1,0009}{0,8100} = 1,2356 \text{ hp}$$

Spesifikasi pompa :

Fungsi = Memindahkan produk dari Reaktor Netralisasi ke Rotary Drum Filter
Jenis = Centrifugal pump
Kapasitas = 18857,0044 kg/jam
Power Pompa = 0,6005 hp
Effisiensi Pompa = 0,6000
Effisiensi Motor = 0,8100
Power Motor = 1,2356 hp
Jumlah = 1 pompa
Bahan konstruksi = Galvanized Iron

21. ROTARY DRUM FILTER (H-310)

Fungsi : Memisahkan Filtrat dan Cake
Type : Standart rotary drum filter
Dasar Pemilihan : Sesuai dengan bahan
Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	7533,2667	0,3995	2,10
MgCl2 (aq)	13,4972	0,0007	2,32
HCl (aq)	23,7545	0,0013	1,49
H2O (l)	11185,5160	0,5932	1,00
CaCO3 (s)	65,2597	0,0035	2,71
MgCO3 (s)	4,4201	0,0002	2,96
Ca(OH)2 (aq)	12,0625	0,0006	2,21
Mg(OH)2 (s)	19,2276	0,0010	2,34

TOTAL	18857,0044	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran : = 1 gr/ml = 62,4300 lb/cuft

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{fraksi\ berat}{\rho\ komponen}} \times 62{,}43 = \ldots \text{lb/cuft} \quad (Foust : 671)$$

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

ρ campuran : = 79,3622 lb/cuft

Perhitungan :

Bahan masuk = 18857,0044 Kg/jam
= 41579,6946 Lb/Jam

Minimum tebal cake = 6 mm

ρ campuran = 79,3622 lb/cuft

Rate Volumetrik = $\frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$

= $\frac{41579{,}6946}{79{,}3622}$

= 523,9231 cuft/jam

= 0,15 cuft/s

asumsi Waktu filtrasi = 120 dt

volume bahan = 17,46 ft^3 = 0,4945 m^3

untuk volume bahan = 0.4945 m^3, berdasarkan Perry 7th ed T 12-27, dipilih :

Spesifikasi :

Fungsi = Memisahkan Filtrat dan Cake
Type = Standart rotary drum filter
diameter = 0,91 m = 2,9855 ft
Panjang = 3,00 m = 9,8424 ft
Putaran = 6 Rpm
Power motor = 3,73 Hp
Bahan = Carbon Steel
Jumlah = 1 Buah

22. BAK PENAMPUNG LIMBAH ROTARY DRUM FILTER (F-311)

fungsi : menampung limbah cake dari RDVF

Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	75,3327	0,3995	2,10
MgCl2 (aq)	0,1350	0,0007	2,32
HCl (aq)	0,2375	0,0013	1,49
H2O (l)	111,8552	0,5932	1,00
CaCO3 (s)	0,6526	0,0035	2,71
MgCO3 (s)	0,0442	0,0002	2,96
Ca(OH)2 (aq)	0,1206	0,0006	2,21
Mg(OH)2 (s)	0,1923	0,0010	2,34
TOTAL	188,5700	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran : = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{fraksi\ berat}{\rho\ komponen}} \times 62{,}43 = \text{.. lb/cuft} \quad (\textit{Foust : 671})$$

(1 gr/cc = 62.43 lb/cuft)

ρ campuran : 79,3622 lb/cuft

rate massa = 188,570 kg/jam = 414,8540962 lb/jam
ρ campuran = 79,3622 lb/cuft
rate volumetrik = 5,2274 cuft/jam

ditentukan :

waktu tinggal = $\frac{6{,}97}{5{,}23}$ = 1,33 Jam

tinggi = x m

panjang = lebar = 2 x m

volume bak (direncanakan 75% terisi bahan = 6,969801 cuft
= 0,1972 m^3

volume penampung = $4x^3$

sehingga x = 0,04931 m
= 0,3667 m
panjang = lebar = 0,7334 m

Spesifikasi :
fungsi : menampung limbah cake dari RDVF
kapasitas : 0,1972 m^3
bentuk : empat persegi panjang
ukuran : panjang = 0,7334 m
lebar = 0,7334 m
tinggi = 0,3667 m
bahan kontruksi = beton
jumlah = 1 buah

23. POMPA-5 (L-312)
Fungsi : Memindahkan produk dari RDVF ke Mixing Tank
Type : Centrifugal Pump

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	40,1%	7457,9340	2,1500
MgCl2 (aq)	0,1%	13,3622	2,3200
HCl (aq)	0,1%	23,5169	1,4900
H2O (l)	59,6%	11073,6609	1,0000
Ca(OH)2 (aq)	0,1%	11,9419	2,2100
TOTAL	100,0%	18580,4159	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan :
ρ campuran = $1/(\sum(fraksi\ berat)/(\rho\ komponen))$
1 gr/ml = 62,43 lb/cuft
ρ campuran = 79,6172 lb/cuft

sg baha = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{79,62}{62,43}$ = 1,2753

μ berdasarkan sg bahan:
Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

$\mu = \frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}} \times \mu \text{ reference}$

$= \frac{1,275}{1} \times 0,95$

$= 1,2115$ cp

$= 0,0008$ lb/ ft s

Bahan Masuk: 18580,4159 kg/jam = 40969,8171 lb/jam

Rate Volumetrik $= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$

= 514,5853 cuft/jam

= 8,5764 cuft/min

= 0,1429 cuft/s

= 64,1602 gpm

Perhitungan diameter pipa

Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :

Diameter Opt. = $3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$

(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)

dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik

= 514,5853 cuft/jam

= 0,1429 cuft/s

ρ = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = $3,9 \times 0,1429^{0,45} \times 79,617^{0,130}$

= 2,8709 in

Dipilih pipa 3 , sch 40

OD = 3,5 in *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*

ID = 3,068 in = 0,256 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft^2

Cek :

Kecepatan linier (v) = qf/A

= 0,1429 / 0,0513

= 2,786 ft/s

$N_{Re} = \frac{D\,v\,\rho}{\mu} = \frac{0,256 \times 2,786 \times 79,617}{0,000814}$

= 69667,692 > 2100 (asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0130

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 15 ft

- 2 elbow 90° = 2 x 35 x 0,256 = 18 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,256 = 2 ft +

Panjang total pipa ; Le = 15 ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

$$= \frac{2 \times 0,013 \times 2,786^2 \times 15}{32,2 \times 0,256}$$

$$= 0,3678 \frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

$$= \frac{0,5 \times 2,786^{2,0}}{2 \times 1 \times 32,20}$$

$$= 0,0603 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{\Delta v_2^2 - \Delta v_1^2}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{0,143^2 - 0^2}{2 \times 1 \times 32,20} = 0,00063 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$$F4 = \frac{K_f v_1^2}{2} = \frac{0,750 \times 0,0204}{2} = 0,0077 \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5. Friksi karena gate valve

$F5 = \frac{K_f v_1^2}{2} = \frac{0,170 \times 0,0204}{2} = 0,0017 \frac{ft\ lbf}{lbm}$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 0,368 + 0,0603 + 0,00063 + 0,0077 + 0,0017$

$= 0,4381 \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 2,986 ft

ρ bahan = 79,617 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H . g/gc

= 79,617 x 2,986 x 1

= 237,699 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,800 lbf / ft^2

$\Delta P = P_2 - P_1$

= 1879,101 lbf / ft^2;

$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1879,101\ lbf / ft^2}{79,617\ lbm /cuft} = 23,602 \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

Z_2 = 10,95 ft

Z_1 = 2,986 ft

g/gc = 1,000 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$\Delta Z \frac{g}{gc} = 7,97 \times \frac{32,200}{32,200} \frac{ft}{ft/dt^2 / ft.lb_m/dt^2.lb_f}$

$= 7,966 \frac{ft\ .\ Lbf}{lbm}$

$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{2,786^2}{2 \times 32,2 \times 1}$

$= 0,1206 \frac{ft\ .\ Lbf}{lbm}$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$

$23,602 + 7,966 + 0,1206 + 0,3678 = - Wf$

- Wf = 32,0561 $\frac{ft \cdot lbf}{lbm}$

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$hp = \frac{32,0561 \times 0,1429 \times 79,617}{550}$$

$$= 0,663 \text{ hp}$$

Kapasitas = 8,576 cuft/menit x 7,481 = 64,1602 gpm

(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)

Effisiensi pompa = 0,600

Bhp = $\frac{hp}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,663}{0,600} =$ 1,105 hp

Effisiensi motor = 0,800 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

Power motor = $\frac{Bhp}{h \text{ motor}} = \frac{1,105}{0,800} =$ 1,382 hp

Spesifikasi pompa :

Fungsi = Memindahkan produk dari Rotary Drum Filter ke Mixing Tamk
Jenis = Centrifugal pump
Kapasitas = 18580,4159 kg/jam
Power Pompa = 0,663 hp
Effisiensi Pompa = 0,600
Effisiensi Motor = 0,800
Power Motor = 1,382 hp
Jumlah = 1 pompa
Bahan konstruksi = Galvanized Iron

24. MIXING TANK (M-320)

Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke evaporator dan menampung mother liquor dari centrifuge
Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical,
Bahan : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kapasitas : 18580,4159 Kg/Jam

Kondisi operasi :

Suhu operasi : 30 ^{o}C = 303,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,70 psi

waktu operasi = 1 jam continue

Dimensi :

Dimensi Ratio, H/D ditetapkan H = 2 D

Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	7457,9340	0,4014	2,15
MgCl2 (aq)	13,3622	0,0007	2,32
HCl (aq)	23,5169	0,0013	1,49
H2O (l)	11073,6609	0,5960	1,00
Ca(OH)2 (aq)	11,9419	0,0006	2,12
TOTAL	18580,4159	1,0000	

Perhitungan : $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$

ρ campuran : = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran : 79,6159 lb/cuft

a. Penentuan Volume Tangki :

Densitas Bahan = 79,6159 lb/cuft

Rate Bahan = 18580,4159 Kg/jam = 40969,8171 lb/jam

Volumetrik Bahan = $\frac{\text{Rate bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{40969,8171}{79,6159} =$ 514,59 cuft/jam

Direncanakan waktu operasi = 1 jam

Sehingga,

Volume Bahan = 514,59 cuft/jam x 1 Jam = 514,59 cuft

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Bahan = 80% x Volume Tangki

514,59 = 80% x Volume Tangki

Volume Tangki = 643,24 cuft

$V_s = (\pi/4) \times Ds^{2} \times Hs$

$= (\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

$= 1{,}57\ Ds^3$

$V_{tutup\ atas} = 0{,}000049\ Ds^3$ (Brownel hal 88)

$V_{tutup\ bawah} = (\pi\ Ds^3)/24tg\alpha$ (Hesse hal 92)

$= (\ 3{,}14 \times Ds^3\ ) / 24 \times tg \times 30\ °$

$= 0{,}227\ Ds3$

α diambil 30° sehingga ,

$V_t = V_s + V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$

$643{,}24 = 1{,}57\ Ds^3 + 0{,}000049\ Ds^3 + 0{,}227\ Ds^3$

$643{,}24 = 1{,}7967\ Ds^3$

$Ds^3 = 358{,}0210$

$Ds = 7{,}10\ ft = 12\ ft = 85{,}21\ in$

$Hs = 14{,}20\ ft = 23\ ft = 170{,}42\ in$

b. Tebal Shell

1. Menentukan Tinggi liquid dalam shell :

Volume liquid $= V_s + V_{tutup\ bawah}$

$514{,}59 = (\pi/4) \times h \times D_s^2 + 0{,}227\ Ds^3$

$514{,}59 = 0{,}785 \times h \times 50{,}42 + 0{,}227 \times 358{,}02$

$h = 10{,}952\ ft = 3{,}34\ m$

2. Menentukan Tekanan Design :

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + P hidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + P hidrostatis

P design = P hidrostatis

P design = P hidrostatis

$= \rho \times g/gc \times h\ liq$

$= 79{,}6159\ \frac{lbm}{cuft} \times 1\ \frac{lbf}{lbm} \times 10{,}952\ ft$

$= 871{,}92\ lbf/ft^2$

$= 6{,}0550\ psi$

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x P design

= 110% x 6,0550

= 6,6605 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell & Young, T 13-1 hal 251)*

$f_{allowable} = 12650$

$C = 0{,}125\ in$

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las (E) = 0,8

ri = 0,5 x 85,21

= 42,60 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

t_{min} = $\frac{P \times ri}{fE - 0,6P}$ + C *(Brownell & Young, pers 13.1 hal 254)*

= $\frac{6,6605 \times 42,60}{12650 \times 0,80 - 0,60 \times 6,6605}$ + 0,125

= 0,1531 in

Diambil tebal shell 3/16 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts

= 85,209 + 2 x 0,19

= 85,584 in

rc = 42,792 in = 3,57 ft

Tinggi tutup (h) = rc-([[rc]]^2-(D^2/4)^0,5 (Hesse, hal 4-14)

= $3,57 - \left(3,57^2 - \left(\frac{7}{4}\right)^2\right)^{0,5}$

= 3,233 ft

Volume dishead = 1,1 x h^2 (3Rc - h)

= 1,1 x $3,2325^2$ (10,70 - 3,2325)

= 85,81 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0,885 x P_d x r_c}{(fxE - 0,1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam

E = Faktor Pengelasan = 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka
= 12650 psi [Brownell, T.13-1]
C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = \frac{0{,}885 \times 6{,}660 \times 42{,}79}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}1 \times 6{,}660} + \frac{1}{8}$$

= 0,02493 + 0,125
= 0,1499 in

Diambil tebal shell 3/16 in

4. Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ (Hesse, pers 4-17 hal 92)

Dimana :
D : Diameter bejana (ft)
tgα : Sudut conis = 30 °
m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 30 \times (7{,}101 - 1)}{2}$$

= 1,7611 ft

Volume = 0,262 h (D^2 + D.m m^2) (Hesse pers 4-18)
= 0,262 x 1,7611 (7,10 ^{2} + 7,10 x 1 x 1 ^{2})
= 0,262 x 1,7611 x 58,521
= 27,0025 cuft

Bentuk : Standart conical dished

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0{,}6xP_d)} + C$$ *(B & Y, Pers.6-154, hal.118)*

Dimana :
P_d = Tekanan desain (psi)
D = Diameter shell (in)
E = Faktor Pengelasan, (0.8)
t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{6{,}66 \times 85{,}21}{} + \frac{1}{}$$

2 cos 30 (12650 x 0,8 - 0,6 x 6,66) 8

= 0,1574 in

Diambil tebal head 3/16 in

C. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8 (McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total, = 10,952 ft = 131,42 in

Diameter dalam tangki, = 7,10 ft = 85,21 in

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (pengaduk)

D_t = Diameter tangki

L = Panjang blade

W = Lebar blade

E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki

J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 7,10

= 2,37 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,20 x 2,37

= 0,47 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 2,37

= 0,59 ft

Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 Dt = 0,33 x 7,10

= 2,37 ft

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,08 x 7,10

= 0,59 ft

Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 0,59 = 0,06 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 10,952 ft

Diameter dalam tangki, D_t = 7,10 ft

$$sg = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$= \frac{79,6159 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 1,2753$$

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{\text{tinggi bahan}}{\text{diameter bejana}} \times Sg$$

$$= \frac{10,95}{7,10} \times 1,2753$$

$$= 1,97$$

Jadi jumlah impeler sebanyak 2 buah

3. Penentuan Power Motor

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan} \times \mu \text{ reference}}{\text{sg reference}}$$

$$= \frac{1,2753 \times 0,95}{1}$$

$$= 1,2115 \text{ cp} = 0,001 \text{ lb/ft s}$$

ρ campuran = 79,6159 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 100 rpm = 2 rps

Putaran pengaduk, (V) = $\pi \times N \times Da$ (Joshi; hal.415)

= $\pi \times 100 \times (2,37 \times 0,3048)$

= 226,53 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$$

$$= \frac{79,6159 \times 2,37^2 \times 2}{0,0008}$$

$$= 913128,239$$ (aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,3 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

$$P = \frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)* *(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)*

$$= \frac{6,30 \times 1,67^3 \times 2,37^5 \times 79,6159}{32,20}$$

= 5357,2107 ft.lbf /s = 5357,2107 / 550

= 9,74 Hp

(Joshi : 424)

Power Losses pada Gland 10 % Hp = 10% x 9,74

= 0,97 Hp

Diambil power = 2 Hp

Power input dengan gland losses = 9,74 + 0,97

= 10,71 Hp

Transmission sistem losses 20 % = 20% x 10,71

= 2,14 Hp

Power Total = 10,71 + 2,14 = 12,86 Hp

Karena jumlah pengaduk 2 buah, maka power = 2 x 12,86

= 25,71 Hp

Efisiensi motor = 85%

Sehingga power motor = $\frac{25,71}{0,85}$ = 30,25 Hp ≈ 30 Hp

Spesifikasi Mixing Tank :

Nama alat : Mixing Tank

Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke evaporator dan menampung mother liquor dari centrifuge

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical,

Bahan konstruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kondisi operasi

Suhu operasi : 30 °C = 303,15 K

Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi

Waktu operasi : 1 jam

Proses operasi : Continue

Jumlah : 1 buah

Dimensi Mixing Tank:

Tinggi bejana	:	14,20	ft
Dameter dalam bejana	:	7,10	ft
Tebal bejana	:	3/16	in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Tinggi tutup atas	:	3,2325	ft
Tinggi tutup bawah	:	1,7611	ft

Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah
Jumlah impeller	:	2 buah
Diameter impeller	:	2,3669 ft
Lebar blade	:	0,473 ft
Panjang blade	:	0,592 ft
Jarak impeller dari dasar	:	2,367 ft
Lebar baffle	:	0,592 ft
Type poros	:	Commercial hot rolled steel
Putaran	:	100 rpm
Power motor	:	30,252 hp

25. POMPA-6 (L-322)

Fungsi : Memindahkan produk dari Mixing Tank ke Evaporator

Type : Centrifugal Pump

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	0,4014	7457,9340	2,15
MgCl2 (aq)	0,0007	13,3622	2,32
HCl (aq)	0,0013	23,5169	1,49
H2O (l)	0,5960	11073,6609	1,00
Ca(OH)2 (aq)	0,0006	11,9419	2,21
TOTAL	1,0000	18580,4159	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan :

ρ campuran = $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$

= 1 gr/ml

= 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 79,6172 lb/cuft

sg baha = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{79,62}{62,43}$

= 1,2753

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan} \times \mu \text{ reference}}{\text{sg reference}}$

= $\frac{1,275}{1} \times 0,95$

= 1,2115 cp

= 0,0008 lb/ ft s

Bahan Masuk: 18580,4159 kg/jam = 40969,8171 lb/jam

Rate Volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$

= 514,5853 cuft/jam

= 8,5764 cuft/min

= 0,1429 cuft/s

= 64,1602 gpm

Perhitungan diameter pipa

Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :

Diameter Opt. = $3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13}$

(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)

dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik

= 514,5853 cuft/jam

= 0,1429 cuft/s

ρ = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = $3,9 \times 0,1429^{0,45} \times 79,617^{0,130}$

