

Lampiran

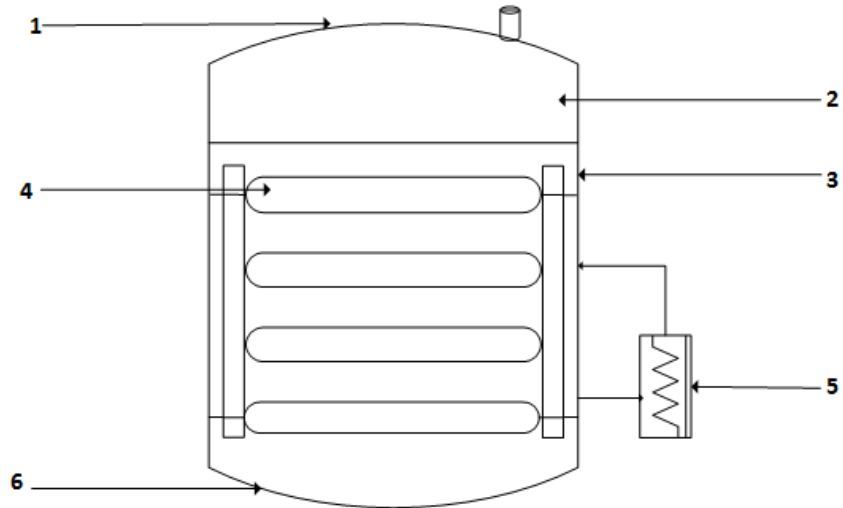
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

REAKTOR

- Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
- Tipe : *Continous Stirred Tank Reactor*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan biogas dari proses fermentasi
- Kondisi Operasi : Suhu = 35 °C
- Tekanan = 1 atm
- Waktu tinggal (τ) = 35 hari
- Reaksi = Eksotermis
- Tujuan :
1. Menentukan volume reaktor
 2. Menentukan diameter dan tinggi reaktor
 3. Merancang *Head*
 4. Merancang pengaduk
 5. Merancang koil pemanas

Gambar Reaktor :



Keterangan:

1. *Head*
2. *Gas Holder*
3. *Shell*
4. *Koil Pemanas*
5. *Screw Pump*
6. *Bottom*

Langkah-langkah dalam perancangan Reaktor adalah :

A. Menghitung Neraca Massa di sekitar Reaktor

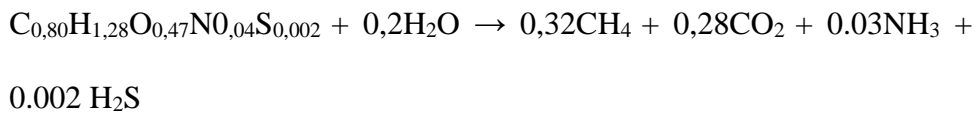
Kondisi :

Suhu (T) = 35 °C

pH = 7

HRT = 35 hari

Reaksi dalam Reaktor :



Laju alir massa input = 6903,98 kg/jam

Komponen	Nilai Persentase (%)	
	Sampah Organik	Kotoran Satwa
VS	10,19	33,6
TS	4,98	15,2
AIR	84,83	51,2

Dari tabel nilai persentase di atas dapat diperoleh gabungan nilai VS, TS, Air, dan abu.

Dimana,

Berat basah = TS + Air

Jika, Berat Kering (TS) = VS + Abu

Jadi, Berat basah = (VS + Abu) + Air

Dari Perhitungan yang diperoleh hasil dapat dilihat dalam tabel di bawah ini.

Komponen	Nilai Massa (kg/jam)	
	Sampah Organik	Kotoran Satwa
VS	27,290	1,40
TS	13,34	2,13
AIR	227,20	0,63
TOTAL	267,82	4,17

Dengan menggunakan model *Boyle* dari modifikasi *Buswell* dan *Mueller* akan diperoleh nilai persen gas CH₄, CO₂, H₂S, dan NH₃ yang akan terbentuk.

$$C_aH_bO_cN_dS_e + \left(a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2} + \frac{3 \cdot d}{4} + \frac{e}{2}\right) H_2O$$

$$\rightarrow \left(\frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3 \cdot d}{8} - \frac{e}{4}\right) CH_4$$

$$+ \left(\frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3 \cdot d}{8} + \frac{e}{4}\right) CO_2 + d NH_3 + e H_2S$$

Eq. *Buswell and Mueller*

Diperlukan data prosentase kandungan senyawa C, H, O, N, dan S dari masing-masing bahan persatuan kg VS. Kemudian diperoleh nilai Km_{ol}. Hasil dapat dilihat di tabel dibawah ini. Nilai berat mol dapat digunakan sebagai perhitungan menggunakan rumus *Buswell and Mueller*.

