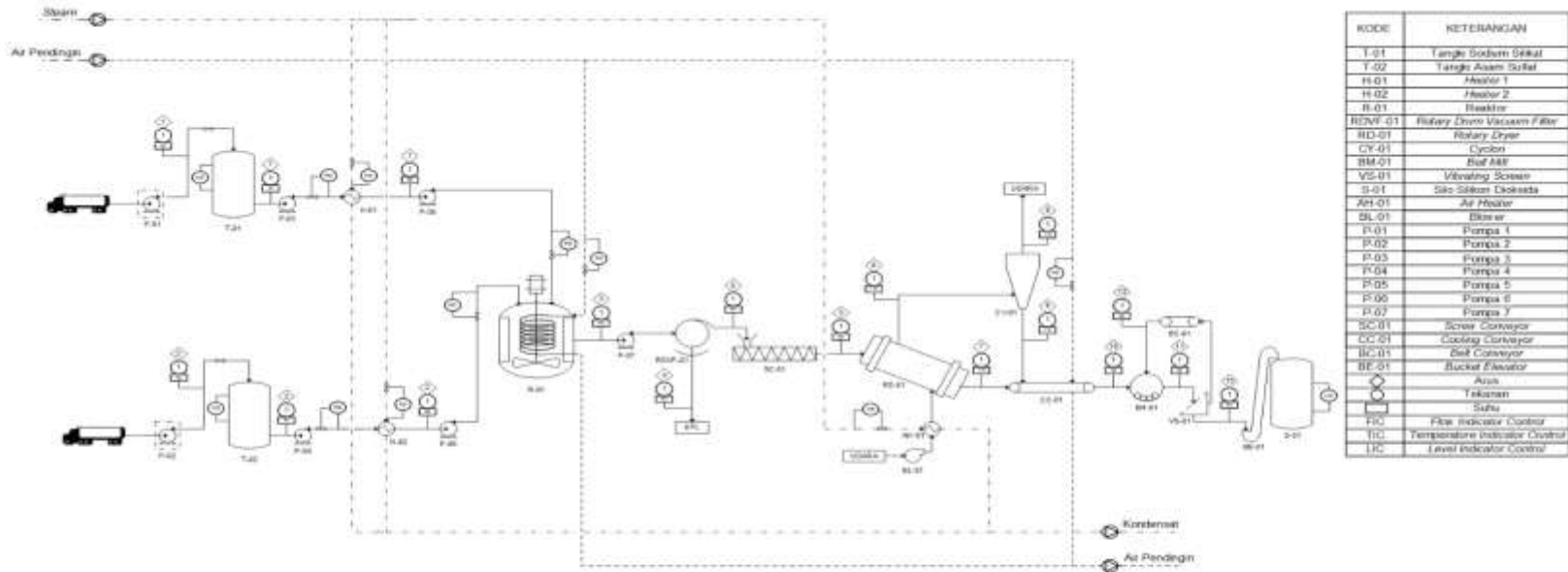


PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)

PRARANCANGAN PABRIK SILIKON DIOKSIDA DARI ASAM SULFAT DAN SODIUM SILIKAT KAPASITAS 95.000 TON / TAHUN

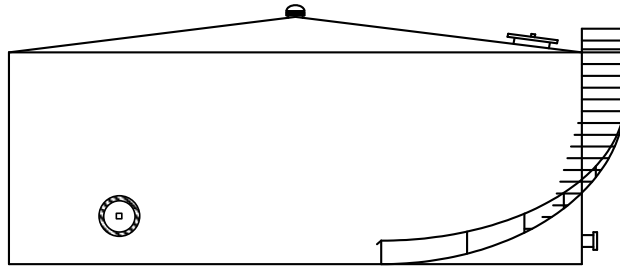


Komponen	Neraca Massa Total (kg / jam)												
	Alus 1	Alus 2	Alus 3	Alus 4	Alus 5	Alus 6	Alus 7	Alus 8	Alus 9	Alus 10	Alus 11	Alus 12	Alus 13
SiO ₂ (s)			13350,52	83,45	13257,07	78,54	13177,53	0,80	78,75	13256,28	14581,00	1325,63	11830,65
H ₂ SO ₄ (aq)		7308,23	704,25	699,31	4,90	0,03	4,90	0,03		4,90	0,39	0,49	4,41
Na ₂ O 3,2SiO ₂ (aq)	17831,60		105,79	105,79	0,74	0,74		0,74					
Na ₂ SO ₄ (s)			9563,93	9490,08	60,95	0,40	60,55	0,40		60,55	73,20	0,65	59,89
H ₂ O (l)	748,51	25558,19	27523,24	27330,38	192,66	192,66		192,66					
Total	18381,31	32886,42	51247,73	37725,37	12522,35	273,38	13248,07	194,63	78,75	13327,72	14660,49	1332,77	11994,55

 PROGRAM STUDI DIPLoma TEKNIK FASILITAS TERAKREDITASI UNIVERSITAS SETIA BUDI SURABAYA	
DAFTAR ALIR PROSES PERENCANAAN PABRIK SILIKON DIOKSIDA DARI ASAM SULFAT DAN SODIUM SILIKAT ALIRAN KAPASITAS 95.000 TON/TAHUN	
Oleh Fira Aryu Kartika Kirana (23170318D)	
Pembimbing 1. Triandri Herawati, S.T., M.Eng. 2. Despianti Pratiwi Indira, S.T., M.Eng.	

LAMPIRAN A

TANGKI PENYIMPANAN SODIUM SILIKAT



Kode	: T-01
Tipe	: Silinder tegak dengan <i>conical roof</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Sodium Silikat 62 %
Fasa	: Cair
Waktu Penyimpanan	: 7 hari
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

1. Kapasitas Tangki

- a. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (X)	ρ (kg / m ³)	X . ρ (kg / m ³)
Arus 1				
Na ₂ O.3,3SiO ₂	17631,8004	0,9592	1840	1764,9731
H ₂ O	749,5069	0,0408	2679	109,2376
Total	18381,3073	1,0000		1874,2106

$$\begin{aligned} \rho \text{ Campuran} &= 1874,2106 \text{ kg / m}^3 \\ &= 117,0070 \text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_v &= \text{massa} / \rho \text{ Campuran} \\ &= 18381,3073 / 1874,2106 \\ &= 9,8075 \text{ m}^3 / \text{jam} \\ &= 346,3487 \text{ ft}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

- b. Menghitung Volume Larutan dalam tangki

Lama penyimpanan = 7 hari

Jumlah tangki = 1 buah

$$\begin{aligned}
 \text{massa per tangki} &= m \text{ Campuran} \times 7 \text{ hari} / \text{Jumlah tangki} \\
 &= 18381,3073 \text{ kg} / \text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} / \\
 &\quad \text{hari} : 1 \\
 &= 3088059,6295 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V \text{ Larutan} &= \text{massa per tangki} / \rho \text{ Campuran} \\
 &= 3088059,6295 / 1874,2106 \\
 &= 1647,6588 \text{ m}^3 \\
 &= 58186,5209 \text{ ft}^3 \\
 &= 10363,4859 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Overdesign = 20 %

$$\begin{aligned}
 \text{Maka Volume Tangki} &= V \text{ Larutan} + V \text{ Larutan} \times (20 / 100) \\
 &= 58186,5209 + 58186,5209 \times (20 / 100) \\
 &= 69823,8251 \text{ ft}^3 \\
 &= 1977,1887 \text{ m}^3 \\
 &= 12436,1818 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

2. Dimensi Tangki

Berdasarkan Item 1 Brownell dan Young (1959) Hal. 346 didapatkan :

Ukuran tangki standar dengan kapasitas = 12590 bbl

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= 50 \text{ ft} \\
 &= 600 \text{ in} \\
 &= 15,2400 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi (H)} &= 36 \text{ ft} \\
 &= 432 \text{ in} \\
 &= 10,9728 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jumlah *Course* = 6

Butt-welded Course = 72 in atau 6 ft

3. Tinggi Larutan (H Larutan)

$$\begin{aligned}
 H \text{ Larutan} &= V \text{ Larutan} / \frac{1}{4} \pi D^2 \\
 &= 58186,5209 / \frac{1}{4} \times 3,14 \times 50^2 \\
 &= 35,5790 \text{ ft} \\
 &= 10,8445 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Tebal tiap *Plate* (ts) dan Panjang *Plate* (L) serta Tinggi *Plate*

Data – data untuk perhitungan :

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,0625 \text{ in}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter Tangki (d)} = D + t_s$$

$$\text{Allowable Welded Joint} = 0,1563 \text{ (5/32 in)}$$

$$\text{Weld Length} = n \times \text{Allowable Welded Joint}$$

Jumlah Course (n) adalah 6 buah, sehingga perhitungannya :

Course 1 :

$$D = 50 \text{ ft}$$

$$H = 36 \text{ ft}$$

$$t_{s1} = (\rho (H-1) \times 12 \times D / 288 \times f \times E) + C$$

$$= (117,0070 (36 - 1) \times 12 \times 50 / 288 \times 18750 \times 0,8) + 0,0625$$

$$= 0,6313 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal *shell* dirancang sebesar 5 / 8 atau 0,625 in atau 0,0159 m.

$$d = 12 \times D + t_{s1}$$

$$= 12 \times 50 + 0,625$$

$$= 600,6250$$

$$\text{Weld Length} = n \times \text{Allowable Welded Joint}$$

$$= 6 \times 0,1563$$

$$= 0,9375$$

$$L1 = \pi d - \text{Weld Length} / 12 n$$

$$= 3,14 \times 600,6250 - 0,9375 / 12 \times 6$$

$$= 26,1809 \text{ ft}$$

Resume untuk tiap Course adalah :

Course ke -	H (ft)	ts (in)	t standart (in)	L (ft)
1	36	0,6313	5/8	26,1809
2	30	0,5338	5/8	26,1809
3	24	0,4363	1/2	26,1755
4	18	0,3388	3/8	26,1700
5	12	0,2413	1/4	26,1645
6	6	0,1438	3/16	26,1618

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 600 + 2 \times 5/8$$

$$= 601 \text{ in}$$

$$= 50 \text{ ft}$$

$$= 15 \text{ m}$$

Berdasarkan Item 1 Brownell dan Young (1959) Hal. 346
didapatkan :

Standarisasi ID = OD = 50 ft atau 600 in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \text{ ts} \\ &= 601 - 2 \times 5/8 \\ &= 602,5 \text{ in} \\ &= 50 \text{ ft} \\ &= 15 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi total *Plate* atau *Shell* :

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= \frac{1}{2} \text{ ID} \\ &= \frac{1}{2} \times 602,5 \\ &= 301 \text{ in} \\ &= 25 \text{ ft} \\ &= 8 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Tinggi dan Tebal *Head Conical*

a. Menghitung sudut dalam *roff* (*top angel conical roof*)

Untuk diameter 35 - 60 ft digunakan ukuran sudut sebesar $2 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2} \times 5 / 16$ in (Brownell dan Young (1959) Hal. 53). Bila digunakan 3 buah plat untuk top angel, maka panjang tiap section :

$$\begin{aligned} d &= 12 \times D + \text{ts} \\ &= 12 \times 50 + 5/8 \\ &= 600,6250 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Weld Lenght} &= n \times \text{Allowable Welded Joint} \\ &= 6 \times 0,1563 \\ &= 0,9375 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \pi d - \text{Weld Lenght} / 12 n \\ &= 3,14 \times 600,6250 - 0,9375 / 12 \times 6 \\ &= 26,1809 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sin } \theta &= D / 430 \text{ ts} \\ &= 50 / 430 \times 5/8 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sin } \theta &= 0,1905 \\ \theta &= 0,1916 \text{ rad} \\ &= 10,9806^\circ \end{aligned}$$

b. Menghitung tekanan desain (P desain)

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \text{ g/gc } Z_L \\
 &= 117,0070 \times 1/144 \times 35,5790 \\
 &= 28,9097 \text{ lb / ft}^2 \\
 &= 0,0137 \text{ atm} \\
 &= 0,2008 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 – 10 % di atas tekanan abs, sehingga :

$$\begin{aligned}
 P \text{ Desain} &= 1,1 (P \text{ Operasi} + P \text{ Hidrostatik}) \\
 &= 1,1 (1 + 0,0137) \\
 &= 1,1150 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tebal *head* (th)

$$\begin{aligned}
 th &= P D / 2 \text{ Cos } \theta (f E - 0,6 P) \\
 &= 1,1150 \times 50 / 2 \text{ Cos } 0,1916 (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,1150) \\
 &= 0,0019 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal *shell* dirancang sebesar 3 / 16 atau 0,1875 in atau 0,0048 m.

d. Menghitung tinggi *head* (Hh)

$$\begin{aligned}
 \text{Tan } \theta &= Hh / 0,5 D \\
 \text{Tan } 0,1916 &= Hh / 0,5 \times 50 \\
 Hh &= 4,8507 \text{ ft} \\
 &= 1,4785 \text{ m}
 \end{aligned}$$

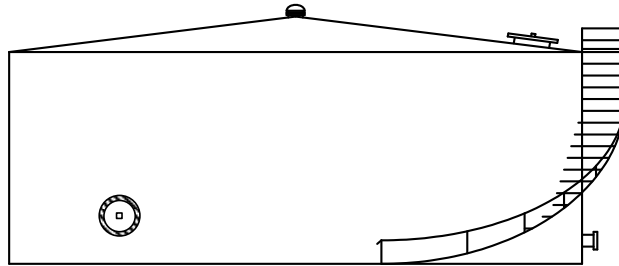
$$\begin{aligned}
 H \text{ Total} &= Hh + H \text{ Tangki} \\
 &= 4,8507 + 36 \\
 &= 40,8507 \text{ ft} \\
 &= 12,4513 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Kapasitas	: 1977,1887 m ³
Diameter	: 15,2400 m
Tinggi Tangki	: 10,9728 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0159 m
Tebal <i>Head</i>	: 0,0048 m
Tinggi <i>Head</i>	: 1,4785 m
Tinggi Total	: 12,4513 m
<i>Course</i> ke-1	: 0,0159 m
<i>Course</i> ke-2	: 0,0159 m

Course ke-3	: 0,0127 m
Course ke-4	: 0,0095 m
Course ke-5	: 0,0064 m
Course ke-6	: 0,0048 m

TANGKI PENYIMPANAN ASAM SULFAT



Kode	: T-02
Tipe	: Silinder tegak dengan <i>conical roof</i> dan <i>flat bottom</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Asam Sulfat 5 %
Fasa	: Cair
Waktu Penyimpanan	: 7 hari
Jumlah	: 2 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

1. Kapasitas Tangki

- a. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (X)	ρ (kg / m ³)	X . ρ (kg / m ³)
Arus 2				
H ₂ SO ₄	7308,2319	0,2224	1840	409,1455
H ₂ O	25558,1864	0,7776	996	774,2945
Total	32866,4183	1,0000		1183,4400

$$\rho \text{ Campuran} = 1183,4400 \text{ kg / m}^3$$

$$= 73,8822 \text{ lb / ft}^3$$

$$F_v = \text{massa} / \rho \text{ Campuran}$$

$$= 32866,4183 / 1183,4400$$

$$= 27,7719 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 980,7576 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

b. Menghitung Volume Larutan dalam tangki

Lama penyimpanan = 7 hari

Jumlah tangki = 2 buah (1 beroperasi, 1 diisi)

massa per tangki = m Campuran x 7 hari / Jumlah tangki
 $= 32866,4183 \text{ kg} / \text{jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} / \text{hari} : 2$
 $= 2760779,1403 \text{ kg}$

V Larutan = massa per tangki / ρ Campuran
 $= 2760779,1403 / 1183,4400$
 $= 2332,8426 \text{ m}^3$
 $= 82383,5583 \text{ ft}^3$
 $= 14673,171 \text{ bbl}$

Overdesign = 20 %

Maka Volume Tangki = V Larutan + V Larutan x (20/100)
 $= 82383,5583 + 82383,5583 \times (20/100)$
 $= 98860,2699 \text{ ft}^3$
 $= 2799,4085 \text{ m}^3$
 $= 17607,8050 \text{ bbl}$

2. Dimensi Tangki

Berdasarkan Item 1 Brownell dan Young (1959) Hal. 346 didapatkan :

Ukuran tangki standar dengan kapasitas = 18130 bbl

Diameter (D) = 60 ft
 $= 720 \text{ in}$
 $= 18,2880 \text{ m}$

Tinggi (H) = 36 ft
 $= 432 \text{ in}$
 $= 10,9728 \text{ m}$

Jumlah Course = 6

Butt-welded Course = 72 in atau 6 ft

3. Tinggi Larutan (H Larutan)

H Larutan = $V \text{ Larutan} / \frac{1}{4} \pi D^2$
 $= 58186,5209 / \frac{1}{4} \times 3,14 \times 60^2$
 $= 34,9824 \text{ ft}$
 $= 10,6626 \text{ m}$

4. Tebal tiap *Plate* (ts) dan Panjang *Plate* (L)

Data – data untuk perhitungan :

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,0625 \text{ in}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter Tangki (d)} = D + ts$$

$$\text{Allowable Welded Joint} = 0,1563 \text{ (5/32 in)}$$

$$\text{Weld Length} = n \times \text{Allowable Welded Joint}$$

Jumlah *Course* (n) adalah 6 buah, sehingga perhitungannya :

Course 1 :

$$D = 60 \text{ ft}$$

$$H = 36 \text{ ft}$$

$$ts1 = (\rho (H-1) \times 12 \times D / 288 \times f \times E) + C$$

$$= (73,8822 (36 - 1) \times 12 \times 60 / 288 \times 18750 \times 0,8) + 0,0625$$

$$= 0,4935 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal *shell* dirancang sebesar 1 / 2 atau 0,5 in atau 0,0127 m.

$$d = 12 \times D + ts1$$

$$= 12 \times 60 + 0,5$$

$$= 720,5000$$

$$\text{Weld Length} = n \times \text{Allowable Welded Joint}$$

$$= 6 \times 0,1563 = 0,9375$$

$$L1 = \pi d - \text{Weld Length} / 12 n$$

$$= 3,14 \times 720,5000 - 0,9375 / 12 \times 6 = 31,4088 \text{ ft}$$

Resume untuk tiap *Course* adalah :

<i>Course</i> ke -	H (ft)	ts (in)	t standart (in)	L (ft)
1	36	0,4935	1/2	31,4088
2	30	0,4196	7/16	31,4061
3	24	0,3457	3/8	31,2861
4	18	0,2718	5/16	31,2834
5	12	0,1980	1/4	31,2807
6	6	0,1241	3/16	31,2780

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 ts$$

$$= 720 + 2 \times 1/2$$

$$= 721 \text{ in}$$

$$= 60 \text{ ft}$$

$$= 18 \text{ m}$$

Berdasarkan Item 1 Brownell dan Young (1959) Hal. 346 didapatkan :

$$\text{Standarisasi ID} = \text{OD} = 60 \text{ ft atau } 720 \text{ in}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2 \text{ ts}$$

$$= 720 - 2 \times 1/2$$

$$= 719 \text{ in}$$

$$= 59 \text{ ft}$$

$$= 18 \text{ m}$$

Tinggi total *Plate* atau *Shell* :

$$\text{Hs} = 1/2 \text{ ID}$$

$$= 1/2 \times 719$$

$$= 359 \text{ in}$$

$$= 29 \text{ ft}$$

$$= 9 \text{ m}$$

5. Tinggi dan Tebal *Head Conical*

a. Menghitung sudut dalam *roff* (*top angel conical roof*)

Untuk diameter 35 - 60 ft digunakan ukuran sudut sebesar $2 \frac{1}{2} \times 2 \frac{1}{2} \times 5 / 16$ in (Brownell dan Young (1959) Hal. 53). Bila digunakan 3 buah plat untuk top angel, maka panjang tiap section :

$$d = 12 \times D + \text{ts}$$

$$= 12 \times 60 + 1/2$$

$$= 720,5000$$

$$\text{Weld Lenght} = n \times \text{Allowable Welded Joint}$$

$$= 6 \times 0,1563$$

$$= 0,9375$$

$$L = \pi d - \text{Weld Lenght} / 12 n$$

$$= 3,14 \times 720,5000 - 0,9375 / 12 \times 6$$

$$= 31,4088 \text{ ft}$$

$$\text{Sin } \theta = D / 430 \text{ ts}$$

$$= 60 / 430 \times 1/2$$

$$\text{Sin } \theta = 0,2857$$

$$\theta = 0,2898 \text{ rad}$$

$$= 16,6015^\circ$$

b. Menghitung tekanan desain (P desain)

$$\begin{aligned}
 P \text{ Operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 P \text{ Hidrostatik} &= \rho \text{ g/gc } Z_L \\
 &= 73,8822 \times 1/144 \times 34,9824 \\
 &= 17,9484 \text{ lb / ft}^2 \\
 &= 0,0085 \text{ atm} \\
 &= 0,1247 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 – 10 % di atas tekanan abs, sehingga :

$$\begin{aligned}
 P \text{ Desain} &= 1,1 (P \text{ Operasi} + P \text{ Hidrostatik}) \\
 &= 1,1 (1 + 0,0085) \\
 &= 1,1093 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tebal *head* (th)

$$\begin{aligned}
 th &= P D / 2 \text{ Cos } \theta (f E - 0,6 P) \\
 &= 1,1093 \times 50 / 2 \text{ Cos } 0,2898 (18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,1093) \\
 &= 0,0023 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal *shell* dirancang sebesar 3 / 16 atau 0,1875 in atau 0,0048 m.

d. Menghitung tinggi *head* (Hh)

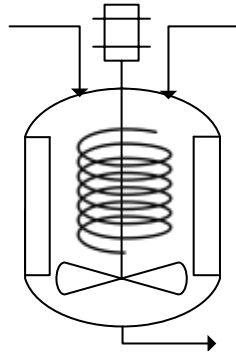
$$\begin{aligned}
 \text{Tan } \theta &= Hh / 0,5 D \\
 \text{Tan } 0,2898 &= Hh / 0,5 \times 60 \\
 Hh &= 8,9443 \text{ ft} \\
 &= 2,7262 \text{ m} \\
 H \text{ Total} &= Hh + H \text{ Tangki} \\
 &= 8,9443 + 36 \\
 &= 44,9443 \text{ ft} \\
 &= 13,6990 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Kapasitas	: 2799,4085 m ³
Diameter	: 18,2880 m
Tinggi Tangki	: 10,9728 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,0127 m
Tebal <i>Head</i>	: 0,0048 m
Tinggi <i>Head</i>	: 2,7262 m
Tinggi Total	: 13,6990 m
<i>Course</i> ke-1	: 0,0127 m
<i>Course</i> ke-2	: 0,0111 m
<i>Course</i> ke-3	: 0,0095 m

Course ke-4 : 0,0079 m
 Course ke-5 : 0,0064 m
 Course ke-6 : 0,0048 m

REAKTOR



Kode : R-01
 Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan Koil Pendingin
 Tipe : Silinder Tegak dengan *head* dan *bottom torispherical*
 Bahan Konstruksi : *High Alloy Stainless Steel SA-240 Grade M Type 316*
 Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara Asam Sulfat dan Natrium Silikat untuk membentuk Silikon Dioksida
 Jumlah : 1 buah
 Suhu : 80 °C
 Tekanan : 1 atm

1. Menghitung Waktu Tinggal

a. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa	ρ (kg / L)	$X * \rho$ (kg / L)
Arus 1 + 2					
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	17631,8004	0,3441	2,6790	0,9217
H ₂ O	18,0528	749,5069	0,0146	0,9970	0,0146
H ₂ SO ₄	98,08	7308,2319	0,1426	1,8340	0,2615
H ₂ O	18,0528	25558,1864	0,4987	0,9970	0,4972
Total		51247,7257	1,0000		1,7000

Densitas campuran arus 1 dan 2 :

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= 1,7000 \text{ kg / L} \\ &= 106,1276 \text{ lb / ft}^3 \\ &= 1700 \text{ kg / m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}F_v &= \text{massa} / \rho \text{ Campuran} \\ &= 51247,7257 / 1,7000 \\ &= 30145,7210 \text{ L / jam} \\ &= 30,1457 \text{ m}^3 / \text{jam}\end{aligned}$$

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa	ρ (kg / L)	$X * \rho$ (kg / L)
Arus 3					
SiO ₂	60,084	13350,5248	0,2605	2,3200	0,6044
H ₂ SO ₄	98,08	704,2478	0,0137	1,8340	0,0252
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	105,7908	0,0021	2,6790	0,0055
Na ₂ SO ₄	142,04	9563,9264	0,1866	2,6980	0,5035
H ₂ O	18,0528	27523,2358	0,5371	0,9970	0,5355
Total		51247,7257	1,0000		1,7000

Densitas campuran arus 3 :

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= 1,7000 \text{ kg / L} \\ &= 106,1276 \text{ lb / ft}^3 \\ &= 1700 \text{ kg / m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}F_v &= \text{massa} / \rho \text{ Campuran} \\ &= 51247,7257 / 1,7000 \\ &= 30145,7210 \text{ L / jam} \\ &= 30,1457 \text{ m}^3 / \text{jam}\end{aligned}$$

b. Menghitung konsentrasi umpan

	$\text{Na}_2\text{O}.3,3\text{SiO}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 3,3\text{SiO}_2 + \text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O}$				
M	3,8419	4,2261	0,0000	0,0000	82,6497
B	-3,8188	-3,8188	12,6021	3,8188	3,8188
S	0,0231	0,4072	12,6021	3,8188	86,4686

Kondisi Operasi :

$$T = 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$X_A = 0,994$$

$$\begin{aligned}C_{AO} (\text{Na}_2\text{O}.3,3\text{SiO}_2) &= F_{AO} / F_v \\ &= 3,8419 / 30,1457 \\ &= 0,1274 \text{ kmol / m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{BO} \text{ (H}_2\text{SO}_4\text{)} &= F_{BO} / F_v \\
 &= 4,2261 / 30,1457 \\
 &= 0,1402 \text{ kmol / m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_A &= C_{AO} (1 - X_A) \\
 &= 0,1274 (1 - 0,994) \\
 &= 0,0008 \text{ kmol / m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_B &= C_{BO} - (C_{AO} \times X_A) \\
 &= 0,1402 - (0,1274 \times 0,994) \\
 &= 0,0135 \text{ kmol / m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menghitung volume reaktor

$$\begin{aligned}
 k &= 1,2 \times 10^{13} \times e^{-9087,8484/T} \text{ m}^3 / \text{kmol}\cdot\text{menit} \\
 &= 1,2 \times 10^{13} \times e^{-9087,8484/353} \text{ m}^3 / \text{kmol}\cdot\text{menit} \\
 &= 79,1477 \text{ m}^3 / \text{kmol}\cdot\text{menit} \\
 &= 4748,8600 \text{ m}^3 / \text{kmol}\cdot\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 -r_a &= k C_A C_B \\
 &= 4748,8600 \times 0,0008 \times 0,0135 \\
 &= 0,0491 \text{ kmol / m}^3\cdot\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_R &= F_{AO} X_A / (-r_a) \\
 &= 3,8419 \times 0,994 / 0,0491 \\
 &= 77,8482 \text{ m}^3 \\
 &= 77848,2292 \text{ L}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung waktu tinggal

$$\begin{aligned}
 \tau &= F_v / V_R \\
 &= 30,1457 / 77,8482 \\
 &= 0,3872 \text{ jam} \\
 &= 23,2342 \text{ menit}
 \end{aligned}$$

Waktu tinggal reaksi pembentukan Silikon Dioksida dari Natrium Silikat dan Asam Sulfat, yaitu : $0,2 \text{ jam} \leq \tau \leq 22 \text{ jam}$. (Wilhelm dan Kind (2014))

2. Menghitung Dimensi Reaktor (D dan H)

$$\text{Volume Reaktor} = 77,8482 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Direncanakan digunakan 1 tangki, sehingga} &= 77,8482 \text{ m}^3 \\
 &= 77848,2292 \text{ L} \\
 &= 2749,1869 \text{ ft}^3 \\
 &= 20566,6669 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

Overdesign = 20 %

$$\begin{aligned}
 \text{Maka Volume Reaktor menjadi} &= V_R + (V_R (20/100)) \\
 &= 77848,2292 + (77848,2292 (20/100)) \\
 &= 93417,8750 \text{ L} \\
 &= 93,4179 \text{ m}^3 \\
 &= 3299,0242 \text{ ft}^3 \\
 &= 24680,0003 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

Bentuk Reaktor direncanakan berupa silinder tegak dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torispherical*.