= 2,8709 in

Dipilih pipa 3 , sch 40 *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in = 0,256 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft^2

Cek :

Kecepatan linier (v) = qf/A

= 0,1429 / 0,0513

= 2,786 ft/s

N_{Re} = $\frac{D\ v\ \rho}{\mu}$ = $\frac{0,256 \times 2,786 \times 79,617}{0,000814}$

= 69667,692 > 2100

(asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron e = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0130

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus								=	15	ft
-	2 elbow 90°	=	2	x	35	x	0,256	=	18	ft
-	1 gate valve	=	1	x	9	x	0,256	=	2	ft +
Panjang total pipa ;	Le							=	35	ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

F_1 = $\frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

= $\frac{2 \times 0,013 \times 2,786^{\ 2} \times 35}{32,2 \times 0,256}$

= 0,8630 $\frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

F_2 = $\frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

= $\frac{0,5 \times 2,786^{\ 2,0}}{2 \times 1 \times 32,20}$

= 0,0603 $\frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

F_3 = $\frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}$ = $\frac{\Delta v_2^{\ 2} - \Delta v_1^{\ 2}}{2 \times a \times gc}$

$$= \frac{2{,}786^{\,2} - 0^{\,2}}{2 \times 1 \times 32{,}20} = 0{,}12056 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$$F4 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}750 \times 7{,}7638}{2} = 2{,}9114 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5. Friksi karena gate valve

$$F5 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}170 \times 7{,}7638}{2} = 0{,}6599 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$$

$$= 0{,}863 + 0{,}0603 + 0{,}12056 + 2{,}9114 + 0{,}6599$$

$$= 4{,}6152 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 10,952 ft

ρ bahan = 79,617 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H . g/gc

= 79,617 x 10,952 x 1

= 871,932 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,800 lbf / ft^2

$\Delta P = P_2 - P_1$

= 1244,868 lbf / ft^2;

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1244{,}868 \ lbf / ft^2}{79{,}617 \ lbm /cuft} = 15{,}636 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

Z_2 = 4,15 ft

Z_1 = 10,952 ft

g/gc = 1,000 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$$\Delta Z \quad \frac{g}{} = 6{,}81 \times 32{,}200 \ \frac{ft}{ft/dt^2}$$

$$gc = 32,200 \quad ft.lb_m/dt^2.lb_f$$

$$= 6,806 \quad \frac{ft \,.\, Lbf}{lbm}$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{2,786 \quad 2}{2 \quad x \quad 32,2 \quad x \quad 1}$$

$$= 0,1206 \quad \frac{ft \,.\, Lbf}{lbm}$$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$$

$$15,636 + 6,806 + 0,1206 + 4,6152 = - Wf$$

$$- Wf = 27,1774 \quad \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

$$hp = \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$hp = \frac{27,1774 \quad x \quad 0,1429 \quad x \quad 79,617}{550}$$

$$= 0,562 \quad hp$$

Kapasitas = 8,576 cuft/menit x 7,481 = 64,1602 gpm

Effisiensi pompa = 0,600 *(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)*

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,562}{0,600} = 0,937 \quad hp$$

Effisiensi motor = 0,810 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

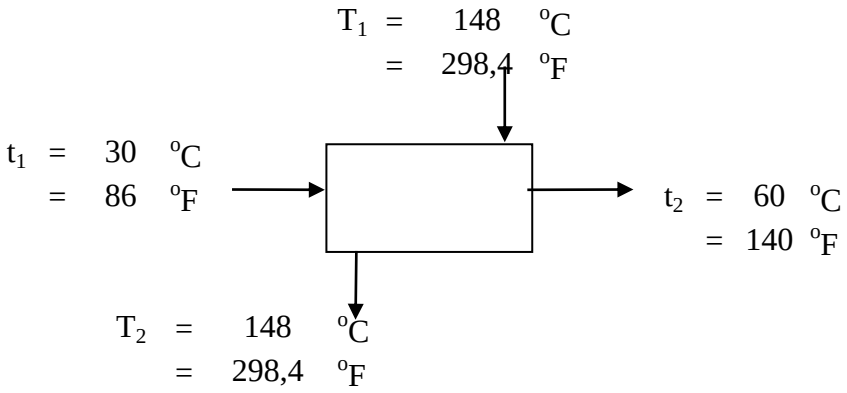
$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{h \text{ motor}} = \frac{0,937}{0,810} = 1,157 \quad hp$$

Spesifikasi pompa :

Fungsi = Memindahkan produk dari Mixing Tank ke Evaporator
Jenis = Centrifugal pump
Kapasitas = 18580,4159 kg/jam
Power Pompa = 0,562 hp
Effisiensi Pompa = 0,600
Effisiensi Motor = 0,810
Power Motor = 1,157 hp
Jumlah = 1 pompa
Bahan konstruksi = Galvanized Iron

26. HEATER (E-321)

Fungsi : Memanaskan udara dari suhu 30°C menjadi suhu 60°C
Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar
Kondisi Operasi : - P = 1 atm
- T = 60 °C
- Waktu operasi = Kontinyu



Perhitungan :

1. Heat balance

Q supply	=	55615,1327	kkal/jam	=	220792	Btu/jam
W bahan masuk	=	18580,4159	kg/jam	=	40962,7566	Btu/jam
W steam masuk	=	103,0575	kg/jam	=	227,2026	Btu/jam

2. Penentuan ΔT_{LMTD}

hot fluid		cold fluid	diff.
298,4	higher temp.	140	158
298	lower temp.	86	212
0		54	54

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{158 - 212}{\ln 158 / 212} = 184,0818 \ ^oF$$

3. Tc dan tc

$$Tc = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{298 + 298}{2} = 298\ ^oF$$

$$tc = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 140}{2} = 113\ ^oF$$

Penentuan Tube = 200 - 700

Koefisien perpindahan panas U_D = 250 $\frac{BTU}{ft^2\ F}$ Kern Table 8

Luas perpindahan panas A $= \frac{Q}{U_D \times \Delta T\ LMTD}$

$$= \frac{220792,0768}{250 \times 184,0818}$$

$$= 4,798\ ft^2$$

$$= 0,446\ m^2$$

Kern Tabel 10 pg. 843

Pemilihan Design Tube

OD = 1 in

BWG = 16

ID = 0,8700 in

Flow area per tube (a't) = 0,5940 in^2

Outside surface per lin ft (a") = 0,2618 ft^2

Pitch = Square in

Pitch Size = 1 1/4 in

Asumsi Panjang Tube (L) = 15 ft = 4,6 m

Jumlah Tube $Nt = \frac{A}{a" \times L}$

$$= \frac{4,7977}{0,2618 \times 15} = 1,222$$

Kern Table 9 pg 841

Phase	=	2	
ID Shell	=	8	in
Jumlah Tube Standar	=	16	

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Menaikkan suhu Udara dari suhu 30^{O}C ke suhu 60^{O}C sebelum memasuki Evaporator
Type	:	Shell and tube heat exchanger
Panjang Tube	:	15 ft
Diameter Tube (ID)	:	0,8700 in
Diameter Tube (OD)	:	1 in
Jumlah Tube Standar	:	16 buah
Flow area per tube	:	0,594 in^2
Outside surface per lin ft	:	0,262 ft^2
BWG	:	16
Pitch	:	Square in
Pitch Size	:	1,25 in
Phase	:	2
Diameter Shell	:	8 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel

27. EVAPORATOR (V-330)

Fungsi : Memekatkan larutan $CaCl_2$

Type : Standard Vertical Tube Evaporator

Q supply = 3593403,27 kkal/jam = 14251437 Btu/jam

Suhu Bahan Masuk	=	60	°C =	140	°F	(t1)
Suhu Bahan Keluar	=	80	°C =	176	°F	(t2)
Suhu Steam Masuk	=	148	°C =	298,4	°F	(T1)
Suhu Steam Keluar	=	148	°C =	298,4	°F	(T2)

ΔT1 = 158,4 °F

ΔT2 = 122,4 °F

ΔT LMTD = 139,6 °F

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} = \frac{0}{36} = 0$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = \frac{36}{158,4} = 0,23$$

Ft = 1 (Kern , fig. 18 pg.828)

Ketentuan Ft tidak boleh kurang dr 0.7

ΔT = Ft x ΔT LMTD

= 1 x 139,6274

= 139,627 °F

Bahan Masuk :

Komponen	Masuk (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (gr/ml)
CaCl2	7457,9340	0,4014	2,1500
MgCl2	13,3622	0,0007	2,3200
HCl	23,5169	0,0013	1,4900
H2O	11073,6609	0,5960	1,00
Ca(OH)2	11,9419	0,0006	2,21
Total	18580,4159	1,0000	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan :

ρ campuran = $1/(\sum$ (fraksi berat)/(ρ

ρ campuran = 79,62 lb/cuft 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

dengan suhu operasi 80 derajat C maka tekanannya : (Smith 682)

$$\ln P^{sat} = A - \frac{B}{t + C} = 16,3872 - \frac{3885,7}{80 + 230,17}$$

= 47,4442 kpa = 0,4683 atm (tekanan uap)

$$sg\ baha = \frac{\rho\ bahan}{\rho\ reference} = \frac{79,62}{62,43} = 1,2753$$

P = P0 - Pi (tekanan operasi)

= 1 - 0,47

= 0,532 atm

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

$$\mu\ bahan = \frac{sg\ bahan}{sg\ reference} \times \mu\ reference = \frac{1,275}{1} \times 0,95$$

= 1,2115 cp

= 0,0008 lb/ft s

Evaporator Termasuk Sistem Heater karena :
Hot Fluid : Steam
Cold Fluid : Aqueous Solution dimana μ bahan kurang dari 2 Cp
Sehingga didapat nilai Ud dengan rang(200 - 700 BTU / jam. ft² °F

(Kern Tabel 8 pg. 840)
dipilih nilai Ud = 250 BTU / jam. ft² °F

Menghitung Tc dan tc :
Tc = (T1 + T2) / 2 = 298 °F
tc = (t1 + t2) / 2 = 158 °F

Digunakan 1 buah evaporator, sehingga dapat dihitung :
A' = Q / (UD x ΔT)
= 3593403,2732 / (250 x 139,6)
= 102,9427 ft²
= 9,5762 m²

dimana,
A' = Luas Perpindahan panas
Q = Q supply dari steam
UD = Overall design coefficients
ΔT = Perubahan suhu

Dari Kern Tabel 10 pg. 843, didapat data :
Pipa (Tube)
OD = 1,25 in
BWG = 18
ID = 1,15 in
Flow area per tube (a't) = 1,0400 in²
Surface per lin ft (a") = 0,3271 ft²
disusun = persegi (Karena Bahan Kental μ bahan > 1 cp)
pitch = 1,5625 in
Asumsi :
panjang tube(l) = 5 ft

Nt = A' / (a" x l)
= 102,9427 / (0,33 x 5)
= 62,9 buah

Harga Nt distandardkan sesuai ketetapan di tabel 9 Kern
pg. 841 (pitch persegi) dan pg. 842 (pitch segitiga)
Nt = 112 buah
maka diperoleh harga IDs, ketika Nt = 112 buah dan n(passes) 2
sebesar 23,25 in
Kemudian Ud dikoreksi dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Ud koreksi} = \frac{\text{Nt}}{\text{Nt standard}} \times \text{UD trial}$$

$$= \frac{62,9}{112} \times 250$$

$$= 140,4969 \text{ BTU/jam. ft}^2 \text{ °F}$$

Perancangan :
Type HE : 1 - 2
Artinya :

1	lewatan pada bagian shell
2	lewatan maks. Pada bagia tube

Bagian Shell
IDs = 23,25 in
n' = 1
B = antara 1 - 2/10 x IDs (buku PP)
= 23,25 in

Bagian Tube
OD = 1,25 in
BWG = 18
ID = 1,15 in
Flow area per tube (a't) = 1,0400 in²
Surface per lin ft (a'') = 0,3271 ft²
disusun = persegi
pitch (Pt) = 2 in
panjang (l) = 5 ft
n = 2
Nt = 112 buah
de = 1,48 in (Kern fig.28 pg.838)
Pitch (Pt) = jarak 2 inti pipa
C' = jarak dinding luar pipa
Evaluasi Perpindahan Panas : (Kern pg. 167-169)

***Bagian Tube (Steam)**

1. Menghitung Nre Tube

at = $\frac{Nt \times a't}{n \times 144}$

= $\frac{112 \times 1,040}{2 \times 144}$

= 0,4044 ft²

Gt = $\frac{Wsteam}{at}$

= $\frac{6661,7 \text{ lb/jam}}{0,4044 \text{ ft}^2}$

= 16471 lb/jam ft²

μ steam pada Tc = 298,4 °F

μ steam = 0,014 cp (Kern fig. 15 pg.825)

= 0,0339 lb/ft . jam

ID = 1,15 in = 0,0958 ft

Nre t = $\frac{Gt \times ID}{\mu \text{ steam}}$

= $\frac{16471,229 \times 0,0958}{0,0339}$

= 46590,7

2. Menghitung koefisien perpindahan panas

hio = 1500 Btu/jam ft² °F (Kern pg.164)

tw = $tc + \frac{hio}{hio + ho}(Tc-tc)$

= $158,0 + \frac{1500 \times 298 - 158}{1500 + 2703797,106}$

= 158,08 °F

***Bagian Shell (Larutan $CaCl_2$)**

1. Menghitung Nre Shell

as = $\frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pt}$ dimana C' Pt - OD

C' 1,56 - 1,25

C' 0,31 in

= $\frac{23,25 \times 0,31 \times 23,3}{}$

144 x 1,6

= 0,7508 ft²

Gs = Wbahan / as

= 24417,4222 lb/jam / 0,7508 ft²

= 32522,685 lb/jam ft²

μ pada tc = 158 °F

μ = 2 x μ air (Kern fig 14 pg. 823)

= 2 x 0,45

= 0,9000 cp

= 2,1780 lb/ft jam

de = 4 x as / wetted perimeter

(Kern pg.105 eq.6.3)

de = 4 x as / (Nt*phi*OD/12)

= 4 x 0,7508 / 36,63

= 0,0820 ft

Nre s = Gs x de / μ bahan

= 32522,7 x 0,0820 / 2,1780

= 1224,12

2. Menghitung koefisien perpindahan panas

jH = 25 (Kern fig.28 pg. 838)

pada tc = 158 °F

k = Q x l / as x tc (karena tidak ada data k ($CaCl_2$)

= 3593403,3 Btu/jam x 5,0 ft / 0,7508 ft² x 158 °F

= 151463 Btu /jam ft °F

$\frac{[Cp\ \mu]^{1/3}}{k}$ = 13,9484 x 2,1780 ^(1/3) / 151462,62

= 0,0585

ho = jH x k/de x $[Cp\ \mu]^{1/3}$/k x

$$ho = 25 \times \frac{151462,62 \times 0,0585}{0,0820}$$

$$= 2703797,106$$

Pada tw = 158,1 °F

μ w = 2 x μ air (Kern fig 14 pg. 823)

= 2 x 0,45

= 0,9000 cp

= 2,1780 lb/ft jam

$$\frac{\varphi}{\varphi_s} = \frac{[\mu]^{0,14}}{\mu_w}$$

$$= \frac{2,1780 \text{ ^0.14}}{2,1780}$$

$$\frac{\varphi}{\varphi_s} = 1$$

$$ho = \frac{ho}{\frac{\varphi}{\varphi_s}} = \frac{2703797,106}{1} = 2703797,106 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ °F}$$

3. Clean Overall Coefficient (Uc)

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{1500 \times 2703797,106}{1500 + 2703797,106}$$

= 1499,17 Btu/jam ft² °F

4. Design Overall Coefficient (UD)

$$Ud = \frac{Q}{A\ \Delta T\ LMTD}$$

$$= \frac{3593403,273}{183,18 \times 139,627}$$

= 140,5 Btu/jam ft² °F

A = Nt x l x a"

= 112 x 5 x 0,3271

= 183,176 ft²

5. Dirt Factor (Rd)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

$$= \frac{1499,17 - 140,4969}{1499,17 \times 140,4969}$$

= 0,00645056 jam ft² °F/Btu

Rd Ketentuan = 0,0010 (Kern Tabel 12 pg. 845)

Rd hitung > Rd Ketentuan = Alat dapat digunakan

6. Pressure Drop

*** Bagian Tube (Steam)**

1. Spesific Volume dari Steam

Dari Kern Tabel 7 (Temperature Table) pg. 817

Suhu Steai 148 °C = 298,4 °F

didapat spesific volume (v) = 6,648 ft³/lb

$s = \frac{1 / 6,648}{62,5} = 0,0024067$

dari Kern fig.26 pg.836 didapat :

Nre t = 46590,7

f = 0,00015 ft²/in²

Kern eq. 7.45 pg.148

$$\Delta Pt = \frac{1/2 \times f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10 \wedge 10 \times ID \times s \times}$$

= 0,0014 psi

*** Bagian Shell (Larutan $CaCl_2$)**

$De' = \frac{4 \times \text{flow area}}{\text{frictional wetted perimeter}}$ (Kern pg.105 eq.6.4)

$= \frac{4 \times as}{(Nt \times \pi \times OD) + (\pi * IDs)}$

$= \frac{4 \times 0,7508}{112 \times 3,14 \times 0,1042 + 3,14 \times 1,9375}$

= 0,0703 ft

dari Kern fig.26 pg.836 didapat :

Res' = De' x Gs x μ

= 4979,85

f = 0,00027 ft²/in²

Kern eq. 7.45 pg.148

$$\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times L \times n}{5,22 \times 10 \wedge 10 \times De' \times sg \times \varphi}$$

$= \frac{0,00027 \times 1057725049,50 \times 5 \times 2}{5,22 \times 10 \wedge 10 \times 0,0703 \times 2,32 \times 1,0}$

= 0,00033543 psi

Pressure Drop Total = 0,0017 psi
= 0,0001 atm

Dimensi Evaporator :

Ketentuan : (Ulrich, pg. 94 T.4-7)

Luas Penampang (A) = Nt x L x a"
= 112 x 5 x 0,3271
= 183,176 ft²

Diameter Evaporator = $\sqrt{((4 \times A)/\pi)}$

= 15,2756 ft
= 4,6560 m

Asumsi : H = 2 D
= 30,5513 ft
= 9,3120 m

Dimensi Evaporator :

Luas Penampang (A) = π/4 D²
= 3,14 / 4 x 23,3
= 18,25125 in²
= 0,126745 ft²

Asumsi : H = 2 D
H = 47 in
H = 3,8750 ft
H = 1,1819 m

Diameter centerwall (Dcw) = 6 - 24 ft (Vilbrandt hal 126)

Asumsi Dcw = 3 x Devap
= 6 ft (Memenuhi range)

Menentukan Tekanan Design :

P operasi = 0,532 atm = 7,8164 Psi

Tekanan over design yang digunakan 5-10% dari kerja normal (Walas,1998)

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x 7,8164

= 8,5980 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 23

= 12 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0{,}6P} + C$$

(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)

$$t = \frac{8{,}5980 \times 12}{((12650 \times 0{,}8) - 0{,}6 \times 8{,}5980)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,1349 in