Komponen	Prosentase (%)		Ar	kMol
	Sampah Organik	Kotoran Satwa		
C (a)	48	38,95	12	0,60
H (b)	6,4	5,05	1	0,96
O (c)	37,6	34,46	16	0,35
N (d)	2,6	1,57	14	0,03
S (e)	0,4	1,9	32	0,002

Perhitungan koefisien reaksi

$$\text{Senyawa CH}_4 = \frac{a}{2} + \frac{b}{8} - \frac{c}{4} - \frac{3.d}{8} - \frac{e}{4} = 0,32$$

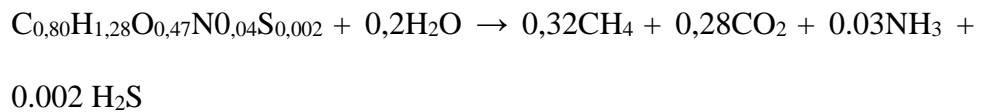
$$\text{Senyawa CO}_2 = \frac{a}{2} - \frac{b}{8} + \frac{c}{4} + \frac{3.d}{8} + \frac{e}{4} = 0,28$$

$$\text{Senyawa H}_2\text{S} = e = 0,002$$

$$\text{Senyawa NH}_3 = d = 0,03$$

$$\text{Senyawa H}_2\text{O} = a - \frac{b}{4} - \frac{c}{2} + \frac{3.d}{4} + \frac{e}{2} = 0,21$$

Didapat reaksi sebagai berikut :



Dari hasil perhitungan koefisien maka akan diperoleh nilai persen dari masing-masing senyawa gas yang terbentuk. Hasil dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Komponen	Koefisien	Persen (%)
CH4	0,32	48,40
CO2	0,28	42,12
H2S	0,002	0,30
NH3	0,03	4,12
H2O	0,03	5
Jumlah	0,67	100,00

Nilai *yield* yang digunakan 70% (nilai ini digunakan untuk menentukan jumlah massa VS yang terdegradasi menjadi biogas)

Maka, keluaran reaktor yang dihasilkan sebagai berikut:

Gas CH₄ = *persen CH₄ yang terbentuk x massa VS*

$$\begin{aligned} &= \frac{48,40}{100} \times \left[\frac{70}{100} \times 28,69 \text{ kg/jam} \right] \\ &= 9,72 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Gas CO₂ = *persen CO₂ yang terbentuk x (persen yield x massa VS)*

$$\begin{aligned} &= \frac{42,12}{100} \times \left[\frac{70}{100} \times 28,69 \text{ kg/jam} \right] \\ &= 8,46 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

Gas H₂S = *persen H₂S yang terbentuk x (persen yield x massa VS)*

$$\begin{aligned} &= \frac{0,3}{100} \times \left[\frac{70}{100} \times 28,69 \text{ kg/jam} \right] \\ &= 0,06 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

Gas NH₃ = *persen NH₃ yang terbentuk x (persen yield x massa VS)*

$$\begin{aligned} &= \frac{4,19}{100} \times \left[\frac{70}{100} \times 28,69 \text{ kg/jam} \right] \\ &= 0,84 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

Gas H₂O yang terbentuk sebagai berikut ini.