Ditetapkan : $D = H$

Dimana : $D = \text{Diameter (in)}$

$H = \text{Tinggi (in)}$

Diketahui : *Volume Head Torispherical* = $0,000049 \times D^3$

Konversi ft^3 ke $\text{in}^3 = 0,0006$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Reaktor Total} &= 1/4 \pi D^2 H + 2 (\text{Volume Head}) \\
 3299,0242 &= 1/4 \pi D^3 + 2 (\text{Volume Head}) \\
 3299,0242 &= 1/4 \times 3,14 \times D^3 \times 0,0006 + 0,000098 D^3 \\
 3299,0242 &= 0,0006 D^3 \\
 D^3 &= 3299,0242 / 0,0006 \\
 D^3 &= 5973437,1450 \text{ in}^3 \\
 D &= 181,4435 \text{ in} \\
 D &= 4,6087 \text{ m} \\
 D &= 15,1203 \text{ ft} \\
 \text{Karena } D = H, \text{ maka} &= 181,4435 \text{ in} \\
 &= 4,6087 \text{ m} \\
 &= 15,1203 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Tinggi Cairan dalam Reaktor (Z_L)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan} &= \text{Volume Sebelum Overdesign} \\
 &= 2749,1869 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head dasar} &= 0,000049 \times D^3 \\
 &= 0,000049 \times (15,1203)^3 \\
 &= 0,1694 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan (shell)} &= \text{Volume Cairan} - \text{Volume head dasar} \\
 &= 2749,1869 - 0,1694 \\
 &= 2749,0175 \text{ ft}^3 \\
 &= 77,8428 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan (shell)} &= 1/4 \pi D^2 Z_L \\
 2749,0175 &= 1/4 \times 3,14 \times (17,7415)^2 \times Z_L \\
 2749,0175 &= 247,0881 Z_L \\
 Z_L &= 2749,0175 / 179,4692 \\
 Z_L &= 15,3175 \text{ ft} \\
 Z_L &= 4,6688 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor (ts)

a. Data perhitungan tebal *shell* (ts) (Brownell dan Young (1959))

$$\begin{aligned}
 \text{Jari – Jari Tangki (ri)} &= D / 2 \\
 &= 181,4435 / 2 \\
 &= 90,7218 \text{ in} \\
 &= 7,5571 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,0625 \text{ in (1 / 16)}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 18750 \text{ psi}$$

b. Menghitung tekanan desain (P desain)

$$\text{Faktor Keamanan} = 20 \% (0,2)$$

$$\begin{aligned}
 \text{P Operasi} &= 1 + 0,2 \times 1 \text{ atm} \\
 &= 1,2 \text{ atm} \\
 &= 17,64 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{P Hidrostatik} &= \rho \text{ g/gc } Z_L \\
 &= 106,1276 \times 32,2/32,2 \times 15,3175 \\
 &= 1625,6079 \text{ lb / ft}^2 \\
 &= 0,7681 \text{ atm} \\
 &= 11,2916 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

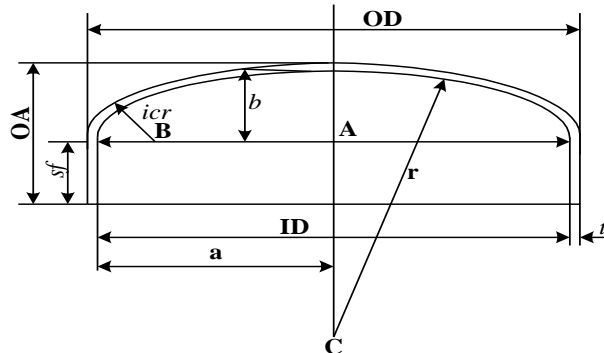
$$\begin{aligned}
 \text{P Desain} &= \text{P Operasi} + \text{P Hidrostatik} \\
 &= 17,64 + 11,2916 \\
 &= 28,9316 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung tebal *shell* (ts)

$$\begin{aligned}
 \text{ts} &= (P \text{ ri} / f E - 0,6 P) + C \\
 &= (28,9316 \times 90,7218 / 18750 \times 0,8 - 0,6 \times 28,9316) + 0,0625 \\
 &= 0,2377 \text{ in} \\
 &= 0,0198 \text{ ft} \\
 &= 0,0060 \text{ m} \\
 &= 0,6037 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal shell dirancang sebesar $5/16$ atau $0,3125$ in atau $0,0079$ m.

5. Menghitung Tebal dan Tinggi *Head* Reaktor



a. Menghitung tebal *head*

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 181,4435 + 2 (0,3125) \\
 &= 182,0685 \text{ in (Diambil OD 192)}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data $OD = 182,0685$ dan $t_s = 5/16$, diperoleh data dari Brownell dan Young (1959) Hal. 90, Tabel 5.7 :

$$\begin{aligned}
 \text{Jari - Jari Dished (r)} &= 170 \text{ in} \\
 \text{Jari - Jari dalam sudut Dished (icr)} &= 11,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 W &= 1/4 (3 + \sqrt{r / icr}) \\
 &= 1/4 (3 + \sqrt{170 / 11,5}) \\
 &= 1,7112 \text{ in} \\
 th &= (P r W / 2 f E - 0,2 P) + C \\
 &= (28,9316 \times 170 \times 1,7112 / 2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times \\
 &28,9316) + 0,0625 \\
 &= 0,3431 \text{ in} \\
 &= 0,0087 \text{ m} \\
 &= 0,0286 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal head dirancang sebesar $3/8$ atau $0,375$ in atau $0,0095$ m atau $0,03125$ ft

b. Menghitung tinggi *head*

Berdasarkan data $th = 3/18$, diperoleh data dari Brownell dan Young (1959) Hal. 93, Tabel 5.8 :

$$\text{Staright Flange (sf)} = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in (Dipilih sf 2 in)}$$

$$\begin{aligned} a &= ID / 2 \\ &= 181,4435 / 2 \\ &= 90,7218 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 90,7218 - 11,5 \\ &= 79,2218 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 170 - 11,5 \\ &= 158,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= \sqrt{(158,5^2 - 79,2218^2)} \\ &= 137,2813 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 170 - 137,2813 \\ &= 32,7187 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head (OA)} &= th + b + sf \\ &= 0,3431 + 32,7187 + 2 \\ &= 35,0618 \text{ in} \\ &= 0,8906 \text{ m} \\ &= 2,9218 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor Total} &= \text{Tinggi Silinder} + (2 \times \text{Tinggi Head}) \\ &= 181,4435 + (2 \times 35,0618) \\ &= 251,5670 \text{ in} \\ &= 6,3898 \text{ m} \\ &= 20,9639 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menghitung Pengaduk Reaktor

a. Jenis pengaduk

Komponen	xi	μ (cp)	$xi * \mu$ (cp)
Arus 3			
SiO ₂	0,2605	500,0000	130,2548
H ₂ SO ₄	0,0137	5,7100	0,0785
Na ₂ O.3,3SiO ₂	0,0021	17,0000	0,0351
Na ₂ SO ₄	0,1866	1,2800	0,2389
H ₂ O	0,5371	0,3523	0,1892
Total	1,0000		130,7964

Didapatkan viskositas campuran sebesar 130,7964 cp atau 0,0879 lb / ft.s Dari data viskositas cairan dalam reaktor, maka dipilih jenis pengaduk jenis *Three-bladed Mixing Propeller*. Pengaduk jenis ini cocok untuk cairan dengan viskositas hingga 4000 cp dengan kecepatan pengadukan hingga 1800 rpm.

b. Menghitung dimensi pengaduk

Keterangan :

- Di = Diameter Pengaduk
Dt = Diameter Dalam Reaktor
Zi = Jarak Pengaduk ke Dasar Reaktor
ZL = Tinggi Cairan
L = Panjang Blade
W = Lebar Baffle
T = Tinggi Blade

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 Dt / Di &= 3 \\
 Di &= Dt / 3 \\
 &= 15,1203 / 3 \\
 &= 5,0401 \text{ ft} \\
 &= 1,5362 \text{ m} \\
 &= 60,4812 \text{ in} \\
 Zi / Di &= 0,74 - 1,3 \text{ (Dipilih 1,3)} \\
 Zi &= 1,3 Di \\
 &= 1,3 \times 5,0401 \\
 &= 6,5521 \text{ ft} \\
 &= 1,9971 \text{ m} \\
 &= 78,6255 \text{ in} \\
 W / Dt &= 0,1 \\
 W &= 0,1 Dt \\
 &= 0,1 \times 15,1203 \\
 &= 1,5120 \text{ ft} \\
 &= 0,4609 \text{ m} \\
 &= 18,1444 \text{ in} \\
 L / Di &= 0,25 \\
 L &= 0,25 Di \\
 &= 0,25 \times 5,0401
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,2600 \text{ ft} \\
 &= 0,3841 \text{ m} \\
 &= 15,1203 \text{ in} \\
 T &= 0,2 \text{ Di} \\
 &= 0,2 \times 5,0401 \\
 &= 1,0080 \text{ ft} \\
 &= 0,3072 \text{ m} \\
 &= 12,0962 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- c. Menghitung kecepatan pengaduk

Water Equivalent Liquid Height (WELH)

$$\begin{aligned}
 &= Z_L \times (\rho \text{ campuran} / \rho \text{ air}) \\
 &= 15,3175 \times (106,1276 / 62,2407) \\
 &= 26,1181 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$WELH / 2 \text{ Di} = [(\pi \text{ Di } N) / 600]^2$$

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

$$\begin{aligned}
 N &= 600 / \pi \text{ Di} \times \sqrt{WELH / 2 \text{ Di}} \\
 &= 600 / 3,14 \times 5,0401 \times \sqrt{26,1181 / 2 \times 5,0401} \\
 &= 61,0266 \text{ rpm} \\
 &= 1,0171 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Number of Turbine} &= WELH / D \\
 &= 26,1181 / 15,1203 \\
 &= 1,7274
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Couper dkk. (1988) Hal. 288, cairan dengan viskositas > 25 cp dan maximum level $WELH / D = 1,7$, maka jumlah pengaduk yang dipakai 2 buah.

- d. Menghitung daya pengadukan

$$\begin{aligned}
 NRe &= N \rho D^2 / \mu \\
 &= 1,0171 \times 106,1276 \times 5,0401^2 / 0,0879 \\
 &= 31196,6933
 \end{aligned}$$

Dikarenakan $NRe > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen. Berdasarkan plot dari nilai NRe dengan jenis pengaduk didapatkan harga Power Number (Np) sebesar 1 (Geankoplis (1983) Hal. 145 Gambar 3.4-4)

$$\begin{aligned}
 P &= Np N^3 \rho D^5 / gc \\
 &= 1 \times (1,0171)^3 \times 106,1276 \times (5,0401)^5 / 32,2
 \end{aligned}$$

$$= 11278,9806 \text{ lbf.ft / s}$$

$$= 20,5072 \text{ HP}$$

Berdasarkan Petter and Timmerhaus (1996) Hal. 251 Gambar 14-28, jika nilai P sebesar 20,5072 HP, maka efisiensinya sebesar 88 %.

$$\text{Daya Motor} = P / \text{Efisiensi}$$

$$= 20,5072 / 88 \%$$

$$= 23,3037 \text{ HP}$$

7. Menghitung Koil Pendingin

Neraca Panas Reaktor (R-01)

Kondisi Operasi : $T_{out} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$

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

Komponen	Input		Output
	1 (dr T-01)	2 (dr T-02)	3 (ke RDVF-01)
SiO ₂			84617,0063
H ₂ SO ₄		180290,8285	17373,4798
Na ₂ O.3,3SiO ₂	660625,6381		3963,7538
Na ₂ SO ₄			863677,5049
H ₂ O	207255,5525	7067414,3387	7610794,7645
Q Reaksi	69008006,5660		
Q Serap			68543166,4145
Jumlah	69875887,7566	7247705,1673	77123592,9239
Total	77123592,9239	kJ / jam	77123592,9239 kJ / jam

a. Menghitung ΔT LMTD

Hot Fluid

$$T_{in} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 176 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold Fluid

$$t_{in} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 77 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{out} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

<i>Hot Fluid</i> (°F)			<i>Cold Fluid</i> (°F)		Selisih	
T1	176	<i>Higher Temp.</i>	t2	122	$\Delta t1$	54
T2	176	<i>Lower Temp.</i>	t1	77	$\Delta t2$	99
	0			-45		45

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta t2 - \Delta t1 / \ln (\Delta t2 / \Delta t1)$$

$$= 74,2408 \text{ }^\circ\text{F}$$

b. Menghitung luas transfer panas (A) dan luas selubung reaktor (At)

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 840 Table 8, untuk fluida panas *aqueous solution* dan fluida dingin air diambil harga Overall U_D sebesar 500 BTU / ft².°F.jam.

$$\begin{aligned} Q \text{ Serap} &= 68543166,4145 \text{ kJ / jam} \\ &= 64969825,9853 \text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

$$Q = U A \Delta T \text{ LMTD}$$

$$\begin{aligned} A &= Q \text{ Serap} / U_D \times \Delta T \text{ LMTD} \\ &= 1750,2461 \text{ ft}^2 \\ &= 162,5979 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_t = \pi D L = 66,6930 \text{ m}^2$$

Luas Selubung Reaktor (A) < Luas Transfer Panas (A_t), sehingga Luas Selubung tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan Koil Pendingin.

- c. Menghitung kebutuhan (m) dan debit (Q Air) air pendingin

$$t_{in} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$t_{out} = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\Delta t = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} t_{avg} &= (t_{in} + t_{out}) / 2 \\ &= 310,5 \text{ K} \end{aligned}$$

Didapatkan data sifat fisis air pada t_{avg}, yaitu :

$$C_p = 4,1893 \text{ kJ / kg K atau } 1,0006 \text{ BTU / lbm}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1015,60 \text{ kg / m}^3 \text{ atau } 63,4035 \text{ lb / ft}^3$$

$$\mu = 0,865 \text{ cp atau } 2,0923 \text{ lb / ft jam atau } 0,0006 \text{ lb / ft detik}$$

$$k = 0,3594 \text{ BTU / ft jam}^\circ\text{F}$$

$$Q \text{ Serap} = 68543166,4145 \text{ kJ / jam}$$

$$\begin{aligned} m &= Q \text{ Serap} / C_p \Delta t \\ &= 654457,7189 \text{ kg / jam} \\ &= 1443079,2701 \text{ lb / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Air} &= m / \rho \\ &= 644,4067 \text{ m}^3 / \text{jam} \\ &= 0,179 \text{ m}^3 / \text{detik} \end{aligned}$$

- d. Menghitung diameter standar koil pendingin

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Hal 218, batasan kecepatan aliran air dalam koil (v) adalah sebesar 1 - 3 m /s.

$$\text{Dipilih} = 3 \text{ m / s atau } 10800 \text{ m / jam}$$

$$A = Q \text{ Air} / v$$

$$= 0,0597 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter} = \sqrt{4 A / \pi}$$

$$= 0,2757 \text{ m}$$

$$= 10,8542 \text{ in}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 844 Table 11, didapatkan data dimensi standart pipa sebesar :

$$\text{Normal Pipe Size (NPS)} = 12 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 12,75 \text{ in atau } 1,0625 \text{ ft atau } 0,3238 \text{ m}$$

$$\text{Schedule Number} = 30$$

$$\text{ID} = 12,09 \text{ in atau } 1,0075 \text{ ft}$$

$$\text{Flow Area per Pipe (A')} = 115 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,7986 \text{ ft}^2$$

$$\text{Surface per Pipe (A'')} = 3,338 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

e. Menghitung koefisien perpindahan panas (h_i , h_{io} dan h_o)

$$\text{Kecepatan Aliran Massa Air (G)} = m / A'$$

$$= 1806986,2165 \text{ lb} / \text{jam ft}^2$$

$$= 501,9406 \text{ lb} / \text{detik ft}^2$$

Koreksi kecepatan aliran massa air :

$$V = G / \rho$$

$$= 7,966 \text{ ft} / \text{detik}$$

$$= 2,4130 \text{ m} / \text{s (memenuhi asumsi)}$$

$$\text{NRe} = \text{ID} G / \mu$$

$$= 870095,8899$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 836 Gambar 26, dari nilai NRe didapatkan harga faktor gesekan (f) sebesar = $0,0001 \text{ ft}^2 / \text{m}^2$.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga j_h sebesar = 1800

Sehingga :

$$h_i = j_h [(k / \text{ID}) (C_p \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14}]$$

$$= 1155,3225 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \text{ ID} / \text{OD}$$

$$= 1095,5176 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$$

Koreksi h_{io} :

$$\text{Diameter Spiral} = 0,7 - 0,8 D \text{ (diambil } 0,8)$$

$$= 3,6869 \text{ m}$$

$$h_{io} \text{ Koil} = h_{io} \text{ Pipa} (1 + 3,5 (\text{ID Koil} / \text{Diameter Spiral Koil}))$$

$$= 2135,4911 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_o &= 0,00265 \text{ NRe} \\ &= 2305,7541 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

f. Menghitung U_c

$$\begin{aligned} U_c &= h_o h_{io} / h_o + h_{io} \\ &= 1108,6795 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

g. Menghitung R_d

R_d yang diijinkan adalah sebesar 0,001 - 0,003, diambil $R_d = 0,001$

h. Menghitung U_d

$$\begin{aligned} U_d &= 1 / (1 / U_c) + R_d \\ &= 525,7696 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

i. Menghitung luas perpindahan panas (A Desain)

$$\begin{aligned} A \text{ Desain} &= Q \text{ Serap} / U_d \Delta T \\ &= 1664,4613 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

j. Menghitung panjang koil (L)

$$\begin{aligned} L &= A \text{ Desain} / A'' \\ &= 498,6403 \text{ ft} \\ &= 151,9856 \text{ m} \end{aligned}$$

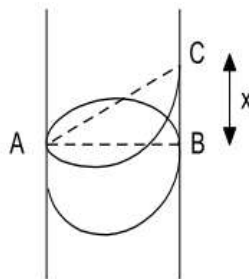
k. Menghitung volume koil (V Koil)

$$\begin{aligned} V \text{ Koil} &= \pi / 4 \text{ OD}^2 L \\ &= 12,5117 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

l. Menghitung luas koil (A_k)

$$\begin{aligned} A_k &= \pi \text{ ID } A'' \\ &= 10,5599 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

m. Menghitung panjang lilitan koil



Diameter Helix / Spiral :

$$\begin{aligned} AB &= 0,7 - 0,8 \text{ D Reaktor (Diambil 0,8)} \\ &= 3,6869 \text{ m} \end{aligned}$$

Dapat dihitung jarak antar koil :

$$BC = x = OD$$

$$= 1,0625 \text{ ft}$$

$$= 0,3239 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$= 3,7011 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga Panjang Koil Tiap Lilitan} = \pi AC$$

$$= 11,6215 \text{ m}$$

n. Menghitung jumlah lilitan koil (N)

$$N = L / \text{Panjang Koil Tiap Lilitan}$$

$$= 13 \text{ Lilitan}$$

o. Menghitung tinggi koil (H koil)

$$H \text{ Koil} = BC \times N$$

$$= 4,2353 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Cairan di Shell} = 4,6688 \text{ m}$$

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan, karena tinggi koil < dari tinggi cairan.