Diambil tebal shell : 3/16 in

Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts

= 23 + 2 x 0,1875

= 23,625 in

rc = 11,813 in = 0,9844 ft

Tinggi tutup (h) = $rc-([\![rc]\!]\text{^}2-(D\text{^}2/4)\text{^}0{,}5$ (Hesse, hal 4-14)

$$h = 1 - \left(1^2 - \left(\frac{2^2}{4}\right)\right)^{0{,}5}$$

h = 0,810 ft

Volume dishead = 1,1 x h^2 (3Rc - h)

= 1,1 x 0,6556 x (3 - 0,81)

= 1,546 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0{,}885 x P_d x r_c}{(fxE - 0{,}1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam

E = Faktor Pengelasan = 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka

f = 12650 psi [Brownell, T.13-1]

C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = \frac{1 \times 8,5980 \times 11,813}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 8,5980} + \frac{1}{8}$$

t = 0,0088826 in + 0,125

t = 0,1339 in digunakan 3/16 in

Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ *(Hesse, hal 92)* [Hesse, pers 4-17]

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis 30 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 30 \times (1,938 - 1)}{2}$$

h = 0,2706 ft

Volume = $0,262\ h\ (D^2 + D.m + m^2)$

Conical = 0,262 x 0,271 x 6,6914

= 0,4745 cuft

(Hesse pers 4-18)

Bentuk : Standart conical dished

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0,6xP_d)} + C$$ *(B & Y, Pers.6-154, hal.118)*

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

D = Diameter shell (in)
E = Faktor Pengelasan, 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{8,5980 \times 23}{2 \cos 30 \,((12650 \times 0,8) - (0,6 \times 8,5980))} + \frac{1}{8}$$

t = 0,136 in

Diambil tebal head 3/16 in

Spesifikasi

Bagian Shell :

Diameter evaporator	=	1,938	ft
Diameter centerwall	=	5,813	ft
Tinggi shell	=	3,875	ft
Tebal shell	=	3/16	in
Tebal tutup bawah	=	3/16	in
Tebal tutup atas	=	3/16	in

Bagian Tube :

OD		=	1,250	in
BWG		=	18	
ID		=	1,150	in
Flow area per tube	(a't)	=	1,0400	in^2
Surface per lin ft	(a'')	=	0,3271	ft^2
disusun		=	persegi	
pitch		=	2 in	
Panjang tube		=	5,000	ft
Jumlah tube		=	112	buah
Bahan konstruksi		=	Carbon Steel SA - 203 Grade C	
Jumlah evaporator		=	1 buah	

28. BAROMETRIC CONDENSOR (E-334)

Fungsi : Mengubah H2O fase uap menjadi fase liquid
Type : 1-2 shell and tube Heat Exchanger (Fixed Tube)
Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.
Kondisi Operasi :
- Tekanan = 1 atm
- Suhu = 80 ˚C
- Waktu proses = continue

Diagram suhu :

Steam ; t_1 = 30 ˚C = 86 ˚F

Bahan

T_1 = 80 ˚C
= 176 ˚F

Bahan

T_2 = 50 ˚C
= 122 ˚F

Steam condensat

t_2 = 45 ˚C = 113 ˚F

Perhitungan :

Q = 3394996,8198 kcal/jam = 13463538,888 Btu/jam
W fluida panas = 5984,886 kg/jam = 13194,19 lb/jam
w fluida dingin = 49566,2 kg/jam = 109273,00 lb/jam

2. Penentuan ΔTLMTD

hot fluida		cold fluida	diff.
176	higher temp.	113	63
122	lower temp.	86	36
54,000		27	27

$$T_{LMTD} = \frac{63 - 36}{\ln 63 / 36} = 48{,}2\ ^oF$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t2 - t1} = \frac{176{,}0 - 122}{113 - 86}$$

$$= 2{,}000$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = \frac{113 - 86}{176 - 86}$$

$$= 0{,}3000$$

F_T = 0,88 (Kern, 828)

ΔT = F_T x LMTD (untuk 1-2 shell and tube)
= 0,88 x 48,247
= 42,458 ^oF

3. Tc dan tc

Tc = $\frac{T_1 + T_2}{}$

2 (Kern fig 14 pg 830)

$= \frac{176 + 122}{2} = 149\ ^oF\ (\mu) = 0{,}054$

$tc = \frac{t_1 + t_2}{2}$

$= \frac{86 + 113}{2} = 99{,}5\ ^oF\ (\mu) = 4$

Dipilih pipa dengan ukuran :

1 1/2 OD; 18" BWG ; a" = 0,3925 ft / ft^2

L = 20 ft ; a't = 1,54 in^2

Diperoleh : (Kern, T-10)

ID	=	1,500	in
a't	=	1,540	in^2
a"	=	0,3925	ft^2/ft panjang

Trial ;

a. Gas - Water

UD = 2 - 50 (kern pg 840 table 8)

= 50

$A = Q/UD \times \Delta T$

$= \frac{13.463.539}{50 \times 42{,}46} = 6342{,}095\ ft^2$

Jumlah Tube (Nt) = A/a" x L

$= \frac{6342{,}0951}{0{,}393 \times 20} = 807{,}910$ buah

Dipakai Nt = 1240

3/4 in. OD tubes on ; 1 5/16 in triangel ɪ n = 1

diperoleh :

ID Shell = 39

Phases = 1

sehingga :

A koreksi = Nt x a" x L

= 1240 x 0,393 x 20

= 9734,00

U_D koreksi = Q / A x Δt
= 13463538,9 / 9734,0 x 42,458
= 32,58

Tube Side (Steam)	Shell Side (Fluida)
4. at' (in^2) = 1,54 (Kern T-10)	4'. as = B = ID/5
at = Nt x at'/ 144 x n	= 39 : 5
= 1240 x 1,54 / 144 x 1	= 8 in
= 13,2611 ft^2	as = ID x C'B / 144 P_T
5. Gt = W / at	= 39 x 0,3 x 8 / 144 x 1
= 13194,1922 / 13,2611	= 0,5281 ft^2
= 994,954 $lb/j.ft^2$	5'. Gs = W / as
6. Pada Tc = 149 ^oF	= 109272,9956 / 8
μ = 0,05 x 2	= 14009,3584 $lb/j.ft^2$
= 0,1 lb/j . ft	6'. Pada tc = 99,5 ^oF
D = 1,50 / 12	μ = 4 x 2,42
= 1,6667 ft	= 9,6800 lb/j . ft
Nre,t = D x Gt / μ	De = 0,95 / 12
= 1,6667 x 994,95375 / 0,1307	= 0,0792 ft
= 12689,44	Nre,s = D x Gs / μ
	= 0,0792 x 14009,3584 / 9,6800
7. Hio untuk kondensasi steam :	= 114,5738
hio = 1500 $Btu/j.ft^2.^oF$	7'. JH = 10 (fig.28 Kern)
(kern hal 164)	8'. Tc = 99,50 ^oF
	μ = 4,000 cp
	k = 0,25 $Btu/j.ft.^oF$ (Kern, fig 16)
	c = 0,36 $Btu/lb.^oF$ (Kern, fig 2)
	k (c μ / k)$^{1/3}$ = 0,6017
	μw = 1 (standart)
	φs = (μ/μw)^{0,14} = 1,2142
	9' ho = J_H x (k/De) x(c x μ / k)$^{1/3}$ x φs = 73,619 $Btu/hr.ft^2.^oF$

Uc = hio x ho / hio + ho

$$= \frac{1500 \quad 73,619}{1500 \quad 73,619}$$

= 70,1745 BTU/j ft^2 F

Rd hitung = UC – UD / UC x UD

$$= \frac{70,174 - 32,577}{70,174 \times 32,577}$$

= 0,0164 j ft^2 F/BTU

Presure Drop	
Tube side (steam)	Shell side (liquid)
1. Re,t = 12689,44 f = 0,00018 (kern fig 26) s = 0,0302 (kern T-6)	1'. Re,s = 114,5738 f = 0,35 (kern fig 26) s = 1,8300 (kern fig 6)
2. $\Delta Pt,f = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5.22.E10.\ D \cdot s \quad \varphi s}$ $= \frac{3563,7587}{2628825471,7851}$ = 0,0000014 psi	2'. N+1 = 0,6038 Ds = 1,31 / 12 = 0,1094 ft 3'. $Ps,f = \frac{f \cdot Gs^2 \cdot (N+1) \cdot Ds}{5.22.10^{10} \cdot De \cdot s \quad \varphi s}$ = 0,0006 psi

Kesimpulan

Rd hitungan = 0,0164

Rd ketentuan = 0,001

0,0000014 P hitungan 0,0006

2 P ketentuan 2

Spesifikasi :

Type : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Shell side :

ID = 39 in

B = 7,8 in

n = 1

Tube side :

Nt = 1240 ; 1 in square pitch
L = 20 ft
n = 1
OD = 1 5/16 in 18 BWG

Dimensi Condensor:

Luas Penampang (A) = $\pi/4\ D^2$
= 3,14 / 4 x 39,00
= 30,615 in^2
= 0,212604 ft^2

P = ρ x g/gc x h
53732 = 1000 $\frac{kg}{m3}$ x 9,80 $\frac{m}{s2}$ x h

h = $\frac{53732,00\ kg/m\ s2}{9800,00\ kg/m2\ s2}$ = 5,482857143 m = 17,98838 ft

Menentukan Tekanan Design :

P design = Po - Pi
P design = 14,7 - 7,8
P design = 6,9 psi = 0,468277684 atm

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x 6,8818
= 7,5700 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C

f_{allowa} = 12650 *(Brownell, T 13-1)*
C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 39,00
= 20 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

t_{min} = $\frac{P \times ri}{fe - 0,6P}$ + C *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$$t = \frac{7,5700 \times 20}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 7,5700)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,1396 in
Diambil tebal shell : 3/16 in

Menentukan Tebal Tutup, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts
= 39,0 + 2 x 0,1875
= 39,375 in

rc = OD / 2 = 19,688 in = 1,6406 ft

Tinggi tutup (h) = rc-(⟦rc⟧^2-(D^2/4)^0,5 (Hesse, hal 4-14)

$$h = 1,6406 - \left(1,6406^2 - \left(\frac{3,3^2}{4}\right)\right)^{0,5}$$

h = 1,415 ft

Volume dishead = 1,1 x h 2 (3Rc - h)
= 1,1 x 2,0015 x (4,92 - 1,41)
= 7,721 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0,885 x P_d x r_c}{(fxE - 0,1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)
r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam
E = Faktor Pengelasan = 0,8
t = Tebal dinding minimal (in)
f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka
f = 12650 psi [Brownell, T.13-1]
C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = \frac{0,885 \times 7,57 \times 19,688}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 7,57} + \frac{1}{8}$$

t = 0,013 in + 0,125
t = 0,1380 in digunakan 3/16 in

Spesifikasi Condensor :

Bagian Shell :

Diameter condensor	=	3,250	ft
Tinggi shell	=	17,988	ft
Tebal shell	=	3/16	in
Tebal tutup	=	3/16	in

Bagian Tube :

OD	=	1,3125	in
BWG	=	18	
ID	=	1,500	in
Flow area per tube (a't)	=	1,5400	in^2
Surface per lin ft (a'')	=	0,3925	ft^2
disusun	=	Segitiga	
pitch	=	1	in
Panjang tube	=	20	ft
Jumlah tube	=	808	buah

Faktor Pengotor :

Rd ketentuan	=	0,001	jam ft^2 °F/Btu
Rd hitung	=	0,0164	jam ft^2 °F/Btu
Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA - 203 Grade C	
Jumlah condensor	=	1 buah	

29. STEAM JET EJECTOR (G-335)

Fungsi : Untuk memvakumkan evaporator
Type : Single Stage Steam Jet Ejector densitas udara 80 ° C
Dasar Pemilihan : Kondisi vacuum cukup besar

Kondisi Operasi :

T : 80 ºC = 176 ºF = 353,15 K

P vacuum : 47,36 kPa = 0,47 atm = 355,23 mmHg
= 13,986 inHg

(J M smith 7ed ; Steam Tabel App.F)

P steam : 4,5 atm = 66,15 psig

Perhitungan : (Ludwig ex.6-10 pg.371)

Tekanan masuk = 47,36 kPa

Uap yang masuk = 1196,977 (nerpan) kg/jam = 2639,335 lb/jam

(non - condensable gas)

Pemilihan Ukuran :

Ludwig fig. 6-26A pg. 373

Kebutuhan Steam = 70 lb steam /jam pda 90 psig

Ukuran Steam Jet Ejector = 2 inch S

Faktor Tekanan Steam :

Ludwig fig. 6-26B pg. 373

Pada Tekanan Steam (P steam) = 66,15 psig

didapat faktor tekanan steam (F) = 1,19

Jadi, Kebutuhan Steam sebenarnya = kebutuhan steam x F

= 83,3 lb/jam

Waktu Evakuasi :

Ludwig Table 6-14 pg.379 , pada P steam 14 inHg dan T 176 F maka

System Volume = 54,55 cuft/lb x 2639,335 lb/jam (uap masuk)

(V) = 143975,6993 cuft/jam

Ludwig Table 6-9 pg. 374

E = 1,9

Ludwig fig. 6 - 28A pg. 375

W'm = 70

$$W'm = \frac{E \times V}{t}$$ (Ludwig eq. 6-21 pg. 371)

$$70 = \frac{1,9 \times 1E+05}{t}$$

t = 3908 menit

untuk mengevakuasi volume dengan 2 inch S ejector

Spesifikasi :

Fungsi	:	Untuk memvakumkan evaporator
Type	:	Single Stage Steam Jet Ejector
Kapasitas	:	1196,977 kg/jam
Waktu Evakuasi	:	3908 menit
Panjang	:	2 inch
Jumlah	:	1 buah

30. HOTWELL (F - 336)

Fungsi : Untuk menampung kondensat dari barometic Condensor dan Steam Jet Ejector

Bentuk : Balok Terbuka

Kondisi Operasi :

T : 50 ^{o}C

P : 1 atm

Perhitungan :

Rate Massa : 5984,885584 kg/jam = 13196,67 lb/jam

rate volumetrik = $\frac{13196,67 \text{ lb/jam}}{60,7 \text{ lb/cuft}}$ = 217,55 cuft/jam

Waktu tinggal : $\frac{\text{volume tangki}}{\text{rate volumetrik}} = \frac{299,13 \text{ cuft}}{217,55 \text{ cuft/jam}}$ = 1,4 jam

ρ bahan (air) : 60,7 lb/cuft (Badger App 9 pg.733)

saat 50^{o}C : 971,65188 kg/m^{3} = 971,65 x 0,063 = 61,214 lb/cuft

Volume Bahan = 80% Volume Tangki

217,5515 = 80% Volume Tangki

Volume Tangki = 271,9393 cuft/jam

Safety Factor = 10%

Volume Tangki = 110% x 271,9393

= 299,13 cuft

Asumsi = P = 2 L

H = 1 L

Jadi,

Volum Tangki = P x L x H

Volum Tangki = 2 L x L x 1 L

299,1333 = 2 L^{3}

L = 5,3082 ft ≈ 5,3 ft

H = 5,3082 ft ≈ 5,3 ft

P = 10,616 ft ≈ 11 ft

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk menampung kondensat dari barometic Condensor dan Steam Jet Ejector
Bentuk : Balok Terbuka
Kapasitas : 5984,886 kg/jam
Ukuran Hot Well
Panjang : 5,3 ft
Lebar : 5,3 ft
Tinggi : 10,6 ft
Bahan Konstruksi : Beton
Jumlah : 1 buah

31. POMPA-7 (L-331)

Fungsi : Mengalirkan produk dari evaporator ke tangki penampung sementara
Type : Centrifugal Pump
Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	0,5921	7457,9340	2,15
MgCl2 (aq)	0,0011	13,3622	2,32
HCl (aq)	0,0019	23,5169	1,49
H2O (l)	0,4040	5088,7753	1,00
Ca(OH)2 (aq)	0,0009	11,9419	2,21
TOTAL	1,0000	12595,5304	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan :

ρ campuran = $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$ 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 91,600 lb/cuft

$$\text{sg baha} = \frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}} = \frac{91,60}{62,43} = 1,4672$$

μ berdasarkan sg bahan:
Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1
Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference 0,95 cp

$$\mu \text{ bahan} = \frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}} \times \mu \text{ reference} = \frac{1,47}{1} \times 0,95$$

= 1,3939 cp
= 0,0009 lb/ ft s

Bahan Masuk: 12595,53 kg/jam = 27773,1444 lb/jam

Rate Volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$

= 303,20 cuft/jam
= 5,0534 cuft/min
= 0,0842 cuft/s
= 37,804 gpm (dikali 7,481)

Perhitungan diameter pipa

Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :

Diameter Opt. = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$

(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)

dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik
= 303,20 cuft/jam
= 0,0842 cuft/s

ρ = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = 3,9 x $0,0842^{0,45}$ x $91,600^{0,130}$
= 2,3044 in

Dipilih pipa 3 , sch 40
OD = 3,5 in *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*
ID = 3,068 in = 0,26 ft = 0,08 m
A = 0,0513 ft^2

Cek :

Kecepatan linier (v) = qf/A
= 0,0842 / 0,0513
= 1,642 ft/s

$N_{Re} = \frac{D\,v\,\rho}{\mu} = \frac{0,26 \times 1,64 \times 91,600}{0,0009}$

= 41049,30 > 2100 (asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m (kekasaran)

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0140

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 10 ft

- 2 elbow 90° = 2 x 35 x 0,26 = 18 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,26 = 2 ft +

Panjang total pipa ; Le = 30 ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

$$= \frac{2 \times 0{,}014 \times 1{,}642^{\,2} \times 30}{32{,}2 \times 0{,}256}$$

$$= 0{,}2768 \ \frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

$$= \frac{0{,}5 \times 1{,}642^{\,2,0}}{2 \times 1 \times 32{,}20}$$

$$= 0{,}0209 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{\Delta v_2^{\,2} - \Delta v_1^{\,2}}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{1{,}64^{\,2} - 0^{\,2}}{2 \times 1 \times 32{,}2} = 0{,}0419 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$$F4 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}75 \times 2{,}6954}{2} = 1{,}0108 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5. Friksi karena gate valve

$$F5 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}17 \times 2{,}6954}{2} = 0{,}2291 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$$

$$= 0{,}28 + 0{,}0209 + 0{,}0419 + 1{,}0108 + 0{,}2291$$

$$= 1{,}5795 \ ft \,.\, lbf$$

lbm

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 30,551 ft

ρ bahan = 91,600 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H . g/gc

= 91,600 x 30,551 x 1

= 2798,5 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,800 lbf / ft^2

ΔP = P_2 - P_1

= 681,684 lbf / ft^2;

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{681,684 \ lbf/ft^2}{91,600 \ lbm/cuft} = 7,442 \ \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

Z_2 = 9,1812 ft

Z_1 = 4,146 ft

g/gc = 1,00 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$$\Delta Z \ \frac{g}{gc} = 5,04 \times \frac{32,200}{32,200} \ ft \ \frac{ft/dt^2}{ft.lb_m/dt^2.lb_f}$$