Kondisi Operasi dimana:

$$T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} \rightarrow P_s \text{ H}_2\text{O} = 5,62 \text{ Kpa}$$

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

$$X \text{ air} = 0,9 \text{ (dianggap kandungan air dalam reaktor mencapai 90\%)}$$

Asumsi : H₂O yang terbentuk dalam fase gas adalah 5% (y_{H₂O} = 5%) dari total gas yang terbentuk, maka mol H₂O yang terbentuk menjadi biogas sebagai berikut:

$$= \frac{y_{H_2O}}{1 - y_{H_2O}} \times (m_{CH_4} + m_{CO_2} + m_{H_2S})$$

$$= 0,03 \text{ Kmol} = 1,00 \text{ kg/jam}$$

Komponen	kg/jam	BM	IN (kmol)
CH ₄	9,72	16	0,61
CO ₂	8,46	44	0,19
H ₂ S	0,06	34	0,002
H ₂ O	1,00	18	0,06
Total			0,86

Jumlah VS hasil keluaran reaktor:

$$\text{VS hasil bawah reaktor} = 28,69 \text{ kg/jam} - (70 \% \times 28,69 \text{ kg/jam})$$

$$= 8,61 \text{ kg/jam}$$

Gas NH₃ dianggap mudah bereaksi dengan air sehingga menjadi hasil bawah reaktor. Senyawa NH₃ memiliki sifat yang mudah bereaksi dengan air.

Didapat neraca massa reaktor sebagai berikut ini.

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	7	8	9
VS	28,69		8,61
TS	13,97		383,96
H ₂ O	383,96		13,97
NaOH	0,03		0,03
CH ₄		9,72	
CO ₂		8,46	
H ₂ S		0,06	
NH ₃			0,8413
Subtotal	426,66	19,24	407,41
Total	426,66	426,66	

B. Menghitung Neraca Panas di Sekitar Reaktor

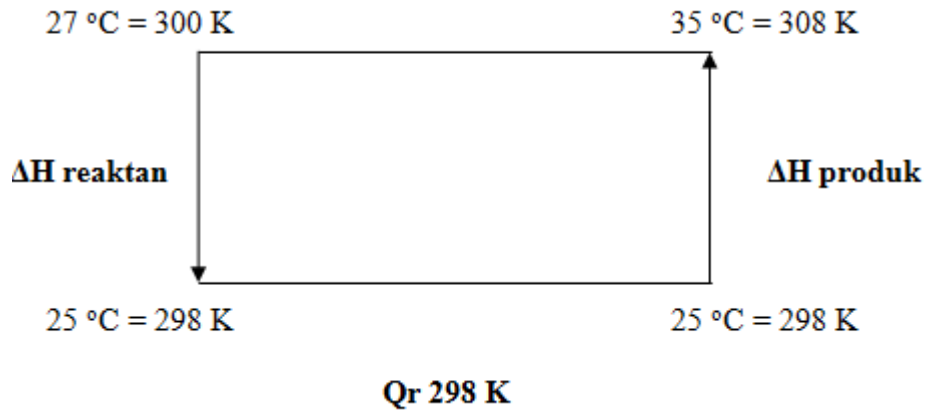
Data suhu :

$$T_{\text{input}} = 27 \text{ }^{\circ}\text{C} = 300 \text{ K}$$

$$T_{\text{output}} = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ K}$$

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

Neraca Panas Reaktor Biogas



Data kapasitas panas komponen padatan :

Perhitungan Cp dari sampah padat didapatkan dari jurnal “Public Health Reports : Vol. 70, No. 8, August 1955”

Table 3. Relationship between moisture content and specific heat of garbage ¹

Percent moisture	Specific heat of garbage	Percent moisture	Specific heat of garbage
100-----	1. 000	74-----	0. 826
95-----	. 97	73-----	. 82
90-----	. 93	72-----	. 81
85-----	. 90	71-----	. 806
84-----	. 89	70-----	. 80
83-----	. 886	69-----	. 79
82-----	. 88	68-----	. 786
81-----	. 87	67-----	. 78
80-----	. 866	66-----	. 77
79-----	. 86	65-----	. 766
78-----	. 85	60-----	. 73
77-----	. 846	55-----	. 70
76-----	. 84	50-----	. 665
75-----	. 83		

¹ Specific heat of water, 1.0; specific heat of garbage solids, 0.33.