Spesifikasi :

Kapasitas : 93,4179 m³

Waktu Tinggal : 23,2342 menit

Operasi : Kontinyu

Dimensi Reaktor

Diameter : 4,6087 m

Tinggi Tangki : 4,6087 m

Tinggi Total : 6,3898 m

Tebal *Shell* : 5/16 in atau 0,0079 m

Dimensi *Head*

Tebal *Head* : 3/8 in atau 0,0095 m

Tinggi *Head* : 0,8906 m

Pengaduk Reaktor

Tipe : *Three-bladed Mixing Propeller*

Jumlah : 2 buah

Panjang *Blade* : 0,3841 m

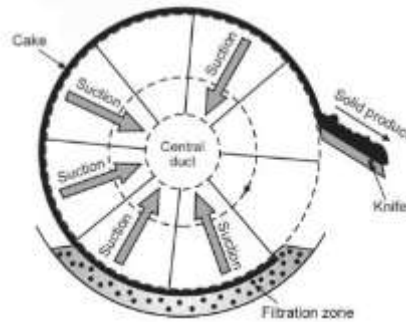
Lebar *Baffle* : 0,4609 m

Tinggi *Blade* : 0,3072 m

Diameter Pengaduk : 1,5362 m

Kecepatan	: 61,0266 rpm
Power	: 24 HP
Dimensi Koil Pendingin	
Diameter Dalam	: 0,3071 m
Diameter Luar	: 0,3239 m
Jumlah Lilitan Koil	: 13 Lilitan
Panjang Total Koil	: 151,9856 m
Panjang Tiap Lilitan	: 11,6215 m
Tinggi	: 4,2353 m
Kapasitas	: 12,5117 m ³
Medium Pendingin	: Air

ROTARY DRUM VACUUM FILTER



Kode	: RDVF-01
Tipe	: <i>Standard Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Fungsi	: Memisahkan <i>cake</i> Silikon Dioksida dari filtrat
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 80 °C
Tekanan	: < 1 atm

1. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (x)	ρ (kg / m ³)	BM Camp (kg / kmol)
Arus 5					
SiO ₂	60,084	13350,5248	0,2605	2320	15,6525
H ₂ SO ₄	98,08	704,2478	0,0137	1834	1,3478
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	105,7908	0,0021	2679	0,5373
Na ₂ SO ₄	142,04	9563,9264	0,1866	2698	26,5077
H ₂ O	18,0528	27523,2358	0,5371	997	9,6955
Total		51247,7257	1,0000		53,7408

$$\rho \text{ Campuran} = 1 / (0,2605/2320 + 0,0137/1834 + 0,0021/2679 + 0,1866/2698 + 0,5371/997)$$

$$= 1372,8701 \text{ kg / m}^3$$

$$= 85,7083 \text{ lb / ft}^3$$

$$\text{Laju Massa Input} = 51247,7257 \text{ kg / jam}$$

$$= 112981,8878 \text{ lb / jam}$$

$$F_v = \text{massa} / \rho \text{ Campuran}$$

$$= 112981,8878 / 85,7083$$

$$= 1318,2144 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 21,9702 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$

$$= 0,3662 \text{ ft}^3 / \text{detik}$$

2. Menghitung kapasitas Rotary Drum Vacuum Filter

$$\text{Asumsi Waktu Filtrasi} = 300 \text{ detik}$$

$$\text{Volume Bahan} = F_v \times \text{Waktu Filtrasi}$$

$$= 0,3662 \times 300$$

$$= 109,8512 \text{ ft}^3$$

$$= 3,1106 \text{ m}^3$$

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 12-66 Tabel 12-27, untuk volume bahan tersebut didapatkan data *Standard Rotary Vacuum Filter* :

$$D = 1,2 \text{ m}$$

$$L = 6,1 \text{ m}$$

$$\text{Putaran} = 6 \text{ rpm}$$

$$\text{Power} = 7,46 \text{ kWH}$$

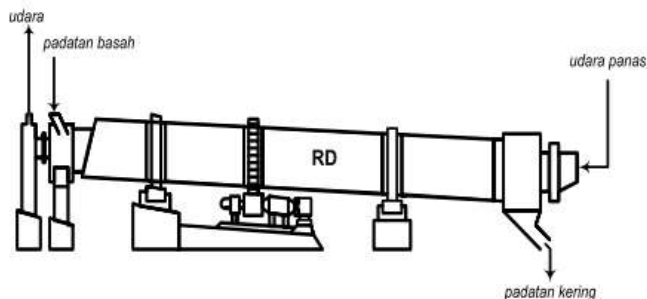
$$\text{Heating Surfc.} = 29,2 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban} = 11340 \text{ kg}$$

Spesifikasi :

Kapasitas : 3,1106 m³
 Diameter : 1,2000 m
 Panjang : 6,1000 m
 Kecepatan : 6 rpm
 Power : 11 HP

ROTARY DRYER



Kode : RD-01
 Tipe : *Single Shell Direct Heat Rotary Dryer*
 Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Type 304*
 Fungsi : Meringkakan bahan dengan udara panas untuk mengurangi kadar impuritas dalam Silikon Dioksida
 Jumlah : 1 buah
 Suhu : 110 °C
 Tekanan : 1 atm

1. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (Fv)

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (x)	ρ (kg / m ³)	BM Camp (kg / kmol)
Arus 5					
SiO ₂	60,084	13257,0712	0,9804	2320	58,9053
H ₂ SO ₄	98,08	4,9297	0,0004	1834	0,0358
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	0,7407	0,0001	2679	0,0143
Na ₂ SO ₄	142,04	66,9475	0,0050	2698	0,7032
H ₂ O	18,0528	192,6625	0,0142	997	0,2572
Total		13522,3516	1,0000		59,9157

$$\rho \text{ Campuran} = 1 / (0,9804/2320 + 0,0004/1834 + 0,0001/2679 + 0,0050/2698 + 0,0142/997)$$

$$= 2278,3024 \text{ kg / m}^3$$

$$= 142,2344 \text{ lb / ft}^3$$

$$\text{Laju Massa Input} = 13522,3516 \text{ kg / jam}$$

$$= 29811,6802 \text{ lb / jam}$$

$$F_v = \text{massa} / \rho \text{ Campuran}$$

$$= 29811,6802 / 142,2344$$

$$= 209,5954 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 3,4933 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$

Data – data dari Neraca Massa dan Neraca Panas :

$$\text{Total Panas (Qp)} = 207202,8472 \text{ kJ / jam} = 196390,3785 \text{ BTU / jam}$$

$$\text{Kebutuhan Udara (m)} = 18763,2875 \text{ kg / jam} = 41365,9752 \text{ lb / jam}$$

$$\text{Jumlah Bahan Kering} = 13328,9483 \text{ kg / jam} = 29385,2991 \text{ lb / jam}$$

2. Menghitung dimensi *Rotary Dryer*

a. Menghitung luas penampang (A')

Mass Velocity (Gs) yang diijinkan adalah sebesar 200 - 1000 lb / jam.ft², ditetapkan Gs sebesar = 500 lb / jam.ft²

$$A' = m \text{ udara} / G_s$$

$$= 82,7320 \text{ ft}^2$$

$$= 7,6860 \text{ m}^2$$

b. Menghitung diameter (D)

$$D = ((4 / \pi) A')^{1/3}$$

$$= 4,7235 \text{ ft}$$

$$= 1,4397 \text{ m}$$

$$= 56,6825 \text{ in}$$

c. Menghitung tinggi bahan

$$\text{Tinggi Bahan} = 15\% D$$

$$= 0,7085 \text{ ft}$$

$$= 0,2160 \text{ m}$$

$$= 8,5024 \text{ in}$$

3. Menghitung ΔT LMTD

$$T \text{ Bahan Input} = 79 \text{ }^\circ\text{C} = 172,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T \text{ Bahan Output} = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 230 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T \text{ Udara Input} = 120 \text{ }^\circ\text{C} = 248 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T \text{ Udara Output} = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 230 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T \text{ udara in} - T \text{ udara out} = 18 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T \text{ bahan out} - T \text{ bahan in} = 55,8 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \Delta t_1 - \Delta t_2 / \ln (\Delta t_2 - \Delta t_1)$$

$$= 33,4099 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Menghitung panjang *Rotary Dryer* (Lrd)

$$\begin{aligned} \text{Lrd} &= Q_p / 0,125 \pi D G_s^{0,67} \Delta T \text{ LMTD} \\ &= 49,2978 \text{ ft} \\ &= 15,0260 \text{ m} \\ &= 581,5742 \text{ in} \end{aligned}$$

5. Menghitung volume *Rotary Dryer* (Vrd)

$$\begin{aligned} \text{Vrd} &= \pi / 4 D^2 \\ &= 863,4424 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

6. Perlengkapan Pada *Rotary Dryer*

a. Menghitung kecepatan putar (N)

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 12 – 54, kecepatan linier (V) yang diijinkan adalah sebesar 30 – 150 ft / menit, diambil V sebesar = 100 ft / menit.

$$\begin{aligned} N &= V / \pi D \\ &= 6,7422 \text{ rpm} \\ &= 0,1124 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Range N} &= N \times D \text{ (25 – 35 rpm ft)} \\ &= 31,8471 \text{ rpm ft (memenuhi range)} \end{aligned}$$

b. Menghitung jumlah *flight*

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 12 – 56, didapatkan data :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi flight} &= 1/12 D - 1/8 D \text{ (Diambil } 1/8D) \\ &= 0,1800 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Panjang flight} = 0,6 \text{ m} - 2 \text{ m (Diambil } 2 \text{ m)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah flight tiap 1 circle} &= 2,4 D - 3 D \text{ (Diambil } 3D) \\ &= 4,3192 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Circle} &= L / \text{Panjang flight} \\ &= 7,5130 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Jumlah flight} &= \text{Total Circle} \times \text{Jumlah flight tiap 1 circle} \\ &= 32,4502 \text{ buah} \end{aligned}$$

c. Menghitung *hold up* padatan dan *time of passes*

Berdasarkan Treybal (1980) Hal. 692, volume *Rotary Dryer* yang ditempati oleh padatan pada setiap saat berkisar antara 10 - 15 %.

Diambil volume :

$$\begin{aligned} \text{Hold Up} &= 10 \% \text{ Vrd} \\ &= 86,3442 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Waktu rata – rata padatan dalam alat :

$$\begin{aligned} \theta &= \text{Hold Up } \rho \text{ Campuran} / F_v \\ &= 0,4120 \text{ jam} \\ &= 24,7174 \text{ menit} \\ &= 1483,0442 \text{ detik} \end{aligned}$$

d. Menghitung kemiringan *Rotary Dryer (Slope)*

$$\begin{aligned} L_s &= \text{Jumlah Bahan Kering} / A' \\ &= 355,1868 \text{ lb} / \text{jam ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Slope} = 0,0037 L_s / \rho \text{ Hold Up } D N^{0,9} = 0,0035 \text{ ft} / \text{ft}$$

Range slope *Rotary Dryer* adalah $0 < s < 0,08$, maka diambil slope sebesar : 0,004 ft / ft

e. Menghitung tekanan desain (P Desain)

$$\begin{aligned} P \text{ Operasi} &= 14,7 \text{ psi} \\ P \text{ Desain} &= 1,1 P \text{ Operasi} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

f. Menghitung tebal *shell (ts)*

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 6-87 Tabel 6-52, perbandingan tinggi bahan dan diameter (H / D) = 0,16

Sehingga :

$$\begin{aligned} D &= 4,7235 \text{ ft} \\ H &= 0,16 D \\ &= 0,7558 \text{ ft} \end{aligned}$$

Data perhitungan tebal *shell (ts)* (Brownell dan Young (1959))

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,0625 \text{ in (1 / 16)}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} ts &= (P D / 2 f E - P) + C \\ &= 0,0625 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal shell dirancang sebesar 3 / 16 atau 0,1875 in atau 0,0048 m

g. Menghitung isolasi

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 12-42, Batu

Isolasi dipakai setebal = 4 in

$$ID = 4,7235 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \text{ ts}) \\ &= 4,7548 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D \text{ Terisolasi} &= OD + (2 \text{ Batu Isolasi} / 12) \\ &= 5,4215 \text{ ft} \end{aligned}$$

7. Menghitung tenaga (P) dan kebutuhan listrik

Data untuk perhitungan :

$$\rho \text{ shell} = 482 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\rho \text{ isolasi} = 19 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

a. Menghitung W total

$$\begin{aligned} \text{Berat Shell} &= \pi / 4 (OD^2 - ID^2) L \rho \text{ shell} \\ &= 5524,9299 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat Isolasi} &= \pi / 4 (OD^2 - ID^2) L \rho \text{ isolasi} \\ &= 217,7877 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat Bahan :

Berdasarkan Ulrich (1984) Tabel 4 – 10, untuk *Solid Hold Up* = 15%

$$\begin{aligned} \text{Berat Bahan} &= \text{Laju Massa Input} \times 115\% \\ &= 34283,4322 \text{ lb} / \text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W \text{ Total} &= \text{Berat shell} + \text{Berat Isolasi} + \text{Berat Bahan} \\ &= 40026,1498 \text{ lb} / \text{jam} \end{aligned}$$

Berat lainnya diasumsikan 15 %, maka :

$$\begin{aligned} W \text{ Total} &= 40026,14986 \times 115 \% \\ &= 46030,0723 \text{ lb} / \text{jam} \end{aligned}$$

Sehingga tenaga *Rotary Dryer* :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= N (4,75dw + 0,1925DW + 0,33W) / 100000 \\ &= 5,0424 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 20-37, efisiensi motor sebesar 55 %, maka :

$$\begin{aligned} P &= \text{HP} / \text{Efisiensi} \\ &= 9,1680 \text{ HP} \end{aligned}$$

b. Menghitung kebutuhan listrik

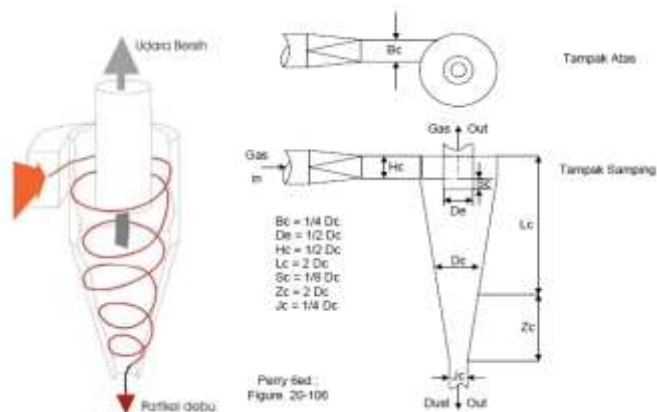
Dari data Neraca Panas :

$$\begin{aligned} Q \text{ Beban Pemanas} &= 125018,0259 \text{ kJ} / \text{jam} \\ &= 118517,0886 \text{ BTU} / \text{jam} \\ &= 34733,9217 \text{ WH} \\ &= 34,7339 \text{ kWh} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Diameter	: 1,4493 m
Panjang	: 15,0260 m
Suhu Bahan Masuk	: 80 °C
Suhu Bahan Keluar	: 110 °C
Suhu Udara Masuk	: 120 °C
Suhu Udara Keluar	: 110 °C
Arah Udara Panas	: <i>Counter Current</i>
Isolasi	: Batu Isolasi
Tebal Isolasi	: 4 in atau 0,1016 m
Tebal <i>Shell</i>	: 1/5 atau 0,0048 m
Tinggi Bahan	: 0,2160
Slope	: 0,004 ft / ft
<i>Time of Passes</i>	: 24,7174 menit
Jumlah <i>Flight</i>	: 32,4503 buah
<i>Power</i>	: 10 HP
Media Pengering	: Udara Panas

CYCLON



Kode	: CY-01
Tipe	: <i>Cyclon Separator</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Fungsi	: Menyaring padatan Silikon Dioksida yang terikut udara panas
Jumlah	: 1 buah

Suhu : 110 °C

Tekanan : 1 atm

1. Menghitung densitas (ρ) dan laju alir volumetrik (F_v) udara

Asumsi *Time Pass* = 2 detik

Rate Udara = 12341,3548 kg / jam (dari Neraca Panas)

= 27208,0503 lb / jam

ρ Campuran = 0,0576 lb / ft³ ((Himmelblau (1974) Hal. 249)

F_v = massa / ρ Campuran

= 27208,0503 / 0,0576

= 472365,1631 ft³ / jam

= 7872,7527 ft³ / menit

= 131,2125 ft³ / detik

2. Menghitung densitas (ρ) dan laju alir volumetrik (F_v) dari *Solid* dan

Impuritas

a. *Solid*

Komponen	Input			
	Arus 6 (<i>Solid</i>)			
	Laju Massa (kg / jam)	Laju Mol (kmol / jam)	Cp (kJ / kmol)	Q (kJ / jam)
SiO ₂	79,5424	1,3239	787,6778	1042,7702
Jumlah				1042,7702

ρ = 2320 kg / m³

F_v = massa / ρ

= 0,0343 m³ / jam

= 0,0003 ft³ / detik

b. Impuritas

Komponen	Input						
	Arus 6 (Impuritas)						
	Laju Massa (kg / jam)	Laju Mol (kmol / jam)	Cp (kJ / kmol)	Q (kJ / jam)	Fraksi Massa (X)	ρ (kg / m ³)	X . ρ (kg / m ³)
H ₂ SO ₄	0,0296	0,0003	1951,9447	0,5887	0,0002	1834	0,2799
Na ₂ O.3,3SiO ₂	0,7407	0,0028	15072,0554	42,8880	0,0038	2679	10,2368
Na ₂ SO ₄	0,4017	0,0028	3334,3451	9,4294	0,0021	2698	5,5911
H ₂ O	192,6625	10,6722	2859,7855	30520,1163	0,9940	997	990,9721
Jumlah	193,8345			30573,0223	1,0000		1007,0798

ρ Campuran = 1007,0798 kg / m³

= 62,87 / ft³

F_v = massa / ρ Campuran

-
- $$= 193,8345 / 1007,0798$$
- $$= 0,1925 \text{ m}^3 / \text{jam}$$
- $$= 0,0019 \text{ ft}^3 / \text{detik}$$
3. Menghitung laju alir volumetrik total (Fv Total)
- $$\text{Fv Total} = \text{Fv Solid} + \text{Fv Impuritas}$$
- $$= 131,2148 \text{ ft}^3 / \text{detik}$$
4. Menghitung volume *shell*
- $$\text{V Shell} = 2 \text{ Fv Total}$$
- $$= 7,4312 \text{ m}^3$$
- Overdesign* = 20 %
- Maka Volume *Cyclon* menjadi
- $$= \text{V Shell} + 120 \%$$
- $$= 314,9154 \text{ ft}^3 / \text{detik}$$
- $$= 18894,9268 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$
- $$= 32102,6544 \text{ m}^3 / \text{jam}$$
5. Menghitung dimensi *Cyclon*
- Berdasarkan Ulrich (1984) Tabel 4 – 23, didapatkan data :
- $$\text{H} / \text{D} = 4 - 6 \text{ (Diambil H} / \text{D} = 4 \text{ atau H} = 4\text{D)}$$
- $$\text{V Shell} = 1/4 \pi \text{D}^2 \text{H}$$
- $$314,9154 = 1/4 \times 3,14 \times \text{D}^2 \times 6\text{D}$$
- $$314,9154 = 1/4 \times 3,14 \times 6\text{D}^3$$
- $$4\text{D}^3 = 314,9154 / 0,7850$$
- $$4\text{D}^3 = 401,1662 \text{ ft}^3$$
- $$4\text{D} = 7,3752 \text{ ft}$$
- $$\text{D} = 1,8438 \text{ ft}$$
- $$\text{D} = 0,5620 \text{ m}$$
- $$\text{D} = 22,1256 \text{ in}$$

Karena $\text{H} = 4 \text{ D}$, maka :

$$\text{H} = 7,3752 \text{ ft}$$

$$\text{H} = 2,2480 \text{ m}$$

$$\text{H} = 88,5026 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{BC} = 1/4 \text{ D}$$

$$= 5,5314 \text{ in}$$

$$= 0,1405 \text{ m}$$

$$= 0,1405 \text{ ft}$$

$$DE = 1/2 D$$

$$= 0,2810 \text{ m}$$

$$HC = 2 BC$$

$$= 0,2810 \text{ m}$$

$$LC = 2 D$$

$$= 1,1240 \text{ m}$$

$$SC = 1/8 D$$

$$= 0,0702 \text{ m}$$

$$ZC = 2 D$$

$$= 1,1240 \text{ m}$$

$$JC = 1/4 D$$

$$= 0,1405 \text{ m}$$

6. Menghitung Diameter Partikel Minimum (Dpmin)

a. Menghitung area cyclon

$$\text{Area cyclon} = 2 BC^2$$

$$= 0,1889 \text{ ft}^2$$

$$= 0,0175 \text{ m}^2$$

b. Menghitung kecepatan bahan (Vc)

$$Vc = Fv \text{ Total} / \text{Area Cyclon}$$

$$= 694,7454 \text{ ft} / \text{detik}$$

c. Menghitung Dpmin

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 20 – 86, Ntc (*number of turn made by gas stream in cyclone separator*) adalah sebesar = 10

$$Dpmin = (9 \mu BC / \pi Ntc Vc (\rho \text{ solid} - \rho \text{ impuritas}))^{0,5}$$

$$= 3,3502 \times 10^{-5} \text{ ft}$$

$$= 1,0211 \times 10^{-5} \text{ m}$$

7. Menghitung tebal shell

Data untuk perhitungan :

Data perhitungan tebal shell (ts) (Brownell dan Young (1959))

$$\text{Jari – Jari Cyclon (ri)} = D / 2$$

$$= 6,9403 \text{ in}$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,1250 \text{ in}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ Desain} &= 14,7 \text{ psi} \\
 t_{\min} &= (P r_i / f E - 0,6 P) + C \\
 &= 0,1357 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal shell dirancang sebesar $3/16$ atau $0,1875 \text{ in}$ atau $0,0048 \text{ m}$

8. Menghitung tebal *bottom* (tb)

Tebal *bottom* = tebal *head* (karena *bottom* menahan beban yang terberat)

Data perhitungan :

$$\alpha = 1/2$$

$$\text{Sudut conis} = 30/2^{\circ} = 15^{\circ}$$

$$\begin{aligned}
 t_b &= (P D / 2 \text{Cos } \alpha (f E - 0,6 P)) + C \\
 &= 0,1109 \text{ in} \\
 &= 0,0028 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, tebal shell dirancang sebesar $3/16$ atau $0,1875 \text{ in}$ atau $0,0048 \text{ m}$

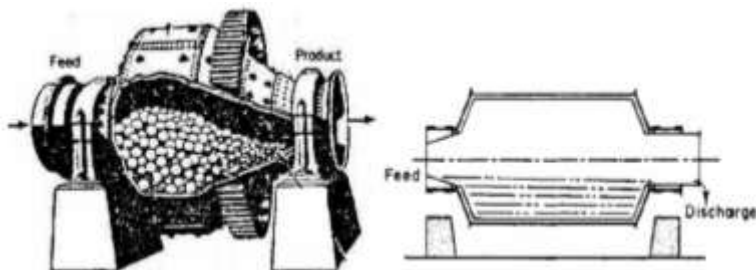
Spesifikasi :

Diameter : $0,3747 \text{ m}$
 Tinggi : $2,2480 \text{ m}$
Diameter Particle : $0,0000102 \text{ m}$

Min

Tebal *Shell* : $3/16 \text{ in}$ atau $0,0048 \text{ m}$
 Tebal *Head* : $3/16 \text{ in}$ atau $0,0048 \text{ m}$
 Tebal *Bottom* : $3/16 \text{ in}$ atau $0,0048 \text{ m}$

BALL MILL



Kode : BM-01
 Tipe : *Marcy Ball Mill*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Fungsi : Memperkecil ukuran Silikon Dioksida sampai 200 mesh
 Jumlah : 1 buah
 Suhu : 30 °C
 Tekanan : 1 atm

Dari Neraca Massa didapatkan :

Laju Massa Input = 13327,7217 kg / jam
 = 13,3277 ton / jam
 = 319,8653 ton / hari

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 20 – 35 Tabel 20 – 16, dari data Laju Massa Input didapatkan data :

Jenis *Ball Mill* = *Marcy Ball Mill*
No. Shieve = 200 mesh
Max. Capacity = 655 ton / hari
 Berat Bola Baja = 56,50 ton
 Kecepatan = 18 rpm
 Ukuran = 10 x 10 ft
Power = 700 HP

Untuk *Marcy Ball Mill* digunakan 3 ukuran bola baja, yaitu 15; 12,5; dan 10 (dalam satuan in). Diasumsikan berat 3 ukuran bola baja adalah sama rata, sehingga :

Berat bola baja masing – masing ukuran = Berat Bola Baja / 3
 = 18,8333 ton

1. Menghitung masing – masing bola baja

a. Bola Baja 1

Diameter = 15 in atau 0,3810 m

Jari – jari = 1 / 2 D
 = 0,1905 m

Volume = $\frac{4}{3} \pi r^3$
 = 0,0289 m³
 = 28,9437 L

ρ = 4,8 kg / L (Perry, Green, dan Maloney (1999)
 Hal. 20 – 33)

Berat 1 Bola Baja = $\rho \times V$
 = 138,9295 kg
 = 0,1389 ton

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bola Baja} &= \text{Berat bola baja masing – masing ukuran} / \text{Berat 1} \\ &\quad \text{Bola Baja} \\ &= 134 \text{ buah} \end{aligned}$$

b. Bola Baja 2

$$\text{Diameter} = 12,5 \text{ in atau } 0,3175 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari – jari} &= 1 / 2 D \\ &= 0,1588 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 4/3 \pi r^3 \\ &= 0,0167 \text{ m}^3 \\ &= 16,7498 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\rho = 4,8 \text{ kg / L (Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 20 – 33)}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 1 Bola Baja} &= \rho \times V \\ &= 80,3990 \text{ kg} \\ &= 0,0804 \text{ ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bola Baja} &= \text{Berat bola baja masing – masing ukuran} / \text{Berat} \\ &\quad \text{1 Bola Baja} \\ &= 235 \text{ buah} \end{aligned}$$

c. Bola Baja 3

$$\text{Diameter} = 10 \text{ in atau } 0,2540 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari – jari} &= 1 / 2 D \\ &= 0,1270 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 4/3 \pi r^3 \\ &= 0,0086 \text{ m}^3 \\ &= 8,5759 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\rho = 4,8 \text{ kg / L (Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 20 – 33)}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 1 Bola Baja} &= \rho \times V \\ &= 41,1643 \text{ kg} \\ &= 0,0412 \text{ ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Bola Baja} &= \text{Berat bola baja masing – masing ukuran} / \text{Berat} \\ &\quad \text{1 Bola Baja} \\ &= 458 \text{ buah} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Kapasitas : 655 ton / hari