= 5,036 $\frac{ft \cdot Lbf}{lbm}$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{1,642^2}{2 \times 32,2 \times 1}$$

= 0,0419 $\frac{ft \cdot Lbf}{lbm}$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$$

7,442 + 5,036 + 0,0419 + 1,5795 = - Wf

- Wf = 14,0989 ft . lbf

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho \left(\frac{lbm}{}\right)}{550}$$

$$hp = \frac{14{,}099 \times 0{,}0842 \times 91{,}600}{550}$$

$$= 0{,}198 \text{ hp}$$

Kapasitas = 5,053 cuft/menit x 7,481 = 37,8042 gpm

Effisiensi pompa = 0,520 *(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)*

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0{,}198}{0{,}520} = 0{,}38 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 0,800 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\text{h motor}} = \frac{0{,}38}{0{,}80} = 0{,}48 \text{ hp}$$

Spesifikasi pompa :

Fungsi = Memindahkan produk dari Mixing Tank ke Evaporator
Jenis = Centrifugal pump
Kapasitas = 12595,53 kg/jam
Power Pompa = 0,20 hp
Effisiensi Pompa = 0,52
Effisiensi Motor = 0,80
Power Motor = 0,48 hp
Jumlah = 1 pompa
Bahan konstruksi = Galvanized Iron

32. TANGKI PENAMPUNG SEMENTARA -2 (F-332)

Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke Crystalizer
Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical,
Bahan : Carbon steel, SA - 283 Grade C

Kapasitas : 12595,53 Kg/Jam = 4198,510 Kg/Jam

Kondisi operasi :
Suhu operasi : 80 ^{o}C = 353,15 K
Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi
Waktu operasi : 1,25 jam (continue)

Dimensi Reaktor :

Dimensi Ratio, H/D ditetapkan H = 2 D

Bahan Masuk

Komponen	Berat (Kg/Jam)	Fraksi	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	7457,9340	0,5921	2,15
MgCl2 (aq)	13,3622	0,0011	2,32
HCl (aq)	23,5169	0,0019	1,49
H2O (l)	5088,7753	0,4040	1,00
Ca(OH)2 (aq)	11,9419	0,0009	2,21
TOTAL	12595,5304	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran : $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$ = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran : 91,5996 lb/cuft

a. Penentuan Volume Tangki :

Densitas Bahan = 91,5996 lb/cuft

Rate Bahan = 12595,53 Kg/jam = 27773,14 lb/jam

Volumetrik Bahan = $\frac{\text{Rate bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{27773,14}{91,5996}$ = 303,20 cuft/jam

Volume Bahan = 303,20 cuft/jam

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Bahan = 80% x Volume Tangki

303,20 = 80% x Volume Tangki

Volume Tangki = 379,00 cuft

V_s = $(\pi/4) \times Ds^2 \times Hs$

= $(\pi/4) \times 2 \times Ds^3$

= $1,57\ Ds^3$

$V_{tutup\ atas}$ = 0,000049 Ds^3 (Brownel hal 88)

$V_{tutup\ bawah}$ = $(\pi\ Ds^3)/24tg\alpha$ (Hesse hal 92)

= (3,14 x Ds^3) / 24 x tg x 30 °

= 0,227 Ds3

α diambil 30° sehingga ,

$V_t = V_s + V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$

379,00 = 1,57 Ds^3 + 0,000049 Ds^3 + 0,227 Ds^3

379,00 = 1,7967 Ds^3

Ds^3 = 210,9483

Ds = 5,95 ft = 6 ft = 71,43 in

Hs = 11,91 ft = 12 ft = 142,87 in

b. Tebal Shell

1. Menentukan Tinggi liquid dalam shell :

Volume liquid = V_s + $V_{tutup\ bawah}$

303,20 = $(\pi/4) \times h \times D_s^2$ + 0,227 Ds^3

303,20 = 0,79 x h x 35,44 + 0,23 x 210,95

h = 9,181 ft = 2,80 m

2. Menentukan Tekanan Design :

Jika didalam bejana terdapat liquid, maka :

P design = Po - Pi + P hidrostatis (Catatan PAIK)

P design = 14,7 - 14,7 + P hidrostatis

P design = P hidrostatis

P design = P hidrostatis

= ρ x g/gc x h liq

$= 91{,}600 \frac{lbm}{cuft} \times 1 \frac{lbf}{lbm} \times 9{,}181\ ft$

= 840,99 lbf/ft^2 = 5,8402 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x P design

= 110% x 5,8402

= 6,4242 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C

$f_{allowable}$ = 12650 *(Brownell & Young, T 13-1 hal 251)*

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las (E) = 0,8

ri = 0,5 x 71,43

= 35,72 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fE - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young, pers 13.1 hal 254)*

$$= \frac{6{,}4242 \times 35{,}7}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}60 \times 6{,}4242} + 0{,}125$$

= 0,1477 in

Diambil tebal shell 3/16 in

3. Menentukan Tebal Tutup Atas, Torispherical

Tutup atas berbentuk standart dished head

OD = ID + 2ts

= 71,434 + 2 x 0,19

= 71,809 in

rc = 35,905 in = 2,99 ft

Tinggi tutup (h) = rc-(⟦rc⟧^2-(D^2/4)^0,5 (Hesse, hal 4-14)

$$= 2{,}99 - \left(2{,}99^2 - \left(\frac{6}{4}\right)^2\right)^{0{,}5}$$

= 2,687 ft

Volume dishead = 1,1 x h 2 (3Rc - h)

= 1,1 x 2,6867 2 (8,98 - 2,6867)

= 49,94 cuft

Bentuk : Flanged and standart dished head

$$t = \frac{0{,}885 x P_d x r_c}{(fxE - 0{,}1xP_d)} + C$$

(Brownell & Young pers 13.12 hal 258)

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

r_c = Crown radius (in) = jari - jari dalam

E = Faktor Pengelasan = 0,8

t = Tebal dinding minimal (in)

f = stress allowable, bahan konstruksi carbon steel SA-283 grade C, maka

= 12650 psi [Brownell, T.13-1]

C = Faktor Korosi (in) (digunakan 1/8 in)

$$t = 0{,}885 \frac{x\ 6{,}424\ x\ 35{,}90}{12650 \times 0{,}80 - 0{,}1 \times 6{,}424} + \frac{1}{8}$$

= 0,02017 + 0,13

= 0,1452 in

Diambil tebal shell 3/16 in

4. Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ (Hesse, pers 4-17 hal 92)

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis = 30 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 30 \times (5{,}953 - 1)}{2}$$

$$= 1{,}4298 \text{ ft}$$

Volume = 0,262 h (D^2 + D.m m^2) (Hesse pers 4-18)

= 0,262 x 1,4298 (5,95 ^{2} + 5,95 x 1 x 1 ^{2})

= 0,262 x 1,4298 x 42,389

= 15,8790 cuft

Bentuk : Standart conical dished

$$t = \frac{P_d x D}{2\cos\alpha(fxE - 0{,}6xP_d)} + C$$ *(B & Y, Pers.6-154, hal.118)*

Dimana :

P_d = Tekanan desain (psi)

D = Diameter shell (in)

E = Faktor Pengelasan, (0.8)

t = Tebal dinding minimal (in)

$$t = \frac{6{,}42 \times 71{,}43}{2 \cos 30 (12650 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 6{,}42)} + \frac{1}{8}$$

= 0,1512 in

Diambil tebal head 3/16 in

C. Sistem Pengaduk

Jumlah Baffle = 4 buah

Jumlah Impeller (Pengaduk) antara 4 - 16 , tetapi umumnya 6 atau 8 (McCabbe 5ed pg. 243)

Dipilih pengaduk type flat blade turbine dengan jumlah blade 6

1. Penentuan Dimensi Pengaduk

Tinggi bahan total, = 9,181 ft = 110,17 in
Diameter dalam tangki, = 5,95 ft = 71,43 in

Ukuran pengaduk diambil dari *Mc. Cabe ed 5th, hal 243* :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$ $\frac{E}{D_a} = 1$

$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$ $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$

Keterangan :
D_a = Diameter impeller (pengaduk)
D_t = Diameter tangki
L = Panjang blade
W = Lebar blade
E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki
J = Lebar baffle

Diameter impeler (Da) = 1/3 Dt = 0,33 x 5,95
= 1,98 ft

Lebar blade (W) = 1/5 Da = 0,20 x 1,98
= 0,40 ft

Panjang blade (L) = 1/4 Da = 0,25 x 1,98
= 0,50 ft

Jarak impeller dari dasar (E) = 1/3 Dt = 0,33 x 5,95
= 1,98 ft

Lebar baffle (J) = 1/12 Dt = 0,08 x 5,95
= 0,50 ft

Tebal pengaduk = $\frac{1}{10}$ x 0,50 = 0,05 ft

2. Penentuan Jumlah Pengaduk

Tinggi bahan total, H_L = 9,181 ft
Diameter dalam tangki, D_t = 5,95 ft

sg = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$

= $\frac{91,600 \text{ lb/cuft}}{62,43 \text{ lb/cuft}}$

= 1,4672

Jumlah impeler = $\frac{\text{tinggi bahan}}{\text{diameter bejana}}$ x Sg

= $\frac{9,18}{5,95}$ x 1,4672

= 2,26

Jadi jumlah impeler sebanyak 3 buah

3. Penentuan Power Motor

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan x μ reference}}{\text{sg reference}}$

= $\frac{1,4672}{1}$ x 0,95

= 1,3939 cp = 0,001 lb/ft s

ρ campuran = 91,600 lb/cuft

Dari Joshi hal 415 didapat, kecepatan putaran pengadukan jenis turbin antara 200-250 m/min

Ditetapkan kecepatan pengaduk, (N) = 120 rpm = 2 rps

Putaran pengaduk, V = π x N x Da (Joshi; hal.415)

= π x 120 x (1,98 x 0,3048)

= 227,89 m/min (memenuhi)

Bilangan Reynolds (Nre) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu}$$

= $\frac{91,600 \times 1,98^2 \times 2,00}{0,0009}$

= 770119,339 (aliran turbulen)

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan :

Diperoleh nilai N_{re} > 10000, sehingga Np = K_T

K_T = Np = 6,3 [Ludwig, vol-1 T.5-1, hal 301]

P = $\frac{K_3 N^3 Da^5 \rho}{g_c}$ *(McCabe 5ed., tabel 9.2, hal.254)*

(McCabe 5ed., pers.9-24, hal.253)

= $\frac{6,30 \times 2,00^3 \times 1,98^5 \times 91,600}{32,20}$

= 4410,507 ft.lbf /s = 4410,507 / 550
= 8,02 Hp

(Joshi : 424)
Power Losses pada Gland 10 % Hp = 10% x 8,02
= 0,80 Hp
Diambil power = 1 Hp
Power input dengan gland losses = 8,02 + 0,80
= 8,8 Hp
Transmission sistem losses 20 % = 20% x 8,82
= 1,76 Hp
Power Total = 8,82 + 1,76 = 10,6 Hp
Karena jumlah pengaduk 3 buah, maka power = 3 x 10,6
= 31,76 Hp
Efisiensi motor = 85%

Sehingga power motor = $\frac{31,76}{0,85}$ = 37,36 Hp ≈ 37 Hp

Spesifikasi Tangki Penampung Sementara :

Nama alat : Tangki Penampung Sementara
Fungsi : Menampung produk sementara sebelum masuk ke Crystalizer
Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dishead dan tutup bawah berbentuk conical, dilengkapi dengan pengaduk
Bahan konstruksi : Carbon steel, SA - 283 Grade C
Kondisi operasi
Suhu operasi : 80 ^{o}C = 353,15 K
Tekanan operasi : 1 atm = 14,7 psi
Waktu operasi : 1 jam
Proses operasi : Continue
Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki sementara:

Tinggi bejana : 11,9 ft
Dameter dalam bejana : 5,95 ft
Tebal bejana : 3/16 in

Dimensi Tutup :

Tebal tutup atas	:	3/16	in
Tebal tutup bawah	:	3/16	in
Tinggi tutup atas	:	2,6867	ft
Tinggi tutup bawah	:	1,4298	ft

Pengaduk :

Jenis pengaduk	:	Tipe flat blade turbin dengan jumlah blade 6 buah
Jumlah impeller	:	3 buah
Diameter impeller	:	1,9843 ft
Lebar blade	:	0,397 ft
Panjang blade	:	0,496 ft
Jarak impeller dari dasar	:	1,984 ft
Lebar baffle	:	0,496 ft
Type poros	:	Commercial hot rolled steel
Putaran	:	120 rpm
Power motor	:	37,360 hp

33. POMPA-8 (L-333)

Fungsi : Memindahkan produk dari Tangki penampung sementara ke Crystallizer

Type : Centrifugal Pump

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	0,5921	7457,9340	2,15
MgCl2 (aq)	0,0011	13,3622	2,32
HCl (aq)	0,0019	23,5169	1,49
H2O (l)	0,4040	5088,7753	1,00
Ca(OH)2 (aq)	0,0009	11,9419	2,21
TOTAL	1,0000	12595,5304	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan :

ρ campuran = $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$

1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 91,5996 lb/cuft

sg baha = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{91,60}{}$

62,43
= 1,4672

μ berdasarkan sg bahan:
Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1
Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference 0,95 cp
μ bahan = sg bahan x μ reference
sg reference
= 1,47 x 0,95
1
= 1,3939 cp
= 0,0009 lb/ ft s
Bahan Masuk: 12595,5304 kg/jam = 27773,1444 lb/jam
Rate Volumetrik = rate massa
densitas
= 303,20 cuft/jam
= 5,0534 cuft/min
= 0,0842 cuft/s
= 37,804 gpm

Perhitungan diameter pipa
Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :
Diameter Opt. = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$
(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)
dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik
= 303,20 cuft/jam
= 0,0842 cuft/s
ρ = fluid density ; lb/cuft
Diameter Optimum = 3,9 x $0,0842^{0,45}$ x $91,600^{0,130}$
= 2,3044 in
Dipilih pipa 3 , sch 40 *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*
OD = 3,5 in
ID = 3,068 in = 0,256 ft = 0,078 m
A = 0,0513 ft^2
Cek :
Kecepatan linier (v) = qf/A
= 0,0842 / 0,0513
= 1,642 ft/s
N_{Re} = $\frac{D\ v\ \rho}{}$ = 0,256 x 1,64 x 91,600

μ 0,0009

= 41049,30 > 2100 (asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,013

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 10 ft

- 2 elbow 90° = 2 x 35 x 0,26 = 18 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,26 = 2 ft +

Panjang total pipa ; Le = 30 ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{2 \times 0,013 \times 1,64^{2} \times 30}{32,2 \times 0,26}$

$= 0,2571 \frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{0,5 \times 1,64^{2,0}}{2 \times 1 \times 32,20}$

$= 0,0209 \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$F_3 = \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{\Delta v_2^2 - \Delta v_1^2}{2 \times a \times gc}$

$= \frac{1,64^{2} - 0^{2}}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,0419 \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$F4 = \frac{K_f v_1^2}{2} = \frac{0,75 \times 2,6954}{2} = 1,0108 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

5. Friksi karena gate valve

$F5 = \frac{K_f v_1^2}{2} = \frac{0,17 \times 2,6954}{2} = 0,2291 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 0,26 + 0,0209 + 0,0419 + 1,0108 + 0,2291$

$= 1,5597 \ \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 9,181 ft

ρ bahan = 91,600 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H

= 91,600 x 9,181

= 840,99 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,800 lbf / ft^2

$\Delta P = P_2 - P_1$

= 1275,808 lbf / ft^2;

$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1275,808 \ lbf / ft^2}{91,600 \ lbm /cuft} = 13,928 \ \frac{ft\ .\ lbf}{lbm}$

Z_2 = 8,3537 ft

Z_1 = 9,181 ft

g/gc = 1,00 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$\Delta Z \ \frac{g}{gc} = 0,83 \times \frac{32,200}{32,200} \ \frac{ft/ft/dt^2}{_m/dt^2.lb_f}$

$= 0,827 \ \frac{ft\ .\ Lbf}{lbm}$

$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{1,64^2}{2 \times 32,2 \times 1}$

$= 0{,}0419 \ \frac{ft \cdot Lbf}{lbm}$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$$

$$13{,}928 + 0{,}827 + 0{,}0419 + 1{,}5597 = - Wf$$

$$- Wf = 16{,}3571 \ \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

$$hp = \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$hp = \frac{16{,}357 \times 0{,}0842 \times 91{,}600}{550}$$

$= 0{,}229$ hp

Kapasitas = 5,053 cuft/menit x 7,481 = 37,8042 gpm

Effisiensi pompa = 0,450 *(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)*

$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0{,}229}{0{,}450} = 0{,}51$ hp

Effisiensi motor = 0,800 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{h \text{ motor}} = \frac{0{,}51}{0{,}80} = 0{,}64$ hp

Spesifikasi pompa :

Fungsi	=	Memindahkan produk dari Mixing Tank ke Evaporator
Jenis	=	Centrifugal pump
Kapasitas	=	12595,53 kg/jam
Power Pompa	=	0,23 hp
Effisiensi Pompa	=	0,45
Effisiensi Motor	=	0,80
Power Motor	=	0,64 hp
Jumlah	=	1 pompa
Bahan konstruksi	=	Galvanized Iron

34. SWENSON WALKER CRYSTALLIZER (S-340)

Fungsi = Kristalisasi larutan Calcium Chloride dengan pendinginan

Type = Swenson-Walker Crytallizer

Dasar Pemilihar = Umum digunakan untuk kristalisasi dengan pendinginan

[Perry 7ed; T.2-1]

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (gr/cc)
CaCl2	7457,9340	0,5921	2,15
MgCl2	13,3622	0,0011	2,32
HCl	23,5169	0,0019	1,49
H_2O	5088,7753	0,40401	1,00
Ca(OH)2	11,9419	0,0009	2,21
Total	12595,5304	1,0000	

Perhitungan :

ρ campuran = $\frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62,43$ 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 91,5996 lb/cuft

sg baha = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{91,60}{62,43}$

= 1,4672

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}}$ x μ reference

= $\frac{1,467}{1}$ x 0,95

= 1,3939 cp

= 0,0009 lb/ ft s

Bahan Masuk: 12595,5304 kg/jam = 27773,1444 lb/jam

Rate Volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$

= 303,2017 cuft/jam

= 5,0534 cuft/min

= 0,0842 cuft/s

= 37,8042 gpm

Waktu Kristalisasi = 4 jam (time of passes)

Volume bahan = 303,2017 x 4 jam = 1212,8070 cuft

Direncanakan volume bahan mengisi 70% volume crystallizer maka volume :

$$\text{Volume Crystallizer} = \frac{1212,8070}{70\%}$$

= 1732,5814 cuft

Untuk kontinuitas proses, digunakan 2 buah crystallizer disusun paralel

Volume masing-masing crystallizer = 1732,5814 cuft

Perhitungan Dimensi Crystallizer :