Rumus metode Hurst dan Harison :

$$C_{ps} = \sum_{i=1}^n N_i \cdot \Delta_{Ei}$$

Dimana :

C_{ps} = Kapasitas panas padatan pada 298 K (J/mol.K)

n = Jumlah unsur atom yyang berbeda dalam suatu senyawa

N_i = Jumlah unsur atom I dalam senyawa

Δ_{Ei} = Nilai dari distribusi atom I pada tabel

Data kapasitas panas untuk komponen cairan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_{ref}}^{TR} c_p \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5} \right]_{T_{ref}}^{TR}$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
NH ₃	-182,157	3,36E+00	-1,44E-02	2,04E-05

Data kapasitas panas untuk fase gas:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
CH ₄	34,94	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
CO ₂	27,44	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
H ₂ S	3,93	1,49E+03		-2,32E-06	
H ₂ O	33,93	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

$$\int_{T_1}^{T_2} cp \cdot dT = \left[AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} \right]_{T_1}^{T_2}$$

Menghitung Q pemanas

Neraca Panas Masuk (ΔH_2)

Komponen	massa, kg/jam	$\int Cp \cdot dT$ (kj/kg)	ΔH_2 (kj/jam)
Sampah organik dengan kandungan air 90%	436,62	7,79	3321,27
NaOH	0,03	2,36	0,08
Total			3321,35

Neraca Panas Keluaran Atas (ΔH_5)

Komponen	massa, kg/jam	M, Kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$ (kj/kmol)	ΔH_5 (kj/jam)
CH ₄	9,72	0,61	366,23	221,85
CO ₂	8,46	0,19	385,72	74,26
H ₂ S	0,06	0,002	343,25	0,61
H ₂ O	1,00	0,06	336,01	18,75
Total				315,36

Neraca Panas Keluaran Bawah (ΔH_6)

Komponen	massa, kg/jam	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kg)	ΔH_6 (kJ/jam)
Sampah organik dengan kandungan air 95%	407,38	40,60	16539,38
NaOH	0,03	11,79	0,38
Total	407,41		16539,76

$$\Delta H_{in} \text{ total} = 3321,35 \text{ KJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} \text{ total} &= \Delta H_5 + \Delta H_6 \\ &= 16855,12 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q_{pemanas} &= \Delta H_{out} - (\Delta H_R + \Delta H_{in}) \\ &= 104307,2647 \text{ KJ/jam} - (0 + 23147,678) \text{ KJ/jam} \\ &= 13533,77 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

1. Menghitung air pemanas sebagai media pemanas dalam reaktor

$$T_s \text{ input} = 60^\circ\text{C}$$

$$P_s \text{ input} = 1 \text{ atm}$$

$$T_s \text{ Output} = 27^\circ\text{C}$$

$$P_s \text{ Output} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} q &= H_v(100^\circ\text{C}) - H_l(100^\circ\text{C}) \\ &= 137,95 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah steam yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= (dQ/dT)/q \\ &= 98,10 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (Kkal/jam)	
Panas masuk	793,82	Panas keluar	4028,47
Panas yang ditambahkan	3234,65	Panas reaksi	
Total	4028,47	Total	4028,47

C. Menentukan Volume reaktor

Laju alir massa (F) = 426,66 kg/jam

Densitas campuran = 373,11 kg/m³

Waktu tinggal gas (τ) = 35 hari

Tekanan gas = 1 atm

Faktor Kelonggaran = 20%

Laju alir volumetrik (Q) = 77,44 m³/hari

$V_t = Q \times \tau = 77,44 \text{ m}^3/\text{hari} \times 35 \text{ hari} = 960,55 \text{ m}^3$

$V_t \times \text{over design} = 960,55 \text{ m}^3 \times 20\% = 1152,66 \text{ m}^3$

D. Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Jenis : Silinder Vertikal

Head : *Torispherical dished head*

Bahan : *Stainless Steel SA 167 grade 10 tipe 310*

$V = 12.962,4148 \text{ m}^3$

Rasio H/D

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki ($H_s : D$) = 1 : 1

Volum silinder :

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^3}{4} \qquad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Volum head = $0,000049 \times D^3$ (Brownell hal 88 pers 5.11)

V tangki total = Volum silinder + Volum head

V = $(\pi D^3)/4 + (0,000049 \times D^3)$

Maka, D (Diameter tangki) = 11,3658 m = 37,2894 ft

Hs (Tinggi Silinder) = D = 11,3658 m = 37,2894 ft

Diambil ukuran standar tangki : (App., E, Brownell)

Diameter standar = 40 ft = 480 in = 12,1920 m

Tinggi standar = 42 ft = 504 in = 12,8026 m

Sehingga kapasitas standar tangki sebesar = 9.400 bbl = 1494,478 m³

Menentukan Tebal *shell*

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Stainless-steel SA-167, tipe 310 (Brownell & Young hal: 342)

Pertimbangannya : Slurry dalam reaktor bersifat asam dan waktu tinggalnya lama, sehingga mudah berkarat.