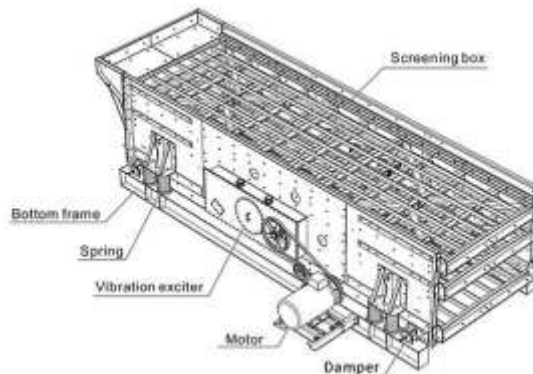
Ukuran : 10 x 10 ft

Kecepatan : 18 rpm

Power : 700 HP

Diameter	: 3,0480 m
Panjang	: 3,0480 m
Sieve Number	: 200 mesh
Ukuran Bola Baja	: 15 in ; 12,5 in ; 10 in
Berat Total Bola Baja	: 56,5 ton
Baja	
Jumlah Bola Baja	
Bola Baja 15 in	: 134 buah
Bola Baja 12,5 in	: 235 buah
Bola Baja 10 in	: 458 buah
Kecepatan	: 18 rpm
Power	: 700 HP

VIBRATING SCREEN



Kode	: VS-01
Tipe	: <i>Vibrated Screen</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Fungsi	: Menyeragamkan ukuran Silikon Dioksida dengan ukuran 200 mesh
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

Dari Neraca Massa didapatkan :

Laju Massa Input	= 13327,7217 kg / jam
	= 13,3277 ton / jam

Faktor Kelonggaran (f_u) = 0,2 (Perry, Green, dan Maloney (1999)
Tabel 21 – 7)

1. Menghitung Kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= \text{Laju Massa Input} (1 + f_u) \\ &= 15,9933 \text{ ton / jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung Luas *Vibrating Screen* (A)

Keterangan :

$$c_u = \text{Unit Capacity (Ton / ft}^2\text{.jam)} = 0,7$$

$$c_t = \text{Kapasitas (Ton / jam)}$$

$$f_s = \text{Sloted Area Factor} = 0,1$$

$$f_{oa} = \text{Open Area Factor (in)} = 0,25$$

$$\begin{aligned} A &= 0,4 c_t / c_o f_{oa} f_s \\ &= 36,5560 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung lebar ayakan (L) dan panjang (P)

$$\begin{aligned} L &= (A / f_s)^{0,5} \\ &= 6,0462 \text{ ft} \\ &= 1,8429 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P = 1,3 L = 2,3957 \text{ m}$$

4. Menghitung efisiensi *Vibrating Screen*

Ukuran yang tersaring berukuran 200 mesh

$$\text{Produk Oversize (e)} = 10 \% \text{ feed}$$

$$\text{Produk Oversize (v)} = 90 \% \text{ feed}$$

$$\begin{aligned} E &= 100 (e - v) / e (100 - v) \\ &= 98,7654 \% \end{aligned}$$

5. Menghitung *power*

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 567 Gambar 14 – 88, didapatkan data *power* sebesar :

$$P = 3 \text{ HP}$$

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 19-20 Tabel 19-6, didapatkan data – data :

$$\text{Kecepatan} = 50 \text{ vibration / detik}$$

$$\text{Tyler Equivalent Design} = 200 \text{ mesh}$$

$$\text{Sieve No.} = 200 \text{ mesh}$$

$$\text{Sieve Design} = \text{Standart } 74 \text{ micron}$$

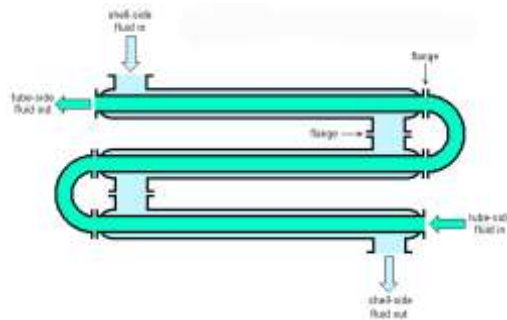
$$\text{Sieve Opening} = 0,074 \text{ mm}$$

$$\text{Ukuran Kawat} = 0,053 \text{ mm}$$

Spesifikasi :

Kapasitas	: 15,9933 ton / jam
Panjang	: 2,3957 m
Lebar	: 1,8429 m
Sieve Number	: 200 mesh
Sieve Design	: Standart 74 micron
Sieve Opening	: 0,074 mm
Kecepatan	: 50 vibration / detik
Power	: 3 HP

HEATER 1



Kode	: H-01
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Fungsi	: Memanaskan Bahan Baku Natrium Silikat 62 % dari suhu 30 °C sampai 80 °C
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 80 °C
Tekanan	: 1 atm

Dari Neraca Panas Heater 1 :

Komponen	Input (kJ / jam)	Output (kJ / jam)
	Arus 1	Arus 1
Na ₂ O.3,3SiO ₂	60056,8764	660625,6381
H ₂ O	19087,9513	207255,5525
Q Steam	830248,8030	
Q Loss		41512,4402
Subtotal	909393,6308	909393,6308
TOTAL	909393,6308	909393,6308

Cold Fluid

$$T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353\text{ K} = 176\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Massa Input} &= 18381,3073\text{ kg / jam} \\ &= 40523,7977\text{ lb / jam} \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$T_{in} = 140\text{ }^{\circ}\text{C} = 413\text{ K} = 284\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 100\text{ }^{\circ}\text{C} = 373\text{ K} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pemanas (m)} &= 4846,6399\text{ kg / jam} \\ &= 10684,9993\text{ lb / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Steam}} &= 830248,8030\text{ kJ / jam} \\ &= 786965,6901\text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

1. Menghitung ΔT LMTD dan Suhu *Average**Hot Fluid*

$$T_{in} = 140\text{ }^{\circ}\text{C} = 284\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 100\text{ }^{\circ}\text{C} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Cold Fluid

$$t_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_{out} = 80\text{ }^{\circ}\text{C} = 176\text{ }^{\circ}\text{F}$$

<i>Hot Fluid</i> ($^{\circ}\text{F}$)			<i>Cold Fluid</i> ($^{\circ}\text{F}$)		Selisih	
T1	284	<i>Higher Temp.</i>	t2	176	Δt_1	108
T2	212	<i>Lower Temp.</i>	t1	86	Δt_2	126
	72			-90		162

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) \\ &= 116,7689\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$\begin{aligned} T_{\text{avg}} &= T_1 + T_2 / 2 \\ &= 248\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid

$$\begin{aligned} t_{\text{avg}} &= t_1 + t_2 / 2 \\ &= 131\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Data – data :

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Campuran Cold Fluid}} &= 726,5949\text{ kg / m}^3 \\ &= 45,3613\text{ lb / ft}^3 \\ \rho_{\text{Campuran Hot Fluid}} &= 997,000\text{ kg / m}^3 \\ &= 62,2427\text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ Campuran Cold Fluid} &= 16,3212 \text{ cp} \\ &= 0,0110 \text{ lb / ft detik} \\ &= 39,4842 \text{ lb / jam ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ Campuran Hot Fluid} &= 0,3523 \text{ cp} \\ &= 0,0002 \text{ lb / ft detik} \\ &= 0,8523 \text{ lb / jam ft} \end{aligned}$$

2. Menghitung luas perpindahan panas (A) dan menentukan jenis *heater* Berdasarkan Kern (1965) Hal. 840 Tabel 8, untuk fluida panas aqueous solution dan fluida dingin steam diambil harga Overall UD = 500 BTU / ft² °F jam

$$\begin{aligned} A &= Q \text{ Steam} / UD \Delta T \\ &= 13,4790 \text{ ft}^2 \\ &= 1,2522 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan jenis *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)

3. Memilih Pipa Standart

Berdasarkan Kern (1965) Hal 103 Tabel 6.1 dan Hal. 844 Tabel 11, didapatkan ukuran standart pipa :

Anulus :

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 4 \text{ in atau } 0,1016 \text{ m atau } 0,3333 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 4,5 \text{ in atau } 0,1143 \text{ m atau } 0,3750 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 4,026 \text{ in atau } 0,1023 \text{ m atau } 0,3355 \text{ ft} \\ \text{Schedule Number} &= 40 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Flow Area Per Pipe (A')} = 12,7 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,8194 \text{ m}^2 \text{ atau } 0,0882 \text{ ft}^2$$

Inner Pipe :

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 3 \text{ in atau } 0,0762 \text{ m atau } 0,2500 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 3,5 \text{ in atau } 0,0889 \text{ m atau } 0,2917 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ in atau } 0,0779 \text{ m atau } 0,2557 \text{ ft} \\ \text{Schedule Number} &= 40 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Flow Area Per Pipe (A')} = 7,38 \text{ in}^2 \text{ atau } 0,4761 \text{ m}^2 \text{ atau } 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang Pipa (L)} = 20 \text{ ft atau } 6,0960 \text{ m}$$

4. Menghitung bagian *inner pipe*

Bagian *inner pipe* dilewati *cold fluid*

- a. Menghitung kecepatan linier fluida (Gpipe)

$$\text{Gpipe} = \text{Laju Massa Input} / A'$$

$$= 790708,2486 \text{ lb / jam ft}^2$$

- b. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan *jh*

$$\begin{aligned} NRe &= D \text{ Gpipe} / \mu \\ &= 5119,9651 \end{aligned}$$

Dikarenakan $NRe > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga *jh* sebesar : 18

- c. Menghitung *hi* dan *hio*

$$Cp \text{ Campuran Cold Fluid} = 64,4082 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

$$k \text{ Campuran Cold Fluid} = 0,0151 \text{ BTU / lb jam } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} hi &= jh [(k / ID) (c \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14}] \\ &= 58,4180 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$hio = hi \text{ ID} / \text{OD}$$

$$= 51,2075 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

5. Menghitung bagian anulus

Bagian anulus dilewati *hot fluid*

- a. Menghitung *flow area* (A' anulus) dan D_e

$$D_2 \text{ (ID Anulus)} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$D_1 \text{ (OD Inner Pipe)} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} A' \text{ Anulus} &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= 0,0216 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= 0,0943 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- b. Menghitung kecepatan linier fluida (G_{anulus})

$$\begin{aligned} G_{anulus} &= \text{Laju Massa Input} / A' \\ &= 495127,8717 \text{ lb / jam ft}^2 \end{aligned}$$

- c. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan *jh*

$$\begin{aligned} NRe &= D_e \text{ Gpipe} / \mu \\ &= 54756,2408 \end{aligned}$$

Dikarenakan $NRe > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga *jh* sebesar : 160

- d. Menghitung *ho*

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 804 Gambar 2, dari t_{avg} didapatkan harga C_p :

$$C_p = 1,2000 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 800 Tabel 4, didapatkan harga k :

$$k = 0,3980 \text{ BTU / lb jam } ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 164, untuk steam didapatkan harga h_o :

$$h_o = 1500 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

6. Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = h_o h_{io} / h_o + h_{io}$$

$$= 49,5171 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

7. Menghitung faktor pengotor (R_d)

R_d yang diijinkan adalah sebesar 0,001 - 0,003, diambil $R_d = 0,003$

8. Menghitung U_d

$$U_d = 1 / (1 / U_c) + R_d$$

$$= 43,1127 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

9. Menghitung luas permukaan yang dibutuhkan (A)

$$A = Q_{\text{Steam}} / U_d \Delta T$$

$$= 156,3234 \text{ ft}^2$$

10. Menghitung panjang pipa yang dibutuhkan (L') dan *hairpin*

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 844 Tabel 11, didapatkan :

$$\text{Surface per lin ft (A'')} = 1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$L' = A / A''$$

$$= 132,7024 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = L' / 2 L$$

$$= 3,3176 \text{ atau } 4 \text{ hairpin}$$

11. Koreksi perhitungan

$$\text{Luas permukaan aktual} = L \times A''$$

$$= 156,3234 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ aktual} = Q_{\text{Steam}} / \text{Luas permukaan aktual } \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 43,1127 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$R_d \text{ aktual} = U_c - U_d / U_c U_d$$

$$= 0,0030 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \text{ (memenuhi)}$$

12. Menghitung *pressure drop* (ΔP)

a. *Hot Fluid (Anulus)*

$$\begin{aligned} De' &= D2 - D1 \\ &= 0,0438 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} NRe &= De' \text{ Ganulus} / \mu \\ &= 25464,6350 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor friksi } (f) &= 0,0035 + 0,264 / NRe^{0,42} \\ &= 0,0072 \end{aligned}$$

$$\rho = 62,2427 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta Fa &= 4 f \text{ Ganulus}^2 L / 2 g \rho^2 De' \\ &= 7,9847 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \text{Ganulus} / 3600 \rho \\ &= 2,2097 \text{ fps} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Ft &= \text{hairpin } (V^2 / 2 g') \\ &= 0,3033 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= (\Delta Fa + \Delta Ft) \rho / 144 \\ &= 3,5824 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan}) \end{aligned}$$

b. *Cold Fluid (Inner Pipe)*

$$NRe = 5119,9651$$

$$\begin{aligned} \text{Faktor friksi } (f) &= 0,0035 + 0,264 / NRe^{0,42} \\ &= 0,0108 \end{aligned}$$

$$\rho = 45,3613 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta Fp &= 4 f G_{\text{pipe}}^2 L / 2 g \rho^2 D \\ &= 9,8321 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \Delta Fp \rho / 144 \\ &= 3,0972 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan}) \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Beban Pemanas : 830248,8030 kJ / jam

Annulus (Hot Fluid, Steam)

Suhu Masuk : 140 °C

Suhu Keluar : 100 °C

Diameter Luar : 0,1143 m

Diameter Dalam : 0,1023 m

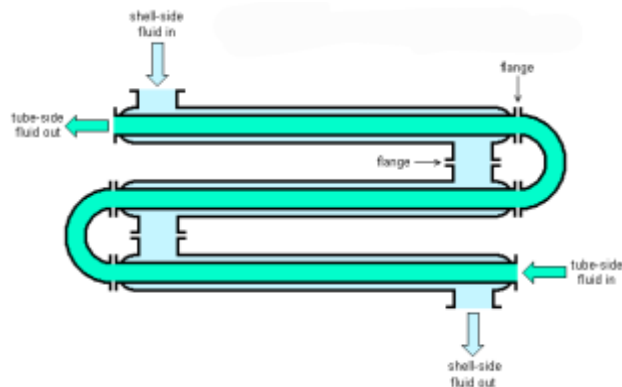
Pressure Drop : 3,5824 psi

Inner Pipe (Cold Fluid, Aqueous Solution)

Suhu Masuk : 30 °C

Suhu Keluar	: 80 °C
Diameter Luar	: 0,0889 m
Diameter Dalam	: 0,0779 m
Pressure Drop	: 3,0972 psi
Panjang	: 6,0960 m
Jumlah Hairpin	: 4 buah
Fouling Factor	: 0,0030 ft ² jam °F / BTU
Media Pemanas	: <i>Steam</i>

HEATER 2



Kode	: H-02
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Fungsi	: Memanaskan Bahan Baku Asam Sulfat 5 % dari suhu 30 °C sampai 80 °C
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 80 °C
Tekanan	: 1 atm

Dari Neraca Panas *Heater 2* :

Komponen	Input (kJ / jam)	Output (kJ / jam)
	Arus 2	Arus 2
H ₂ SO ₄	10339,0136	180290,8285
H ₂ O	650899,1408	7067414,3387
Q <i>Steam</i>	6933123,1714	
Q <i>Loss</i>		346656,1586
Subtotal	7594361,3258	7594361,3258
TOTAL	7594361,3258	7594361,3258

Cold Fluid

$$T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 80\text{ }^{\circ}\text{C} = 353\text{ K} = 176\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Massa Input} &= 32866,4183\text{ kg / jam} \\ &= 72457,9632\text{ lb / jam} \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$T_{in} = 140\text{ }^{\circ}\text{C} = 413\text{ K} = 284\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 100\text{ }^{\circ}\text{C} = 373\text{ K} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pemanas (m)} &= 40472,6286\text{ kg / jam} \\ &= 89226,7665\text{ lb / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Steam}} &= 6933123,1714\text{ kJ / jam} \\ &= 6571680,7312\text{ BTU / jam} \end{aligned}$$

1. Menghitung ΔT LMTD dan Suhu Average

Hot Fluid

$$T_{in} = 140\text{ }^{\circ}\text{C} = 284\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{out} = 100\text{ }^{\circ}\text{C} = 212\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Cold Fluid

$$t_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_{out} = 80\text{ }^{\circ}\text{C} = 176\text{ }^{\circ}\text{F}$$

<i>Hot Fluid</i> ($^{\circ}\text{F}$)			<i>Cold Fluid</i> ($^{\circ}\text{F}$)		Selisih	
T1	284	<i>Higher Temp.</i>	t2	176	Δt_1	108
T2	212	<i>Lower Temp.</i>	t1	86	Δt_2	126
	72			-90		162

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) \\ &= 116,7689\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$\begin{aligned} T_{\text{avg}} &= T_1 + T_2 / 2 \\ &= 248\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Cold Fluid

$$\begin{aligned} t_{\text{avg}} &= t_1 + t_2 / 2 \\ &= 131\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Data – data :

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Campuran Cold Fluid}} &= 646,0796\text{ kg / m}^3 \\ &= 40,3348\text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Campuran Hot Fluid}} &= 995,700\text{ kg / m}^3 \\ &= 62,1616\text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\mu_{\text{Campuran Cold Fluid}} = 1,5436\text{ cp}$$

- = 0,0010 lb / ft detik
= 3,7344 lb / jam ft
- μ Campuran *Hot Fluid* = 0,3523 cp
= 0,0002 lb / ft detik
= 0,8523 lb / jam ft
2. Menghitung luas perpindahan panas (A) dan menentukan jenis *heater*
Berdasarkan Kern (1965) Hal. 840 Table 8, untuk fluida panas aqueous solution dan fluida dingin steam diambil harga Overall
UD = 500 BTU / ft² °F jam
A = Q *Steam* / UD ΔT LMTD
= 112,558 ft²
= 10,4567 m²
Karena A < 200 ft², maka digunakan jenis *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)
3. Memilih Pipa Standart
Berdasarkan Kern (1965) Hal 103 Tabel 6.1 dan Hal. 844 Tabel 11, didapatkan ukuran standart pipa :
- Anulus :
- IPS = 4 in atau 0,1016 m atau 0,3333 ft
OD = 4,5 in atau 0,1143 m atau 0,3750 ft
ID = 4,026 in atau 0,1023 m atau 0,3355 ft
Schedule Number = 40 in
Flow Area Per Pipe (A') = 12,7 in² atau 0,8194 m² atau 0,0882 ft²
- Inner Pipe* :
- IPS = 3 in atau 0,0762 m atau 0,2500 ft
OD = 3,5 in atau 0,0889 m atau 0,2917 ft
ID = 3,068 in atau 0,0779 m atau 0,2557 ft
Schedule Number = 40 in
Flow Area Per Pipe (A') = 7,38 in² atau 0,4761 m² atau 0,0513 ft²
Panjang Pipa (L) = 20 ft atau 6,0960 m
4. Menghitung bagian *inner pipe*
Bagian *inner pipe* dilewati *cold fluid*
- a. Menghitung kecepatan linier fluida (G_{pipe})
G_{pipe} = Laju Massa Input / A'
= 1413813,9160 lb / jam ft²

- b. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan j_h

$$\begin{aligned} NRe &= D G_{\text{pipe}} / \mu \\ &= 96793,5794 \end{aligned}$$

Dikarenakan $NRe > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga j_h sebesar : 240

- c. Menghitung h_i dan h_o

$$C_p \text{ Campuran Cold Fluid} = 285,9435 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

$$k \text{ Campuran Cold Fluid} = 0,3354 \text{ BTU / lb jam } ^\circ\text{F}$$

$$h_i = j_h [(k / ID) (c \mu / k)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0,14}]$$

$$= 4631,3244 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = h_i ID / OD$$

$$= 4059,6867 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

5. Menghitung bagian anulus

Bagian anulus dilewati *hot fluid*

- a. Menghitung *flow area* (A' anulus) dan D_e

$$D_2 \text{ (ID Anulus)} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$D_1 \text{ (OD Inner Pipe)} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$A' \text{ Anulus} = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$$

$$= 0,0216 \text{ ft}^2$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$$

$$= 0,0943 \text{ ft}^2$$

- b. Menghitung kecepatan linier fluida (G_{anulus})

$$G_{\text{anulus}} = \text{Laju Massa Input} / A'$$

$$= 4134643,1429 \text{ lb / jam ft}^2$$

- c. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan j_h

$$NRe = D_e G_{\text{pipe}} / \mu$$

$$= 457250,5986$$

Dikarenakan $NRe > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga j_h sebesar : 850

- d. Menghitung h_o

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 804 Gambar 2, dari t_{avg} didapatkan harga C_p :

$$C_p = 1,2000 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 800 Tabel 4, didapatkan harga

k :

$$k = 0,3980 \text{ BTU / lb jam } ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 164, untuk steam didapatkan harga h_o :

$$h_o = 1500 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

6. Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = h_o h_{io} / h_o + h_{io}$$

$$= 1095,3009 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

7. Menghitung faktor pengotor (R_d)

R_d yang diijinkan adalah sebesar 0,001 - 0,003, diambil $R_d = 0,003$

8. Menghitung U_d

$$U_d = 1 / (1 / U_c) + R_d$$

$$= 255,5590 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

9. Menghitung luas permukaan yang dibutuhkan (A)

$$A = Q_{\text{Steam}} / U_d \Delta T$$

$$= 220,2208 \text{ ft}^2$$

10. Menghitung panjang pipa yang dibutuhkan (L') dan *hairpin*

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 844 Tabel 11, didapatkan :

$$\text{Surface per lin ft (A'')} = 1,178 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$L' = A / A''$$

$$= 186,9446 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah hairpin yang dibutuhkan} = L' / 2 L$$

$$= 4,6736 \text{ atau } 5 \text{ hairpin}$$

11. Koreksi perhitungan

$$\text{Luas permukaan aktual} = L \times A''$$

$$= 220,2208 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ aktual} = Q_{\text{Steam}} / \text{Luas permukaan aktual } \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 255,5590 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$R_d \text{ aktual} = U_c - U_d / U_c U_d$$

$$= 0,0030 \text{ BTU / ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F (memenuhi)}$$

13. Menghitung *pressure drop* (ΔP)

- a. *Hot Fluid* (Anulus)

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$= 0,0438 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{NRe} = \text{De}' \text{ Ganulus} / \mu$$

$$= 212646,4384$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0,0035 + 0,264 / \text{NRe}^{0,42}$$

$$= 0,0050$$

$$\rho = 62,2427 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\Delta \text{Fa} = 4 f \text{ Ganulus}^2 L / 2 g \rho^2 \text{ De}'$$

$$= 4,8559 \text{ ft}$$

$$V = \text{Ganulus} / 3600 \rho$$

$$= 18,4762 \text{ fps}$$

$$\Delta \text{Ft} = \text{hairpin } (V^2 / 2 g')$$

$$= 1,4345 \text{ ft}$$

$$\Delta \text{Pa} = (\Delta \text{Fa} + \Delta \text{Ft}) \rho / 144$$

$$= 2,7154 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan})$$

b. *Cold Fluid (Inner Pipe)*

$$\text{NRe} = 96793,5794$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0,0035 + 0,264 / \text{NRe}^{0,42}$$

$$= 0,0056$$

$$\rho = 45,3613 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\Delta \text{Fp} = 4 f G_{\text{pipe}}^2 L / 2 g \rho^2 D$$

$$= 0,2652 \text{ ft}$$

$$\Delta \text{Pa} = \Delta \text{Fp} \rho / 144$$

$$= 0,0743 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan})$$

Spesifikasi :

Beban Pemanas : 6933123,1714 kJ / jam

Annulus (Hot Fluid, Steam)

Suhu Masuk : 140 °C

Suhu Keluar : 100 °C

Diameter Luar : 0,1143 m

Diameter Dalam : 0,1023 m

Pressure Drop : 2,7154 psi

Inner Pipe (Cold Fluid, Aqueous Solution)

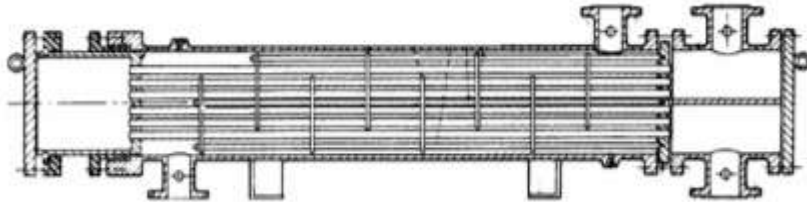
Suhu Masuk : 30 °C

Suhu Keluar : 80 °C

Diameter Luar : 0,0889 m

Diameter Dalam	: 0,0779 m
Pressure Drop	: 0,0743 psi
Panjang	: 6,0960 m
Jumlah Hairpin	: 5 buah
Fouling Factor	: 0,0030 ft ² jam °F / BTU
Media Pemanas	: Steam