Digunakan dimensi ratio m = L/D = 3 [Hugot : 697]

$$\text{Volume Crystallizer} = \frac{m \times D^3}{2} \times \left(1 + \pi/4\right)$$

$$1732,5814 = \frac{3,3 \times D^3}{2} \times \left(1 + \pi/4\right)$$

$$1732,5814 = 1,7 \times D^3 \times 1,785$$

D^3 = 582,9633

D = 8,3537 ft

L = 27,8179 ft

Luas Cooling area pada crystallizer

$$S = V \times \frac{(2 + 4m)}{m\,D}$$

$$= 1732,5814 \times \frac{15,320}{27,81792}$$

$= 954,17\ ft^2/ft^3$

Power pengaduk pada swenson-walker Crystallizer

Power yang digunakan adalah 16 HP tiap 1000 cuft bahan [Hugot : 694]

Volume bahan = 1212,8070

$$\text{Power Crystallizer} = \frac{1212,8070}{1000} \times 16$$

= 19,40491125 ≈ 19,405 HP

Spesifikasi :

Kapasitas	=	1732,5814	cuft
Diameter	=	8,3537	ft
Panjang	=	27,8179	ft

Luas Cooling Area = 954,17444 ft^2/ft^3
Power = 19,4 Hp
Jumlah = 2 buah (1 buah standby running)

35. CENTRIFUGE (H-350)

Fungsi = Memisahkan cake dan filtrat
Type = Disk Bowl Centrifuge
(automatic kontinyu discharge cake)
Dasar Pemilihar = Sesuai dengan jenis bahan, effisiensi tinggi

Rate = 12595,5304 Kg/Jam = 27768,358 lb/jam

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (gr/cc)
CaCl2	30,5687	0,0024	2,15
MgCl2	13,3622	0,0011	2,32
HCl	23,5169	0,0019	1,49
H_2O	5088,7753	0,40401	1
CaCl2.2H2O	7427,3653	0,58968	1,85
Ca(OH)2	11,9419	0,0009	2,2100
Total	12595,5304	1,0000	

[Perry 7ed; T.2-1]

Perhitungan :

ρ campuran = $\frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62,43$ 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 85,9882 lb/cuft

Volume liquida yang dipisahka = $\frac{27768,3581}{85,9882}$

= 322,9322 cuft/jam
= 2415,7009 gallon/jam

Direncanakan dipakai 2 buah centrifuge dan pemisahan dilakukan selama 8 jam

Kapasitas centrifuge = $\frac{2415,7009}{2 \times 8}$

= 150,9813 gallon/menit

Spesifikasi

Perry 7th ed, tabel 18-12, hal 18-112

Type = Disk Bowl Centrifuge
Kapasitas = 150,9813 gallon/menit
Bahan konstruksi = Carbon Stell

Jumlah	=	2	buah
Kecepatan putar	=	7500	rpm
Power motor	=	6	hp

36. POMPA -9 (L-351)

Fungsi : Memindahkan produk dari Centrifuge ke mixing tank

Type : Centrifugal Pump

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml) (Perry 7 ed. T. 2-1)
CaCl2 (aq)	0,0059	27,5118	2,15
MgCl2 (aq)	0,0026	12,0260	2,32
HCl (aq)	0,0046	21,1652	1,49
H2O (l)	0,9846	4579,8978	1,00
Ca(OH)2 (aq)	0,0023	10,7477	2,21
TOTAL	1,0000	4651,3485	

Perhitungan : 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$

ρ campuran = 62,895 lb/cuft

sg baha = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{62,90}{62,43}$

= 1,0075

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg. 808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig. 14 pg. 823 didapat μ reference = 0,95 cp

μ bahar = $\frac{\text{sg bahar}}{\text{sg reference}} \times \mu$ reference

= $\frac{1,01}{1} \times 0,95$

= 0,9571 cp

= 0,0006 lb/ ft s

Bahan Masuk: 4651,3485 kg/jam = 10256,2235 lb/jam

Rate Volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}}$

= 163,068 cuft/jam

= 2,7178 cuft/min

= 0,0453 cuft/s
= 20,33 gpm

Perhitungan diameter pipa

Diameter optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100, digunakan persamaan :

Diameter Opt. = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$

(Peters&Timmerhaus,4ed pg. 496 pers.15)

dengan : qf = fluid flow rate = Rate Volumetrik
= 163,07 cuft/jam
= 0,0453 cuft/s

ρ = fluid density ; lb/cuft

Diameter Optimum = 3,9 x $0,0453^{0,45}$ x $62,895^{0,130}$
= 1,6600 in

Dipilih pipa 3 , sch 40 *(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)*

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in = 0,26 ft = 0,078 m

A = 0,0513 ft^2

Cek :

Kecepatan linier (v) = qf/A
= 0,0453 / 0,0513
= 0,883 ft/s

$$N_{Re} = \frac{D\,v\,\rho}{\mu} = \frac{0,26 \times 0,883 \times 62,895}{0,0006}$$

= 22077,206 > 2100
(asumsi benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1. Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 15 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,013

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus = 50 ft

- 2 elbow 90° = 2 x 35 x 0,256 = 18 ft
- 1 gate valve = 1 x 9 x 0,256 = 2 ft +

Panjang total pipa ; Le = 70 ft

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$F_1 = \frac{2f \times v^2 \times Le}{gc \times D}$ (Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{2 \times 0{,}013 \times 0{,}883^{\,2} \times 70}{32{,}2 \times 0{,}256}$

$= 0{,}1728 \ \frac{ft^2\ lbf}{lbm\ s^2}$

2. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$F_2 = \frac{K \times v^2}{2 \times \alpha \times gc}$ → K = 0,5 A tangki > A pipa

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Peters&Timmerhaus, hal.484)

$= \frac{0{,}5 \times 0{,}883^{\,2,0}}{2 \times 1 \times 32{,}20}$

$= 0{,}0061 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa ke tangki

$F_3 = \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{\Delta v_2^{\,2} - \Delta v_1^{\,2}}{2 \times a \times gc}$

$= \frac{0{,}88^{\,2} - 0^{\,2}}{2 \times 1 \times 32{,}2} = 0{,}0121 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$

(V_1 <<<< V_2, maka V_1 dianggap = 0)

4. Friksi karena Elbow 90

$F4 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}750 \times 0{,}7797}{2} = 0{,}2924 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

5. Friksi karena gate valve

$F5 = \frac{K_f v_1^{\,2}}{2} = \frac{0{,}17 \times 0{,}7797}{2} = 0{,}0663 \ \frac{ft\ lbf}{lbm}$

$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$

$= 0{,}1728 + 0{,}0061 + 0{,}0121 + 0{,}2924 + 0{,}0663$

$= 0{,}5496 \ \frac{ft \,.\, lbf}{lbm}$

P_1 = P hidrostatis

Tinggi bahan = 9,181 ft

ρ bahan = 62,895 lb/cuft

P hidrostatis = ρ . H . g/gc

= 62,895 x 9,181 x 1

= 577,45 lb/ft^2

P_2 = 1 atm = 14,70 psi = 14,700 x 144

= 2116,8 lbf / ft^2

ΔP = P_2 - P_1

= 1539,3 lbf / ft^2;

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1539,35 \ lbf/ft^2}{62,895 \ lbm/cuft} = 24,475 \ \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

Z_2 = 0,17 ft

Z_1 = 0,0 ft

g/gc = 1,000 lbf/lbm

g percepatan gravitasi = 32,200 ft/dt^2

gc konstanta gravitasi = 32,200 ft/dt^2 x 1 lb_m/lb_f

$$\Delta Z \ \frac{g}{gc} = 0,17 \times \frac{32,200}{32,200} \ ft \ \frac{ft/dt^2}{ft.lb_m/dt^2.lb_f}$$

= 0,170 $\frac{ft \cdot Lbf}{lbm}$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times gc \times \alpha} = \frac{0,88 \ \ 2}{2 \ x \ 32,2 \ x \ 1}$$

= 0,0121 $\frac{ft \cdot Lbf}{lbm}$

Perhitungan daya pompa

Persamaan Bernoully :

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \times gc} + \Sigma F = - Wf$$

24,475 + 0,170 + 0,0121 + 0,5496 = - Wf

- Wf = 25,2066 $\frac{ft \cdot lbf}{lbm}$

$$hp = \frac{- Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$hp = \frac{25,207 \times 0,0453 \times 62,895}{}$$

550

= 0,131 hp

Kapasitas = 2,718 cuft/menit x 7,481 = 20,3319 gpm

Effisiensi pompa = 0,420 *(Peters&Timmerhaus fig. 14-36 pg.520)*

Bhp = $\frac{\text{hp}}{\eta \text{ pompa}}$ = $\frac{0,131}{0,420}$ = 0,31 hp

Effisiensi motor = 0,800 *(Peters fig 14-38 pg.520)*

Power motor = $\frac{\text{Bhp}}{\text{h motor}}$ = $\frac{0,31}{0,80}$ = 0,39 hp

Spesifikasi pompa :

Fungsi = Memindahkan produk dari centrifuge ke mixing tank

Jenis = Centrifugal pump
Kapasitas = 4651,349 kg/jam
Power Pompa = 0,13 hp
Effisiensi Pompa = 0,420
Effisiensi Motor = 0,800
Power Motor = 0,389 hp
Jumlah = 1 pompa
Bahan konstruksi = Galvanized Iron

37. SCREW CONVEYOR-3 (J-352)

Fungsi : mengirim kristal CaCl2 ke Rotary Dryer
Type : Plain spouts or chutes
Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk padatan dengan sistem tertutup

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2 (aq)	0,0004	3,0569	2,15
MgCl2 (aq)	0,0002	1,3362	2,32
HCl (aq)	0,0003	2,3517	1,49
H2O (l)	0,0707	508,8775	1,00
Ca(OH)2 (aq)	0,0002	1,1942	2,21
CaCl2.2H2O	0,9282	6684,6288	1,85
TOTAL	1,0000	7201,4453	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Perhitungan : $1/(\sum$▒(fraksi berat)/(ρ komponen))
ρ campuran = 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 108,9561 lb/cuft
Bahan Masuk: 7201,4453 kg/jam = 15879,1869 lb/jam

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{Rate Bahan}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{15879,19}{108,9561} = 145,74 \text{ cuft/jam}$$

$$= 2,4290 \text{ cuft/min}$$
$$= 0,0405 \text{ cuft/s}$$
$$= 18,171266 \text{ gpm}$$

Dari Badger, Tabel 16-6
Untuk ρ = 108,96 lb/cuft bahan termasuk kelas D maka
F = 4

$$\text{Power Motor} = \frac{C.L.W.F}{33000}$$ [Badger, pers 16-4]

Dengan : C = kapasitas ,Cuft/menit
L = panjang ,ft
W = densitas bal ,lb/cuft
F = faktor bahan

Asumsi panjang belt
L = 30 ft

$$\text{Power Motor} = \frac{C.L.W.F}{33000}$$

$$= \frac{2,4290 \times 30 \times 108,96 \times 4}{33000}$$

$$= 1,0 \text{ Hp}$$

Untuk power < 2 hp, maka dik [Badger : 713]
1,0 x 2 = 2 hp
Efisiensi motor = 80% maka;

$$\text{Power Motor} = \frac{1,92}{80\%}$$

$$= 2,4059 \text{ HP}$$

Dari Badger, fig 16-20 untuk kapasitas = 145,7393 cuft/jam

digunakan ukuran :

Diameter = 14 in

Kecepatan putaran = 45 rpm

Spesifikasi :

Kapasitas : 145,74 cuft/jam

Panjang : 30 ft

Diameter : 14 in

Kecepatan putaran : 45 rpm

Power : 2,4059 Hp

Jumlah : 1 buah

38. ROTARY DRYER (B-360)

Fungsi : Mengeringkan CaCl2 dengan bantuan udara panas

Dasar pemilihan : Sesuai untuk pengeringan padatan

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 120 °C

komponen	berat (kg)	fraksi berat	ρ (gr/ml)
CaCl2	3,0569	0,0004	2,15
MgCl2	1,3362	0,0002	2,32
HCl	2,3517	0,0003	1,49
H2O	508,8775	0,0707	1
Ca(OH)2	1,1942	0,0002	2,21
CaCl2.2H2O	6684,6288	0,9282	1,85
TOTAL	7201,4453	1,0000	

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43 \text{ gr/ml}$$

= 108,9560833

Kapasitas = 7201,4453 kg/jam = 15876,4503 lb/jam

Jumlah produk keluar = 6628,4262 kg/jam = 14613,1610 lb/jam

Besar air yang diuapkan = 508,8775 kg/jam = 1121,8816 lb/jam

Kebutuhan udara pemanas = 689239,307 kg/jam = 1519510,76 lb/jam

Diameter Rotary Dryer :

Diameter Rotary Dryer = 1 - 3 m (Ulrich, Tabel 4-10, Hal. 132)

Diambil D = 1 m = 3,28 ft = 39 in

Panjang Rotary Dryer :

L/D = 4 - 6 (Ulrich, Tabel 4-10, Hal. 132)

Diambil L/D = 6

L = 6 D

L = 6 x 1 = 6 m = 19,685 ft

Putaran Rotary Dryer :

Rotary dryer beroperasi pada peripheral speed : 60 - 75 ft/menit

N x D = 23 - 35 (Perry 7th ed.,hal.12-54)

Diambil N x D = 23

$$N = \frac{23}{3,28} = 7,0 \text{ rpm}$$

Time of Passage :

Penentuan time of passage adalah untuk mengetahui lama material dalam rotary dryer

$$\theta = \frac{0.23 \times L}{S \times N^{0.9} \times D} \pm 0,6 \frac{B \times L \times G}{F}$$ (Perry 7th ed.,hal.12-55)

Keterangan :

e = time of passage, menit

L = panjang rotary dryer, ft

G = rate flue gas, lb/j ft^2

F = rate feed, lb material kering/jam

B = konstanta (tergantung dari sifat material)

S = slope, ft/ft

Rotary dryer beroperasi dengan sistem counter-current, maka :

B = $5 (Dp)^{-0.5}$ (Perry 7th ed.,hal.12-55)

Diameter partikel = Dp = 0.125 - 0.5 in

Diambil : Dp = 0,5 in = 1,27 cm = 12700 µm

B = 5 x (12700)$^{-0.5}$ = 0,0444

Slope rotary dryer = S = 0 - 8 cm/m (Perry 7th ed.,hal.12-56)

Diambil : S = 3,00 cm/m = 0,1 ft/ft

Rate flue gas = G = 0,5 - 5 kg/s.m^2

Diambil : G = 5 kg/s.m^2 = 39690 lb/jam.ft^2

Maka : tg α = 0,10

α = 5,72

$$\theta = \frac{0.23 \times L}{S \times N^{0.9} \times D} + 0,6 \frac{B \times L \times G}{F}$$

$$= \frac{0,23 \times 19,6850}{0,10 \times 7^{0.9} \times 3,2808} + 0,6 \frac{0,0444 \times 19,7 \times 39690,00}{15876,4503}$$

= 2,4300 + 1,3100364

= 3,7400 mnt = 224,4015 detik

Power Penggerak :

$$BHP = \frac{N \times (4.75dw + 0.1925\ DW + 0.33W)}{100000}$$ (Perry 7th ed.,hal.12 - 60)

Keterangan :

BHP = Brake Horse Power yang dibutuhkan

d = diameter shell, ft

D = diameter riding ring = (d+2), ft

w = berat material, lb

W = berat total rotary dryer, lb

N = putaran rotary dryer, rpm

Perhitungan Tebal Shell Drum :

Rotary Drum memakai shell dari stainless steel 316 dengan stress allowable = 36000 psi (Perry 7ed, Tabel 28-11)

ρ = 108,9561 lb/cuft

Tekanan Vertikal Pada Tangki :

$$PB = \frac{r\rho_b\,(g/gc)}{2\,\mu'\,k'} \left(1 - e^{-2\mu'\,k'ZT/r} \right)$$ (Mc.Cabe, pers 26-24)

Keterangan :

P_B = Tekanan Vertikal pada dasar

ρ_B = Densitas bahan

μ' = Koefisien gesek (0,35-0,55) diambil 0,5

k' = ratio tekanan normal

(Mc.Cabe, pers 26-17)

$$k' = \frac{1 - \sin\alpha}{1 + \sin\alpha} = \frac{1 - \sin(30)}{1 + \sin(30)} = \frac{1 - 1}{1 + 1} = 0,3$$

Z_T = Tinggi total material dalam tangki, asumsi tinggi bahan 15% dari tinggi drum

15% x 3,28 = 0,5 ft (Ulrich, T.4-10, hal 132)

r = jari-jari tangki, ft ; r = D / 2 = 1,6404 ft

maka : $PB = \frac{(1,64).(121).(32/32.174)}{2.(0,45).(0,33)} [1-e^{-2(0,45)(0,33)(0.5)/1,64}]$

$PB = 594,8315 \text{ lb/ft}^2$

$= 4,1308 \text{ psi}$

Tekanan Lateral $P_L = k' P_B$

$= 1,3632 \text{ psi}$

P operasi $= P_B + P_L$

$= 4,1308 + 1,3632$

$= 5,4939 \text{ psi}$

Untuk faktor keamanan 10% digunakan tekanan

P operasi $= 1,1 \times 5,4939$

$= 7,0433 \text{ psi}$

Tebal Shell digunakan ASME Code

$t_{min} = \frac{P \times r}{fE - 0,6P} + C$ (Brownell,pers. 13-1,hal 254)

dengan :

t_{min} = tebal shell minim ; in

P = tekanan tangki ; psi

r = jari-jari tangki ; in (1/2 D)

C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)

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

f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316

f = 13700 psi (Perry 7ed, Tabel 28-11)

$t_{min} = \frac{P \times r}{fE - 0,6P} + C$

$= \frac{7,0433232 \times 19,7}{10960 - 4,23} + \frac{1}{8}$

$= \frac{138,6481}{10955,7740} + 0,1250$

$= 0,1377 \text{ in}$

digunakan t = 3/16 in

Sudut Rotary Dryer

Slope = 0,098

tan α = 0,098

Sudut = 5,72 °

Berat Total Rotary Dryer :

- Berat silinder :

$$Ws = \left(\frac{\pi}{4} D_2^2 - D_1^2 \right) \quad L \times \rho$$

Keterangan :

D_2 = diameter luar silinder shell

$$= 3{,}28 + \left(\frac{2 \times 0{,}25}{12} \right)$$

= 3,3225 ft

D_1 = diameter dalam silinder shell = 3,2808 ft

ρ = densitas steel = 489 lb/cuft (Perry 7th ed.,T. 2-118)

L = panjang rotary dryer = 19,685 ft

$$Ws = \left(\frac{\pi}{4} 3{,}3225^2 - 3{,}2808^2 \right) \times 19{,}7 \times 489$$

= 2079,0630 lb

- Berat isolasi :

$$Wt = \left(\frac{\pi}{4} D_3^2 - D_1^2 \right) L \times \rho$$

Keterangan :