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Dimana,

t_s = tebal shell, in

r_i = jari-jari shell, (D/2), in

f = allowable stress, psi (Tabel 13.1 Brownell 251)

E = joint efisiensi tipe *double-butt weld* (Tabel 13.2 Brownell 254)

C = faktor koreksi, in (Tabel 6. Timmerhaus, 1991: 542)

P = internal pressure, lb/in²

Jika, diketahui data sebagai berikut:

ri = 240 in

f = 18750 psia (Tabel 13.1 Brownell 251)

E = 0.8 (Tabel 13.2 Brownell 254)

C = 0.125 in (Tabel 6. Timmerhaus, 1991: 542)

P = 17,642 psia

Sehingga, tebal shell adalah:

$$t_s = \frac{17,642 \text{ psia} \times 240 \text{ in}}{18750 \text{ psia} \times 0.8 - 0,6 \times 17,642 \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,407 \text{ in}$$

Diambil tebal standart yaitu $t_s = 0,4375 \text{ in}$

E. Head Design

1. Menentukan jenis Head

Head yang digunakan adalah jenis *Torispherical dished head*

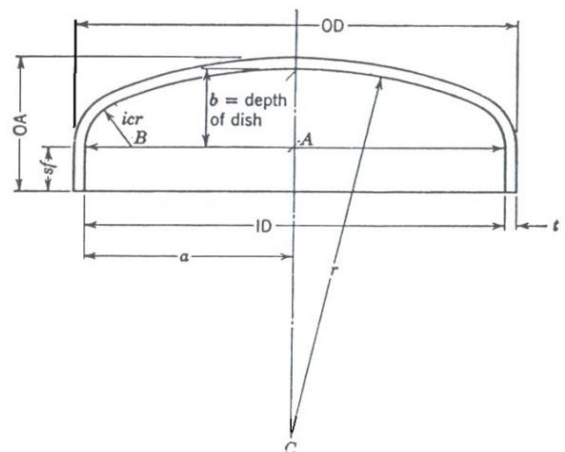
Keterangan :

T = tebal head, in

icr = inside corner radius, in

r = radius of dish, in

OD = outside diameter, in



ID = inside diameter, in

b = depth of dish, in

sf = Straight flange

2. Material : *Stainless Steel SA 167 grade 10 tipe 310*

3. Menentukan tekanan desain reaktor

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho(g/g_c)H_L}{144} = \frac{23,29 \text{ lb/ft}^3 \times (9,8/9,8) \times 13,7336 \text{ ft}}{144} = 6,0317 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 – 10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1983). Tekanan desain diambil 5% di atas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (14,7 + 0317)$$

$$P_{\text{desain}} = 21,7683 \text{ psi}$$

4. Menentukan tebal head (th)

$$t_h = \frac{0.885 P.r.c}{f.E-0,1.P} + C \quad \text{Eq. 13.2p.258 (Brownell and Young, 1959)}$$

keterangan :

P = Tekanan Perancangan, Psi

F = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, psi

E = Welded joint efficiency

D = Diameter, in

t_h = tebal head, in

C = faktor koreksi, in (Tabel 6. Timmerhaus, 1991: 542)

Jika, diketahui data sebagai berikut:

D = 480 in

f = 18750 psia (Tabel 13.1 Brownell 251)

E = 0.8 (Tabel 13.2 Brownell 254)

C = 0.125 in (Tabel 6. Timmerhaus, 1991: 542)

P = 16,6582 psia

Sehingga, tebal shell adalah:

$$t_h = \frac{0,885 \times 16,6582 \text{ psia} \times 480 \text{ in}}{18750 \text{ psia} \times 0.8 - 0,1 \times 16,6582 \text{ psia}} + 0.125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,62 \text{ in}$$