AIR HEATER



Kode	: AH-01
Tipe	: 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Fungsi	: Memanaskan udara bebas dari suhu 30 °C sampai 110 °C
Jumlah	1 buah
Suhu	: 110 °C
Tekanan	: 1 atm

Dari Neraca Panas Air Heater :

Komponen	Input (kJ / jam)	Output (kJ / jam)
Udara	94379,3362	1804640,0538
Q Steam	1800274,4396	
Q Loss		90013,7220
Subtotal	1894653,7758	1894653,7758
TOTAL	1894653,7758	1894653,7758

Cold Fluid

$$T_{in} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K} = 86 \text{ °F}$$

$$T_{out} = 110 \text{ °C} = 383 \text{ K} = 230 \text{ °F}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju Massa Input} &= 18763,2875 \text{ kg / jam (Kebutuhan Udara pada RD-01)} \\ &= 41365,9189 \text{ lb / jam} \end{aligned}$$

Hot Fluid

$$T_{in} = 140 \text{ °C} = 413 \text{ K} = 284 \text{ °F}$$

$$T_{out} = 100 \text{ °C} = 373 \text{ K} = 212 \text{ °F}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pemanas (m)} &= 10509,2376 \text{ kg / jam} \\ &= 23168,8754 \text{ lb / jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{Steam}} = 1800274,4396 \text{ kJ / jam}$$

$$= 1706421,2697 \text{ BTU / jam}$$

1. Menghitung ΔT LMTD dan Suhu *Average*

Hot Fluid

$$T_{\text{in}} = 140 \text{ }^\circ\text{C} = 284 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{out}} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold Fluid

$$t_{\text{in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{out}} = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 230 \text{ }^\circ\text{F}$$

<i>Hot Fluid</i> ($^\circ\text{F}$)			<i>Cold Fluid</i> ($^\circ\text{F}$)		Selisih	
T1	284	<i>Higher Temp.</i>	t2	230	Δt_1	54
T2	212	<i>Lower Temp.</i>	t1	86	Δt_2	126
	72			-144		216

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta t_2 - \Delta t_1 / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)$$

$$= 84,9760 \text{ }^\circ\text{F}$$

Hot Fluid

$$T_{\text{avg}} = T_1 + T_2 / 2$$

$$= 248 \text{ }^\circ\text{F}$$

Cold Fluid

$$t_{\text{avg}} = t_1 + t_2 / 2$$

$$= 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. Menghitung R dan S

$$R = T_1 - T_2 / t_2 - t_1$$

$$= 0,5000 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$S = t_2 - t_1 / T_1 - t_1$$

$$= 0,7273 \text{ }^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 828 Gambar 18, untuk *Heat Exchanger* 1 - 2 didapatkan harga F_t sebesar = 0,927

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \Delta T_{\text{LMTD}} \times F_t$$

$$= 78,7728 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_c / \Delta t_h = 126 / 54$$

$$= 2,3333 \text{ }^\circ\text{F}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 827 Gambar 17, diperoleh :

$$K_c = 0,4$$

$$F_c = 0,6$$

$$T_c = T_2 + F_c (T_2 - T_1)$$

$$= 168,8 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c (t_2 - t_1)$$

$$= 172,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Data – data :

$$\rho \text{ Udara / Cold Fluid} = 1,2040 \text{ kg / m}^3$$

$$= 0,0752 \text{ lb / ft}^3$$

$$\rho \text{ Steam / Hot Fluid} = 997,000 \text{ kg / m}^3$$

$$= 62,2427 \text{ lb / ft}^3$$

$$\mu \text{ Udara / Cold Fluid} = 1,9333 \text{ cp}$$

$$= 0,0013 \text{ lb / ft detik}$$

$$= 4,6770 \text{ lb / jam ft}$$

$$\mu \text{ Steam / Hot Fluid} = 0,3523 \text{ cp}$$

$$= 0,0002 \text{ lb / ft detik}$$

$$= 0,8523 \text{ lb / jam ft}$$

$$C_p = 360,1079 \text{ BTU / lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3926 \text{ BTU / lb jam } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung luas perpindahan panas (A) dan menentukan jenis *heater* Berdasarkan Kern (1965) Hal. 840 Table 8, untuk fluida dingin *gases* dan fluida panas *steam* diambil harga Overall UD = 50 BTU / ft² °F jam

$$A = Q \text{ Steam} / \text{UD } \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 433,2516 \text{ ft}^2$$

$$= 40,2491 \text{ m}^2$$

Karena $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan jenis *Shell and Tube Heat Exchanger*

4. Menghitung jumlah *tube* (Nt)

$$\text{Panjang tube (L)} = 16 \text{ ft}$$

$$N_t = A / L A''$$

$$= 103,4309 \text{ in atau } 104 \text{ in}$$

Direncanakan menggunakan *Heat Exchanger Tipe Shell and Tube 1 - 2*

5. Memilih Pipa Standart

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 841 Table 9, Hal. 843 Table 10 dan Coulson dan Richardson (1955) Hal 645, didapatkan :

$$\text{Pipe} = 1 \text{ in OD tubes}$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ square pitch}$$

Tube Side :

Jumlah <i>tube</i> (Nt)	= 104 in
OD	= 1 in atau 0,0254 m atau 0,0833 ft
ID t	= 0,9020 in atau 0,0229 m atau 0,0752 ft
BWG	= 18
<i>Pitch</i> (Pt)	= 1 ¼ in atau 0,0318 m atau 0,1042 ft
<i>Passes</i> (nt)	= 2
<i>Flow Area Per Pipe</i> (A')	= 0,6390 in ² atau 0,0412 m ² atau 0,0044 ft ²
<i>Surface per lin ft</i> (A")	= 0,2618 ft ² / ft
Panjang <i>tube</i> (L)	= 16 ft atau 4,8768 m
<i>Shell Side :</i>	
Jumlah <i>shell</i>	= 1
ID s	= 17 ¼ in atau 0,4382 m atau 1,4375 ft
<i>Baffle Space</i> (B)	= 13 in atau 0,3286 m atau 1,0781 ft
<i>Passes</i> (nt)	= 1

6. Koreksi perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan aktual} &= L \times A'' \times Nt \\ &= 435,6352 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud aktual} &= Q \text{ Steam} / \text{Luas permukaan aktual } \Delta T \text{ LMTD} \\ &= 49,7264 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

7. Menghitung bagian *shell*

Bagian *shell* dilewati *cold fluid*

a. Menghitung *flow area* (as)

Keterangan :

$$\begin{aligned} C' &= \text{Clearence Between Tube} \\ &= \text{Pitch} - \text{OD tube} \\ &= 0,25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{as} &= \text{ID } C' \text{ B} \\ &= 0,3100 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung kecepatan linier fluida (Gshell)

$$\begin{aligned} \text{Gshell} &= \text{Laju Massa Input} / \text{as} \\ &= 133455,2646 \text{ lb} / \text{jam ft}^2 \end{aligned}$$

c. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan *jh*

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \text{D Gshell} / \mu \\ &= 41018,3068 \end{aligned}$$

Dikarenakan $\text{NRe} > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe didapatkan harga j_h sebesar : 13

d. Menghitung h_o

$$h_o = j_h [(k / ID) (c \mu / k)^{1/3} \phi_s]$$

$$h_o / \phi_s = 57,6948 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

e. Menghitung suhu *shell wall* (t_w)

$$t_w = t_c + [(h_o / \phi_s) / ((h_{io} / \phi_s) + (h_o / \phi_s))] (T_c - t_c)$$

$$= 172,2616 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 350,9231 \text{ K}$$

$$\phi_s = (\mu / \mu_w)^{0.14}$$

$$= 1,2213$$

f. Koreksi h_o

$$h_o = (h_o / \phi_s) \phi_s$$

$$= 70,4603 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

8. Menghitung bagian *tube*

Bagian *tube* dilewati *hot fluid*

a. Menghitung *flow area* (a_t)

$$a_t = N_t A' / 144 \text{ nt}$$

$$= 0,2308 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung kecepatan linier fluida (G_{shell})

$$G_{shell} = \text{Laju Massa Input} / a_t$$

$$= 100406,8274 \text{ lb} / \text{jam ft}^2$$

c. Menghitung *Reynold Number* dan menentukan j_h

$$N_{Re} = D_e G_{tube} / \mu$$

$$= 8855,3171$$

Dikarenakan $N_{Re} > 2100$, maka alirannya adalah aliran turbulen.

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 718 Gambar 20.2, dari nilai NRe

didapatkan harga j_h sebesar : 30

d. Menghitung h_{io}

$$h_{io} = j_h [(k / ID) (c \mu / k)^{1/3} \phi_s]$$

$$h_{io} / \phi_s = 1443,5655 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

e. Menghitung suhu *shell wall* (t_w)

$$t_w = t_c + [(h_o / \phi_s) / ((h_{io} / \phi_s) + (h_o / \phi_s))] (T_c - t_c)$$

$$= 172,2616 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 350,9231 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}\phi_s &= (\mu / \mu_w)^{0.14} \\ &= 0,9623\end{aligned}$$

f. Koreksi hio

$$\begin{aligned}h_o &= (h_{io} / \phi_s) \phi_s \\ &= 1389,0922 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

9. Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$\begin{aligned}U_c &= h_{io} h_o / h_{io} + h_o \\ &= 67,0588 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

10. Menghitung *design overall coefficient* (U_d)

$$U_d = 49,7264 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

11. Menghitung luas permukaan yang dibutuhkan (A)

$$\begin{aligned}A &= Q_{\text{Steam}} / U_d \Delta T \\ &= 220,2208 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

12. Menghitung *dirt factor* (R_d)

$$\begin{aligned}R_d &= U_c - U_d / U_c U_d \\ &= 0,0052 \text{ BTU} / \text{ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F} \text{ (memenuhi)}\end{aligned}$$

14. Menghitung *pressure drop* (ΔP)

a. *Cold Fluid (Shell)*

$$NRe = 41018,3068$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0,0070 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$\rho = 0,0752 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$ID_s = 0,0833$$

$$\begin{aligned}\text{Number of Crosses } (N + 1) &= OD / Nt \\ &= 0,0096\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= f G^2 D (N+1) / 5,22 \times 10^{10} D \rho \phi_s \\ &= 0,0000145 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan})\end{aligned}$$

b. *Hot Fluid (Tube)*

$$NRe = 8855,3171$$

$$\text{Faktor friksi } (f) = 0,0022 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$\rho = 62,2427 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= f G^2 L N / 5,22 \times 10^{10} D \rho \phi_t \\ &= 0,0030 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijijinkan})\end{aligned}$$

$$V^2 / 2g' = 0,0014$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= (4nt / s) (V^2 / 2g) \\ &= 0,0002 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,0032 \text{ psi } (\Delta P < 10 \text{ psi} = \text{dijinkan})$$

Spesifikasi :

Beban Pemanas : 1800274,4396 kJ / jam

Tube Side (Hot Fluid, Steam)

Suhu Masuk : 140 °C

Suhu Keluar : 100 °C

Diameter Luar : 0,0254 m

Diameter Dalam : 0,0229 m

Pressure Drop : 0,0032 psi

Panjang : 4,8768 m

Jumlah *Tube* : 104 buah

Passes : 2

Jenis *Tube* : 1 ¼ in *Square Pitch*

Shell Side (Cold Fluid, Udara)

Suhu Masuk : 140 °C

Suhu Keluar : 100 °C

Diameter Dalam : 0,4382 m

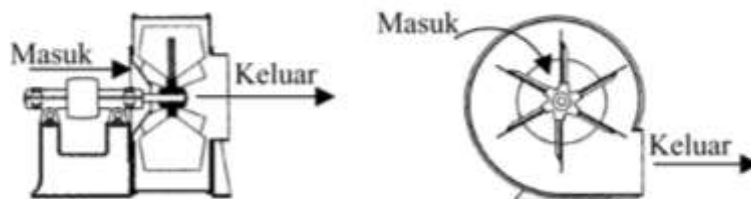
Pressure Drop : 0,0000145 psi

Baffle Space : 13 in atau 0,3286

Passes : 1

Media Pemanas : *Steam*

BLOWER



Kode : BL-01

Tipe : *Centrifugal Blower*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Fungsi : Memindahkan udara (dari udara bebas) ke *Air Heater*

Jumlah : 1 buah

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

1. Menghitung laju alir volumetrik (Fv)

BM Udara = 29 kg / kmol

Laju Massa Input = 18763,2875 jg / jam
= 41365,9654 lb / jam

ρ Udara = 0,0728 lb / ft³ ((Himmelblau (1974) Hal. 249)

Fv = massa / ρ Udara
= 568286,2589 ft³ / jam
= 9471,4376 ft³ / menit
= 16092,0596 m³ / jam

2. Menentukan ukuran standart pipa

Schedule Number = 30 in

IPS = 12 in

OD = 12,75 in

ID = 12,09 in

Flow Area Per Pipe (A) = 115 in²

3. Menentukan *power blower*

Keterangan :

Q = *Volumetric Gas* (ft³ / menit)

P1 = *Operating Suction Pressure* (psi)
= 14,7 psi

P2 = *Operating Discharge Pressure* (psi)
= P1 + ΔP Pipa + ΔP Air Heater
= 18,7 psi

HP = 0,0044 Q P1 ln P2 / P1
= 147,4412 HP

Efisiensi motor = 85 %

Power Motor = HP / Efisiensi
= 174,4602 HP

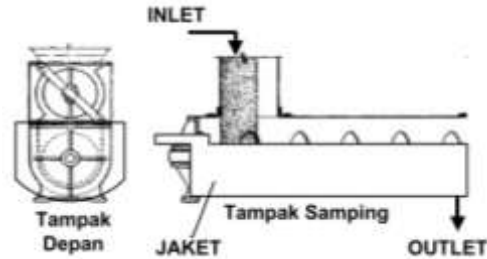
Spesifikasi :

Kapasitas : 16092,0596 m³ / jam

Efisiensi : 85 %

Power : 174 HP

COOLING CONVEYOR



- Kode : CC-01
 Tipe : *Horizontal Cooling Conveyor*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 Fungsi : Mendinginkan Silikon Dioksida sampai dengan 30 °C dan dialirkan ke *Ball Mill*
 Jumlah : 1 buah
 Suhu : 30 °C
 Tekanan : 1 atm

1. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (x)	ρ (kg / L)	X * ρ (kg / L)
ARUS 7 + 9					
SiO ₂	60,084	13256,2757	0,9946	2,3200	2,3076
H ₂ SO ₄	98,08	4,9001	0,0004	1,8340	0,0007
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	0,0000	0,0000	2,6790	0,0000
Na ₂ SO ₄	142,04	66,5458	0,0050	2,6980	0,0135
H ₂ O	18,0528	0,0000	0,0000	0,9970	0,0000
Total		13327,7217	1,0000		2,3217

$$\begin{aligned} \text{Laju Massa Input} &= 13327,7217 \text{ kg / jam} \\ &= 29382,5947 \text{ lb / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ Campuran} &= 2,3217 \text{ kg / L} \\ &= 2321,7087 \text{ kg / m}^3 \\ &= 144,9443 \text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_v &= \text{massa} / \rho \text{ Campuran} \\ &= 202,7230 \text{ ft}^3 / \text{jam} \\ &= 3,3787 \text{ ft}^3 / \text{menit} \\ &= 5,7405 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung *power cooling conveyor*

Berdasarkan Badger dan Banchemo (1955) Tabel 16-6, untuk $\rho = 144,9443$ lb / ft³, bahan termasuk kelas D dengan Faktor Bahan (F) = 3

Asumsi Panjang *Cooling Conveyor* = 35 ft atau 10,6680 m

Power Motor = Kapasitas L ρ F / 33000
= 1,5582 HP

Berdasarkan Badger dan Banchemo (1955) Hal. 713, untuk *Power Motor* < 2 HP dikalikan 2

HP = 2 *Power Motor* = 3,1163 HP

Efisiensi = 80 %

Power Motor = HP / Efisiensi
= 3,8954 HP

3. Menentukan diameter dan kecepatan *cooling conveyor*

Berdasarkan Couper dkk. (1988) Tabel 5.4 (a), untuk kapasitas = 202,7230 ft³ / jam, diperoleh :

Diameter = 9 in atau 0,2286 m

Kecepatan = 50 rpm

Tinggi *Conveyor* diasumsikan sebesar = 1 m

4. Menghitung Jaket Pendingin

Suhu Bahan Masuk = 110 °C = 230 °F

Suhu Pendingin Masuk = 25 °C = 77 °F

ΔT LMTD = 153 °F

a. Luas Perpindahan Panas

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 840 Table 8, untuk fluida panas medium organic dan fluida dingin water diambil harga Overall

UD = 125 BTU / ft² °F jam

Q Serap = 157275,7060 kJ / jam
= 149076,4986 BTU / jam

A = Q Serap / UD ΔT LMTD
= 7,7948 ft²
= 0,7241 m²

b. Debit Air Pendingin (Q Air)

Jumlah Air Pendingin = 1504,3109 kg / jam

Q Air = m / ρ
= 1,5108 m³ / jam

c. Dimensi Jaket Pendingin

Asumsi tebal *shell conveyor* = 1 in

$$\begin{aligned}\text{Diameter Dalam} &= \text{Diameter Conveyor} + 2 \times t_s \\ &= 11 \text{ in atau } 0,2794 \text{ m atau } 0,9167 \text{ ft}\end{aligned}$$

Asumsi jarak jaket sebesar = 5 in

$$\begin{aligned}\text{Diameter Luar} &= \text{Diameter Dalam} + 2 \text{ Jarak} \times \text{Jaket} \\ &= 21 \text{ in atau } 0,5334 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Jaket} &= \text{Tinggi Conveyor} \\ &= 1 \text{ m}\end{aligned}$$

Data – data untuk perhitungan tebal *shell* :

$$\begin{aligned}\text{Jari – Jari Silo (ri)} &= D / 2 \\ &= 5,5 \text{ in atau } 0,4582 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Faktor Korosi (C)} = 0,0625 \text{ in}$$

$$\text{Faktor Pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double welded)}$$

$$\text{Stress Allowable (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$t_s = (P \text{ ri} / f E - 0,6 P) + C$$

$$= 0,7040 \text{ in}$$

$$= 0,0587 \text{ ft}$$

$$= 0,0179 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, *tebal shell* dirancang sebesar 3 / 4 atau 0,75 in atau 0,0191 m.

Spesifikasi :

Kapasitas : 5,7405 m³ / jam

Diameter : 0,2286 m

Panjang : 10,6680 m

Kecepatan : 50 rpm

Power : 4 HP

Jaket Pendingin

Diameter Dalam : 0,2794 m

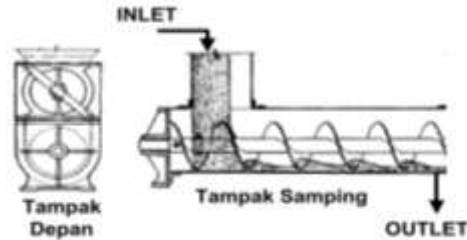
Diameter Luar : 0,5334 m

Tebal Jaket : 3/4 in atau 0,0191 m

Kapasitas : 1,5108 m³ / jam

Media Pendingin : Air

SCREW CONVEYOR



- Kode : SC-01
 Tipe : *Horizontal Screw Conveyor*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 Fungsi : Memindahkan Keluaran *Rotary Drum Vacuum Filter*
 ke *Rotary Dryer*
 Jumlah : 1 buah
 Suhu : 80 °C
 Tekanan : 1 atm

1. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	BM (kg / kmol)	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (x)	ρ (kg / L)	X * ρ (kg / L)
ARUS 4					
SiO ₂	60,084	13257,0712	0,9804	2,3200	2,2745
H ₂ SO ₄	98,08	4,9297	0,0004	1,8340	0,0007
Na ₂ O.3,3SiO ₂	260,29	0,7407	0,0001	2,6790	0,0001
Na ₂ SO ₄	142,04	66,9475	0,0050	2,6980	0,0134
H ₂ O	18,0528	192,6625	0,0142	0,9970	0,0142
Total		13522,3516	1,0000		2,3029

$$\text{Laju Massa Input} = 13522,3516 \text{ kg / jam}$$

$$= 29811,6802 \text{ lb / jam}$$

$$\rho \text{ Campuran} = 2,3029 \text{ kg / L}$$

$$= 2302,8642 \text{ kg / m}^3$$

$$= 143,7632 \text{ lb / ft}^3$$

$$F_v = \text{massa} / \rho \text{ Campuran}$$

$$= 207,3666 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 3,4561 \text{ ft}^3 / \text{menit}$$

$$= 5,8720 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

2. Menghitung *power cooling conveyor*

Berdasarkan Badger dan Banchero (1955) Tabel 16-6, untuk $\rho = 144,9443$
 lb / ft³, bahan termasuk kelas D dengan Faktor Bahan (F) = 3

Asumsi Panjang *Cooling Conveyor* = 35 ft atau 10,6680 m

Power Motor = Kapasitas $L \rho F / 33000$

= 1,5809 HP

Berdasarkan Badger dan Bancharo (1955) Hal. 713, untuk *Power Motor* < 2 HP dikalikan 2

HP = 2 *Power Motor* = 3,1618 HP

Efisiensi = 80 %

Power Motor = HP / Efisiensi

= 3,9523 HP

3. Menentukan diameter dan kecepatan *cooling conveyor*

Berdasarkan Couper dkk. (1988) Tabel 5.4 (a), untuk kapasitas = 207,3666 ft³ / jam, diperoleh :

Diameter = 9 in atau 0,2286 m

Kecepatan = 50 rpm

Spesifikasi :

Kapasitas : 5,8720 m³ / jam

Diameter : 0,2286 m

Panjang : 10,6680 m

Kecepatan : 50 rpm

Power : 4 HP

BELT CONVEYOR

Kode : BC-01

Tipe : *Horizontal Belt Conveyor*

Bahan Konstruksi : Canvas Tebal

Fungsi : Memindahkan keluaran *Vibrating Screen* ke *Ball Mill*

Jumlah : 1 buah

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

1. Menghitung kapasitas *belt conveyor*

Laju Massa Input = 1332,7722 kg / jam

= 14,3328 ton / jam

Faktor Kelonggaran (fh) = 0,2000

Kapasitas (T) = (1 + fh) Laju Massa Input

$$= 1599,3266 \text{ kg / jam}$$

$$= 1,5993 \text{ ton / jam}$$

2. Menentukan spesifikasi *belt conveyor*

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 21-11 Tabel 21-7, dipilih spesifikasi :

$$\text{Kapasitas Max.} = 32 \text{ ton / jam}$$

$$\text{Lebar Belt} = 14 \text{ in atau } 0,3556 \text{ m}$$

$$\text{Luas Area} = 0,1100 \text{ ft}^2 \text{ atau } 0,0102 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan Belt Normal} = 200 \text{ ft / menit}$$

$$= 60,9600 \text{ m / menit}$$

$$= 1,0160 \text{ m / detik}$$

$$\text{Kecepatan Belt Max.} = 300 \text{ ft / menit}$$

$$= 91,4400 \text{ m / menit}$$

$$= 1,5240 \text{ m / detik}$$

$$\text{Belt Plies Min.} = 3$$

$$\text{Belt Plies Max.} = 5$$

$$\text{Kecepatan Belt (S)} = 100 \text{ ft / menit}$$

$$= 30,4800 \text{ m / menit}$$

$$= 0,5080 \text{ m / detik}$$

Untuk kapasitas 1,5993 ton / jam, maka :

$$\text{Kecepatan Belt (S)} = (\text{Kapasitas} / \text{Kapasitas Max.}) \text{ Kecepatan Belt}$$

$$= 4,9979 \text{ ft / menit}$$

$$= 1,5234 \text{ m / menit}$$

$$= 0,0254 \text{ m / detik}$$

$$\text{Panjang Belt Conveyor (L)} = 10 \text{ m atau } 32,8084 \text{ ft}$$

3. Menentukan *power belt conveyor*

Berdasarkan Persamaan design Brown Hal. 57

Keterangan :

$$F = \text{Faktor Friksi} = 0,05 \text{ (untuk plain bearing)}$$

$$L_o = 100 \text{ ft (untuk plain bearing)}$$

$$\Delta Z = \text{Kenaikan Elevasi Material} = 0$$

$$W = \text{Massa Bagian yang Bergerak per ft Jarak (lb)}$$

$$\text{Ditetapkan} = 1 \text{ lb / in} \times \text{Lebar Belt}$$

$$= 14 \text{ in}$$

$$\text{HP} = [F (L + L_o) (T + 0,03 W S) + T \Delta Z] / 990$$

$$= 0,1656 \text{ HP}$$

Efisiensi Motor = 80 %
Power Motor = HP / Efisiensi
= 0,2070 HP

Spesifikasi :