D_3 = diameter luar isolasi

$$= 3{,}28 + \left(\frac{2 \times 0{,}25}{12} \right)$$

= 3,3225 ft

ρ = densitas isolasi

= 115 lb/cuft (bahan : Alumina) (Perry 6th ed.,hal.3-260)

$$Wt = \left(\frac{\pi}{4} 3{,}3225^2 - 3{,}2808^2 \right) \times 19{,}7 \times 115$$

= 488,9412 lb

- **Berat flight :**

Wf = n x L x h x t x ρ

Keterangan :

n = jumlah flight = 0,6D - D (Perry 7th ed.,hal.12 - 56)

diambil : n = 0,8 D

= 0,8 x 3,2808 = 2,6247 ≈ 3 buah

h = tinggi flight = 1/8D - 1/12D (Perry 3th ed.,hal.832)

diambil : h = 1/10 x 3,28 = 0,3281 ft

t = tebal flight = π D/12

$= \pi \frac{3,2808}{12} = 0,8585$ ft

Wf = 3 x 19,69 x 0,33 x 0,86 x 489

= 8133,639 lb

- **Berat material :**

W = rate feed x θ

= 15876,4503 x 3,74 menit x $\frac{1}{60}$

= 989,639 lb

- **Berat Gear :**

$Wg = \left(\frac{\pi}{4} b \quad D^2 - d^2 \right) \rho$

Keterangan :

b = lebar permukaan gear

= (2.38 Pc) + (0.25) (Hesse, tabel 15-6, hal.446)

Dimana Pc = circular = 1.75 - 2 in

Diambil Pc = 2 in

Jadi b = (2,38 x 2) + 0,25

= 5,01 in

d = diameter luar shell rotary dryer

= 3,3225 ft

ρ = densitas cast iron

= 450 lb/cuft (Perry 7th ed.,T. 2-118)

$Wg = \frac{\pi}{4} \times \frac{5,01}{12} \times \left(\frac{108}{12}^2 - 3,3225^2 \right) \times 450$

= 10317,9721 lb

- **Berat riding ring :**

$Wr = 2 \times \frac{\pi}{4} \times b (D^2 - d^2) \rho$

Keterangan :

b = 5,01 in

d = 3,3225 ft

D = diameter riding ring (Perry 7th ed., hal 12-60)

= d + 2 = 3,32 + 2 = 5,32 ft

$Wr = 2 \times \frac{\pi}{4} \times \frac{5,01}{12} \times \left(5,32^2 - 3,32^2 \right) \times 450$

= 5099,9310 lb

Jadi, berat total rotary dryer :

= 2079,0630 + 488,9412 + 8133,6387 + 989,6388 + 10317,9721 5099,9310

= 27109,185 lb

Power Penggerak (BHP) :

$$BHP = \frac{7{,}0104 \times \left(4{,}75 \times 3{,}32 \times 990 \right) + \left(0{,}19 \times 5{,}32 \times 27109{,}2 \right) + \left(0{,}33 \times 27109{,}18 \right)}{100000}$$

BHP = 3,6692 hp

Effisiensi motor = 80%

Power Motor = $\frac{3{,}6692}{0{,}80}$ = 4,5866 = 5 Hp

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mengeringkan CaCl2 dengan bantuan udara panas
Tipe	:	Single Shell Direct Rotary Dryer
Kapasitas	:	15876,4503 lb/jam
Ukuran	:	Diameter = 3,2808 ft
		Panjang = 19,6850 ft
		Slope = 0,0984 ft/ft
Putaran	:	7,0 rpm
Kecepatan udara	:	39690,00 lb/j ft^2
Kecepatan putaran	:	75 ft/menit
Time of passage	:	3,7400 menit
Jumlah flight	:	3 buah
Tinggi radial flight	:	0,3281 ft
Power	:	5 Hp
Jumlah	:	1 buah

39. BLOWER (G-361)

Fungsi	:	Memindahkan udara dari udara bebas ke air chamber
Tipe	:	Centrifugal Blower
Dasar Pemilihan	:	Sesuai dengan jenis bahan, effisiensi tinggi

Perhitungan :

Rate massa udara = 6223003,85 kg/jam
= 13721723,50 lb/jam

BM udara = 28,951 kg/kmol (Perry 7th Ed. : T.2-196)

ρ udara = 0,0808 lb/cuft

Dimana : P_2 = 20,0 psi

P_1 = 14,7 psi

Rate volumetrik udara (Q) =

$$= \frac{13721723,50 \text{ lb}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times \frac{1 \text{ cuft}}{0,0808 \text{ lb}}$$

= 2830388,5 cuft/menit

Power untuk menghembuskan udara :

HP = 0,000157 x Q x ΔP (Perry 6th ed., hal.6-22)

= 0,000157 x 2830388,5 x 5,30

= 2355,17 HP ≈ 2355 HP

Effisiensi = $\frac{\text{HP blower}}{\text{HP shaft}}$ (Perry 5th ed., pers.6-35)

Effisiensi blower = 40% - 70% (Perry 5th ed., hal.6-21)

Diambil = 70%

HP shaft = $\frac{2355,17}{0,7}$ = 3364,52 HP ≈ 3365 HP

Spesifikasi :

Fungsi : Memindahkan udara dari udara bebas ke air chamber
Tipe : Turbo blower
Kapasitas : 2830388,5 cuft/menit
HP shaft : 3365 hp
Power : 2355 hp
Bahan Konstruksi : Carbon Steel
Jumlah : 1 buah

40. AIR CHAMBER (E-362)

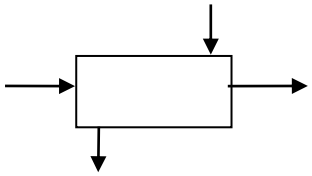
Fungsi : Memanaskan udara dari suhu 30°C menjadi suhu 120°C
Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Kondisi Operasi :
- P = 1 atm
- T = 120 °C
- Waktu operasi = Kontinyu

T_1 = 148 ^oC = 298,4 ^oF

t_1 = 30 ^oC = 86 ^oF



t_2 = 120 ^oC = 248 ^oF

T_2 = 148 ^oC = 298,4 ^oF

1 kkal/jam = 3,9683 Btu/jam

Perhitungan :

1. Heat balance

Q supply = 5607355,783 kkal/jam = 22251782 Btu/jam

W bahan masuk = 6223003,85 kg/jam = 24694870,65 Btu/jam (rate udara)

W steam masuk = 11069,1915 kg/jam = 43926,0942 Btu/jam

2. Penentuan ΔT_{LMTD}

hot fluid		cold fluid	diff.
298,4	higher temp.	248	50,4
298	lower temp.	86	212,4
0		162	162

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{50 - 212}{\ln 50 / 212} = 112,6189 \ ^oF$$

3. Tc dan tc

$$Tc = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{298 + 298}{2} = 298 \ ^oF$$

$$tc = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 248}{2}$$

= 167 ^{o}F

Penentuan Tube = 5 - 50

Koefisien perpindahan panas U_D = 35 $\frac{BTU}{ft^2\ F}$ Kern Table 8

Luas perpindahan panas A $= \frac{Q}{U_D \times \Delta T\ LMTD}$

$= \frac{22251782,0995}{35 \times 112,6189}$

= 5645,281 ft^2

= 524,464 m^2

Kern Tabel 10 pg. 843
Pemilihan Design Tube

OD = 1 in
BWG = 16
ID = 0,8700 in
Flow area per tube (a't) = 0,5940 in^2
Outside surface per lin ft (a") = 0,2618 ft^2
Pitch = Square in (Kern pg 841)
Pitch Size = 1 1/4 in
Asumsi Panjang Tube (L) = 15 ft = 4,6 m

Jumlah Tube $Nt = \frac{A}{a" \times L}$

$= \frac{5645,2815}{0,2618 \times 15}$

= 1437,556

Kern Table 9 pg 841

Phase = 2
ID Shell = 31 in
Jumlah Tube Standar = 398

Spesifikasi

Fungsi	:	Menaikkan suhu Udara dari suhu 30^{O}C ke suhu 120^{O}C sebelum memasuki Rotary Dryer
Type	:	Shell and tube heat exchanger
Panjang Tube	:	15 ft
Diameter Tube (ID)	:	0,87 in
Diameter Tube (OD)	:	1 in
Jumlah Tube Standar	:	398 buah
Flow area per tube	:	0,5940 in^2
Outside surface per lin ft	:	0,2618 ft^2
BWG	:	16
Pitch	:	Square in
Pitch Size	:	1,25 in
Phase	:	2
Diameter Shell	:	31 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel

41. SILO FUEL OIL (F-363)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar untuk air chamber

Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal

Bahan bakar yang digunakan adalah Petroleum Fuels Oil 33° API
(Tabel 27-6, perry ed 7)

Densitas fuel oil : 0,84 gr/cc
= 52,43948724 lb/cuft
= 7,010163094 lb/gal

Nilai heating value (NHV) = 138273 btu/gal
(perry ed 7, fig 27-3)

Maka, heating value bahan bakar = $\frac{138273 \text{ Btu/gal}}{7,010163094 \text{ lb/gal}}$
= 19724,64808 Btu/lb

Daya yang dibutuhkan = 100 Kw
= 360000 kj/jam

Efisiensi pembakaran 70 - 80 %, maka diambil efisiensi 80%

Asumsi bahan bakar yang digunakan 24 jam per minggu, maka :

Kebutuhan Daya = 360000 kj/jam x 24 jam x 52 minggu / 1 tahun

(Qt) = 449280000 kj/tahun

Kebutuhan bahan bakar = $\frac{Qt}{eff \times NHV}$

= 28471,99087 kg/tahun

= 28,47199087 m3/tahun

Kebutuhan selama 1 bular = 28471,99087 kg/tahun x $\frac{1 \text{ th}}{52 \text{ minggu}}$ x $\frac{4 \text{ minggu}}{1 \text{ bulan}}$

= 2190,153144 kg

Volume bahan bakar = $\frac{2190,153}{0,84}$ = 2607,325171 m3 = 92077,69 cuft

Penentuan dimensi silo:

Ditentukan :

α = sudut conis ; 60 °

D = diameter tangki ; ft

m = flat spot center ; 12 in

= 1 ft

asumsi = H = 1 D

Volume tangki = $1/4 \pi D^2 H$

92077,688 = 0,785 x 1,0 x D^3

D^3 = 117296,418

Ds = 48,951 ft = 587,412 in

Hs = 48,951 ft = 587,412 in

Tinggi feed dalam tangki :

rasio antara panjang : diameter berkitar 3-5 (Wallas, S.M., "Chemical Process Equitment Selection And Design", Rule of thumbs, halaman XVIII, bagian vessel

Dirancang rasio = 3

Volume tangki = $1/4 \pi D^2 H$

92077,688 = 1/4 x D^2 x 3 D

D = $\left(\frac{368310,754}{9,420}\right)^{½}$

D = 197,734 m

diameter = 0,5

panjang tangki = 1,5

Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

h = $\frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$ *(Hesse, hal 92)*

[Hesse, pers 4-17]

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis 60 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 60 \times (\ 48{,}951 - 1\ )}{2}$$

h = 41,5268 ft

Volume = 0,26 h (D^2 + D.m + m^2)

Conical = 0,3 x 41,5268 x 2446,1516

= 26614,1728 cuft

(Hesse pers 4-18)

Bentuk : Standart conical dished

Volume Silinder = Volume Tangki - Volume Conical

= 92077,688 - 26614,1728

= 65463,516 cuft

Volume silinder = 1/4 π D^2 H

65463,516 = 1881,017 x H

H = 34,802 ft

Tinggi Tangki = Tinggi silinder + Tinggi conical

= 34,802 + 41,5268

= 76,329 ft

Menentukan Tekanan Design :

Poperasi = 1 atm = 14,7 psi

Pd = Poperasi

= 14,7 psi

Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan

P design = 110% x 14,700

= 16,170 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*

$f_{allowable}$ = 12650

C = 0,125 in

Sambungan las dengan type double welded butt joint

Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 587,41
= 293,706 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :

$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0,6P} + C$ *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$$t = \frac{16,1700 \times 294}{((12650 \times 0,8) - 0,6 \times 16,1700)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,5947 in

Diambil tebal shell : 4/16 in

*Penentuan tebal head : (Brownell pg.118 eq. 6-154)

Jenis : Conical

Type las : Single welded butt joint tanpa backing up strip dengan effisiensi 70%

Tebal tutup :

$th = \frac{p \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0.6p)} + C$

$$= \frac{16,170 \times 587,412}{2 \cos (12650 \times 70\% - 0,6 \times 16,170)} + \frac{1}{8}$$

$= \frac{9498,5}{17691} + 0,125$

= 0,6619 in digunakan 4/16 in

Spesifikasi silo :

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk air chamber

Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal

Volume tangki : 92077,688 cuft

Diameter silinder : 48,951 ft

Tinggi silinder : 48,951 ft

Tebal shell : 4/16 in

Tinggi conical : 41,527 ft

Cone angle : 60 °

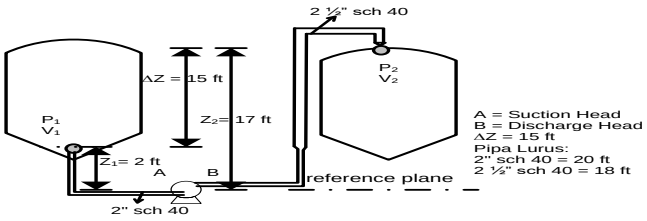
Tebal angle : 4/16 in

Jumlah : 1 buah

42. POMPA- 10 (L- 364)

Fungsi : Mengalirkan Fuel oil ke air chamber

Type : Centrifugal pump



Perhitungan : (Asumsi aliran turbulen)

Bahan masuk = 1876543,2900 kg/jam = 4137064,868 lb/jam

r Fuel Oil = 52,4 lb/cuft

rate volumetrik = $\frac{\text{rate massa}}{\text{densitas}} = \frac{4137064,8680 \text{ lb/jam}}{52,4395 \text{ lb/cuft}}$ = 78892 cuft/jam

= 1314,8695 cuft/menit = 21,914 cuft/dt = 9835,90 gpm

sg bahan = $\frac{\rho \text{ bahan}}{\rho \text{ reference}}$

= $\frac{52,439}{62,430}$ = 0,840

μ berdasarkan sg bahan:

Dari Kern T.6 pg.808 didapat sg reference = 1

Dari Kern fig.14 pg.823 didapat μ reference = 0,950 cp

μ bahan = $\frac{\text{sg bahan}}{\text{sg reference}}$ x μ reference

= $\frac{0,840}{1}$ x 0,950

= 0,7980 cp

= 0,000559 lb/ft s

Di optimum untuk turbulen, N_{re} > 2100 digunakan persamaan (15) Peters :

Diameter Optimum = $3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13}$ ***Peters, 4 ed , pers.15, hal.496***

dengan :

qf = fluid flow rate ; cuft/dt

r = fluis density ; lb/cuft

Diameter pipa optimum = $3.9 \times q_f^{0.45} \times r^{0.13}$

$= 3{,}9 \times 21{,}91^{0{,}45} \times 52{,}4^{0{,}1}$

$= 26{,}17877562$ in

Jadi untuk aliran dari tangki ke pipa dipilih pipa ukuran 3" sch 80

OD = 3,500 in ***(McCabbe 5ed App.5, hal.1087)***

ID = 2,900 in = 0,242 ft = 0,07366 m

A = $(\frac{1}{4}.p.ID^2)$ = 0,045846181 ft^2

kecepatan aliran , $V = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{area pipa}} = \frac{\text{cuft/mnt}}{ft^2} \times \frac{1}{60\ dt}$

$= \frac{1314{,}8695}{0{,}0458} \times \frac{1}{60\ dt}$

= 478,0003701 ft/dt

$Nre = \frac{D\ V\ r}{m} = \frac{0{,}242 \times 478 \times 52{,}4}{0{,}000559}$

= 10844678 > 2100

(asumsi turbulen benar)

Menentukan jumlah energi yang hilang :

1 Karena pipa lurus

Ditetapkan : panjang pipa lurus = 20 ft

Dari Geankoplis 5ed Fig. 2.10-3 hal 88, didapat data :

Dipilih bahan pipa Galvanized Iron = 0,00015 m

maka harga e/D = 0,002

f = 0,0140

2. Karena friksi (Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)

Taksiran panjang pipa lurus	=	20	ft				
- 3 elbow 90^0	=	3 x	35	x	0,242	=	25,4 ft
- 1 gate valve	=	1 x	9	x	0,242	=	2,2 ft
Panjang total pipa ; Le						=	47,6 ft

Friksi yang terjadi :

1 Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$F1 = \frac{2 f \times V^2 \times Le}{gc \times D} =$

$= \frac{2 \times 0{,}014 \times (478)^2 \times 47{,}6}{32{,}2 \times 0{,}242}$

$\frac{(ft/dt)^2 \times ft}{\left(\frac{ft.lbm}{\ }\right)_x ft}$

$$\left[\frac{}{dt^2 \cdot lb_f}\right] \times ft$$

$$= 81{,}783 \quad \frac{ft.\ lbf}{lbm}$$

2 Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$F_2 = \frac{Kc \times V^2}{2 \times a \times gc} \longrightarrow$$

K= 0,5 A tangki > A pipa
a = 1 , untuk aliran turbulen
(Peters 4^{ed} ,hal. 484)

$$= \frac{0{,}5 \times 478^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 4 \quad \frac{ft.\ lbf}{lb_m}$$

3. Friksi karena enlargement (ekspansi) dari pipa 2" sch 40 ke pipa 2 1/2 " sch 40

$$F_3 = \frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc} \longrightarrow$$

a = 1 untuk aliran turbulen
(Peters 4^{ed} ,hal. 484)

$$= \frac{478{,}000^2 - 0{,}000^2}{2 \times 1 \times 32{,}2}$$

$$= 7 \quad \frac{ft \cdot lb_f}{lb_m}$$

4 Friksi karena Elbow 90 *(Geankoplis T. 2.10-1 hal 93)*

$$F4 = \frac{K_f \ v_1^2}{2} = \frac{0{,}750 \times 478}{2} = 179 \quad \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

5 Friksi karena gate valve

$$F4 = \frac{K_f \ v_1^2}{2} = \frac{0{,}170 \times 478{,}0004}{2} = 41 \quad \frac{ft\ lbf}{lbm}$$

$$\Sigma F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$$

$$= 81{,}783 + 3{,}7112 + 7{,}422 + 179{,}25 + 41$$

$$= 312{,}7969 \quad \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

P_1 = P hydrostatis = r x H

Tinggi bahan = 41,5268 ft

r bahan = 52,4 lb / cuft

P hidrostatis = r x H x g/gc

= 52,4 x 41,5 x 1 = 2177,6 lb_f / ft^2

(1 atm = 14,7 x 144 lb_f / ft^2)

P_2 = 1 atm = 2116,8 lb_f / ft^2

$DP = P_2 - P_1 = 2116,8 - 2178$

$= 61 \quad lb_f / ft^2$

$$\frac{DP}{r} = \frac{60,843}{52,4} = 1,160 \quad \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

$Z_2 = 0,00 \quad ft$

$Z_1 = 48,9510 \quad ft$

$g/gc = 1 \quad lbf/lbm$

Karena DZ = 48,9510 ft maka :

$$DZ \quad \frac{g}{gc} = 48,95 \ ft \quad \frac{ft / dt^2}{ft.lbm/dt^2 \ lbf} = 48,951 \quad \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