Diambil tebal standart yaitu $t_h = 0,75 \text{ in}$

5. Menentukan Tinggi Head

$icr = 6\% \times OD$ (For torispherical dished head in which the knuckle radius is 6% of the inside crown radius)

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 480 \text{ in} + (2 \times 0,4375 \text{ in})$$

$$= 480,875 \text{ in}$$

$$rc = 480,875 \text{ in}$$

$$icr = 6\% \times 480,875 \text{ in} = 28,8525 \text{ in}$$

Data *Stainless Steel SA 167 grade 10 tipe 310* (Apendix D, item 4)

$$F = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded but joint)}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 240 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 211,21 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 452,0225 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 399,6432 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 81,2318 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 5/8 in didapat sf = 1.5 - 3,5 in

Perancangan digunakan sf = 1,5 in

$$\begin{aligned} OA (H_h) &= th + b + sf \\ &= 0,75 \text{ in} + 81,2318 \text{ in} + 1,5 \text{ in} \\ &= 84,4818 \text{ in} = 6,9568 \text{ ft} = 2,1204 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal bottom slab} = 0,4375 \text{ in}$$

Sehingga tinggi total tangki = tinggi tangki + tutup (head +bottom)

$$= 12,8026\text{m} + 2,1204 \text{ m} + 0,4375 \text{ m} = 14,958 \text{ m}$$

F. Perancangan sistem pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah pompa dengan tipe *screw pump*. Alasan menggunakan pengaduk berupa pompa yaitu:

1. Pompa dapat membuat larutan bagian atas ikut teraduk secara sempurna. Sehingga, larutan teraduk secara homogen.

2. Apabila mengalami kerusakan mudah untuk diganti dan tidak membutuhkan waktu yang lama. Sehingga proses produksi dapat terus berjalan.

$$\text{Laju alir massa (F)} = 655,98 \text{ kg/jam} = 0,2613 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Densitas slurry organik } (\rho) = 373,11 \text{ kg/m}^3 = 23,2926 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas slurry organik } (\mu) = 0,00060 \text{ lbm/ft s}$$

$$\text{Laju Alir Volumetrik } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,2613 \text{ lbm/s}}{23,2926 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0112 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,0003176 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_{opt} = 0,363 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 0,0209 \text{ m} = 0,8228 \text{ in}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Appendix A.5 hal 892, Geankoplis)

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Schedule pipa} = 40$$

$$\text{OD} = 1,05 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,824 \text{ in}$$

$$\text{At} = 0,00371 \text{ ft}^2$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = 10293,7565$$

Effisiensi daya motor : $\eta = 70 \%$

$$\text{maka daya motor} = \frac{0,036 \text{ hp}}{0,7} = 0,05 \text{ hp}$$

Dipakai daya motor standar = 0,05 hp

G. Merancang Koil pemanas

Koil pemanas dirancang dengan alasan:

1. Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis rendah, sehingga membutuhkan suplai panas sebesar $8 \text{ }^{\circ}\text{C}$ dari $27 \text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Karena reaksi terjadi pada suhu 35°C , maka suhu di reaktor harus dijaga tetap pada suhu tersebut. Untuk menjaga agar suhu di dalam reaktor tetap pada $35 \text{ }^{\circ}\text{C}$ dengan menggunakan air pemanas.
2. Menentukan ukuran dan putaran koil.

$$\text{Laju alir massa (F)} = 426,65 \text{ kg/jam} = 0,2613 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Densitas slurry organik } (\rho) = 373,11 \text{ kg/m}^3 = 23,2926 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Viskositas slurry organik } (\mu) = 0,00059 \text{ lbm/ft}\cdot\text{s} = 2,1561 \text{ lbm/ft}\cdot\text{hr}$$

$$\text{Panas spesifik slurry organik (c)} = 8,67 \text{ kkal/kmol}$$

$$= 4,0300 \text{ Btu/lb}\cdot\text{Ft}$$

$$\text{Konduktivitas bahan (k)} = 0,381 \text{ Btu/}(\text{hr}\cdot\text{ft}^2)(\text{F/ft})(\text{Kern, 1959})$$

$$\text{Kecepatan putar pengaduk (N)} = 55,334 \text{ rev/hour}$$

$$\text{Laju Alir Volumetrik } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,2613 \text{ lbm/s}}{23,2926 \text{ lbm/ft}^3} = 0,0112 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,00032 \text{ m}^3/\text{s}$$