Kapasitas : 32 ton / jam
Panjang : 10 m
Lebar : 0,3556 m
Luas Area : 0,0102 m²
Kecepatan *Belt* : 1,0160 m / s
Kecepatan *Belt Max* : 1,5240 m / s
Belt Plies Min : 3
Belt Plies Max : 5
Kecepatan : 0,0254 m / s
Power : 1 HP

BUCKET ELEVATOR

Kode : BE-01
Tipe : *Continuous Discharge Bucket Elevator*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Fungsi : Memindahkan Silikon Dioksida ke Silo Penyimpanan
Produk
Jumlah : 1 buah
Suhu : 303 K
Tekanan : 1 atm

1. Menghitung kapasitas *bucket elevator*

Laju Massa Input = 11994,9495 kg / jam
= 11,9949 ton / jam

Faktor Kelonggaran (fh) = 0,2000

Kapasitas = (1 + fh) Laju Massa Input
= 14393,9394 kg / jam
= 14,3939 ton / jam

2. Menentukan tinggi *elevator*

Tinggi *Elevator* = Tinggi Silo + Jarak dari Dasar
= 12,0014 m

$$= 39,3747 \text{ ft}$$

3. Menentukan spesifikasi dan *power bucket elevator*

Berdasarkan Perry, Green, dan Maloney (1999) Hal. 21-15 Tabel 21-8, dipilih spesifikasi :

$$\text{Kapasitas Max.} = 27 \text{ ton / jam}$$

$$\text{Power pada Head Shaft} = 1,6 \text{ HP}$$

$$\text{Power Tambahan} = 0,04 \text{ HP / ft}$$

$$= H \text{ Elevator} \times 0,04$$

$$= 1,5750 \text{ HP (minimal 0,5 HP)}$$

$$\text{Power Total} = \text{Power Tambahan} + \text{Power pada Head Shaft}$$

$$= 3,1750 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 80 \%$$

$$\text{Power Motor} = \text{HP} / \text{Efisiensi}$$

$$= 3,9687 \text{ HP}$$

$$\text{Ukuran} = 8 \text{ in} \times 5 \text{ in} \times 5 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$= 0,2032 \text{ m} \times 0,1270 \text{ m} \times 0,1397 \text{ m}$$

$$\text{Bucket Spacing} = 14 \text{ in} \text{ atau } 0,3556 \text{ m}$$

$$\text{Pusat Elevator} = 25 \text{ ft} \text{ atau } 7,6200 \text{ m}$$

$$\text{Ukuran Feed Max} = 1 \text{ in} \text{ atau } 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{Kecepatan Bucket} = 225 \text{ ft / menit}$$

$$= (\text{Laju Massa Input} / \text{Kapasitas Max.}) \text{ Kecepatan Bucket}$$

$$= 99,9579 \text{ ft / menit}$$

$$= 0,5078 \text{ m / detik}$$

$$\text{Putaran Head Shaft} = 43 \text{ rpm}$$

$$= (\text{Laju Massa Input} / \text{Kapasitas Max.}) \text{ Putaran Head Shaft}$$

$$= 19,1031 \text{ rpm}$$

$$\text{Lebat Belt} = 9 \text{ in} \text{ atau } 0,2286 \text{ m}$$

Spesifikasi :

$$\text{Kapasitas} : 27 \text{ ton / jam}$$

$$\text{Ukuran} : 8 \text{ in} \times 5 \text{ in} \times 5 \frac{1}{2} \text{ in} \text{ atau } 0,2032 \text{ m} \times 0,1270 \text{ m} \times 0,1397 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} : 12 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} : 0,2286 \text{ m}$$

$$\text{Bucket Spacing} : 0,3556 \text{ m}$$

$$\text{Ukuran Feed Max} : 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{Putaran Head Shaft} : 19,1031 \text{ rpm}$$

$$\text{Pusat Elevator} : 7,6200 \text{ m}$$

Kecepatan : 0,5078 m / s
Power : 4 HP

SILO PENYIMPANAN SILIKON DIOKSIDA

Kode : S-01
Tipe : Silinder tegak dengan *conical roof* dan *flat bottom*
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Type 304*
Fungsi : Tempat penyimpanan produk Silikon Dioksida 99,4 %
Waktu Penyimpanan : 7 hari
Jumlah : 1 buah
Suhu : 303 K
Tekanan : 1 atm

1. Kapasitas Tangki

- a. Menghitung densitas campuran (ρ) dan laju alir volumetrik campuran (F_v)

Komponen	Laju Massa (kg / jam)	Frakasi Massa (X)	ρ (kg / m ³)	X . ρ (kg / m ³)
ARUS 13				
SiO ₂	11930,6482	0,9946	2320	2307,5632
Na ₂ SO ₄	4,4101	0,0004	2698	0,9920
H ₂ O	59,8912	0,0050	997	4,9781
Total	11994,9495	1,0000		2313,5332

$$\rho \text{ Campuran} = 2313,5332 \text{ kg / m}^3$$

$$= 144,4339 \text{ lb / ft}^3$$

$$F_v = \text{massa} / \rho \text{ Campuran}$$

$$= 5,1847 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$= 183,0957 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

- b. Menghitung Volume Larutan dalam silo

Lama penyimpanan = 7 hari

Jumlah tangki = 1 buah

$$V \text{ Silo} = F_v \times 7 \text{ hari} / \text{Jumlah tangki}$$

$$= 30760,0823 \text{ ft}^3$$

Overdesign = 20 %

$$\text{Maka Volume Silo} = V \text{ Produk} + V \text{ Produk} \times (20 / 100)$$

$$= 36912,0987 \text{ ft}^3$$

$$= 1045,2333 \text{ m}^3$$

2. Menghitung dimensi silo

Untuk *small tank* : $H = D$

$$\begin{aligned} D &= (4 V / \pi)^{1/3} \\ &= 36,0938 \text{ ft} \\ &= 433,1260 \text{ in} \\ &= 11,0014 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena $H = D$, maka :

$$\begin{aligned} H &= 36,0938 \text{ ft} \\ &= 433,1260 \text{ in} \\ &= 11,0014 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung tekanan desain (*P Design*)

Dari McCabe, Smith, dan Harriott (1985) Persamaan 26 – 24, diperoleh :

Keterangan :

ZT = Tinggi Bahan (ft)

$$\begin{aligned} &= 80 \% H \\ &= 28,8751 \text{ ft} \end{aligned}$$

μ' = Koefisien Gesek (0,35 - 0,55). Diambil 0,45

k' = Rasio Tekanan Normal

$$\begin{aligned} &= 1 - \sin \alpha / 1 + \sin \alpha \\ &= 0,334 \text{ (Sudut } 30^\circ \text{)} \end{aligned}$$

r_i = Jari – Jari Silo (ft)

$$\begin{aligned} &= D / 2 \\ &= 216,5630 \text{ in atau } 18,0395 \text{ ft} \end{aligned}$$

P Silo (PS) = $[r_i \rho (g / gc) / 2 \mu' k'] (1 - e^{-2 \mu' k' ZT / r_i})$

$$\begin{aligned} &= 2987,3868 \text{ lb / ft}^2 \\ &= 20,7457 \text{ psi} \end{aligned}$$

P Lateral (PL) = $k' \times P$ (McCabe, Smith, dan Harriott (1985) Hal. 302)

$$= 6,9291 \text{ psi}$$

P Operasi = PS + PL

$$= 27,6748 \text{ psi}$$

Faktor keamanan = 10 %

P Design = 110 % P Operasi

$$= 30,4423 \text{ psi}$$

4. Menghitung tebal dinding (*Shell*) silo (ts)

Data – data untuk perhitungan :

Jari – Jari Silo (r_i) = $D / 2$

$$= 216,5630 \text{ in atau } 18,0397 \text{ ft}$$

Faktor Korosi (C) = 0,0625 in

Faktor Pengelasan (E) = 0,8 (*double welded*)

Stress Allowable (f) = 18750 psi

$$t_s = (P r_i / f E - 0,6 P) + C$$

$$= 0,3406 \text{ in}$$

$$= 0,0284 \text{ ft}$$

$$= 0,0087 \text{ m}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, *tebal shell* dirancang sebesar 3 / 8 atau 0,3750 in atau 0,0095 m.

5. Menghitung tebal dan tinggi *Head Conical*

a. Menghitung tebal *head* (th)

$$th = P D / 2 \text{ Cos } \theta (f E - 0,6 P)$$

$$= 1,5226 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell dan Young (1959) Hal. 88, *tebal shell* dirancang sebesar 1 in atau 0,0254 m.

b. Menghitung tinggi *head* (Hh)

Keterangan :

$$\alpha = 1/2 \text{ Sudut Conis } (1/2 \times 30^0 = 15^0)$$

$$m = \text{Flat Spot Center (1 ft)}$$

$$Hh = \tan \alpha (D - m) / 2$$

$$= 4,7008 \text{ ft}$$

$$= 1,4328 \text{ m}$$

$$H \text{ Total} = Hh + H \text{ Silo}$$

$$= 40,7947 \text{ ft}$$

$$= 12,4342 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Kapasitas : 1045,2333 m³

Diameter : 11,0014 m

Tinggi Silo : 11,0014 m

Tebal *Shell* : 0,0095 m

Tebal *Head* : 0,0254 m

Tinggi *Head* : 1,4328 m

Tinggi Total : 12,4342 m

POMPA 1

Kode	: P-01
Tipe	: <i>Single-stage Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Fungsi	: Memompa bahan baku Natrium Silikat 62 % dari Truk ke Tangki Penyimpanan 1
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

1. Menghitung densitas campuran ρ

Komponen	Laju Massa (kg / jam)	Fraksi Massa (X)	ρ (kg / m ³)	X . ρ (kg / m ³)
ARUS 1				
Na ₂ O.3,3SiO ₂	17631,8004	0,9592	1840	1764,9731
H ₂ O	749,5069	0,0408	2679	109,2376
Total	18381,3073	1,0000		1874,2106

$$\begin{aligned}\rho \text{ Campuran} &= 1874,2106 \text{ kg / m}^3 \\ &= 117,0032 \text{ lb / ft}^3\end{aligned}$$

2. Menghitung Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned}Q &= m / \rho \text{ Campuran} \\ &= 0,0962 \text{ ft}^3 / \text{s} \\ &= 43,1809 \text{ gpm} \\ &= 9,8086 \text{ m}^3 / \text{jam}\end{aligned}$$

Berdasar pada Couper dkk. (1988) pada range 15-5000 gpm bisa menggunakan pompa sentrifugal satu stage.

3. Menghitung Diameter Optimum Pipa (d)

$$\begin{aligned}d &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 2,5257 \text{ in}\end{aligned}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 844 Tabel 11, didapatkan ukuran standart pipa :

$$\begin{aligned}\text{Schedule Number} &= 40 \\ \text{NPS} &= 3 \text{ in} \\ \text{OD} &= 3,5 \text{ in} \\ \text{ID} &= 3,068 \text{ in} \\ A' &= 7,38 \text{ in}^2\end{aligned}$$

4. Menghitung Kecepatan Linier Fluida (V)

$$V = Q / A'$$

$$= 1,8772 \text{ ft} / \text{s} \text{ atau } 0,5722 \text{ m} / \text{s}$$

5. Menghitung *Reynold Number*

Didapatkan viskositas campuran (μ) sebesar = 0,0110 lb / ft s

$$NRe = \rho D V / \mu$$

$$= 5119,9651$$

6. Neraca Tenaga Pompa

Tenaga mekanis teoritik dihitung dengan Persamaan Bernoulli :

$$\Delta V^2 / 2 g_c \alpha + \Delta Z g / g_c + \Delta P / \rho + \Sigma F = - Wf$$

a. Menghitung *velocity head* (beda tenaga kinetik)

V1 = Kecepatan Linier Fluida dari Tangki Truk ke Pipa

V2 = Kecepatan Linier Fluida ke T-01

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

$$\Delta V = V2 - V1$$

$$= 0 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\Delta V^2 / 2 g_c \alpha = 0 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

b. Menghitung *static head* (beda tenaga potensial)

Z1 = Tinggi Fluida dalam Tangki Truk = 0 ft

Z2 = Tinggi Pipa Pemasukan di T-01 = 35,5790 ft

$$\Delta Z = Z2 - Z1$$

$$= 35,5790 \text{ ft}$$

$g / g_c = 1 \text{ lbf} / \text{lbm}$

Sehingga :

$$\Delta Z g / g_c = 35,5790 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

c. Menghitung *pressure head*

P1 = Tekanan dalam Tangki Truk = 1 atm

P2 = Tekanan dalam T-01 = 1 atm

$$\Delta P = P2 - P1$$

$$= 0$$

$$\text{Volume Spesifik (Vs)} = 1 / \rho$$

$$= 0,0085 \text{ ft}^2 / \text{lb}$$

Sehingga :

$$\Delta P / \rho = Vs \times \Delta P$$

$$= 0 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

d. Menghitung *friction head*

Losses in Straight Pipe (hF)

Berdasarkan (Geankoplis (1983) Hal. 93 Tabel 2.10-1,
didapatkan L_e / D :

	Komponen	Jumlah	L_e / D	D (ft)	L_e (ft)
<i>Fitting</i>	<i>Standard Elbow 90°</i>	3	35	0,2557	26,8450
	<i>Gate Valve (Wide Open)</i>	1	9		2,3010
	<i>Coupling</i>	3	2		1,5340
Total					30,6800

Direncanakan panjang pipa (L) = 15 m atau 49,2126 ft

Sehingga :

$$\begin{aligned}\Sigma L &= L + L_e \\ &= 79,8926 \text{ ft atau } 24,3513 \text{ m}\end{aligned}$$

Dari data N_{Re} didapatkan nilai f sebesar = 0,009

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}hF &= 4f \Sigma L / D \Delta V^2 / 2 \text{ gc} \\ &= 0,6156 \text{ lbf ft / lbm}\end{aligned}$$

Losses in Fitting and Valve (hf)

Berdasarkan (Geankoplis (1983) Hal. 93 Tabel 2.10-1, didapatkan k_f :

	Komponen	Jumlah	k_f	Jml x k_f (ft)
<i>Fitting</i>	<i>Standard Elbow 90°</i>	3	0,75	2,2500
	<i>Gate Valve (Wide Open)</i>	1	0,17	0,1700
	<i>Coupling</i>	3	0,04	0,1200
Total				2,5400

Sehingga didapatkan :

$$hf = k_f \Delta V^2 / 2 \text{ gc} = 0,1390 \text{ lbf ft / lbm}$$

Sudden Contraction Losses (hc)

$A_1 \ggg A_2$

$$A_2 = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}A_1 &= \pi / 4 (H T-01)^2 \\ &= 1017,36 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_c &= 0,4 (1,25 - A_2 / A_1) \\ &= 0,5\end{aligned}$$

Sehingga :

$$hc = k_c \Delta V^2 / 2 \text{ gc} = 0,0274 \text{ lbf ft / lbm}$$

Sudden Enlargement Losses (h ex)

$A_2 \ggg A_1$

$$A_2 = 1017,36 \text{ ft}^2$$

$$A1 = 0,0513 \text{ ft}^2$$

$$k_{ex} = (1 - (A1 / A2))^2 = 0,9999$$

Sehingga :

$$h_c = k_{ex} \Delta V^2 / 2 g_c = 0,0547 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

Total Head

$$\Delta V^2 / 2 g_c \alpha + \Delta Z g / g_c + \Delta P / \rho + \Sigma F = - W_f$$

$$= 36,4157 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Gambar 5.6, didapatkan jenis pompa dari plot Total Head dan Debit.

Didapatkan jenis pompa *Single-stage Centrifugal Pump*

7. Tenaga Pompa

$$\begin{aligned} \text{BPH teoritis} &= (-W_f) \times Q \times \rho / 550 \\ &= 0,7453 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 520 Gambar 1437, diperoleh efisiensi dari plot nilai Debit. Didapatkan efisiensi sebesar 30 %

$$\begin{aligned} \text{BPH aktual} &= \text{BPH teoritis} / \text{efisiensi} \\ &= 2,4843 \text{ HP} \end{aligned}$$

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 521 Gambar 1438, diperoleh efisiensi dari plot nilai BHP. Didapatkan efisiensi sebesar 83 %

$$\text{Power Motor} = \text{BPH aktual} / \text{efisiensi} = 2,9932 \text{ HP}$$

8. *Specific Speed*

$$\begin{aligned} N_s &= N Q^{1/2} / h^{0,75} \\ &= 5097,5752 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Hal. 200, *Impeller Pompa* dapat dipilih berdasarkan *Specific Speed*-nya. Dipilih *Mixed Flow Impellers* untuk N_s sebesar 1000 – 7000 rpm.

Kapasitas : 43,1809 gpm atau 9,8086 m³ / jam

Ukuran Pipa

Normal Pipe Size : 3 in

Diameter Luar : 3,5 in

Diameter Dalam : 3,068 in

Flow Area Per Pipe : 7,38 in²

Kecepatan Aliran : 1,8772 ft / s

Jenis *Impeller* : *Mixed Flow Impellers*

Power : 3 HP

Resume seluruh pompa adalah sebagai berikut :

Pompa ke-	Power (HP)	Diameter (in)
1	3	3,068
2	4	4,026
3	1	3,068
4	1	4,026
5	2	3,068
6	2	4,026
7	1	6,065

LAMPIRAN B

Unit Penyediaan dan Pengolahan air

- A. Air untuk Pendingin, jumlah total 787156,4222 kg/jam dan *Make Up Water* 5 % sebesar 36876,8418 kg / jam
- B. Air untuk Pembangkit *Steam*, jumlah total 66994,2074 kg/jam dan *Make Up Water* 10 % sebesar 6699,4207 kg / jam
- C. Air untuk Sanitasi, jumlah total 1560 kg/jam

UDARA TEKAN

Fungsi : Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi
Kebutuhan udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol pneumatis dan instrumen - instrumen lain

Kebutuhan udara diperkirakan (V_d) = 60 m³ / jam atau 1 m³ / menit

Untuk menaikkan tekanan udara digunakan Kompresor, dengan perhitungan spesifikasi :

T masuk Udara (T₁) = 303 K

T_s = 273 K

Relative Humidity = 70 %

Tekanan Uap Air (P*) = 0,04 atm

Tekanan Udara (P₁) = 1 atm

$$V_w = V_d \left(\frac{T_1}{T_s} \right) \left(\frac{P_1}{P_1 - P^*} \right)$$

$$= 69,3681 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

Berdasarkan Branen Hal 113 Gambar 1, didapatkan :

Jenis Kompresor : *Reciprocating*

P₂ : 1,3 atm

Compression Ratio : 1,3

Dipilih *Reciprocating Compressor 1 Stage Horizontal*

Tenaga Kompresor :

$$\text{BPH} = Z R T_1 / M \times n / n - 1 \left((P_2 / P_1)^{(n-1)/n} - 1 \right) \\ = 892,2365 \text{ J / mol}$$

$$\text{Efisiensi} = 65 \%$$

$$\text{BPH aktual} = \text{BPH} / \text{Efisiensi} \\ = 1372,6715 \text{ J / mol}$$

$$\text{Kecepatan Udara Masuk (G)} = P_1 V_w / R T_1 \\ = 2,7899 \text{ kmol / jam}$$

$$\text{Power Motor} = (\text{BPH aktual} / 3600) G \\ = 1,0638 \text{ kW} \\ = 1,5 \text{ HP}$$

COOLING TOWER

Fungsi : Tempat mendinginkan air pendingin dan yang akan disirkulasikan kembali

$$T \text{ masuk ke CT} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ keluar dari CT} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kecepatan Pemasukan Air (Wc)} = 787156,4222 \text{ kg / jam}$$

Digunakan udara medium sebagai pendingin dengan :

$$\text{Relative Humidity} = 80 \%$$

$$\text{Dry Bulb Temperature} = 90 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Wet Bulb Temperature} = 80 \text{ }^\circ\text{F}$$

Interpolasi data untuk mendapatkan Humidity Udara pada suhu udara 86 °F (30 °C)

$$x = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$x_1 = 85 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$x_2 = 90 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$y_1 = 0,0262 \text{ lb H}_2\text{O} / \text{lb Udara Kering}$$

$$y_2 = 0,0310 \text{ lb H}_2\text{O} / \text{lb Udara Kering}$$

$$y = y_1 + \left((x - x_1 / x_2 - x_1)(y_2 - y_1) \right) \\ = 0,0272 \text{ lb H}_2\text{O} / \text{lb Udara Kering}$$

Kehilangan air akibat penguapan (We)

$$\text{We} = 0,00085 \text{ Wc (T}_2 - \text{T}_1) \\ = 16727,0740 \text{ kg / jam}$$

Udara yang dipindahkan ke *Fan* :

$$W_e / y = 1357762,9536 \text{ lb Udara Kering / jam}$$

% Air yang teruapkan :

$$W_e / W_c \times 100 \% = 5 \% \text{ (Make Up Water)}$$

$$\text{Holding Time} = 30 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit (Q)} &= (W_c / 60) / \rho \\ &= 464,6355 \text{ ft}^3 / \text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume CT} &= Q * \text{Holding Time} \\ &= 394,7625 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell dan Young (1959) Hal. 557, kecepatan aliran pendingin 2 - 5 gal / menit ft². Diambil 5 gal / menit ft²

$$\begin{aligned} \text{CT Area} &= Q / \text{Kecepatan Aliran Pendingin} \\ &= 692,4661 \text{ ft}^2 \\ &= 830,9593 \text{ ft}^2 \text{ (Overdesign 20 \%)} \\ &= 77,1986 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi CT} &= \text{CT Area} / \text{Volume CT} \\ &= 5,1136 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka CT rancangan berbentuk persegi

Kebutuhan *Make Up Air Cooling Tower*

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_b = W_e / (s - 1)$$

$$W_d = 0,0002 W_e$$

Dimana

$$W_m = \text{Jumlah Make Up Water}$$

$$W_e = \text{Air Hilang Karena Penguapan}$$

$$W_d = \text{Air Hilang Karena Dikeluarkan}$$

$$W_b = \text{Air Hilang Untuk Blowdown}$$

$$s = \text{Cycle Of Cooling Tower} = 5$$

Sehingga :

$$W_b = 9219,2105 \text{ lb / jam}$$

$$W_d = 7,3754 \text{ lb / jam}$$

$$W_m = 46103,4276 \text{ lb / jam atau } 501892,5091 \text{ kg / hari}$$

Daya Penggerak *Fan Cooling Tower*

$$\text{Performance Cooling Tower} = 90 \%$$

$$\text{Daya Penggerak Fan Cooling Tower} = 0,03 \text{ HP / ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \text{CT Area} \times \text{Daya Penggerak Fan Cooling Tower} \\ &= 24,9288 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi = 80 %

Power Motor = BHP / Efisiensi

= 31,16 HP

= 40 HP (Faktor keamanan 25 %)

BAK PENAMPUNG SEMENTARA

Fungsi : Menampung air sementara dan selanjutnya akan disalurkan ke pengadaan air pendingin dan umpan *boiler*

Jumlah Air = 855710,6296 kg / jam

Volume Tangki (V) = Jumlah Air / ρ
= 859,4518 m³ / jam

Overdesign 20 % :

V = 1031,3422 m³ / jam

L = $\sqrt[3]{1 / 8 V}$
= 5,0517 M

P = 2 L
= 10,1034 M

t = 4 L
= 20,2068 m

TANGKI AIR PENDINGIN 1

Fungsi : Menampung *Make Up Water* dan air pendinginan proses yang telah digunakan

Jumlah Air yang ditampung = 787156,4222 kg / jam atau 787,1564 m³ / jam

Overdesign 10 % :

Volume (V) = 856,8721 m³

Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :

Diameter = $(4 V / \pi)^{1/3}$
= 3,1493 m

Tinggi = 3,1493 m

TANGKI AIR PENDINGIN 2

Fungsi : Menampung air yang keluar dari *Cooling Tower*

Jumlah Air yang ditampung = 787156,4222 kg / jam atau 787,1564 m³ / jam

Overdesign 10 % :

$$\begin{aligned} \text{Volume (V)} &= 856,8721 \text{ m}^3 \\ \text{Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :} \\ \text{Diameter} &= (4 V / \pi)^{1/3} \\ &= 3,1493 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 3,1493 \text{ m} \end{aligned}$$

TANGKI AIR DEMINERALIZER

Fungsi : Menampung air sebelum diolah pada proses demineralisasi

Jumlah Air yang ditampung = 66994,2074 kg / jam atau 66,9942 m³ / jam

Overdesign 10 % :

$$\begin{aligned} \text{Volume (V)} &= 73,6939 \text{ m}^3 \\ \text{Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :} \\ \text{Diameter} &= (4 V / \pi)^{1/3} \\ &= 1,3853 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 1,3853 \text{ m} \end{aligned}$$

TANGKI CATION EXCHANGER

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan *boiler*

Resin : *Natural Greensand Zeolit*

Kapasitas :

Jumlah Air yang diolah (W) = 66994,2074 kg / jam

Debit = *Overdesign* 20% W / ρ

$$= 80,7445 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

Waktu Siklus *Cation Exchanger*

Waktu Operasi (to) = 16 jam

Waktu Pencucian (tw) = 4 jam

Waktu Generasi (tr) = 4 jam

Waktu Siklus (tc) = 24 jam (Total)

Berdasarkan Powl (1954), kisaran laju alir (ul) melalui *bed zeolit* : 3 – 8 gpm / ft². Dipilih 3 gpm / ft² atau 7,3334 m³ / jam m²

Luas Penampang Kolom (A) = Q / ul

$$= 11,0105 \text{ m}^2$$

Diameter = (4 A / π)^{0,5}

$$= 3,7451 \text{ m}$$

Setelah proses pelunakan awal di Bak Pengendapan Awal kesadahan air biasanya berkisar 50 – 70 ppm. Berdasarkan Nalco (1978) tiap 1 ft³ *zeolit* dapat menghilangkan 2000 – 12000 *grain hardness*. Berdasarkan Powl (1954) dalam 1 galon air rata terdapat 10 *grain hardness*

Kapasitas *Natural Green Sand Zeolit* = 3000 *grain hardness* / ft³

Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum masuk = 70 ppm

Kesadahan air sebelum keluar = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama operasi = 75,0335 kg (Kesadahan air sebelum masuk x W x to)

Volume *Bed Zeolit* = Kesadahan yang dihilangkan / Kapasitas *Zeolit*
= 10,9298 m³

Tinggi *Bed Zeolit* = Volume *Bed Zeolit* / A
= 0,9927 m

Tinggi Cairan di atas *Bed Zeolit* = 0,25 m

Tinggi Cairan di bawah *Bed Zeolit* = 0,25 m

Tinggi Kolom = Tinggi *Bed Zeolit* + Tinggi Cairan di atas & bawah *Bed Zeolit*
= 1,4927 m

Efisiensi Regenerasi = 0,5 lb / 1000 *grain hardness*

Jumlah HCl = Efisiensi x Kesadahan yang dihilangkan
= 578,9713 lb / waktu siklus

TANGKI ANION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan anion dari air keluaran *Cation Exchanger*

Resin : *Synthetic Resin Anion Exchanger*

Kapasitas :

Jumlah Air yang diolah (W) = 66994,2074 kg / jam

Debit = Overdesign 20% W / ρ
= 80,7445 m³ / jam

Waktu Siklus *Anion Exchanger*

Waktu Operasi (to) = 22,5 jam

Waktu Pencucian (tw) = 0,5 jam

Waktu Generasi (tr) = 1 jam

Waktu Siklus (tc) = 24 jam (Total)

Berdasarkan Nalco (1978), didapatkan karakteristik *Synthetic Resin Anion Exchanger* :

Kapasitas *Synthetic Resin Anion Exchanger* = 10000 – 22000 grainhardness / ft³

Kecepatan Aliran Alir (ul) sebesar 5 – 7,5 gpm / ft². Dipilih 5 gpm / ft² atau 12,2224 m³ / jam m²

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang Kolom (A)} &= Q / \text{ul} \\ &= 6,6063 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= (4 A / \pi)^{0,5} \\ &= 2,9010 \text{ m} \end{aligned}$$

Setelah proses pelunakan awal di Bak Pengendapan Awal kesadahan air biasanya berkisar 50 – 70 ppm.