(g = percepatan gravitasi = 32.2 ft/d ^{2})

(gc = konstanta gravitasi = 32.2 ft.d ^{15,5} x lbm/lbf)

$$\frac{\Delta V^2}{2 \times a \times gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \times a \times gc}$$

$$= \frac{478,000 - 0,000}{2 \times 1 \times 32,2}$$

$$= 7,42 \quad \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

Persamaan Bernoulli :

$$-Wf = \frac{\Delta P}{r} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \ a \ gc} + \Sigma F$$

$$= 1,160 + 49 + 7,422 + 312,80$$

$$= 370,331 \quad \frac{ft.lb_f}{lbm}$$

(Perry 6 ed ; pers. 6-11 ; hal. 6-5)

$$hp = \frac{-Wf \times \text{flowrate (cuft/s)} \times \rho}{550}$$

$$= \frac{370,331 \times 21,914 \times 52,439}{550}$$

$= 773,7785539 \quad hp$

Kapasitas = 1315 cuft/menit x 7,481 = 9837 gpm

Effisiensi pompa = 60% ***(Peters 4 ed ; fig. 14-37)***

$$\text{Bhp} = \frac{\text{hp}}{\text{h pompa}} = \frac{773,8}{60\%} = 1290 \text{ hp}$$

Effisiensi motor = 81% ***(Peters 4 ed ; fig. 14-38)***

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\text{h pompa}} = \frac{1289,6}{81\%} = 1592,1 \text{ hp}$$

Spesifikasi :

Fungsi	:	mengalirkan fuel oil ke air chamber	
Type	:	Centrifugal Pump	
Bahan konstruksi	:	Galvanized Iron	
Rate volumetrik	:	9836	gpm
Total Dynamic Head	:	370,33	ft.lbf/lbm
Efisiensi Pompa	:	60%	
Effisiensi motor	:	81%	
Bhp	:	1289,63	hp
Power Motor	:	1592,1	hp
Jumlah	:	1 buah	

43. CYCLONE (H-363)

Fungsi : Untuk memisahkan padatan yang terikut udara
Tipe : Cyclone separator
Dasar pemilihan : Efektif dan sesuai dengan jenis bahan

Perhitungan :

Rate Udara = 689239,3069 kg/jam
= 1519772,672 lb/jam
BM Udara = 28,9510 kg/kmol
ρ = 0,0808 lb/cuft

BM Udara	28,9510	kg/kmol
ρ	0,0808	lb/cuft

(Perry 7th Ed. : T.2-196)

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{1519772,672}{0,081 \times 3600}$$

= 5224,741 cuft/detik

Bahan Masuk : (Perry 7 Ed. T. 2-1)

Komponen	Berat (kg/jam)	fraksi berat	ρ (gr/ml)	fraksi/ρ
CaCl2	0,0306	0,0001	2,15	0,000025
MgCl2	0,0134	0,0000	2,32	0,000010
HCl	2,3282	0,0041	1,49	0,002727
H2O	503,7888	0,8792	1,00	0,879183
Ca(OH)2	0,0119	0,0000	2,21	0,000009

CaCl2.2H2O	66,8463	0,1167	1,85	0,063057
Total	573,0191	1,0000		0,945012

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62{,}43$$

= 1,0582 gr/ml x 62,43 $\frac{\text{lb/cuft}}{\text{gr/ml}}$

= 66,0627 lb/cuft

Rate massa = 573,0191 kg/jam = 1263,5071 lb/jam

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{\text{Rate massa}}{\text{Densitas}}$$

= 19,13 cuft/jam

= 0,0053 cuft/detik

Total Rate Volumetrik = 5224,741 + 0,0053

= 5224,746 ft^3/dt

Time of Passes = 2 detik (Asumsi)

Volume Bahan = 5224,7 x 2 detik

= 10449,5 cuft

Volume Cyclone = 20% lebih besar volume bahan

= 12539,391 cuft

Tinggi = 4 m (Ulrich, Tabel 4-32)

= 13 ft

Volume cyclone = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

12539,391 cuft = $1/4\ \pi\ (D)^2\ H$

12539,391 cuft = 0,785 x D^2 x 13

D = 34,888 ft

= 11,3829 m = 418,6606 in

Dc	=	418,6606	in	
Bc	= 1/4 Dc =	104,6652	in	(Perry 7ed, 17-27)
De	= 1/2 Dc =	209,3303	in	(Perry 7ed, 17-27)
Hc	= 1/2 Dc =	209,3303	in	(Perry 7ed, 17-27)
Lc	= 2 Dc =	837,321	in	(Perry 7ed, 17-27)
Sc	= 1/8 Dc =	52,3326	in	(Perry 7ed, 17-27)
Zc	= 2 Dc =	837,321	in	(Perry 7ed, 17-27)
Jc	= 1/4 Dc =	104,6652	in	(Perry 7ed, 17-27)

Area Cyclone = 0,25 π D^2

= 955,5016 ft^2

Kecepatan Bahan , Vc = $\frac{5224,746}{955,5016}$

= 5,4681 ft/dt

= 1,6667 m/dt

$$Dpc = \left(\frac{9 \mu Bc}{\pi Ns Vc (\rho_s - \rho)} \right)^{0,5}$$ (Perry 7ed, 17-28)

Keterangan :

Dpc = ukuran partikel yang bisa lolos dari ayakan

Dp = ukuran partikel yang diijinkan lolos

Bc = besar inlet dust, ft

Ns = jumlah belokan yang dilalui udara

Vc = kecepatan gas masuk cyclone, ft/dt

ρs = densitas bahan, lb/cuft

ρ = densitas gas, lb/cuft

μ = viskositas gas, lb/ft dt

μ udara = 0,0210 cP = 0,000014 lb/ft dt

Ns = 0,2 (Perry 7ed, 17-30)

$$Dpc = \left(\frac{9 \mu Bc}{\pi Ns Vc (\rho_s - \rho)} \right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{9 \text{ x } 0,000014 \text{ x } 104,6652}{3,14 \text{ x } 0,2 \text{ x } 5,4681 \text{ x } 65,9819} \right)^{0,5}$$

Dpc = 0,0077 ft

Perencanaan tebal shell dan tutup :

Bahan konstruksi dipilih Carbon Steel SA-283 grade C

$f_{allowable}$ = 12650 psi (Brownell, T.13-1, hal.251)

faktor korosi : C = 1 / 8 = 0,125

Dipakai sambungan las double welded but joint, 80 %

Tekanan design = 1 atm = 14,7

Tebal shell cilindrical shell :

$$t_s = \frac{P \text{ x } r}{f E - 0.6 P} + C$$ (Brownell, T.13-1, hal.254)

$$t_s = \frac{14,7 \text{ x } 209,330}{12650 \text{ x } 0,8 - 0,6 \text{ x } 14,7} + \frac{1}{8}$$

= 0,4293 in

Dipilih t = 3/16 in

Tebal tutup atas :

Karena cyclone pada kondisi atmospheric
maka tebal tutup = 0,25 in

Tebal tutup bawah : (Brownell, Pers.6-154, hal.118)

Tebal conical = $\frac{P \times d}{2 \cos \alpha (f E - 0.6 P)}$

dengan α = 0,5 x sudut conis = 60 / 2 = 30 ^{o}

$$tc = \frac{14,7 \times 418,6606}{2 \times \cos 30^{o} \times (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 14,7)}$$

= 0,3514 in

Dipilih t = 3/16 in

Spesifikasi :

Fungsi : Untuk memisahkan padatan yang terikut udara
Tipe : Cyclone Separator
Kapasitas : 1521036,179 lb/jam

Ukuran	: Bc	=	104,6652	in	; Lc	=	837,3213	in
	Dc	=	418,6606	in	; Sc	=	52,3326	in
	De	=	209,3303	in	; Zc	=	837,3213	in
	Hc	=	209,3303	in	; Jc	=	104,6652	in

Tebal shell : 3/16 in
Tebal tutup atas : 4/16 in
Tebal tutup bawah : 3/16 in
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah : 1 buah

44. COOLING CONVEYOR (J-370)

Fungsi : Mendinginkan bahan sampai dengan 30˚C
Tipe : Plain spout of chutes.
Dasar Pemilihan
Perhitungan :
Bahan Masuk : (Perry 7 Ed. T. 2-1)

Komponen	Berat (kg/jam)	fraksi berat	ρ (gr/ml)	fraksi/ρ
CaCl2.2H2O	6683,9603	0,9984	1,85	0,53968
CaCl2	3,0566	0,0005	2,15	0,00021
MgCl2	1,3361	0,0002	2,32	0,00009
Ca(OH)2	1,1941	0,000178	2,21	0,000081
H2O	5,0888	0,0008	1	0,00076
HCl	0,0235	0,0000	1,49	0,00000

Total	6694,6593	1,0000		0,54082

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho \text{ komponen}}} \times 62,43$$

$$= \frac{1}{0,54082} \text{ x } 62,43$$

= 1,8491 x 62,43
= 115,43619 lb/cuft

Rate massa = 6694,6593 kg/jam = 14761,7238 lb/jam
Rate volumetrik = 127,8778 cuft/jam
= 2,1313 cuft/menit
= 15,9442 gpm

(Badger, Tabel 16-6)

Untuk densitas 115,43619 lb/cuft, bahan termasuk kelas D dengan F = 4

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

Dengan : C = kapasitas ; cuft/menit
L = panjang ; ft
W = densitas bahan ; lb/cuft
F = faktor bahan

Asumsi panjang cooling, L = 50 ft

Power Motor = $\frac{C.L.W.F}{33000} = \frac{2,1313 \text{ x } 50 \text{ x } 115,436 \text{ x } 4}{33000}$

= 1,4911 hp ≈ 1,5 hp

Untuk power < 2 hp, maka dikalikan 1,5. [Badger : 713]

1,5 x 1,5 = 2,24 hp

Efisiensi motor = 80% maka;

Power Motor = $\frac{2,237}{0,8}$ = 2,796 hp ≈ 3 hp

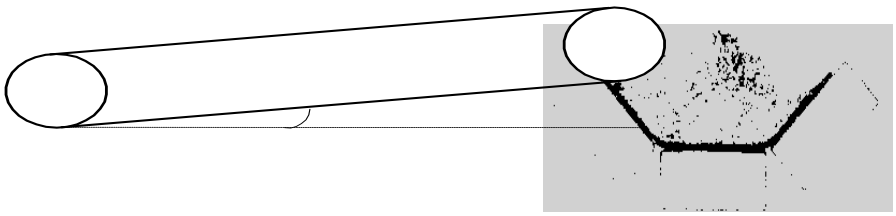
Dari Badger, fig 16-20 untuk kapasitas 127,8778 cuft/jam
digunakan ukuran :
Diameter = 14 in
Kecepatan putaran = 45 rpm

Spesifikasi :

Fungsi	:	Mendinginkan produk sampai dengan 30˚C
Tipe	:	Plain spout of chutes.
Kapasitas	:	127,8778 cuft/jam
Panjang	:	50 ft
Diameter	:	14 in
Kecepatan putaran	:	45 rpm
Power	:	3 hp
Jumlah	:	1 buah

45. BELT CONVEYOR - 2 (J-371)

Fungsi	:	Memindahkan bahan dari Cooling conveyor ke Bucket Elevator-3
Type	:	Troughed belt on 45 o idlers with rolls of equal leght
Dasar pemilihan	:	dipilih conveyor jenis belt sesuai dengan bahan



Perhitungan :

Rate massa = 6694,6593 kg/jam = 6,694659342 ton/jam ~ 6,7 ton/jam

Dengan kapasitas 0.4 ton/jam, dari ***Perry 7^{ed}, Tabel 21-7 dan figur 21-4*** dipilih belt conveyor dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas maksimum = 32 ton/jam

hp tiap 10 ft (linier-ft) = 0,34

Asumsi = jarak belt convey = 8 ft

tinggi belt convey = 4 ft

Slope = α

tg α = $\frac{4}{8}$ maka sudut belt conveyor ; α = 27 ^{o}

Panjang belt = $\sqrt{8^2 + 4^2}$ = 8,9443 ft ≈ 9 ft

Perhitungan power :

hp/10 ft, lift = 0.34 hp/ft

hp = $\frac{8,94427}{10}$ x 0,34 = 1 hp

Penambahan power untuk tripper = 2 hp

Power total = 3

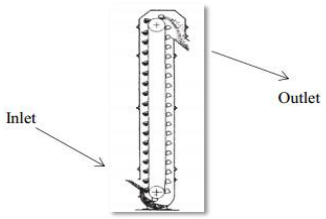
Spesifikasi :

Fungsi	:	memindahkan bahan dari cooling conveyor ke bucket elevator-3
Type	:	Troughed belt on 45 ^{o} idlers with rolls of equal leght
Kapasitas maksimum	:	32 ton/jam
Belt	:	Width : 14 in
		Trough width : 9 in
		Skirt seal : 2 in
Belt speed	:	(6,7 / 32) x 100 ft/mnt
		= 20,92081 ft/mnt
Panjang	:	9 ft
Sudut elevasi	:	27 ^{o}
Power	:	3 hp
Jumlah	:	1 buah

46. BUCKET ELEVATOR-3 (J-371)

Fungsi : Memindahkan CaCl2 dari Cooling conveyor ke silo produk

Tipe : *Continous bucket elevator*



Kondisi Operasi :

T = 30 ˚C

P = 1 atm

Komponen	Berat (kg/jam)	fraksi berat	ρ (gr/ml)	fraksi/ρ
CaCl2.2H2O	6683,9603	0,9984	1,85	0,53968
CaCl2	3,0566	0,0005	2,15	0,00021
MgCl2	1,3361	0,0002	2,32	0,00009
Ca(OH)2	1,1941	0,0002	2,21	0,00008
H2O	5,0888	0,0008	1	0,00076
Total	6694,6358	1,0000		0,54082

Perhitungan :

Rate massa = 6694,6593 kg/jam = 6,6947 ton/jam

ρ bahan = 115,4362 lb/cuft

Dari Perry 7 Ed. T 21-9 dipilih bucket elevator dengan spesifikasi :

Tinggi Bucket	=	10	ft
Putaran head shaft (kepala poros)	=	28	rpm
Kapasitas maksimum	=	35	ton/jam
Bucket linear speed	=	150	ft/min

Sehingga, untuk kapasitas 6,6947 ton/jam, maka :

Kecepatan bucket elevator = $\frac{6,6947}{35}$ x 150 ft/min

= 28,6914 ft/min

Power pada head shaft = 1,8 hp

Power tambahan = 0,06 hp tiap ft

= 0,06 x 10

= 0,606418084 hp

Power total = 1,8 + 0,606418084

= 2,41 hp

Ukuran bucket = lebar x Proyeksi x kedalaman

= 8" x 5,5" x 7,75"

Bucket spacing = 8 in

Efisiensi motor = 80%

Maka, motor penggerak yang digunaka = $\frac{2,4064}{80\%}$ = 3,01 hp

Spesifikasi :

Fungsi = Memindahkan CaCl2 dari Cooling conveyor

Kapasitas = 6,6947 ton/jam

Bucket = Tinggi bucket = 10,107 ft

= Kecepatan bucket = 28,6914 ft/min

= Bucket spacing = 8 in

= Ukuran bucket = 8" x 5,5" x 7,75"

= Putaran head shaft = 28 rpm

Power = 3,0 hp

Jumlah = 1 buah

47. SILO PRODUK (F-380)

Fungsi : Menampung sementara produk , untuk kemudian diangkut ke packing

Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal

Bahan Masuk :

Komponen	% berat	Berat (kg/jam)	ρ (gr/ml)
CaCl2.2H2O	0,9984	6683,9603	1,85
CaCl2	0,0005	3,0566	2,15
MgCl2	0,0002	1,3361	2,32
HCl	0,0000	0,0235	1,49
H2O	0,0008	5,0888	1,00
Ca(OH)2	0,0002	1,1941	2,21
TOTAL	1,0000	6694,6593	

(Perry 7 ed. T. 2-1)

Waktu tinggal : Volume tangki / Rate volumetrik

= 159,622 / 15,9217

= 10 jam

Perhitungan :

ρ campuran = $1/(\sum(\text{fraksi berat})/(\rho \text{ komponen}))$ 1 gr/ml = 62,43 lb/cuft

ρ campuran = 115,5992 lb/cuft

Bahan Masuk: = 6694,6593 kg/jam = 14761,7238 lb/jam

Rate Volumetril = rate massa / densitas

= 127,6975 cuft/jam

= 2,1283 cuft/min

= 0,0355 cuft/s

= 15,922 gpm

Volume Bahan = 127,70 cuft

Volume bahan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

Volume Tangki = 127,697 / 0,8 = 159,622 cuft

Penentuan dimensi silo:

Ditentukan :

α = sudut conis ; 60 °

D = diameter tangki ; ft

m = flat spot center ; 12 in

= 1 ft

asumsi = H = 1 D

Volume tangki = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

159,622 = 0,785 x 1,0 x D^3

D^3 = 203,340

Ds = 5,880 ft = 70,565 in

Hs = 5,880 ft = 70,565 in

Tinggi feed dalam tangki :

volume feed = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

127,697 = 0,785 x 1,0 x D^3

D^3 = 162,672

D = 5,459 ft = 65,507 in

H = 5,459 ft = 65,507 in

Menentukan Tebal Tutup bawah, Conical

$$h = \frac{tg\alpha \times (D - m)}{2}$$ *(Hesse, hal 92)* [Hesse, pers 4-17]

Dimana :

D : Diameter bejana (ft)

tgα : Sudut conis 60 °

m : 12" = 1 ft *(Hesse, hal 85)*

$$h = \frac{tg\ 60 \times (5,880 - 1)}{2}$$

h = 4,2266 ft

Volume Conical = $0,26\ h\ (D^2 + D.m + m^2)$

= 0,262 x 4,2266 x 41,4596

= 45,9107 cuft

(Hesse pers 4-18)

Bentuk : Standart conical dished

Volume Silinder = Volume Tangki - Volume Conical

= 159,622 - 45,9107

= 113,711 cuft

Volume silinder = $1/4\ \pi\ D^2\ H$

113,711 = 27,145 x H

H = 4,189 ft

Tinggi Tangki = Tinggi silinder + Tinggi conical

= 4,189 + 4,2266
= 8,416 ft

Menentukan Tekanan Design :
Poperasi = 1 atm = 14,7 psi
Pd = Poperasi
= 14,7 psi
Asumsi P design 10% lebih besar untuk faktor keamanan
P design = 110% x 14,700
= 16,170 psi