Kecepatan linear, $v = \frac{Q}{at} = 0,1 \text{ ft/s}$

Bilangan Reynold, $N_{Re} = \frac{L^2 N \rho}{\mu} = \frac{(49 \text{ ft})^2 \times 55,334 \frac{\text{rev}}{\text{hour}} \times 23,2926 \text{ lbm/ft}^3}{2,1561 \text{ lbm/ft.hr}}$

$$= 262.885,6169$$

$j_H = 2.000$ (Figure 20.2 hal 718 Kern)

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 2,8358$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1,1040$$

$$h_c = j \frac{k}{D} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-\left(\frac{1}{3}\right)} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,14}$$

$$= 9.331,0712 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$$

Bahan untuk koil adalah IPS 3 in, Sch 40 (Kern, Tabel 11)

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

a. Menghitung koefisien perpindahan panas, h_o

$$h_o = \frac{OD}{ID} x h_i$$

$$= 10.644,9645 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$$

b. Menghitung koefisien, U_c

$$U_c = \frac{(h_i x h_o)}{(h_i + h_o)}$$

$$= 4.972,40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

c. Menghitung H_d

$$R_d = 0,001 \quad (\text{Tabel 12 Kern, 1950})$$

$$H_d = \frac{1}{R_d}$$

$$= 1000 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

d. Menghitung koefisien U_d

$$U_d = \frac{(U_c \times h_d)}{(U_c + h_d)}$$

$$= 823,5632 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

e. Panas yang dibutuhkan

Dari perhitungan neraca panas pada reaktor, diketahui jumlah panas yang harus diserap oleh air pendingin adalah:

$$Q = 13.533,77 \text{ Kj/jam}$$

$$= 1282,754 \text{ Btu/jam}$$

f. Menghitung ΔT

$$T_1 = 27^\circ\text{C} \quad = 80,6 \text{ F}$$

$$T_2 = 35^\circ\text{C} \quad = 95 \text{ F. Maka } \Delta T = 14,4 \text{ F}$$

g. Menghitung luas permukaan perpindahan panas pada koil, A

$$A = \frac{Q}{(U_d \times \Delta T)} = 8,74 \text{ ft}^2$$

Eksternal surface IPS 1 ½ in sch 40 = 0,3180 ft²/ft (Fig.10, Kern)

Jika diameter helix (D satu putaran), Dh = 21 in = 1,75 ft

h. Luas permukaan tiap 1 putaran,

$$A_p = \pi \times 1,75 \text{ ft} \times 0,3180 \text{ ft}^2/\text{ft} = 1,7474 \text{ ft}^2$$

Maka jumlah putaran yang dibutuhkan = $\frac{A}{A_p} = 4,99 = 5 \text{ putaran}$

$$\text{Panjang koil} = \frac{A}{\text{external surface}} = 153,13 \text{ ft}$$

Dimana :

U = koefisien panas *overall* (btu/jam.ft².°F)

Q = panas yang harus diserap (btu/jam)

A = luas perpindahan panas (ft²)

h_i = nilai panas bagian dalam (btu/jam.ft².°F)

h_{io} = nilai panas bagian luar (btu/jam.ft².°F)

Hd = *dirty factor* (Btu/hr.ft².°F)

h_o = koefisien panas *overall* bagian luar (Btu/jam.ft².°F)

h_{oi} = diameter dalam referensi(Btu/jam.ft².°F)

Rd = *dirt of fouling factor* hr.ft².F/btu

Ud = koefisien perpindahan panas desain *overall*(Btu/jam.ft².°F)

Uc = *overall cleancoefisien*(Btu/jam.ft².°F)

Kesimpulan Koil Pemanas

No	Parameter	Nilai	Satuan
1.	Uc	4.972,4043	Btu/jam.ft ² .F
2.	Ud	823,5632	Btu/jam.ft ² .F
3.	A	8,7360	ft ²
4.	Jumlah putaran	5	Putaran
5.	Panjang koil	153,1315	Ft