Kapasitas *Natural Green Sand Zeolit* dipilih = 10000 grain hardness / ft³
 Diperkirakan :

Total Anion sebelum masuk = 70 ppm

Total Anion sebelum keluar = 0 ppm

Anion yang dihilangkan selama operasi = 105,5159 kg (Total Anion sebelum masuk x W x to)

$$\begin{aligned} \text{Volume Bed Resin} &= \text{Anion yang dihilangkan} / \text{Kapasitas Resin} \\ &= 4,6110 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bed Resin} &= \text{Volume Bed Resin} / A \\ &= 0,6980 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Cairan di atas *Bed Resin* = 0,25 m

Tinggi Cairan di bawah *Bed Resin* = 0,25 m

Tinggi Kolom = Tinggi *Bed Resin* + Tinggi Cairan di atas & bawah *Bed Zeolit*
 = 1,1980 m

Efisiensi Regenerasi = 12 lb / ft³

$$\begin{aligned} \text{Jumlah HCl} &= \text{Efisiensi} \times \text{Volume Bed Resin} \\ &= 1954,0283 \text{ lb} / \text{waktu siklus} \end{aligned}$$

TANGKI AIR UMPAN BOILER

Fungsi : Menampung sementara *Make Up Water Boiler*, air keluaran dari *Anion Exchanger*, dan kondensat dari proses

Jumlah Air yang diolah (W) = 66994,2074 kg / jam

$$\begin{aligned} \text{Debit} &= \text{Overdesign } 20\% \text{ W} / \rho \\ &= 80,7445 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

Waktu Tinggal (t) = 6 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume Terisi} &= 80 \% \\ \text{Volume (V)} &= Q t / \text{Volume Terisi} \\ &= 605,5840 \text{ m}^3 \\ \text{Diambil H / D} &= 1,5, \text{ maka :} \\ \text{Diameter} &= 8,0119 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 12,0179 \text{ m} \end{aligned}$$

DEAERATOR

Fungsi : Melepaskan gas – gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂ sehingga mengurangi korosi logam

$$\text{Jumlah Air yang diolah (W)} = 66994,2074 \text{ kg / jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit} &= \text{Overdesign } 20\% \text{ W} / \rho \\ &= 80,7445 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Bahan isian} = \text{Raschig Ring Ceramic}$$

$$\text{Dp} = 1 \text{ in} = 25,4 \text{ mm}$$

$$\text{Packing Factor (Fp)} = 160 \text{ (Coulson dan Richardson (1955) Tabel 11.2)}$$

$$\text{Kecepatan Air (L)} = 66994,2074 \text{ kg / jam}$$

$$\text{Kecepatan Steam (V)} = 1000 \text{ kg / jam}$$

$$\text{Densitas Air } (\rho_l) = 997 \text{ kg / m}^3$$

$$\text{Densitas Steam } (\rho_v) = 955,7704 \text{ kg / m}^3$$

$$\text{Viskositas Air } (\mu_l) = 1 \text{ cp atau } 0,001 \text{ Ns / m}^2$$

$$\text{FLv} = L / V (\rho_v / \rho_l)^{1/2}$$

$$\text{FLv} = 32,1874$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Gambar 11.44, dengan dP / m sebesar 10 mm air / m didapatkan K4 sebesar 0,01

$$\text{Vw}' = (K4 \rho_v (\rho_l - \rho_v) / 42,9 \text{ Fp } (\mu_l / \rho_l)^{0,1})^{1/2}$$

$$\text{Vw}' = 0,4759 \text{ kg / m}^2 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang (A)} &= 1000 / \text{Vw}' \text{ 3600} \\ &= 0,5836 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter Bed} &= (4 \text{ A} / \pi)^{0,5} \\ &= 0,8623 \text{ m atau } 1 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955), untuk *Diameter Packing* 1 in maka tingi *bed* diperkirakan 0,4 - 0,5 m

$$\text{Ho (tinggi bed)} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{H1 (tinggi ruang di atas bed)} = \text{Ho} / 2 = 0,25 \text{ m}$$

$$H_2 \text{ (tinggi ruang di bawah bed)} = H_o / 2 = 0,25 \text{ m}$$

$$H_s \text{ (total)} = H_o + H_1 + H_2 = 1 \text{ m}$$

Digunakan *Elliptical Dished Head* dengan $a / b = 2$

$$H_h = D / 4$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

$$H \text{ Total} = H_s + 2 H_h$$

$$= 1,5 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = 3,14 (D / 2)^{0,5} \times H \text{ Total}$$

$$\text{Volume} = 1,1775 \text{ m}^3$$

BOILER

Fungsi : Menghasilkan *steam* yang digunakan di peralatan proses

Jenis : *Water Tube Boiler*

$$\text{Jumlah Steam} = 66994,2074 \text{ kg / jam}$$

Kondisi *Steam* :

$$P = 14,7 \text{ psia}$$

$$T_s = 157 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (Suhu dipakai } 150 \text{ }^\circ\text{C} \text{ tetapi dijadikan } 157 \text{ }^\circ\text{C, asumsi } 7 \text{ }^\circ\text{C} \text{ hilang saat berjalan ke proses)}$$

$$\text{Saturated Vapor (H}_g) = 2774,2 \text{ kJ / jam}$$

$$\text{Saturated Liquid (H}_f) = 752,820 \text{ kJ / jam}$$

$$H_{fg} = H_g - H_f$$

$$= 2021,380 \text{ kJ / jam}$$

$$\text{Efisiensi Boiler} = 85 \%$$

$$\text{Air Umpan Masuk (M Air)} = \text{Jumlah Steam} / \text{Efisiensi}$$

$$= 78816,7145 \text{ kg / jam}$$

$$T \text{ Air Umpan Masuk (T}_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ Air} = 1 \text{ kJ / kg }^\circ\text{C}$$

$$\text{Beban Boiler} = M \text{ air } C_p \text{ air } (T_s - T_1) + M \text{ air } (H_g - H_f)$$

$$= 169328253,1752 \text{ kJ / jam}$$

Digunakan bahan bakar solar dengan spesifikasi :

$$\text{Normal Heating Value (F)} = 45600 \text{ kJ / kg}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 0,846 \text{ kg/L}$$

$$\text{Efisiensi} = 85 \%$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = Q / (F \times \rho \times \text{Efisiensi})$$

$$= 5163,8700 \text{ L/jam}$$

$$= 123932,8789 \text{ L/hari}$$

TANGKI LARUTAN N₂H₄

Fungsi : Membuat larutan N₂H₄ 30 ppm yang mencegah pembentukan kerak dalam proses

Jumlah Air yang diolah = 66994,2074 kg / jam

Kebutuhan N₂H₄ = 30 ppm atau 106,3419 lb / hari

ρ N₂H₄ = 62,30 lb / ft³

Volume = Kebutuhan N₂H₄ / ρ
= 1,7042 ft³ / hari

Waktu Tinggal = 3 hari

Dibuat larutan N₂H₄ 5 %

Volume Larutan (Vl) = 100 / 5 x Volume x Waktu Tinggal
= 1022,5181 ft³ atau 28,9545 m³

Volume Tangki (Vt) = *Overdesign* 20 %
= 34,7454 m³

Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :

Diameter = $(4 V / \pi)^{1/3}$
= 3,5373 m

Tinggi = 3,5373 m

Digunakan *Power Motor* sebesar 1 HP dengan kecepatan pengaduk 20 rpm

TANGKI LARUTAN HCl

Fungsi : Membuat larutan HCl 5 % yang akan digunakan untuk meregenerasi *Cation Exchanger*

ρ = 62,30 lb / ft³

Dibuat larutan HCl 5 %

Volume *Cation Exchanger* = 385,9809 ft³

Jumlah HCl = 578,9713 lb

Volume = Jumlah HCl / ρ
= 9,3022 ft³ atau 0,2634 m³

Overdesign 20 % = 0,3161 m³

Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :

Diameter = $(4 V / \pi)^{1/3}$
= 0,7384 m

Tinggi = 0,7384 m

Digunakan *Power Motor* sebesar 1 HP dengan kecepatan pengaduk 20 rpm

TANGKI LARUTAN NaOH

Fungsi : Membuat larutan NaOH 5 % yang akan digunakan untuk meregenerasi *Anion Exchanger*

$$\rho = 62,30 \text{ lb / ft}^3$$

Dibuat larutan NaOH 5 %

$$\text{Volume Anion Exchanger} = 162,8357 \text{ ft}^3$$

$$\text{Jumlah NaOH} = 1954,0283 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{Jumlah NaOH} / \rho \\ &= 31,3951 \text{ ft}^3 \text{ atau } 0,8890 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Overdesign } 20 \% = 1,0668 \text{ m}^3$$

Dirancang Silinder Tegak (D = H), maka :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= (4 V / \pi)^{1/3} \\ &= 1,1077 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi} = 1,1077 \text{ m}$$

Digunakan *Power Motor* sebesar 1 HP dengan kecepatan pengaduk 20 rpm

POMPA UTILITAS 1

Kode	: PU-01
Tipe	: <i>Single-stage Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
Fungsi	: Mengalirkan air dari penyedia air ke Bak Penampung Sementara
Jumlah	: 1 buah
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

1. Menghitung Kapasitas Pompa

$$\begin{aligned} \rho \text{ Air} &= 997 \text{ kg / m}^3 \\ &= 62,2407 \text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= m / \rho \text{ Campuran} \\ &= 8,4194 \text{ ft}^3 / \text{s} \\ &= 3778,9006 \text{ gpm} \\ &= 858,3795 \text{ m}^3 / \text{jam} \end{aligned}$$

Berdasar pada Couper dkk. (1988) pada range 15-5000 gpm bisa menggunakan pompa sentrifugal satu stage.

2. Menghitung Diameter Optimum Pipa (d)

$$d = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 17,4049 \text{ in}$$

Berdasarkan Kern (1965) Hal. 844 Tabel 11, didapatkan ukuran standart pipa :

Schedule Number = 20

NPS = 18 in

OD = 18 in

ID = 17,25 in

A' = 234 in²

3. Menghitung Kecepatan Linier Fluida (V)

$$V = Q / A'$$

$$= 5,1812 \text{ ft / s atau } 1,5792 \text{ m / s}$$

4. Menghitung *Reynold Number*

Didapatkan viskositas (μ) sebesar= 0,000237 lb / ft s

$$NRe = \rho D V / \mu$$

$$= 1958081,3944$$

5. Neraca Tenaga Pompa

Tenaga mekanis teoritik dihitung dengan Persamaan Bernoulli :

$$\Delta V^2 / 2 g c \alpha + \Delta Z g / g c + \Delta P / \rho + \Sigma F = - Wf$$

a. Menghitung *velocity head* (beda tenaga kinetik)

V1 = Kecepatan Linier Fluida dari Tangki Truk ke Pipa

V2 = Kecepatan Linier Fluida ke BU-01

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

$$\Delta V = V2 - V1$$

$$= 0 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\Delta V^2 / 2 g c \alpha = 0 \text{ lbf ft / lbm}$$

b. Menghitung *static head* (beda tenaga potensial)

Z1 = Tinggi Fluida dalam Tangki Truk = 0 ft

Z2 = Tinggi Pipa Pemasukan di BU-01 = 66,2953 ft

$$\Delta Z = Z2 - Z1$$

$$= 66,2953 \text{ ft}$$

$$g / g c = 1 \text{ lbf / lbm}$$

Sehingga :

$$\Delta Z g / g c = 66,2953 \text{ lbf ft / lbm}$$

c. Menghitung *pressure head*

P1 = Tekanan dalam Tangki Truk = 1 atm

$$P_2 = \text{Tekanan dalam BU-01} = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$= 0$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Spesifik (Vs)} &= 1 / \rho \\ &= 0,0161 \text{ ft}^2 / \text{lb} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\Delta P / \rho = V_s \times \Delta P$$

$$= 0 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

d. Menghitung *friction head*

Losses in Straight Pipe (hF)

Berdasarkan (Geankoplis (1983) Hal. 93 Tabel 2.10-1,
didapatkan L_e / D :

Komponen		Jumlah	L_e / D	D (ft)	L_e (ft)
Fitting	<i>Standard Elbow 90°</i>	4	35	1,4375	201,2500
	<i>Gate Valve (Wide Open)</i>	2	9		25,8750
	<i>Coupling</i>	500	2		1437,5000
Total					1664,6250

$$\text{Direncanakan panjang pipa (L)} = 1000 \text{ m atau } 3280,8399 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\Sigma L = L + L_e$$

$$= 4945,4649 \text{ ft atau } 1507,3777 \text{ m}$$

Dari data N_{Re} didapatkan nilai f sebesar = 0,003

Sehingga didapatkan :

$$hF = 4f \Sigma L / D \Delta V^2 / 2 \text{ gc}$$

$$= 17,2090 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

Losses in Fitting and Valve (hf)

Berdasarkan (Geankoplis (1983) Hal. 93 Tabel 2.10-1,
didapatkan k_f :

Komponen		Jumlah	k_f	Jml x k_f (ft)
Fitting	<i>Standard Elbow 90°</i>	4	0,75	3
	<i>Gate Valve (Wide Open)</i>	2	0,17	0,3400
	<i>Coupling</i>	500	0,04	20
Total				23,3400

Sehingga didapatkan :

$$hf = k_f \Delta V^2 / 2 \text{ gc}$$

$$= 9,7292 \text{ lbf ft} / \text{lbm}$$

Sudden Contraction Losses (hc)

$$\begin{aligned}
 A1 &\ggg A2 \\
 A2 &= 1,6250 \text{ ft}^2 \\
 A1 &= 3 \\
 kc &= 0,4 (1,25 - A2 / A1) \\
 &= 0,2833
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 hc &= kc \Delta V^2 / 2 gc \\
 &= 0,1181 \text{ lbf ft} / \text{lbm}
 \end{aligned}$$

Sudden Enlargement Losses (h ex)

$$\begin{aligned}
 A2 &\ggg A1 \\
 A2 &= 549,3831 \text{ ft}^2 \\
 A1 &= 1,6250 \text{ ft}^2 \\
 k \text{ ex} &= (1 - (A1 / A2))^2 \\
 &= 0,9941
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 hc &= k \text{ ex} \Delta V^2 / 2 gc \\
 &= 0,4144 \text{ lbf ft} / \text{lbm}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 \Delta V^2 / 2 gc \alpha + \Delta Z g / gc + \Delta P / \rho + \Sigma F &= - Wf \\
 &= 27,4706 \text{ lbf ft} / \text{lbm}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Gambar 5.6, didapatkan jenis pompa dari plot Total Head dan Debit. Didapatkan jenis pompa *Single-stage Centrifugal Pump*

6. Tenaga Pompa

$$\begin{aligned}
 \text{BPH teoritis} &= (-Wf) \times Q \times \rho / 550 \\
 &= 89,3389 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 520 Gambar 1437, diperoleh efisiensi dari plot nilai Debit. Didapatkan efisiensi sebesar 78 %

$$\begin{aligned}
 \text{BPH aktual} &= \text{BPH teoritis} / \text{efisiensi} \\
 &= 114,5370 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 521 Gambar 1438, diperoleh efisiensi dari plot nilai BHP. Didapatkan efisiensi sebesar 92 %

$$\text{Power Motor} = \text{BPH aktual} / \text{efisiensi} = 124,4968 \text{ HP}$$

7. *Specific Speed*

$$N_s = N Q^{1/2} / h^{0,75}$$

$$= 219467,2785 \text{ rpm}$$

Berdasarkan Coulson dan Richardson (1955) Hal. 200, *Impeller Pompa* dapat dipilih berdasarkan *Specific Speed*-nya. Dipilih *Axial Flow Impellers* untuk N_s sebesar $> 7000 \text{ rpm}$.

Kapasitas : 43,1809 gpm atau $9,8086 \text{ m}^3 / \text{jam}$

Ukuran Pipa

Normal Pipe Size : 18 in

Diameter Luar : 18 in

Diameter Dalam : 17,25 in

Flow Area Per Pipe : 235 in^2

Kecepatan Aliran : 5,1812 ft / s

Jenis *Impeller* : *Axial Flow Impellers*

Power : 125 HP

Resume seluruh pompa utilitas adalah sebagai berikut :

Pompa ke-	<i>Power</i> (HP)	Diameter (in)
1	125	17,25
2	17	17,25
3	25	17,25
4	17	17,25
5	2	6,065
6	2	6,065
7	1	6,065
8	7	6,065
9	1	6,065
10	1	6,065

KEBUTUHAN LISTRIK

1. Listrik Keperluan Proses

Besarnya listrik untuk keperluan proses sebagai berikut :

Alat Proses	Power (HP)	Jumlah	Σ Power (HP)
Reaktor	24	1	24
Rotary Drum Vacuum Filter	11	1	11
Rotary Dryer	10	1	10
Ball Mill	700	1	700
Vibrating Screen	3	1	3
Cooling Conveyyor	4	1	4
Blower	174	1	174
Pompa 1	3	1	3
Pompa 2	4	1	4
Pompa 3	1	1	1
Pompa 4	1	1	1
Pompa 5	2	1	2
Pompa 6	2	1	2
Pompa 7	1	1	1
Bucket Elevator	4	1	4
Belt Conveyyor 3	1	1	1
Screw Conveyyor	4	1	4
TOTAL			949

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power yang dibutuhkan = 707,6693 kW

2. Listrik Keperluan Utilitas

Besarnya listrik untuk keperluan utilitas sebagai berikut :

Alat Proses	Power (HP)	Jumlah	Σ Power (HP)
Cooling Tower	40	1	40
Pompa 1	125	1	125
Pompa 2	17	1	17
Pompa 3	25	1	25
Pompa 4	17	1	17
Pompa 5	2	1	2
Pompa 6	2	1	2
Pompa 7	1	1	1
Pompa 8	7	1	7
Pompa 9	2	1	2
Pompa 10	1	1	1
Tangki N ₂ H ₄	1	1	1
Tangki NaOH	1	1	1
Tangki HCl	1	1	1
TOTAL			242

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power yang dibutuhkan = 180,4594 kW

3. Listrik Penerangan, AC, Laboratorium, Bengkel dan Instrumentasi
Besarnya listrik untuk keperluan penerangan, AC, laboratorium,
bengkel, dan instrumentasi sebagai berikut :

Penggunaan	Power (kW)
Penerangan	100
AC	5
Laboratorium dan Bengkel	40
Instrumentasi	5
Pengeringan <i>Rotary Dryer</i>	34,7339
TOTAL	184,7339

Konsumsi Listrik Keseluruhan

Penggunaan	Power (kW)
Proses	707,6693
Utilitas	180,4594
Lainnya	184,7339
TOTAL	1072,8626

Emergency Generator yang digunakan mempunyai efisiensi 80 %,
maka Input generator = 1341,0783 kW
Ditetapkan Input Generator = 1500 kW
Untuk keperluan dan cadangan = Input Generator yang ditetapkan – yang
dihitung
= 158,9217 kW x 80 %
= 127,1374 kW

Spesifikasi Generator

Tipe : AC generator

Kapasitas : 1500 kW

Tegangan : 220 / 360 volt

Efisiensi : 80 %

Frekuensi : 50 Hz

Bahan bakar : Solar (*Fuel Oil*)

Spesifikasi bahan bakar untuk *generator set*

Jenis Bahan Bakar : Solar

Heating Value : 18315 BTU / lb

Efisiensi Bahan Bakar : 80 %

ρ Solar : 53 lb / ft³

Kapasitas Input Generator : 5118618 BTU / jam

Kebutuhan Solar : 0,0017 m³ / jam

Tangki Bahan Bakar Solar :

Fungsi : Menampung bahan bakar solar untuk *generator* dan *boiler*

Kebutuhan Solar Generator = 0,0017 m³ / jam

Kebutuhan Solar Boiler = 5,1639 m³ / jam

Kebutuhan Solar Total = 5,2 m³ / jam

Waktu Tinggal = 3 hari

Overdesign 20 %, sehingga Volume Tangki :

1,2 x Kebutuhan Solar Total x 24 jam x Waktu Tinggal = 446,2074 m³

Tangki dirancang Silinder Tegak dengan D = H :

Diameter = $(4 \times V / \pi)^{1/3}$
= 8,3 m

Tinggi = 8,3 m

LAMPIRAN C

Dasar Perhitungan :

Kapasitas Produksi : 95.000 ton / tahun

Pabrik Beroperasi Pada : 2026

Pabrik Beroperasi Selama : 330 hari kerja

Umur Alat : 10 tahun

Nilai Kurs (Per 1 Juli 2022) : Rp. 14.807,59 (1 US \$) (kursdollar.org)

Tahun Evaluasi : 2022

Upah Buruh Karawang : Rp. 23.068,8077 / *manhour*

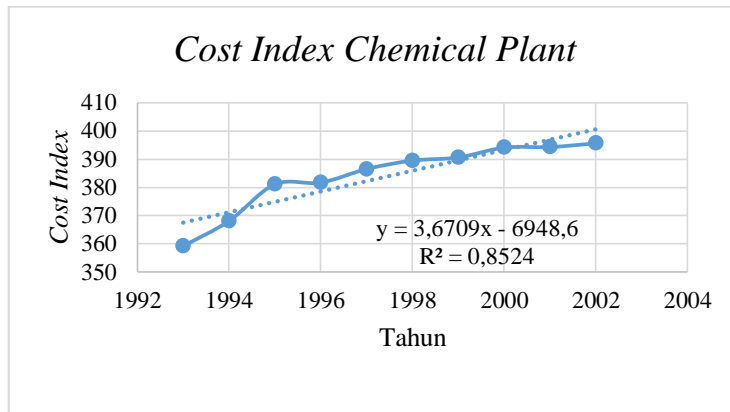
Pabrik beroperasi selama 330 hari atau selama satu tahun produksi, dan tahun evaluasi pada tahun 2022, Di dalam analisis ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisis. Untuk mencari harga pada tahun analisis, maka dicari *cost index* pada tahun analisis.