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Carbon Steel dengan spesifikasi SA 283 grade C *(Brownell, T 13-1)*
$f_{allowable}$ = 12650
C = 0,125 in
Sambungan las dengan type double welded butt joint
Efisiensi las, E = 0,8

ri = 0,5 x 70,56
= 35,282 in

Rumus tebal shell yang digunakan adalah :
$t_{min} = \frac{P \times ri}{fe - 0{,}6P} + C$ *(Brownell & Young pers 13.1 hal 254)*

$$t = \frac{16{,}1700 \times 35}{((12650 \times 0{,}8) - 0{,}6 \times 16{,}1700)} + \frac{1}{8}$$

t = 0,1814 in
Diambil tebal shell : 4/16 in

*Penentuan tebal head : (Brownell pg.118 eq. 6-154)
Jenis : Conical
Type las : Single welded butt joint tanpa backing up strip dengan effisiensi 70%
Tebal tutup :
$th = \frac{p \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0.6p)} + C$
$= \frac{16{,}170 \times 70{,}565}{} + \frac{1}{}$

$$2\cos\left(\frac{12650 \times 70\% - 0{,}6 \times 16{,}170}{17691}\right) + 0{,}125 = 0{,}1895 \text{ in}$$

digunakan 4/16 in

Spesifikasi silo :

Fungsi : Menampung sementara produk , untuk kemudian diangkut ke packing
Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk konical dengan posisi vertikal

Kapasitas	:	6694,659	kg/jam
Diameter silinder	:	5,880	ft
Tinggi silinder	:	5,880	ft
Tebal shell	:	4/16	in
Tinggi conical	:	4,227	ft
Cone angle	:	60	°
Tebal angle	:	4/16	in
Jumlah	:	1 buah	

APPENDIX D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi CaCl2	=	55.000,0000	ton/tahun			
	=	6.944,4444	kg/jam			
Basis Bahan Baku Residual oil	=	1	ton/jam	=	1000	kg/jam
Waktu Operasi	=	1 tahun	330	hari		
		1 hari	24	jam		

Dengan Bahan Baku :

CaCO3 = 6597,2222 kg/jam

Menghasilkan Produk

CaCl2 = 6.944,4444 kg/jam

Faktor-Faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :

1. Laju pengembalian modal *(Rate of Return)*
2. Lama pengembalian modal *(Pay Back Periode)*
3. Titik impas *(Break Event Point)*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran modal industri *(Total Capital Investment)* yang terdiri atas :
   a. Modal Tetap *(Fixed Capital Investment)*
   b. Modal Kerja *(Working Capital Investment)*
2. Penentuan biaya produksi total *(Production Cost)* yang terdiri atas :
   a. Biaya Pembuatan *(Manufacturing Cost)*
   b. Biaya Pengeluaran Umum *(General Expences)*
   c. Total Pendapatan

1. HARGA PERALATAN

Harga peralatan berubah menurut waktu resmi sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$Cp = \frac{Ip}{Io} \times Co$$

Dimana :
Cp = Harga alat pada tahun 2022
Co = Harga alat pada tahun data 2014
Ip = Cost Index pada tahun 2022
Io = Cost Index pada tahun data 2014

Perhitungan peralatan didasarkan pada Cost Equipment sedangkan Cost Indeks didasarkan pada Peters and Timmerhauss " Plant Design and Economic for Chemical Engineering ". Perhitungan

Engineering Plant Cost Index (CEPCI), Chemical tabel D-1.

Tabel D.1. Indeks Harga Peralatan

Tahun	Indeks
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	562,1
2018	603,1
2019	575,3

Sumber : CEPCI Tahun 2019 Annual Index

Dengan metode least square dan data-data pada tabel di atas dilakukan pendekatan atau penafsiran indeks harga peralatan pada awal tahun dimana data-data :

Keterangan :

Y = Indeks harga peralatan pada tahun ke-n

X = Tahun ke-n

n	X	Y	X^2	Y^2	XY
1	2009	521,9	4036081	272380	1048497,1
2	2010	550,8	4040100	303381	1107108
3	2011	585,7	4044121	343044	1177842,7
4	2012	584,6	4048144	341757	1176215,2
5	2013	567,3	4052169	321829	1141974,9
6	2014	576,1	4056196	331891	1160265,4
7	2015	556,8	4060225	310026	1121952
8	2016	541,7	4064256	293439	1092067,2
9	2017	562,1	4068289	315956	1133755,7
10	2018	603,1	4072324	363730	1217055,8
11	2019	575,3	4076361	330970	1161530,7
∑	**22154**	**6.225,40**	**44618266**	**3528404**	**12538265**

Jumlah Data (n) = 11

Persamaan 17-21, Peters and Timmerhauss dengan metode Least Square :

$$\sum(\bar{x}-x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \quad = \quad 110{,}0000$$

$$\sum(\bar{y}-y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} \quad = \quad 5.166{,}8073$$

Persamaan 20, Peters and Timmerhauss :

$$\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y)=\sum xy-\frac{\sum x\sum y}{n} \quad = \quad 309{,}1000$$

$$b=\frac{\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y)}{\sum(\bar{x}-x)^2} \quad = \quad 2{,}8100$$

Rata-rata y = ∑y / n = a = 565,9455
Rata-rata x = ∑x / n = c = 2014

y = a + b (x-c)
= 565,9455 + 2,8100 (x 2014)
= 565,9455 + 2,8100 x 5659,3400
= -5093,3945 + 2,8100 x

Dari persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2022 sebesar :
y = -5093,3945 + 2,8100 x 2022
= 588,4255

Kurs dollar pada tahu 2022
$1 = Rp 14.364,5 (April 2022)

Dari **Peters and Timmerhauss 4ed Page 164 :**

Contoh perhitungan harga peralatan :
Harga belt conveyor tahun 2014 US $ = $ 2.600 **(www.alibaba.com)**
Indeks harga tahun 2014 = 576,1000
Indeks harga tahun 2022 = 588,4255

$$\text{Harga alat pada tahun 2022} = \frac{588{,}4255}{576{,}1000} \times \$\ 2.600$$

= $ 2.655,6261
= Rp 38.146.741

Tabel D.2 Hasil Perhitungan Harga Peralatan Proses

No	Kode	Nama Alat	Harga per unit (US$)		Jumlah	Harga Total
			2014	2022		US $
1	F-110	Gudang CaCO3	2600	2656	1	2656
2	J-111	Belt conveyor-1	2000	2043	1	2043
3	C-112	Ball mill	15000	15321	1	15321
4	J-113	Screw Conveyor-1	12000	12257	1	12257

5	J-114	Bucket elevator-1	5000	5107	1	5107
6	F-115	Hopper CaCO3	2000	2043	1	2043
7	F-116	Tangki Penampung Sementara -1	2600	2656	1	2656
8	D-117	Scrubber Gas CO2	5100	5209	1	5209
9	F-120	Tangki penampung HCl 36%	2600	2656	2	5311
10	L-121	Pompa-1	1000	1021	1	1021
11	R-210	Reaktor asam	35000	35749	1	35749
12	L-211	Pompa-2	1000	1021	1	1021
13	F-130	Gudang Ca(OH)2	2600	2656	1	2656
14	J-131	Screw conveyor-2	12000	12257	1	12257
15	J-132	Bucket elevator-2	5000	5107	1	5107
16	F-133	Hopper Ca(OH)2	2000	2043	1	2043
17	F-134	Tangki pelarutan Ca(OH)2	2600	2656	1	2656
18	L-135	Pompa-3	1000	1021	1	1021
19	R- 220	Reaktor netralisasi	35000	35749	1	35749
20	L-221	Pompa-4	1000	1021	1	1021
21	H-310	Rotary drum vacum filter	17400	17772	1	17772
22	F-311	Bak penampung limbah	2600	2656	1	2656
23	L-312	Pompa-5	1000	1021	1	1021
24	M-320	Mixing tank	2600	2656	1	2656
25	E-321	Heater	10500	10725	1	10725
26	L-322	Pompa-6	1000	1021	1	1021
27	V-330	Evaporator	76500	78137	1	78137
28	L-331	Pompa-7	1000	1021	1	1021
29	F-332	Tangki Penampung sementara -2	2600	2656	1	2656
30	L-333	Pompa-8	1000	1021	1	1021
31	E-334	Barometrik kondensor	18000	18385	1	18385
32	G-335	Jet ejector	24700	25228	1	25228
33	F-336	Hot well	10000	10214	1	10214
34	S-340	Crystallizer	17900	18283	2	36566
35	H-350	Centrifuge	31000	31663	2	63326
36	J-352	Screw conveyor-3	12000	12257	1	12257
37	L-351	Pompa-9	1000	1021	1	1021
38	B-360	Rotary dryer	13000	13278	1	13278
39	E-361	Blower	10300	10520	1	10520
40	E-362	Air Chamber	10500	10725	1	10725
41	F-363	Silo Fuel Oil	2600	2656	1	2656
42	F-364	Pompa-10	2000	2043	1	2043
43	H-365	Cyclone	10400	10623	1	10623
44	J-370	Cooling conveyor	56000	57198	1	57198

45	J-372	Bucket elevator-3	2000	2043	1	2043
46	J-371	Belt conveyor-2	3000	3064	1	3064
47	F-380	Silo kalsium klorida	12500	12767	1	12767
TOTAL			500200	510902	50	563503

Tabel D.3 Hasil Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Harga per unit(US $)		Jumlah	Harga Total US $
		2014	2022		
1	Pompa Air Sungai	3000	3064	6	18385
2	Bak Penampung Air Sungai	18000	18385	1	18385
3	Pompa Bak koagulasi	700	715	5	3575
4	Tangki Koagulasi	3500	3575	6	21449
5	Tangki Flokulasi	4400	4494	1	4494
6	Clarifier	6800	6945	1	6945
7	Bak penampung flok	9400	9601	1	9601
8	Pompa air bersih	800	817	1	817
9	Bak air bersih	12500	12767	4	51070
10	pompa cooling tower	1900	1941	4	7763
11	Sand Filter	4500	4596	2	9193
12	Pompa sand filter	700	715	3	2145
13	Bak Penampung Air Bersih	12500	12767	1	12767
14	Pompa ke bak sanitasi	900	919	1	919
15	Pompa bak air pendingin	1900	1941	1	1941
16	Bak Penampung Air Sanitasi	9500	9703	1	9703
17	Bak air pendingin	11300	11542	1	11542
18	Pompa recycle Air Pendingin	2000	2043	4	8171
19	Tangki Kation Exchanger	4500	4596	1	4596
20	Pompa Tangki Kation Exchanger	1200	1226	1	1226
21	Tangki Anion Exchanger	700	715	1	715
22	Pompa Tangki Anion Exchanger	700	715	1	715
23	Bak penampung Air Umpan	9500	9703	1	9703
24	Boiler	200000	204279	6	1225674
25	Generator Set	28000	28599	2	57198
26	Tangki Bahan Bakar	15000	15321	11	168530
27	pompa cooling tower	3000	3064	4	12257
28	Cooling Tower	97600	99688	3	299064
Total		464500	474438	75	1978543,57

Total Harga Peralatan = Harga Peralatan Proses +
= $ 563.503,43 + $ 1.978.543,57
= $ 2.542.046,99 x Rp 14.365
= Rp 36.515.233.996,17

D.4 Harga Bahan Baku

1. Calcium Carbonate

Jumlah Kebutuhan = 6597,2222 kg/jam = 6,5972 ton/jam
Harga CaCO3 = $10 /ton
= Rp 143.645 /ton
Biaya Pertahun = Rp 143.645 x 6,5972 x 24 x 330
= Rp 7.505.451.250

2. HCL

Jumlah Kebutuhan = 4988,4365 kg/jam = 4,9884 ton/jam
Harga HCL = $90 /ton
= Rp 1.292.805 /ton
Biaya Pertahun = Rp 1.292.805 x 4,9884 x 24 x 330
= Rp 51.076.679.367

3. Ca(OH)2

Jumlah Kebutuhan = 253,3131 kg/jam = 0,2533 ton/jam
Harga Ca(OH)2 = $90 /ton
= Rp 1.292.805 /ton
Biaya Pertahun = Rp 1.292.805 x 0,2533 x 24 x 330
= Rp 2.593.676.439

Total biaya bahan baku = Rp 61.175.807.056

D.5 Harga Jual Produk

1. Produk Kalsium klorida dihidrat

Jumlah Hasil Produksi = 6.944,4444 kg/jam = 6,9444 ton/jam
= 60833333,3 Kg/tahun
Harga Calsium klorida = $ 370 /ton **(Alibaba.com)**
= Rp 5.314.865,000
Harga Pertahun = Rp 5.314.865,000 x 6,9444 x 24 x 330
= **Rp 292.317.575.000**

D.6 Biaya Pengemasan Produk

Kalsium klorida

Produk yang dihasilkan = 55.000.000,00 kg/tahun

(Produk dikemas dalam bag 50 kg)				
Kebutuhan Bag	=		1.100.000,00	Bag/jam
Harga 1 Bag	=		1.000,00	/Bag
Biaya pengemasan per tahun	=	**Rp**	**1.100.000.000**	
Biaya pendukung (10% pengemasan)	=	Rp	110.000.000,0	+
Total Biaya Pengemasan Per Tahun		Rp	1.210.000.000	
Total Harga Jual Produk	=	Rp	292.317.575.000	+
		Rp	**293.527.575.000**	
Harga Bahan Baku 1 Bulan	=	Rp	5.097.983.921	
Harga Produk 1 Bulan	=	Rp	24.460.631.250	+
		Rp	29.558.615.171	
Harga Jual Produk + Pengemasan	=	**Rp**	**293.527.575.000,00**	

D.7 Gaji Karyawan

A. Gaji Pokok

No	Jabatan	Gaji/bulan	Jumlah	Gaji/tahun
1	Direktur Utama	Rp 50.000.000	1	Rp 600.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	Rp 35.000.000	1	Rp 420.000.000
3	Direktur Keuangan & Administrasi	Rp 35.000.000	1	Rp 420.000.000
4	Sekretaris Direktur	Rp 9.000.000	4	Rp 432.000.000
5	Staff Ahli	Rp 12.000.000	4	Rp 576.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	Rp 10.000.000	1	Rp 120.000.000
7	Kepala Bagian Teknik	Rp 10.000.000	1	Rp 120.000.000
8	Kepala Bagian Pemasaran	Rp 10.000.000	1	Rp 120.000.000
9	Kepala Bagian Umum	Rp 10.000.000	1	Rp 120.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	Rp 10.000.000	1	Rp 120.000.000
11	Kasi Proses	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
12	Kasi Riset & Pengembangan	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
13	Kasi Utilitas & Energi	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
14	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
15	Kasi Pembelian	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
16	Kasi Gudang	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
17	Kasi Pemasaran & Penjualan	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
18	Kasi Administrasi	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
19	Kasi Personalia & Kesejahteraan	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
20	Kasi Keamanan	Rp 6.000.000	1	Rp 72.000.000
21	Karyawan Bagian Proses(Kepala)	Rp 6.000.000	4	Rp 288.000.000
22	Karyawan Bagian Proses(Regu)	Rp 5.000.000	28	Rp 1.680.000.000
23	Karyawan Bagian Laboratorium	Rp 5.000.000	15	Rp 900.000.000
24	Karyawan Bagian Utilitas	Rp 5.000.000	20	Rp 1.200.000.000

25	Karyawan Bagian Personalia	Rp	5.000.000	5	Rp	300.000.000
26	Karyawan Bagian Pemasaran	Rp	5.000.000	10	Rp	600.000.000
27	Karyawan Bagian Administrasi	Rp	5.000.000	5	Rp	300.000.000
28	Karyawan Bagian Pembelian	Rp	5.000.000	5	Rp	300.000.000
29	Karyawan Bagian Pemeliharaan	Rp	3.750.000	8	Rp	360.000.000
30	Karyawan Bagian Gudang	Rp	3.750.000	8	Rp	360.000.000
31	Karyawan Bagian Keamanan	Rp	3.750.000	15	Rp	675.000.000
32	Karyawan Bagian Kebersihan	Rp	3.750.000	12	Rp	540.000.000
33	Dokter	Rp	10.000.000	2	Rp	240.000.000
34	Perawat	Rp	3.500.000	5	Rp	210.000.000
35	Supir	Rp	3.500.000	4	Rp	168.000.000
36	Satpam	Rp	3.300.000	10	Rp	396.000.000
Total		Rp	327.300.182	182	Rp	12.285.000.000

Total Gaji Per Bulan = Rp 1.023.750.000

D.8 Kebutuhan Utilitas

A. Air

Kebutuhan air tiap hari = 765,0044 m^3/hari

Biaya air tiap hari = 765,0044 x 1300,00

= 994.505,75

Biaya pengolahan per tahun = Rp 328.186.896,39

B. Kebutuhan Penunjang Pengolahan Air

1 Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$ = 5.452,95 kg/tahun

Harga $Al_2(SO_4)_3$ = Rp 5.000 /kg **(www.bukalapak.com)**

Biaya tawas per tahun = Rp 27.264.758

2 Kebutuhan PAC = 818,0082 kg/tahun

Harga PAC = Rp 15.000 /kg **(www.bukalapak.com)**

Biaya PAC per tahun = Rp 12.270.122

3 Kebutuhan HCl = 6444,84 liter/tahun

Harga HCl = Rp 13.500 / liter **(www.bukalapak.com)**

Biaya HCl per tahun = Rp 87.005.367,68

4 Kebutuhan Dowex Anion = 33613,4985

Harga Dowex Anion = Rp 27.320

Biaya Dowex Anion/tahu = Rp 918.320.780

5 Kebutuhan NaOH = 2536,8678

	Harga NaOH	=	Rp	20.000
	Biaya NaOH per tahun	=	Rp	50.737.356,29
6	Kebutuhan Dowex Katio	=		42281,1302
	Biaya Dowex Kation	=	Rp	12.500
	Biaya Dowex Kation/tahu	=	Rp	528.514.128
7	Kebutuhan Chlorine	=		2920,5000
	Harga Chlorine	=	Rp	31.000
				(francisumatmuslim.blogspot.com)
	Biaya Chlorine per tahun	=	Rp	90.535.500

C. Bahan Bakar

1 Diesel Oil

Kebutuhan bahan bakar tiap hari	=	22,93307	liter/jam
	=	550,3935746	liter/hari
Harga bahan bakar/liter	=	Rp 9.650,00	
Biaya bahan bakar tiap tahun	=	Rp 5.311.298,0	

D. Listrik

Kebutuhan listrik/jam	=	59,568	kWh/jam
	=	1429,632	kWh/hari
Biaya listrik per kWh	=	Rp 1.467	
Biaya listrik tiap tahun	=	Rp 692.099.148	
Jadi total biaya utilitas pertahun	=	Rp 2.740.245.354,06	

D.8 Luas Tanah dan Bangunan

Luas Tanah	=	19375	m^2
Harga tanah/m^2	=	Rp 375.000	
Total harga tanah	=	Rp 7.265.625.000	
Luas bangunan pabrik	=	9375	
Harga bangunan pabrik per m^2	=	Rp 2.950.000	**(http:///www.urbanindo.com)**
Harga bangunan pabrik total	=	Rp 27.656.250.000	
Luas bangunan gedung	=	3420	
Harga bangunan gedung	=	Rp 3.200.000	**(http://rumah.mitula.co.id/)**
Harga bangunan gedung total	=	Rp 10.944.000.000	
Harga bangunan total	=	Rp 38.600.250.000	
Total harga tanah dan bangunan	=	Rp 45.865.875.000	