Data *Cost Index Chemical Plant*

Tahun	Tahun ke-	Index
1993	1	359,2
1994	2	368,1
1995	3	381,1
1996	4	381,7
1997	5	386,5
1998	6	389,5
1999	7	390,6
2000	8	394,1
2001	9	394,3
2002	10	395,6

(Peters dan Timmerhaus 1996)

Asumsi kenaikan harga pertahun dianggap linier. Untuk menentukan *cost index* pada tahun 2026 dipergunakan grafik.



Berdasarkan Grafik tersebut dengan menggunakan metode persamaan linier diperoleh persamaan $y = 3,6709 x - 6948,6$ dimana y merupakan jumlah *cost index* dan x merupakan jumlah tahun yang akan diproyeksikan. Apabila pabrik didirikan pada tahun 2026, maka *cost index* pada tahun tersebut adalah sebagai berikut :

$$y = 3,6709 x - 6948,6$$

$$y = 3,6709 (2026) - 6948,6$$

$$y = 488,6434$$

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi dengan persamaan :

$$Ex = Ey \times \frac{Nx}{Ny}$$

Berdasarkan situs Matches (*equipment cost*) didapatkan daftar harga alat proses

No	Nama Alat	Kode	Variabel Penentu	J ml	Harga 2014 / Ey (\$)	Harga 2026 / Ex (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Tangki SS	T-01	Volume	1	753.800	828.487	828.487	12.267.902.662
2	Tangki AS	T-02	Volume	2	945.000	1.038.632	2.077.264	30.759.267.750
3	Heater 1	H-01	Luas	1	18.100	19.893	19.893	294.572.882
4	Heater 2	H-02	Luas	1	19.700	21.652	21.652	320.612.473
5	Reaktor	R-01	Volume	1	295.800	325.108	325.108	4.814.069.524
6	Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF-01	Luas Permukaan	1	270.000	296.752	296.752	4.394.181.107

7	Rotary Dryer	RD-01	Luas Permukaan	1	193.300	212.452	212.452	3.145.908.178
8	Cyclon	CY-01	Aliran Udara / Menit	1	31.600	34.731	34.731	514.281.937
9	Ball Mill	BM-01	Luas	1	1.167.700	1.283.397	1.283.397	19.004.019.551
10	Vibrating Screen	VS-01	Luas	1	20.200	22.201	22.201	328.749.846
11	Silo Produk	S-01	Volume	1	498.100	547.452	547.452	8.106.450.406
12	Pompa 1	P-01	Diameter Pipa	1	9.300	10.221	10.221	151.355.127
13	Pompa 2	P-02	Diameter Pipa	1	15.000	16.486	16.486	244.121.173
14	Pompa 3	P-03	Diameter Pipa	1	9.300	10.221	10.221	151.355.127
15	Pompa 4	P-04	Diameter Pipa	1	15.000	16.486	16.486	244.121.173
16	Pompa 5	P-05	Diameter Pipa	1	9.300	10.221	10.221	151.355.127
17	Pompa 6	P-06	Diameter Pipa	1	15.000	16.486	16.486	244.121.173
18	Pompa 7	P-07	Diameter Pipa	1	15.000	16.486	16.486	244.121.173
19	Air Heater	AH-01	Luas	1	24.800	27.257	27.257	403.613.672
20	Blower	BL-01	Luas	1	16.200	17.805	17.805	263.650.866
21	Bucket Elevator	BE-01	Tinggi	1	9.000	9.892	9.892	146.472.704
22	Belt Conveyor	BC-03	Lebar, Panjang	1	9.800	10.771	10.771	159.492.499
24	Screw Conveyor	SC-01	Lebar, Panjang	1	6.300	6.924	6.924	102.530.893
24	Cooling Conveyor	CC-01	Diameter, Panjang	1	9.200	10.112	10.112	149.727.653
Total							5.848.761	86.606.054.674

1. *Physical Plant Cost (PPC)*

Purchased Equipment Cost (PEC) = Rp. 86.606.054.673,8858

a. *Delivered Equipment Cost (DEC)* (Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 24)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat sebesar 10 % dari PEC, sehingga :

DEC = 10 % PEC = Rp. 8.660.605.467,3886

b. Harga Instalasi / Pemasangan (Aries dan Newton (1955) Hal. 77)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari :

Material = 11 % PEC = Rp. 9.526.666.014,1274

Buruh = 32 % PEC = Rp. 27.713.937.495,6434

Jumlah *Manhour* :

Upah Buruh Karawang = Rp. 23.068,8077 / *manhour*

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp.

1.201.359,7697

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*

= Rp. 27.713.937.495,6434

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal

= Rp. 37.240.603.509,7709

c. Harga Pemipaan (Aries dan Newton (1955) Hal. 78)

Biaya pemipaan sistem *solid-fluid* adalah 36% dari PEC, terdiri dari :

Material = 21 % PEC = Rp. 18.187.217.481,5160

Buruh = 15 % PEC = Rp. 12.990.908.201,0829

Jumlah *Manhour* :

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 563.137,3920

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*

= Rp. 12.990.908.201,0829

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal

= Rp. 31.178.179.682,5989

d. Harga Instrumentasi (Aries dan Newton (1955) Hal. 97)

Biaya instrumentasi besarnya adalah 30% dari PEC, terdiri dari :

Material = 20 % PEC = Rp. 17.321.210.934,7772

Buruh = 10 % PEC = Rp. 8.660.605.467,3886

Jumlah *Manhour* :

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 375.424,9280

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*

= Rp. 8.660.605.467,3886

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal

= Rp. 25.981.816.402,1657

e. Harga Listrik (Aries dan Newton (1955) Hal. 102)

Biaya listrik besarnya adalah 20% dari PEC, terdiri dari :

Material = 15 % PEC = Rp. 12.990.908.201,0829

Buruh = 5 % PEC = Rp. 4.330.302.733,6943

Jumlah *Manhour* :

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 187.712,4640
 Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*
 = Rp. 4.330.302.733,6943

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal
 = Rp. 17.321.210.934,7772

f. Harga Isolasi (Aries dan Newton (1955) Hal. 98)

Biaya isolasi besarnya adalah 9% dari PEC, terdiri dari :

Material = 5 % PEC = Rp. 4.330.302.733,6943

Buruh = 4 % PEC = Rp. 3.464.242.186,9554

Jumlah *Manhour* :

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 150.169,9712

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*
 = Rp. 3.464.242.186,9554

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal
 = Rp. 7.794.544.920,6497

g. Bangunan

No.	Bangunan	Ukuran (m)		
		Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan (2)	5	5	50
2.	Ruang Kontrol	18	7	126
3.	Gudang Bahan Baku	18	18	324
4.	Gudang Produk	18	18	324
5.	Kantor	18	12	216
6.	Masjid	15	10	150
7.	Kantin	8	15	120
8.	Poliklinik	15	10	150
9.	Gedung Pertemuan	25	12	300
10.	Laboratorium	18	12	216
11.	Bengkel	15	12	180
12.	Perpustakaan	15	10	150
13.	Daerah Proses	50	35	1750
14.	Daerah Utilitas	18	30	540
15.	K3 dan <i>Fire Hidrant</i>	8	10	80
16.	Unit Pengolahan Limbah	25	15	375
17.	Tempat Parkir	20	10	200
18.	Tempat Parkir Truk	30	12	360
19.	Taman			1000
20.	Jalan Raya			1000
21.	Area Pengembangan			5000
TOTAL				12611

Harga Tanah di Kawasan Industri Ciampel = Rp. 3.000.000,0000 per m²

Total Biaya Bangunan= Rp. 15.153.000.000,0000 (Harga Tanah x Luas Tanah nomor 1 - 16)

h. Pengembangan Lahan

Biaya ini besarnya adalah 10 – 20 % dari PEC, terdiri dari :

Biaya untuk Taman, Pagar, dan Area Parkir :

Harga = Rp, 1.500.000,0000 per m²

Total = Rp. 9.840.000.000,0000

Biaya untuk Jalan Raya :

Luas Jalan = 1000 m²

Harga Aspal = 150.000,0000 per m²

Total = 150.000.000,0000

Tanah :

Luas Tanah = 12611 m²

Total Biaya Tanah = Luas Tanah x Harga Tanah

= 37.833.000.000,0000

Berdasarkan situs Matches (*equipment cost*) didapatkan daftar harga alat utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga 2014 / Ey (\$)	Harga 2026 / Ex (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Pompa 1	PU-01	1	15.400	16.926	16.926	250.631.071
2	Pompa 2	PU-02	1	15.400	16.926	16.926	250.631.071
3	Pompa 5	PU-05	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
4	Pompa 6	PU-06	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
5	Pompa 7	PU-07	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
6	Pompa 8	PU-08	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
7	Pompa 9	PU-09	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
8	Pompa 10	PU-10	1	8.200	9.012	9.012	133.452.908
9	Pompa 3	PU-03	1	15.400	16.926	16.926	250.631.071
10	Pompa 4	PU-04	1	15.400	16.926	16.926	250.631.071
11	Bak Penampung Sementara	BU-01	1	152.900	168.050	168.050	2.488.408.486
12	Tangki Cation Exchanger	TU-04	1	25.600	28.136	28.136	416.633.468
13	Tangki Anion Exchanger	TU-05	1	20.400	22.421	22.421	332.004.795
14	Tangki Air Umpam Boiler	TU-06	1	129.400	142.221	142.221	2.105.951.982
15	Tangki Air pendingin 1	TU-01	1	163.200	179.370	179.370	2.656.038.358
16	Tangki Air pendingin 2	TU-02	1	163.200	179.370	179.370	2.656.038.358

17	Tangki Demineralizer	TU-03	1	30.900	33.962	33.962	502.889.616
18	Tangki Larutan HCl		1	10.600	11.650	11.650	172.512.295
19	Tangki Larutan NaOH		1	21.100	23.191	23.191	343.397.116
20	Tangki Larutan N ₂ H ₄		1	22.100	24.290	24.290	359.671.861
21	Deaerator	De	1	14.000	15.387	15.387	227.846.428
22	Cooling Tower	CT	1	97.600	107.270	107.270	1.588.415.097
23	Boiler	BL	1	275.300	302.577	302.577	4.480.437.255
Total						1.359.673	20.133.486.843

2. Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost (PEC) = Rp. 20.133.486.843,3833

a. *Delivered Equipment Cost (DEC)* (Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 24)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat sebesar 10 % dari PEC, sehingga :

DEC = 10 % *PEC* = Rp. 2.013.348.684,3383

b. Harga Instalasi / Pemasangan (Aries dan Newton (1955) Hal. 77)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari :

Material = 11 % *PEC* = Rp. 2.214.683.552,7722

Buruh = 32 % *PEC* = Rp. 6.442.715.789,8827

Jumlah *Manhour* :

Upah Buruh Karawang = Rp. 23.068,8077 / *manhour*

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 279.282,5653

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*
= Rp. 6.442.715.789,8827

Total *Cost* = Material + Upah Buruh Lokal
= Rp. 8.657.399.342,6548

c. Harga Pemipaan (Aries dan Newton (1955) Hal. 78)

Biaya pemipaan sistem *solid-fluid* adalah 36% dari PEC, terdiri dari :

Material = 21 % *PEC* = Rp. 4.228.032.237,1105

Buruh = 15 % *PEC* = Rp. 3.020.023.026,5075

Jumlah *Manhour* :

Jumlah *Manhour* = Buruh / Upah Buruh Karawang = Rp. 130.913,7025

Upah Buruh Lokal = 100 % Upah Buruh Karawang x Jumlah *Manhour*

$$= \text{Rp. } 3.020.023.026,5075$$

$$\text{Total Cost} = \text{Material} + \text{Upah Buruh Lokal}$$

$$= \text{Rp. } 7.248.055.263,6180$$

d. Harga Instrumentasi (Aries dan Newton (1955) Hal. 97)

Biaya instrumentasi besarnya adalah 30% dari PEC, terdiri dari :

$$\text{Material} = 20 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 4.026.697.368,6767$$

$$\text{Buruh} = 10 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 2.013.348.684,3383$$

Jumlah *Manhour* :

$$\text{Jumlah } \textit{Manhour} = \text{Buruh} / \text{Upah Buruh Karawang} = \text{Rp. } 87.275,8016$$

$$\begin{aligned} \text{Upah Buruh Lokal} &= 100 \% \text{ Upah Buruh Karawang} \times \text{Jumlah } \textit{Manhour} \\ &= \text{Rp. } 2.013.348.684,3383 \end{aligned}$$

$$\text{Total Cost} = \text{Material} + \text{Upah Buruh Lokal}$$

$$= \text{Rp. } 6.040.046.053,0150$$

e. Harga Listrik (Aries dan Newton (1955) Hal. 102)

Biaya listrik besarnya adalah 20% dari PEC, terdiri dari :

$$\text{Material} = 15 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 3.020.023.026,5075$$

$$\text{Buruh} = 5 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 2.013.348.648,3383$$

Jumlah *Manhour* :

$$\text{Jumlah } \textit{Manhour} = \text{Buruh} / \text{Upah Buruh Karawang} = \text{Rp. } 87.275,8016$$

$$\begin{aligned} \text{Upah Buruh Lokal} &= 100 \% \text{ Upah Buruh Karawang} \times \text{Jumlah } \textit{Manhour} \\ &= \text{Rp. } 2.013.348.648,3383 \end{aligned}$$

$$\text{Total Cost} = \text{Material} + \text{Upah Buruh Lokal}$$

$$= \text{Rp. } 5.033.371.710,8458$$

f. Harga Isolasi (Aries dan Newton (1955) Hal. 98)

Biaya isolasi besarnya adalah 9% dari PEC, terdiri dari :

$$\text{Material} = 5 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 1.006.674.342,1692$$

$$\text{Buruh} = 4 \% \text{ PEC} = \text{Rp. } 805.339.473,7353$$

Jumlah *Manhour* :

$$\text{Jumlah } \textit{Manhour} = \text{Buruh} / \text{Upah Buruh Karawang} = \text{Rp. } 34.910,3207$$

$$\begin{aligned} \text{Upah Buruh Lokal} &= 100 \% \text{ Upah Buruh Karawang} \times \text{Jumlah } \textit{Manhour} \\ &= \text{Rp. } 805.339.473,7353 \end{aligned}$$

$$\text{Total Cost} = \text{Material} + \text{Upah Buruh Lokal}$$

$$= \text{Rp. } 1.812.013.815,9045$$

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	<i>Jumlah (Rp.)</i>
<i>Purchased Equipment Cost</i>	106.739.541.517,2690
Instalasi	45.898.002.852,4257
Pemipaan	38.426.234.946,2169
Instrumentasi	32.021.862.455,1807
Listrik	22.354.582.645,6230
Isolasi	9.606.558.736,5542
Tanah	37.833.000.000,0000
Bangunan	15.153.000.000,0000
Area Pengembangan	9.990.000.000,0000
<i>Jumlah Physical Plant Cost</i>	318.022.783.153,2690
<i>Engineering and Construction, 30%</i>	95.406.834.945,9808
<i>Jumlah Delivered Equipment Cost</i>	413.429.618.099,2500
<i>Contractor's Fee, 15%</i>	62.014.442.714,8875
<i>Contingency, 15%</i>	62.014.442.714,8875
<i>Jumlah FCI</i>	537.458.503.529,0250

3. *Manufacturing Cost*

a. *Direct Manufacturing Cost*

Bahan Baku Proses :

Bahan Baku	Kebutuhan (kg / jam)	Harga (Rp / kg)	Harga Total (Rp)
Sodium Silikat 62 %	18381,3073	1.900,4000	276.660.144.512,0460
Asam Sulfat 5%	32866,4183	1.173,9000	305.568.556.811,3570
Total			582.228.701.323,4030

Gaji Karyawan / tahun = Rp. 18.570.000.000,0000

Supervisi (10 % Gaji Karyawan) = Rp. 1.857.000.000,0000

Maintenance (2% FCI) = Rp. 10.749.170.070,5805

Plant Suplies (10% Maintenance) = Rp. 1.074.917.007,0581

Produk :

Produk	Jumlah (kg / jam)	Harga (Rp / kg)	Harga (Rp)	Harga (US \$)
Silikon Dioksida	11994,94949	14.951	1.420.345.000.000	21.031.886.418.550.000

Royalty dan Patent (1% Sales) = Rp. 2.840.690.000,0000

(Peters dan Timmerhaus (1996) Hal. 269)

Bahan Baku Utilitas :

Bahan Baku	Kebutuhan (kg / jam)	Kebutuhan (kg / tahun)	Harga (Rp / kg)	Harga Total (Rp / tahun)
<i>Natural Greensand Zeolit</i>	0,1944	1539,6579	10.000,0000	15.396.578,5381
<i>Resin Anion Exchanger</i>	0,6480	5132,1928	10.000,0000	51.321.928,4603
N2H4 (Hidrazin)	2,0098	15917,8237	10.000,0000	159.178.236,6772

HCl	578,9713	4585452,9821	1.500,0000	6.878.179.473,2081
NaOH	1954,0283	15475903,8147	3.500,0000	54.165.663.351,5140
Solar (L/jam)	5163,8700	40897850,0522	7.000,0000	286.284.950.365,3050
Total				347.554.689.933,7020

Air :

Bahan Baku	Kebutuhan (m ³ / jam)	Kebutuhan (m ³ / tahun)	Harga (Rp / m ³)	Harga Total (Rp / tahun)
Air	855,7106	6777228,1861	9.500,0000	64.383.667.768,2308
Air Make Up	45,1363	357479,1994	9.500,0000	3.396.052.394,6726
Total				762.663.203.286,6320

Pengolahan Air Limbah :

Harga 1 kg Limbah Cair = Rp. 15.200,0000

Total Limbah Cair Proses = 37725,3741 kg / jam

Total Limbah Cair Sanitasi = 1560 kg / jam

Total = Rp. 4.729.330.475.306,4700 / tahun

- b. *Indirect Manufacturing Cost* (Peters dan Timmerhaus (1996) Hal 273 – 274)

Payroll Overhead = 10 % Gaji Karyawan = Rp. 1.857.000.000,0000

Laboratorium = 10 % Gaji Karyawan = Rp. 1.857.000.000,0000

Packaging and Shipping = 10 % FCI = Rp. 53.745.850.352,9025

Plant Overhead = 50 % Gaji Karyawan = Rp. 7.428.000.000,0000

- c. *Fixed Manufacturing Cost* (Peters dan Timmerhaus (1996) Hal 273)

Depresiasi = 10 % FCI = Rp. 53.745.850.352,9025

Property Tax = 2 % FCI = Rp. 10.749.170.070,5805

Asuransi = 1 % FCI = Rp. 5.374.585.035,2903

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Jumlah (Rp.)
Bahan Baku Proses	582.228.701.323,4030
Karyawan	18.570.000.000,0000
Supervisi	1.857.000.000,0000
<i>Maintenance</i>	10.749.170.070,5805
<i>Plant Supplies</i>	1.074.917.007,0581
<i>Royalty and Patent</i>	2.840.690.000,0000
Utilitas	347.554.689.933,7020
Jumlah <i>Direct Manufacturing Cost</i>	964.875.168.334,7440
<i>Payroll Overhead</i>	1.857.000.000,0000
Laboratorium	1.857.000.000,0000
<i>Packaging and Shipping</i>	53.745.850.352,9025
<i>Plant Overhead</i>	7.428.000.000,0000
Jumlah <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	64.887.850.352,9025

	Depresiasi	53.745.850.352,9025
	Pajak	10.749.170.070,5805
	Asuransi	5.374.585.035,2903
	Jumlah Fixed Manufacturing Cost	69.869.605.458,7733
	Manufacturing Cost	1.099.632.624.146,4200
Working Capital		
Working Capital (Rp.)		
Persediaan Bahan Baku	1 / 12 Bahan Baku	= 48.519.058.443,6169
Bahan Baku dalam Proses	0,5 / 330 Manufacturing Cost	= 1.666.110.036,5855
Biaya Sebelum Terjual	1 / 12 Manufacturing Cost	= 91.636.052.012,2017
Persediaan Uang	1 / 12 Manufacturing Cost	= 91.636.052.012,2017
	Jumlah	233.265.141.595,5150

General Expenses		
General Expenses (Rp.)		
Administrasi	2 % Manufacturing Cost	= 21.992.652.482,9284
Distribution and Marketing Cost	5 % Manufacturing Cost	= 54.981.631.207,3210
Finance	1 % Manufacturing Cost	= 10.996.326.241,4642
Research and Development Cost	5 % Manufacturing Cost	= 54.981.631.207,3210
	Jumlah	142.803.729.139,0350

$$\begin{aligned} \text{Total Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{Rp. } 1.242.584.865.285,4500 \end{aligned}$$

Keuntungan :

$$\text{Penjualan Produk (Sa)} = \text{Rp. } 1.420.345.000.000,0000$$

$$\text{Total Cost} = \text{Rp. } 1.242.584.865.285,4500$$

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 177.760.134.714,5460$$

$$\text{Keuntungan Sesudah Pajak} = \text{Rp. } 124.432.094.300,1820$$

$$\text{Pajak 30 \% dari Keuntungan} = \text{Rp. } 53.328.040.414,3638$$

Perhitungan ROI :

$$\text{Prb} = \frac{\text{Pb}}{\text{If}} \times 100 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Prb} &= \frac{177.760.134.714,5460}{537.458.503.529,0250} \\ &= 33,0742 \% \end{aligned}$$

Jadi ROI sebelum pajak sebesar 33,0742 %.

$$\text{Pra} = \frac{\text{Pa}}{\text{If}} \times 100 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Pra} &= \frac{124.432.094.300,1820}{537.458.503.529,0250} \\ &= 23,1519 \% \end{aligned}$$

Jadi ROI sesudah pajak sebesar 23,1519 %.

Perhitungan POT :

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{If}}{\text{Pb} + 0,1 \times \text{If}} \\ &= \frac{537.458.503.529,0250}{177.760.134.714,5460 + (0,1 \times 537.458.503.529,0250)} \\ &= 2,3216 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Jadi POT sebelum pajak sebesar 2,3216 tahun.

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{If}}{\text{Pa} + 0,1 \times \text{If}} \\ &= \frac{537.458.503.529,0250}{124.432.094.300,1820 + (0,1 \times 537.458.503.529,0250)} \\ &= 3,0164 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Jadi POT sesudah pajak sebesar 3,0164 tahun.

Perhitungan BEP :

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100 \% \\ &= \frac{69.869.605.458,7733 + (0,3 \times 184.488.328.216,6730)}{1.420.345.000 - 986.369.931.610,0080 - (0,7 \times 184.488.328.216,6730)} \times 100 \% \\ &= 41,0769 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100 \% \\ &= \frac{0,3 \times 184.488.328.216,6730}{1.420.345.000 - 986.369.931.610,0080 - (0,7 \times 184.488.328.216,6730)} \times 100 \% \\ &= 18,1563 \% \end{aligned}$$

Fixed Manufacturing Cost (Fa) :

<i>Fixed Manufacturing Cost (Fa)</i>	Jumlah (Rp.)
Depresiasi	53.745.850.352,9025
Pajak	10.749.170.070,5805
Asuransi	5.374.585.035,2903
Jumlah	69.869.605.458,7733

Variable Cost (Va) :

<i>Variable Cost (Va)</i>	Jumlah (Rp.)
Bahan Baku Proses	582.228.701.323,4030
<i>Royalty and Patent</i>	2.840.690.000,0000
Utilitas	347.554.689.933,7020
<i>Packaging and Shipping</i>	53.745.850.352,9025
Jumlah	986.369.931.610,0080

Regulated Cost (Ra) :

<i>Regulated Cost (Ra)</i>	Jumlah (Rp.)
Karyawan	18.570.000.000,0000
<i>Maintenance</i>	10.749.170.070,5805
<i>Plant Supplies</i>	1.074.917.007,0581
Laboratorium	1.857.000.000,0000
<i>Payroll Overhead</i>	1.857.000.000,0000

Plant Overhead	7.428.000.000,0000
General Expense	142.952.241.139,0350
Jumlah	184.488.328.216,6730

C = Rp. 240.307.187.917,3570

SV = Rp. 53.745.850.352,9025

WC = Rp. 233.457.272.504,6060

FC = Rp. 537.458.503.529,0250

Perhitungan IRR :

$$(FC + WC)(1 + i)^n - (SV + WC) = C (1 + i)^{n+1} + (1 + i)^{n+2} + \dots + (1 + i) + 1$$

Dengan *trial and error* diperoleh $i = 7,8750\%$

